

МАШИНЫ И АППАРАТЫ ПЕРЕРАБОТКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

ПРИМЕРЫ СОЗДАНИЯ

А. Н. Веригин, В. С. Данильчук, Н. А. Незамаев



www.e.lanbook.com



**ЭБС
ЛАНЬ**

**А. Н. ВЕРИГИН,
В. С. ДАНИЛЬЧУК,
Н. А. НЕЗАМАЕВ**

МАШИНЫ И АППАРАТЫ ПЕРЕРАБОТКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ ПРИМЕРЫ СОЗДАНИЯ

Учебное пособие

Под редакцией профессора А. Н. Веригина



САНКТ-ПЕТЕРБУРГ
МОСКВА
КРАСНОДАР
2018

ББК 35.111я73
В 32

Веригин А. Н., Данильчук В. С., Незамаев Н. А.

В 32 Машины и аппараты переработки дисперсных материалов. Примеры создания: Учебное пособие / Под ред. А. Н. Веригина. — СПб.: Издательство «Лань», 2018. — 800 с.: ил. — (Учебники для вузов. Специальная литература).

ISBN 978-5-8114-2760-4

Изложены основы создания безопасных, экологически чистых, высокопроизводительных и экономически выгодных технологий переработки дисперсных материалов, которые предполагают механическую обработку, классификацию, сушку, смешивание, гранулирование и дозирование дисперсных материалов, очистку газовых выбросов, что невозможно без всестороннего анализа имеющихся примеров, чему и посвящено данное пособие.

Рекомендуется студентам, обучающимся по специальностям «Автоматизированные производства химических предприятий», «Машины и аппараты химических производств», «Механическое оборудование и технологические комплексы предприятий строительных материалов, изделий и конструкций». Пособие может быть полезно аспирантам и инженерно-техническим работникам, занимающимся разработкой машин и аппаратов переработки дисперсных материалов.

ББК 35.111я73

Рецензенты:

А. В. АЛЕКСАНДРОВ — доктор технических наук, профессор, зав. кафедрой машин автоматизированных систем Санкт-Петербургского государственного университета промышленных технологий и дизайна;

О. М. ФЛИСЮК — доктор технических наук, профессор Санкт-Петербургского государственного технологического института (технического университета).

Обложка

Е. А. ВЛАСОВА

© Издательство «Лань», 2018

© Коллектив авторов, 2018

© Издательство «Лань»,
художественное оформление, 2018

Sapere aude! – Имей мужество
пользоваться собственным умом.

И. Кант

ПРЕДИСЛОВИЕ

Бурное развитие промышленности конца XIX – начала XX века основывалось на высоком интуитивном понимании и способности предвидения инженером будущей конструкции машины или аппарата, когда не существовало ни прототипа, ни методики расчета. Тогда были предложены многие из технических решений, дошедшие до наших дней.

Начало XX века инженеры совместно с учеными посвятили теоретическому обоснованию предложенных решений и созданию инженерных методов расчета. Дальнейшее интенсивное развитие технических наук способствовало созданию новой промышленности, способной удовлетворить самые невероятные запросы общества (человека). С появлением во второй половине XX века и бурным развитием ЭВМ создание объектов техники уже не представляется без использования современных достижений инженерной науки.

В настоящее время при создании объекта техники инженер обладает современными методами проектирования и техническими средствами их реализации. Программные средства в конкретной области инженерных знаний создаются специалистами самой высокой квалификации. Многолетний опыт, обобщенный на основе современных технических средств, многократно повышает возможности инженера, а следовательно, и качество создаваемой техники.

При использовании новых средств (программных) от инженера требуется понимание их сущности, грамотное их применение и способность оценить достоверность полученных при их применении результатов. В этих условиях на первое место выходит понимание инженером особенности решаемой проблемы, умение выбрать средства ее решения и способность к предвидению возможного исхода. При удовлетворении потребностей отдельного человека, группы людей (корпорации) или общества в целом современного инженера отличает понимание того, что необходимо создать, как создать и с использованием каких средств создать.

В этой связи следует начать формирование учебных образований, способных решать сложные проблемы подготовки принципиально новой генерации специалистов, обученных системной направленности мышления и обладающих целостным видением мира, техносферы и общества.

Необходимо своевременно уделить внимание решению этой ключевой проблемы современности. В противном случае повторится позорная история, которая произошла в Советском Союзе с кибернетикой – «продажной девкой империализма», что и стало одной из причин последующего технологического и, следовательно, экономического отставания страны, приведшее ее, в конечном итоге, к «демократическому краху». Как говорится, «кто не успел, тот опоздал», или «кто отстал от времени, тот отстал навсегда». Нужно понять, что

суть современного научного познания и, следовательно, высшего образования сводится к постановке, пониманию и решению междисциплинарных проблем.

Еще в древнекитайском учении Дао утверждалось, что «все в одном, и одно во всем». В этой связи приведем высказывание выдающегося российского ученого Н.Н. Моисеева: «Принцип материального единства мира и принцип развития – только такое соединение и может послужить гносеологической базой системы знаний, в которой однажды окажется уложенной растущая, как снежный ком, совокупность сведений о всех тех процессах развития, с которыми нас сталкивает человеческий опыт и которые являются лишь фрагментами единого процесса – мирового процесса самодвижения, самоорганизации материи!»

Назрела насущная потребность перехода на целостную системную концепцию современного технического, естественнонаучного и гуманитарного образования.

В этой связи представляется своевременным издание учебных пособий, которые призваны обобщить в рамках единой теории опыт, накопленный в различных отраслях промышленности, по созданию современных объектов техники. В нашем случае машин и аппаратов по переработке дисперсных материалов.

Под термином *теория* (от *греч.* рассмотрение, исследование) понимается система обобщенного знания, объяснения тех или иных сторон действительности. Она представляет собой высшую, самую развитую форму организации научного знания, дающего целостное представление о закономерностях и существенных связях определенной области действительности – объекта данной теории.

Теория, обобщая практический опыт, должна объяснять интересующие факты, взятые в совокупности, открывать в эмпирическом материале действие соответствующих законов, сводить эти законы в единую систему. Роль теории не ограничивается обобщением опыта практической деятельности и перенесением его на новые ситуации, а связана с творческой переработкой этого опыта, благодаря чему теория открывает новые перспективы перед практикой, расширяет ее горизонты.

Для обеспечения требуемой объяснительно-предсказательной результативности теория должна использовать средства четырех уровней структуры построения научного познания. Абстрактные высшие уровни – это мировоззренческие установки и вытекающие из них междисциплинарные, общенаучные концепции в виде различного рода подходов, образующих точку зрения для изучения интересующих объектов. Низшие, конкретные уровни – это предметные методики и вытекающая из них техника проведения исследований, строящаяся на высокоспециализированном знании изучаемых объектов.

Теория может иметь различную степень общности: чем выше эта степень, тем ближе данная теория к философии. Она бессильна, если строится на использовании только общенаучного подхода, без органической увязки с конкретной практической областью применения.

Опыт, накопленный в области машиностроения, показывает, что коренная перестройка химического производства должна быть направлена на создание высокоавтоматизированных и способных к адаптации в условиях конкретного технологического процесса технических средств. Он не может быть механиче-

ски использован в рассматриваемом нами случае. Бесспорными являются следующие положения:

- создание новых технических средств в химической технологии должно опираться на последние достижения науки;
- эффективное использование последних достижений науки в практике возможно только при обоснованном выборе объекта научных исследований.

В нашем случае объект проектирования опирается на два начала:

- химическую технологию как основу получения химических продуктов необходимого качества с заданными потребительскими свойствами;
- технологию химического машиностроения как основу создания технических средств, которые позволяют реализовать конкретную технологическую операцию.

Объектом, в полной мере отвечающим этим двум началам, может стать химико-технологический агрегат (ХТА). Почему именно такое название? Химико-технологический – указывает на принадлежность объекта проектирования к химической технологии. Агрегат – указывает на его принадлежность к химическому машиностроению и, в отличие от отдельных машин и аппаратов, имеет комплексный характер. *Под ХТА как технической системой, основные признаки которой относятся к области техники, понимается совокупность процессов, протекающих при проведении отдельной технологической операции, и технических средств для их осуществления.*

Техническая система (ХТА) не является изолированной, поскольку она взаимодействует с внешней средой. В этом взаимодействии проявляются функции системы, т.е. степень достижения той цели, для которой данный ХТА был создан. Функциональный аспект определяется характером технологической операции, которую должен выполнять ХТА. Потенциальные возможности функционирования ХТА, присущие ему внутренне, ограничиваются воздействием на него внешней среды. Степень реализации функций ХТА зависит от уровня его совершенства, которое закладывается при проектировании и обеспечивается в сфере машиностроительного производства. *ХТА – это реальный материальный объект, который является самостоятельным машиностроительным изделием и включает отдельные аппараты, машины, вспомогательное оборудование, приборы КИП и АСУТП.*

С этих позиций целесообразно рассмотреть ХТА в трех сферах его существования: эксплуатации, производства и проектирования. Каждая из них достаточно независимо выдвигает свои требования к ХТА. Техническое совершенство ХТА задается требованиями химического производства (сферы эксплуатации), определяется уровнем сферы его производства и закладывается при проектировании. Посредством ХТА как бы осуществляется связь между химическим и машиностроительным производствами через проектирование.

В **сфере эксплуатации** можно выделить две задачи, решение которых позволит определить:

- наиболее эффективные условия применения уже созданного ХТА;
- требования сферы эксплуатации к вновь создаваемым ХТА.

В первом случае ХТА выступает в сфере эксплуатации как конкретный объект с определенной совокупностью свойств, достигнутых в сфере производства. Степень реализации этих свойств зависит от его соответствия другим элементам производственного процесса, а именно от соответствия:

- предмета (объекта) труда свойствам ХТА;
- форм организации производственного процесса свойствам ХТА;
- свойств отдельно взятого ХТА свойствам других ХТА единого производственного процесса;
- свойств ХТА уровню квалификации и подготовленности обслуживающего персонала.

Во втором случае при выборе объекта проектирования необходимо обеспечить такие его свойства, без которых невозможна его эффективная эксплуатация в самых различных производствах. Объект проектирования должен:

- включать необходимые технические средства для осуществления некоторой технологической операции;
- иметь возможность адаптироваться в условиях конкретного производственного процесса;
- обеспечивать комплексное использование и полную рекуперацию внешних и внутренних материальных и энергетических ресурсов.

В полной мере перечисленным требованиям может отвечать только ХТА. Данные требования не зависят от характера конкретной технологической операции, для выполнения которой создается технический объект.

Достижимый уровень технического объекта в *сфере производства* определяют:

- общий уровень развития науки и техники как в сфере производства, так и в сфере его эксплуатации;
- потенциал развития технологических принципов, на которых основывается создание данного типа технического объекта;
- наличие (или отсутствие) ранее разработанных и выпускаемых моделей данного типоразмера;
- наличие (или отсутствие) типового размерного ряда выпускаемых технических объектов;
- наличие (или отсутствие) унифицированных элементов, использование которых возможно в выпускаемом техническом объекте.

Будущее технического объекта закладывается в *сфере проектирования* и предопределяется сочетанием трех показателей: эффективности, стоимости и времени.

Понятие *эффективность* связывается с достижением определенной цели объектом проектирования, т. е. с сопоставлением необходимого технологического эффекта с полученным. Достигнутая на практике эффективность зависит от того, как успешно при проектировании будут увязаны стоимостные и временные показатели.

Конечный эффект от использования объекта существенно зависит от вложенных в него денежных средств *стоимости*. В зависимости от конкретных

условий могут рассматриваться показатели стоимости: проектирования, создания, эксплуатации в течение заданного периода, соотношение между которыми зависит от конкретных условий изготовления и принятых проектных решений. Денежные средства, затраченные на проектирование и создание технического объекта, должны соизмеряться с его эффективностью на стадии эксплуатации.

Так как проектные решения оказывают влияние на сроки проектирования, то для анализа важен временной показатель – *время*. В качестве такого показателя могут выступать время изготовления объекта, время монтажа и запуска объекта, гарантийный срок эксплуатации объекта.

Чем меньше время проектирования и запуска технического объекта, тем быстрее могут быть возвращены средства, затраченные на его создание. Показатели объекта проектирования *эффективность – стоимость – время* взаимосвязаны. Сразу после изготовления, испытания и пуска в эксплуатацию объект обладает наивысшей эффективностью и основные стоимостные затраты уже сделаны. К окончанию периода эксплуатации эффективность снижается до некоторого допустимого уровня при незначительном росте стоимости. Изменение эффективности объекта, с одной стороны, определяется изменением условий его применения, с другой – заложенными в нем проектными решениями.

Именно выбор ХТА в качестве объекта проектирования позволяет наилучшим образом обеспечить взаимосвязь показателей эффективности – стоимость – время. Он способен обеспечить сохранение эффективности при минимальной стоимости в течение периода эксплуатации.

Проведенный краткий анализ показывает, что *научное направление, связанное с созданием автоматизированных производств химической технологии на основе ХТА*, распадается на разработку ряда взаимосвязанных проблем.

Системный анализ объектов химической техники, как общая методология научных исследований, решает задачу описания особенностей их конструкции и закономерностей функционирования.

Управление качеством объектов химической техники связано с разработкой неформальных методов принятия решений при их проектировании.

Инженерный анализ объектов химической техники направлен на обеспечение надежности их эксплуатации в условиях конкретного производства.

Экономическое моделирование объектов химической техники – общая стратегия принятия решения в условиях неопределенности и риска на основе обоснованных критериев оценки их качества.

Решение перечисленных системных проблем напрямую связано с разработкой общих понятий системности и созданием на их основе автоматизированных средств управления процессом проектирования.

Предлагаемое читателю пособие содержит шесть глав.

Первая глава посвящена механической обработке дисперсных материалов – механической активации, окатке и измельчению. Предложена единая концепция механической обработки дисперсных материалов.

Во *второй главе* рассмотрена классификация дисперсных частиц по размерам. Основное внимание уделено наиболее эффективному способу разделения – воздушной классификации. В том числе и тонкодисперсных материалов.

Основы сушки дисперсных материалов излагаются в *третьей главе*, где помимо конструкций сушилок изучаются особенности тепломассопереноса в системах газ – твердое тело.

Четвертая глава посвящена смешиванию дисперсных материалов. Описаны основные смесители, предложен новый подход к оценке качества смеси, модели описания динамики смешивания.

Использование при переработке дисперсных материалов в качестве несущей среды газа (воздуха) приводит к необходимости его очистки (*глава пятая*). Первой ступенью очистки являются циклоны, так они позволяют вернуть дисперсный материал для дальнейшей переработки. Вторая ступень – скрубберы, которые обеспечивают санитарную очистку газовых выбросов. При необходимости более тонкой очистки можно использовать метод конденсационного улавливания.

Примеры технологии переработки дисперсных материалов приведены в *шестой главе*. Она призвана показать особенности таких производств. Научить их правильной организации. Объяснить многообразие используемого оборудования для проведения одних и тех же процессов.

Пособие написано так, чтобы каждый читатель в зависимости от его целей – познавательных или практических – мог найти ответы на интересующие его вопросы.

Познавательные цели связаны со стремлением читателя правильно понять и всесторонне оценить сложность решаемых задач при создании новых технических объектов.

Практические цели – вооружить читателя средствами и методами для численной оценки принимаемых технических решений при проектировании химической техники.

Намеренный недостаток строгости некоторых математических описаний целиком задуман авторами. Пособие достигнет своей цели, только если сможет вызвать интерес к проблемам проектирования технологического оборудования. При таком интересе читатель просмотрит более строгие в плане математических выкладок работы, где найдет более детальное и точное обсуждение основных идей, изложенных в пособии.

Понимая, что учебное пособие не свободно от недостатков, и учитывая разнообразие и сложность освещаемых вопросов, а в некоторых случаях новизну рассматриваемого материала, критические замечания по содержанию и форме изложения, а также пожелания будут приняты с благодарностью.

Замечания просьба направлять по адресу: Московский пр., 26, Санкт-Петербург, 190013, Санкт-Петербургский государственный технологический институт (технический университет), кафедра «Машины и аппараты химических производств».

ГЛАВА 1. МЕХАНИЧЕСКАЯ ОБРАБОТКА ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

1.1. ТЕХНИКА МЕХАНИЧЕСКОЙ ОБРАБОТКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

1.1.1. Проблемы механической обработки дисперсных материалов

Механическая энергия относится к числу наиболее широко применяемых в технологии видов энергии. Различное сырье и материалы в огромных масштабах подвергаются измельчению на химических, металлургических, машиностроительных, пищевых предприятиях. Как видно из табл. 1.1.1, количество измельчаемых веществ во всем мире превышает 1 млрд т в год. Около 4% мировых энергетических затрат приходится на операции измельчения различных технических продуктов. Механическая обработка проводится, как правило, путем прямого механического воздействия на вещество. Другая, также весьма значительная часть механической энергии расходуется на приведение в движение механизмов и машин. При этом 30–50% вырабатываемой механической энергии уходит на трение в различных машинах и передаточных механизмах.

Таблица 1.1.1

Средний расход энергии, производимые количества некоторых материалов и доля приходящейся на них энергии от общего потребления энергии в мире

Материалы	Расход энергии, кВт·ч/т	Количество продукта, 10 ⁶ т/год	Потребление энергии, %
Уголь	7	2940	2,1
Цемент	67,5	640	7,7
Железные руды	40	480	3,4
Фосфатные руды	40	110	0,8
Калийные руды	0,5	100	0,01
Каменная соль	7	122	0,15
Неорганические красители	880	3	0,5

Из изложенного видно, что оборудование обладает значительной производственной мощностью, следствием чего являются большая материалоемкость и высокие эксплуатационные затраты.

При разработке эффективного технологического процесса и оборудования для механической обработки различных дисперсных материалов необходимо учитывать многие факторы: оптимальное сочетание технологических требований и технических возможностей существующих аппаратов; количество и качество готовой продукции; возможность перехода от лабораторного к промышленному оборудованию; возможность совмещения разных процессов в одном аппарате.

Эти факторы позволяют сформулировать основные требования к современному технологическому процессу и эффективному оборудованию для его реа-

лизации. Возникающие при этом проблемы необходимо решать, применяя современные методы анализа, моделирования, оптимизации и проектирования.

Проблемы математического моделирования. Отличительной чертой процессов и аппаратов для механической обработки являются высокое потребление ими энергии и их металлоемкость. Они имеют определяющее значение в объеме энергетических затрат, характеризующих эффективность производства. Реализуются они в самых разнообразных по принципу действия и конструкций агрегатах. Фактические производительность и удельный расход электроэнергии, как правило, не достигают установленных расчетных величин. Это объясняется отчасти неоптимальной организацией процесса и в основном несовершенством используемых методик расчета мельниц. Традиционные методики расчета мельниц и схем основаны на эмпирических соотношениях, сходных по характеру описания и структуре их уравнений, разработаны для мельниц малых габаритов. Они недостаточно учитывают свойства измельчаемых материалов, конструктивные особенности агрегатов, их взаимосвязь в технологической схеме и носят ведомственный характер.

Оптимальные модели и методы расчета на их основе должны включать:

- выявление минимального числа наиболее значимых факторов, определяющих процесс;
- отражение широкого диапазона возможного варьирования параметров;
- соблюдение требований наглядности и удобства в использовании математического описания при сохранении достаточной для практики степени его адекватности.

Любое усложнение модели с целью учета большего числа факторов ведет к увеличению числа параметров, резкому росту объема экспериментальных работ для определения величин параметров. При этом в силу нестабильности показателей процесса точность и информативность практических расчетов увеличиваются незначительно или не увеличиваются вовсе.

В составе модели изучаемого процесса можно выделить две составляющие – структуру потока и кинетику обработки.

При разработке **кинетической модели** учитывается тот факт, что механическая обработка протекает в две стадии. На 1-й стадии разрушение твердых тел идет по наиболее слабым местам (трещинам, микродефектам, порам), число которых падает с уменьшением размера частиц. На 2-й стадии разрушение определяется микроструктурой твердых тел. По мере повышения дисперсности материалов оно приобретает обратимый характер и можно различить две составляющие. Первая – разрушение частиц внешней силой, вторая – агрегация частиц как самопроизвольная, так и вызванная внешними сжимающими усилиями. Разрушение целесообразно описывать на основе формальной схемы $A \rightarrow B$, $B \leftrightarrow C$. В ряде случаев можно выделить лимитирующую стадию и упростить модель. Например, если превалирует агрегирование, то кинетика измельчения может быть представлена схемой $A \leftrightarrow C$. Для материалов, не склонных к агрегированию, измельчаемых мокрым способом, процесс может быть описан схемой $A \rightarrow B$; $B \rightarrow C$.

Исследование кинетики измельчения позволяет дать практические рекомендации по организации процесса. Так, если кинетика измельчения удовлетворительно описывается двумя стадиями $A \rightarrow B$, $B \leftrightarrow C$, то можно установить граничную дисперсность продукта, начиная с которой происходит резкое уменьшение скорости диспергирования. Данный параметр, очевидно, должен соответствовать дисперсности материала, направляемого на классификацию в установках замкнутого цикла. В случае осуществления процесса по схеме $A \leftrightarrow C$ для его интенсификации необходимо использовать ПАВ.

Исследования в лабораторных условиях измельчения большого числа материалов показали правильность моделирования кинетики измельчения путем расчленения процесса на отдельные стадии согласно следующим схемам: $A \rightarrow B$, $B \leftrightarrow C$; $A \rightarrow B$; $A \rightarrow B$, $B \rightarrow C$; $A \leftrightarrow C$. Причем для описания измельчения на каждой из стадий используются формулы, аналогичные уравнениям скорости химической реакции.

Механическая обработка материалов производится в агрегатах с различной геометрией, в ряде случаев объединенных в систему способом механического воздействия. Для описания **структуры потока** материала в них могут применяться различные математические модели. Мельницы относятся к аппаратам с ярко выраженной неоднородностью распределения отдельных элементов потока по времени пребывания. Эти потоки зависят от геометрии мельниц, параметров и условий их работы.

Например, конструкция мельниц самоизмельчения и незначительная протяженность в осевом направлении способствуют интенсивному перемешиванию твердых тел, поэтому не следует ожидать появления сколько-нибудь заметных градиентов свойств материала по длине мельницы. Указанное обстоятельство является общим свойством мельниц мокрого и сухого самоизмельчения. Это позволяет при математическом моделировании структуры потока принять за основу модель идеального смешения или комбинированную на ее основе.

Во многих мельницах дисперсность материала по длине мельницы не остается постоянной. Поэтому расчет в этом случае нужно вести либо по ячеечной, либо по диффузионной модели, которые позволяют учесть изменение дисперсности по длине. Например, для описания структуры потока материала в трубных цементных мельницах в зависимости от их геометрии можно использовать модель идеального вытеснения и ее комбинации – диффузионную и ячеечную.

В общем случае задача расчета механической обработки дисперсных материалов сводится к выбору оптимальной структуры технологических связей между аппаратами и определению оптимальных режимных и конструктивных параметров ХТА, которые обеспечивают обработку заданного количества материала в соответствии с предъявляемыми требованиями к готовому продукту. С помощью математических моделей могут быть решены следующие вопросы: определение производительности мельницы и дисперсности продукта, оптимального числа и соотношения длин камер мельницы, объема и ассортимента загрузки камер мелющими телами, диаграммы помола мельниц, величин и составов массовых потоков через заданные аппараты технологической схемы.

На практике при проектировании новых ХТА механической обработки дисперсных материалов, их модернизации наиболее часто возникают задачи сравнения и оценки возможных вариантов: выбор набора помольного оборудования из числа возможных, выбор структуры технологических связей между элементами ХТА.

Перспективным способом механической обработки дисперсных материалов является самоизмельчение. При этом максимальная производительность ХТА в целом определяется пропускной способностью первой стадии. В отличие от шаровых, роль мелющих тел в мельницах самоизмельчения выполняют крупные куски материала. Существует динамическое равновесие между измельчающей средой и измельчаемым продуктом. В соответствии с этим модель самоизмельчения дисперсных материалов должна учитывать разницу в характере измельчения крупных кусков материала *A*, выполняющих роль мелющих тел, и более мелких кусков измельчаемого материала *B*. Самоизмельчение протекает по схеме $A \rightarrow B \rightarrow C$. Во входном потоке содержатся материалы *A* и *B*. Материал *A* из мельницы удален быть не может прежде, чем он измельчится и перейдет в *B*. Следовательно, в отношении *A* мельница может быть рассмотрена как полупериодический аппарат идеального смешения.

Так как в мельнице периодического действия по мере протекания измельчения сокращаются число и размер кусков, выполняющих роль мелющих тел, соответственно уменьшается и скорость измельчения, константа которой принимается переменной и пропорциональной числу частиц данного класса.

Методика расчета производительности промышленных мельниц самоизмельчения включает определение констант скорости самоизмельчения материала конкретного месторождения в полупромышленной мельнице, необходимого времени пребывания его в промышленной мельнице и, в конечном итоге, производительности мельницы для получения заданной дисперсности.

Математическая модель ХТА механической обработки представляет собой совокупность уравнений материальных балансов и уравнений, учитывающих гидродинамическую обстановку в мельницах, кинетику обработки, качество сепарации. На основе рассчитанных величин дисперсностей проходящих через аппараты потоков может быть осуществлен выбор основного технологического и транспортного оборудования на стадии проектных разработок.

Проблемы организации технологического процесса. Для повышения эффективности и интенсификации работы ХТА измельчения большой мощности перспективным направлением является создание технологии обработки, в основу которой положены новые принципы организации процессов. Такая технология предусматривает:

- работу ХТА в оптимальном режиме, определенном технологическим расчетом на основании математических моделей;
- передачу функций управления на технологический процесс, реализуемый в параллельно работающей малогабаритной мельнице, осуществляющей непрерывный учет физико-химических свойств обрабатываемого материала, конкретных условий обработки и их изменений в ходе эксплуатации;

- управление эффективностью процесса по непрерывно контролируемому энерготехнологическому критерию – удельному расходу электроэнергии;
- подачу материала в режиме регулируемых циклов;
- секционирование материальных потоков в мельницах.

Один из перспективных путей создания эффективных технологий механической обработки – технологии обработки с регулируемыми циклами, сущность которых заключается в том, что подачу материальных потоков в зону обработки осуществляют по специально организованной программе, определяемой на основе математических моделей процесса с учетом его гидродинамических особенностей. Эффективность механической обработки в режиме работы с регулируемыми циклами изучена на многих мельницах, при обработке различных материалов. Показано, что перевод мельниц на циклический режим обеспечивает снижение удельных затрат энергии на 10–30%.

Основные причины, обуславливающие эффективность использования регулируемых циклов, следующие: упорядочение и выравнивание скорости движения частиц материала, снижение продольного перемешивания и поперечной неравномерности потоков, повышение энерговооруженности процесса за счет его сдвига в область максимальной потребляемой мощности, что способствует повышению скорости обработки и движущей силы процесса. Это подтверждается увеличением константы скорости обработки, сужением спектра дисперсного состава и возрастанием коэффициента эффективности мельниц.

Проблема производства веществ высокой чистоты. Исходные физико-механические характеристики веществ и требования, предъявляемые к ним после механической обработки, также во многом определяют метод и аппаратное оформление процесса. Современная техника обработки использует такие известные способы воздействия, как раздавливание, истирание, раскалывание, удар, а также их сочетание, позволяет получать продукты с различным спектром размеров частиц. Широкое внедрение этой аппаратуры для обработки особо чистых веществ серьезно ограничивается из-за намола примесей конструкционных материалов в продукт.

Практическое отсутствие стандартного специализированного оборудования для размолва веществ высокой чистоты отразилось на довольно низком уровне технического оснащения и оформления процессов измельчения этих производств. Подавляющее число действующих установок – это барабанные шаровые мельницы общего назначения, мельницы, выполненные из фарфора и за редким исключением из других материалов, в основном периодического действия с низкой степенью механизации, характеризующиеся большим износом рабочих органов и невысокой производительностью.

Приемлемость тех или иных аппаратов, целесообразность совершенствования существующих или разработки новых конструкций в значительной мере определяют износ их элементов, являющихся основным источником загрязнений по сравнению с другими (коррозия, диффузия).

Для ХТА раздавливающего и истирающего действия более характерен абразивный износ, при котором разрушение рабочих органов происходит при их непосредственном взаимодействии с массой частиц в зоне трения (контакта).

Воздействие частиц на изнашиваемую поверхность в большей мере зависит от их формы и степени закрепленности на ней, соотношения механических свойств частиц и материала рабочего элемента, от действующих нагрузок. По этой причине сам механизм износа может изменяться от упругого деформирования до наиболее опасного – микрорезания. Наряду с высокой прочностью важным свойством конструкционных материалов при трении в среде абразива считается способность поглощать абразивные частицы и удерживать их.

Идеальным является такой материал, который легко удерживает слой порошка на своей поверхности, а при нарушении контакта освобождается от него. Уникальными свойствами в этом плане обладают эластомеры и полимеры. Однако относительно низкие их прочностные характеристики в случае сильного нагружения (при размоле достаточно твердых частиц) не всегда могут компенсироваться указанными выше свойствами. Аналогичный эффект, но с использованием «твердых подложек» был достигнут искусственно за счет применения различных конфигураций рабочих поверхностей, пористых материалов и реализован при измельчении высокочистых продуктов в валковых мельницах.

Для широко распространенных мельниц ударного действия более характерен эрозионный износ потоком абразивных частиц. Мельницы этого типа менее энергоемки (в среднем работа дробления ударом составляет порядка 42% от работы при разрушении раздавливанием), более производительны, компактны. Они наиболее приспособлены для размола вещества в режиме самоизмельчения, когда обеспечивается сохранение чистоты продукта. Эффективность самоизмельчения резко возрастает с увеличением скорости частиц, оптимальное значение которой при разрушении ударом составляет 200–300 м/с и более.

В результате рассмотрения условий и уровня загрязнения веществ установлено, что при механической обработке чистых дисперсных материалов рациональной схемой нагружения является лобовой удар – скольжение на слое самофутеровка. В основу положен принцип самоизмельчения частиц и самофутеровка поверхности. Когда для обработки подобных продуктов используются значительные объемы воздуха или газа, как в струйных, вихревых и других мельницах, то только мер, ограничивающих износ, может оказаться недостаточно. Необходимо проведение мероприятий по очистке газа от примесей.

Возможности измельчения высокочистых веществ резко снижаются с увеличением их абразивных свойств и находятся в большой зависимости от наличия конструкционных материалов с необходимыми характеристиками. Активный поиск и внедрение высокопрочных, износостойких, в идеале чистых или с ограниченным содержанием лимитированных примесей металлов, сплавов, керамики, пластмасс, создание и испытание новых материалов остаются действенным рычагом расширения возможностей и совершенствования мельниц.

Соппротивление материалов износу связано с условиями воздействия на них частиц порошка. Поэтому неотъемлемой частью в успешном разрешении этих вопросов и важнейшим звеном проблемы механической обработки продуктов без загрязнений является обоснованный выбор способа их обработки и конструкции аппарата, обеспечивающих оптимальное взаимодействие вещества и рабочей поверхности, исходя из реальных технических возможностей. В мель-

нице такого назначения очень важно реализовать высокую степень самоизмельчения продукта, минимальный по времени и площади контакт с рабочими элементами, оптимальное распределение и направление силового нагружения рабочей поверхности, ее защиту от разрушения путем самофутерования измельчаемым веществом или соответствующими износостойкими и чистыми материалами.

Достигаемые показатели качества выпускаемых и разрабатываемых вновь продуктов иногда оказываются ниже, чем в действительности могут обеспечить применяемые способы очистки и технологические приемы их получения, а также используемая аппаратура. Этот уровень ограничивается фоном загрязнений окружающей воздушной среды помещений, в которых производятся вещества.

В малотоннажных производствах, когда механическая обработка высокочистых веществ может проводиться периодически отдельными порциями (партиями), представляется целесообразным применение мельниц с герметичными съемными камерами контейнерного типа. Загрузка продукта в них может осуществляться, например, в боксах (шкафах) с ламинарным потоком очищенного воздуха или зонах со специальным микроклиматом, после чего камера герметизируется и устанавливается на приводную часть мельницы, которая может быть размещена в помещениях с обычными условиями для эксплуатации данного оборудования. Контейнер (помольная камера) с измельченным продуктом доставляется в защитный бокс для разгрузки.

Дальнейшее развитие промышленного выпуска особо чистых веществ тесно связано с организацией их производства на основе отдельных ХТА. Такое формирование технологических схем делает их более унифицированными и позволяет более оперативно и в полной мере использовать имеющийся парк оборудования при наработке широкой номенклатуры высокочистых веществ с учетом специфики их получения.

Проблема масштабирования. При разработке оборудования для механической обработки особое место занимает проблема масштабирования. Сущность ее сводится к нахождению условий, при которых возможен непосредственный перенос опытных данных, полученных для данного процесса, с одного масштаба аппарата на другой или соответственно с лабораторной установки на аппарат промышленного масштаба.

Успешное прогнозирование степени измельчения в промышленной установке в значительной мере зависит от того, насколько корректно учитывается влияние гидродинамической обстановки в аппарате на протекание процесса. Обычно при увеличении размеров технологических аппаратов наблюдается снижение их эффективности. Это явление в химической технологии получило специальное название – *масштабный эффект*. Причина его носит в основном гидродинамический характер (изменение структуры потоков дисперсных частиц и несущей фазы в аппарате) и заключается в неравномерном распределении потоков по рабочему объему аппарата, деформацию которых трудно предсказать при укрупнении аппарата.

В настоящее время для описания влияния масштабного фактора с позиций математического моделирования существуют два направления.

В *первом*, уже традиционно сложившемся направлении, масштабный переход рассматривается как деформация математической модели при изменении геометрических размеров, характеризующих аппаратное оформление процесса. Общая схема масштабного перехода в рамках данного направления может быть следующей:

- на лабораторном аппарате с использованием модельных материалов определяют модели структуры потоков и снимают кинетику механической обработки с постановкой соответствующих экспериментов, из обобщенного математического описания получают адекватную математическую модель процесса в лабораторном аппарате;

- для предварительной оценки размеров опытно-промышленного аппарата используют равенство среднего времени пребывания (или равенство функций распределения времени пребывания) в лабораторном и опытно-промышленном аппаратах;

- проводят аналогичный комплекс исследований на опытно-промышленном аппарате и оценивают степень деформации математической модели;

- делают прогноз промышленного аппарата: с учетом коэффициентов деформации модели строят математическую модель аппарата, с помощью которой проводят его оптимальное проектирование.

Второе направление полностью исключает промежуточные опытно-промышленные стадии разработки, предполагает исследования только на лабораторной модели аппарата и основано на вариационном подходе. Рабочий объем аппарата представляется в виде совокупности взаимодействующих областей с характерной структурой потоков, формируемых конструкцией аппарата, застойных зон, ячеек полного перемешивания, диффузионных зон, областей байпасирования и рециркуляции. Распределение полей массы, импульса и энергии устанавливается на лабораторном аппарате путем постановки специальных экспериментов.

Структура потоков в рабочем объеме аппарата, состоящем из областей, описывается совокупностью векторных функций, в состав которых входят режимные и конструктивные переменные, а также параметры подстройки. При этом предполагается, что режимные и конструктивные переменные при переходе от лабораторной модели к промышленному аппарату в определенной области их значений не искажают структуры векторных функций и приводят лишь к изменению параметров подстройки. Проблема построения математической модели промышленного аппарата сводится к формулировке необходимых условий сохранения вида векторных функций в заданной области конструктивных и режимных переменных и выполнению условий их сопряжения путем подстройки параметров.

Проблемы механохимических превращений. Реакционную способность твердых веществ можно существенно повысить путем механической обработки. Например, поверхностные пленки при механической обработке удаляются, и гетерогенная реакция определяется уже не диффузией через эти пленки, а

взаимодействием со свежей поверхностью. При этом скорость реакции многократно возрастает. Благодаря этому многие механохимические реакции идут со столь высокой скоростью, что на их основе можно разработать совершенно новые технологические методы.

При механической обработке реакционная способность твердых веществ часто существенно усиливается. Скорость реакции иногда возрастает на несколько порядков благодаря механической активации, что может обеспечить улучшение пространственно-временных параметров процесса.

Многие механохимические реакции идут при существенно пониженной температуре с такими же скоростями, как при тепловой активации, требующей высокой температуры. В ряде случаев помимо ускорения процесса проведение реакции при пониженной температуре позволяет повысить конечный выход продукта за счет благоприятного сдвига положения равновесия.

Некоторые побочные продукты, которые не удавалось использовать в классических технологических схемах, могут быть переработаны в высококачественные промышленные материалы путем механической активации. В качестве примера отметим механическую регенерацию отработанных катализаторов гидрирования, которые уже невозможно использовать из-за резкого уменьшения удельной поверхности и забивания пор конденсатами и которые после примерно пятикратной химической регенерации приходится выбрасывать.

Механическая обработка твердых веществ с целью их активации в промышленных масштабах – одна из наиболее энергоемких стадий в переработке сырья. Можно доказать, что этот процесс превосходит другие, стандартные классические способы переработки в том отношении, что дополнительные затраты энергии на механическую активацию, ухудшающие энергетические показатели, с лихвой компенсируются другими технологическими преимуществами, обусловленными применением механохимической реакции. Эти преимущества перечислены ниже.

Во-первых, путем механической активации удастся получить нужные материалы из сырья, которые невозможно или сложно переработать другими способами.

Во-вторых, механическая обработка позволяет получить продукт в такой форме, которая облегчает или улучшает технологические параметры его дальнейшей переработки.

В-третьих, ряд химических реакций идет с экономически целесообразной скоростью лишь при высоких температурах. Часто приходится сочетать высокие температуры с высокими давлениями. Механохимический синтез имеет два преимущества перед классической схемой с применением высокого давления. Реакцию можно вести при обычном давлении и в непрерывном режиме, постоянно подавая свежие реагенты и удаляя продукт. Это создает предпосылки для разработки автоматически регулируемой поточной технологической схемы.

В-четвертых, в ряде случаев при введении механической активации удастся сочетать одновременно два и более технологических процесса.

В-пятых, при механической активации можно различным образом менять свойства смеси, состоящей из сходных компонентов, так, чтобы облегчить или сделать более полным последующее разделение компонентов.

В-шестых, во многих случаях благодаря механической обработке исходных или промежуточных продуктов меняются качественные характеристики конечного материала, так что удастся получить продукт более высокого качества или обладающий новыми полезными свойствами.

Проблемы совмещения нескольких технологических процессов. Новые технологические решения в различных отраслях промышленности, направленные на интенсификацию и снижение потребления энергии и металлоемкости ХТА механической обработки дисперсных материалов, связаны с переходом на принцип совмещения нескольких стадий получения продукта в рабочем объеме одного аппарата. Это позволяет:

- перейти на более высокий уровень организации производства;
- резко интенсифицировать существующий технологический процесс;
- существенно снизить размеры производственных площадей;
- сократить число перетоков материалов из аппарата в аппарат;
- более эффективно использовать подводимую энергию;
- в конечном счете привести к реализации главной цели – повышению производительности по готовому продукту в расчете на единицу рабочего объема аппарата.

Решить задачу интенсификации и снижения энергоемкости механической обработки ряда дисперсных материалов с использованием существующего оборудования в настоящее время не представляется возможным. Существует необходимость разработки нового, совмещенного оборудования с высокой скоростью диссипации энергии: измельчения, окатки, активации, сушки, классификации, смешения массопереноса. При механической обработке могут возникать ситуации, приводящие к прекращению активации, окатки или измельчения, если энергетический уровень становится меньше критического, необходимого для образования микротрещин и разрушения, или когда время образования трещины больше времени релаксации напряжений.

Совмещение измельчения и классификации позволяет существенно снизить затраты энергии за счет устранения излишнего измельчения материала и повысить производительность по целевому продукту с заданным гранулометрическим составом. Измельчение дисперсных многокомпонентных материалов дает возможность за счет совмещения в одном аппарате измельчения и смешения получить высококачественные многокомпонентные композиции из различных материалов с заданной рецептурой и гранулометрическим составом.

Общие проблемы. Кроме перечисленных выше требований, предъявляемых к технике для механической обработки при проектировании, изготовлении и эксплуатации, она должна отвечать следующим общим требованиям.

Высокая технико-экономическая эффективность. Повышение технико-экономической эффективности обуславливает следующие параметры: размер занимаемой площади, расход энергии, стоимость изготовления, монтажа, ремонта и эксплуатации.

Техническое совершенство и надежность – это высокая износостойкость рабочих органов машин и аппаратов, надежная работа и герметизация оборудования.

Технологичность машин и аппаратов – это соответствие их конструкции оптимальным способам изготовления при заданных масштабах производства и экономии материалов.

Простота конструкции как ХТА в целом, так и отдельных машин должна состоять из несложно соединяемых блоков, что облегчает разборку, перемещение и сборку ХТА при монтаже и ремонте.

Экологичность – это возникающий во время работы машин шум, который не должен превышать допустимые нормы.

Материалы, из которых изготавливаются ХТА, не должны подвергаться коррозии от контакта с обрабатываемыми продуктами либо скорость коррозии должна быть минимальной.

К продукту обработки предъявляются следующие требования. Его чистота должна отвечать требованиям производства. Конечная влажность не должна превышать требуемого значения. Конечный размер не должен превышать установленных размеров.

Подведем итоги. Необходимо предусматривать разработку машин, решающих не только одну узкую задачу – размол вещества. Они должны функционально обеспечивать возможность приема продукта с предыдущих стадий, дозирование его при подаче в мельницу, передачу измельченного вещества на последующую обработку. Создание таких ХТА, снабженных соответствующими модулями для выполнения необходимых операций, расширение количества и диапазона варьируемых параметров в них открывают перспективу производства большинства веществ с помощью автоматизированных химико-технологических агрегатов.

Изложенные принципы анализа, расчета и организации процессов механической обработки позволяют значительно повысить эффективность и качество механической обработки и ускорить промышленное внедрение.

1.1.2. Основные машины и аппараты

В промышленности для механической обработки используются машины и аппараты различных конструкций. Выбор машин диктуется свойствами измельчаемых материалов и видом обработки:

- конструкция и размеры машин должны соответствовать их назначению и размерам исходных кусков материала; удельный расход энергии в машинах должен быть минимальным;
- материал, измельченный до нужной степени, должен автоматически и непрерывно удаляться из машины;
- машина должна длительный период работать без ремонта, быть удобной в обслуживании, иметь устройства, предохраняющие ее узлы и части от поломок.

Машины и аппараты для механической обработки можно классифицировать по следующим основным признакам:

- по виду протекающего процесса механической обработки – собственно мельницы, активаторы или трибореакторы и аппараты окатки;
- по виду и сочетанию нагрузок на материал – раздавливание, раскалывание, разламывание, истирание, удар и т. п.;
- по скорости приложения нагрузки – динамические и квазистатические;
- по степени измельчения или тонкости помола;
- по конструкции основного рабочего элемента или виду потока энергоносителя – барабанные, роторные, роликовые, струйно-вихревые.

Многие устройства могут использоваться для проведения любого процесса механической обработки в зависимости от энергетических параметров. В большинстве случаев различные нагрузки действуют одновременно, например раздавливание и истирание, удар и истирание и т. д. Поэтому часто встречающаяся классификация по первым двум признакам является слишком условной. Скорость приложения нагрузки также зависит от режима работы устройства и часто сочетается, разделение по этому признаку удобно только при расчетах прочностных и энергетических параметров материала и процесса. Классификации по дисперсности достаточно формальны с точки зрения самой количественной оценки категорий дробления и измельчения.

Любая классификация мельниц будет условной, поскольку существует большое количество машин и аппаратов, которые применимы для данного процесса и параметров обработки. Эти устройства часто сочетают в себе не только разные конструктивные элементы, но и принципы конструирования. С инженерной точки зрения более правильно классифицировать устройства для механической обработки по конструкции основного рабочего элемента.

Применяемые устройства для измельчения, активации и окатки материалов разделяются на две большие группы: дробилки и мельницы. Определенной или резкой разницы между дроблением и помолом не существует. Имеется большая группа машин, на которых можно получать порошки средней тонкости. Кроме того, диапазон дисперсности, достигаемый в каждой машине, обычно велик и зависит от многих причин.

Исторически сложилось так, что устройства для механической обработки дисперсных материалов принято называть измельчителями или мельницами по основному процессу обработки. Мы не будем вводить новых названий, чтобы не путать читателя.

Дробилки. Дробилки применяются для дробления крупных кусков материала с начальным размером 100–1200 мм. По конструкции и принципу работы они не предназначены для активации и окатки материалов. Различают следующие основные типы дробилок.

Щековые (рис. 1.1.1, *а*) – машины, в которых материал периодически раздавливается между двумя плитами (щеками): неподвижной 1 и подвижной 2.

Валковые (рис. 1.1.1, *б*) – машины, в которых материал раздавливается между вращающимися навстречу друг другу валками 3 и 4 или раздавливается и истирается вследствие различной частоты вращения валков.

Молотковые и роторные (рис. 1.1.1, *в*) – машины, где материал измельчается в результате ударов по нему молотками 5 или билами быстровращающегося

ся ротора *б*, а также в результате ударов кусков о стенки камеры дробилки и о другие куски. К этому типу дробилок можно отнести и дезинтеграторы.

Конусные (рис. 1.1.1, *з*) – машины, в которых материал раздавливается и частично истирается между внешним, неподвижным конусом *7* и внутренним дробящим *8*, насаженным на вертикальный вал *9* и движущимся по окружности эксцентрично по отношению к внешнему, неподвижному конусу.

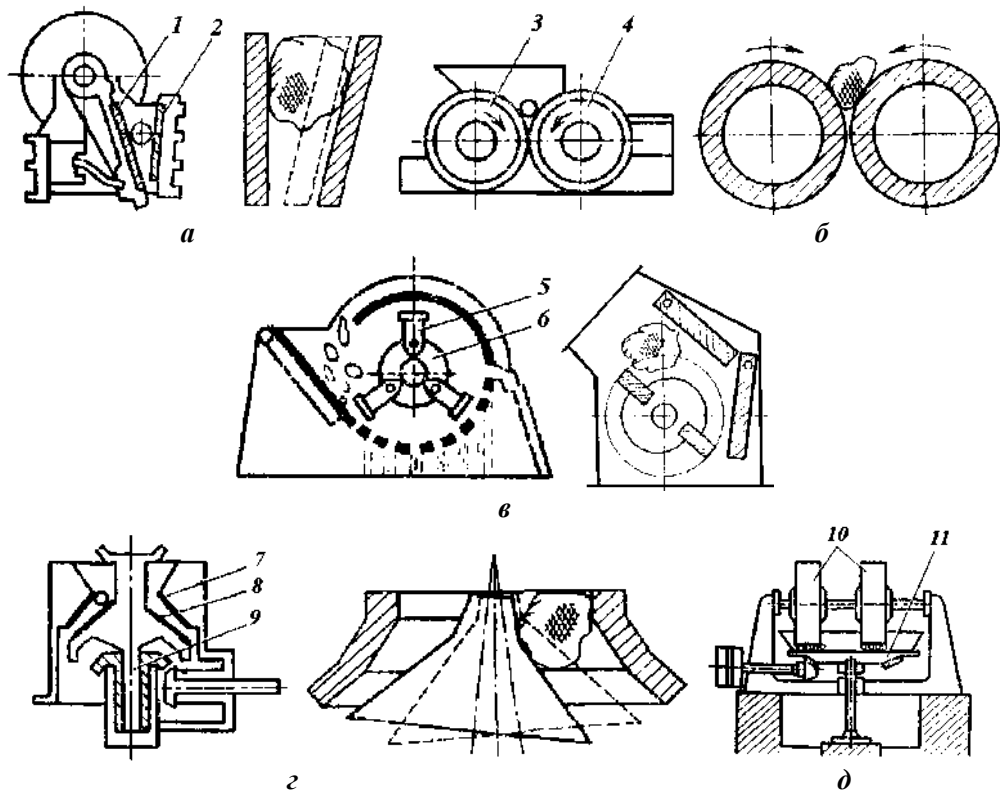


Рис. 1.1.1. Типы дробилок: *а* – щековые; *б* – валковые; *в* – молотковые и роторные; *з* – конусные; *д* – роликовые.

Роликовые, или бегуны (рис. 1.1.1, *д*) – машины, которые в зависимости от необходимого размера частиц в конечном продукте и свойств материала предназначаются для мелкого дробления и измельчения. Материал в них измельчается раздавливанием и истиранием между вращающимися катками *10* и чашей *11*. Чаша может быть вращающейся или оставаться неподвижной. Бегуны можно отнести и к мельницам, кроме того, в них может осуществляться активация и даже окатка кристаллов.

Мельницы. Мельницы используются при начальных размерах кусков 0,1–20 мм для получения порошкообразного материала с размером частиц 1–500 мкм, а также для механической активации и окатки. По конструкции рабочих элементов различают следующие основные типы мельниц.

Барабанные (рис. 1.1.2, *а*) предназначены для тонкого помола, активации и окатки. Материал в них измельчается ударом и истиранием свободно падаю-

щих тел 1 (шаров, цилиндров, стержней), находящихся во вращающемся или вибрирующем барабане 2. Барабанные мельницы без мелющих тел работают на принципе удара и истирания частиц материала друг о друга.

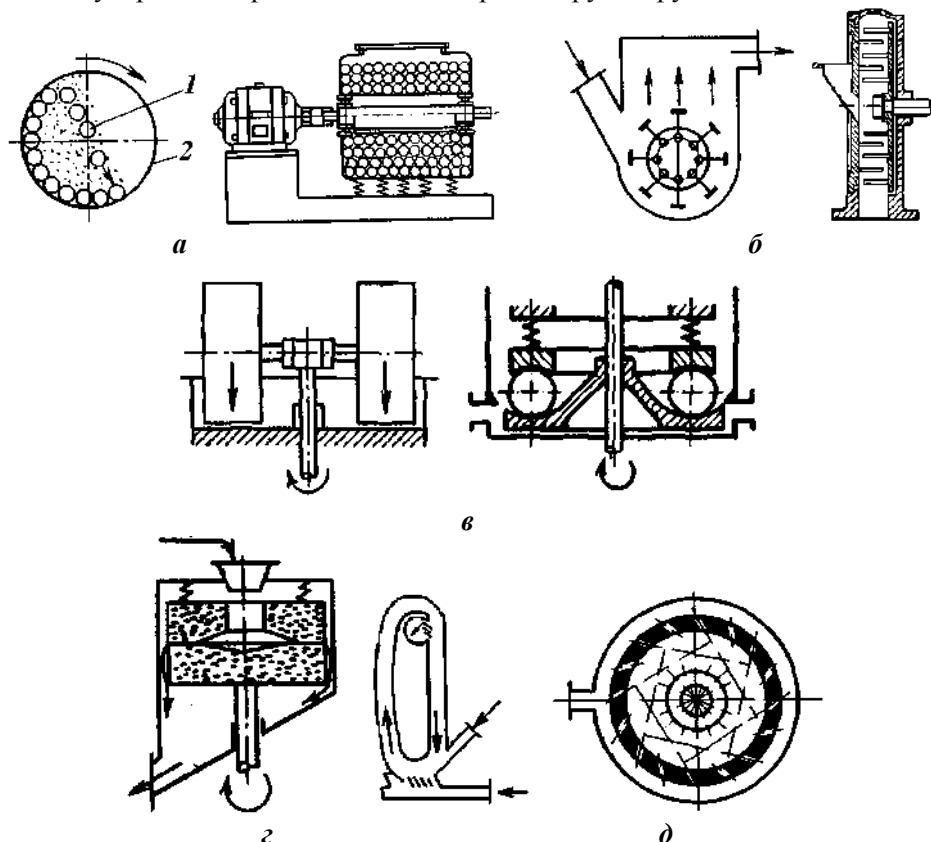


Рис. 1.1.2. Типы измельчителей (мельниц): а – барабанные; б – роторные; в – роликовые; з – жерновые; д – струйно-вихревые.

Роторные (рис. 1.1.2, б) предназначены для механической обработки материалов. Имеются мельницы с различной компоновкой ударных элементов. Материал измельчается ударом элементов ротора, отчасти истиранием, а также ударом частиц друг о друга.

Роликовые (рис. 1.1.2, в), в которых материал обрабатывается раздавливанием и частичным истиранием между каким-либо основанием и рабочей поверхностью шара, вала, ролика.

Жерновые (рис. 1.1.2, з), основными рабочими элементами которых являются два круга, называемых жерновами. Один из жерновов приводится во вращение, а второй остается неподвижным.

Струйно-вихревые (рис. 1.1.2, д), где материал обрабатывается трением и соударениями частиц материала, а также о стенки камеры при движении в газовом потоке большой скорости. Поток является основным рабочим элементом и может быть прямым или закрученным (вихревым).

Комбинированные устройства, в которых сочетаются несколько различных рабочих элементов или видов потока энергоносителя.

Механическая обработка в дробилках и мельницах относится к процессам при непосредственном воздействии рабочего органа или потока на дисперсный материал или частиц материала одна на другую. Существуют методы обработки материалов с использованием электрогидравлического эффекта (высоковольтный разряд в жидкости), кавитации, ультразвуковых колебаний, сброса давления, термоудара, лучей лазера.

В основу принятой классификации устройств для механической обработки положен главный рабочий элемент или вид потока энергоносителя, с помощью которого обрабатывается материал. Указанная классификация является наиболее удобной, поскольку рабочий элемент определяет и способ обработки, и дисперсность материала.

Подведем итоги. Часто встречаются классификации мельниц по крупности получаемых частиц и способу измельчения. В соответствии с ними мельницы делят на устройства крупного, среднего, мелкого, тонкого и коллоидного измельчения и раскалывающего, разламывающего, раздавливающего, истирающего, ударного действия. Недостатком такой классификации является отсутствие указания на основной рабочий элемент, определяющий работу устройства, что нарушает основу классификации и снижает ее ценность, а главному способу измельчения всегда сопутствуют другие, второстепенные.

Далее рассмотрим наиболее используемые и перспективные мельницы из приведенной классификации для известных видов механической обработки дисперсных кристаллических материалов и их основное назначение.

1.1.3. Барабанные мельницы

В барабанных мельницах материал обрабатывается внутри полого барабана.

Барабанные мельницы классифицируют по:

- движению барабана – вращающиеся, планетарные, вибрационные, гироскопические;
- режиму работы – периодического (рис. 1.1.3, *а*) и непрерывного (рис. 1.1.3, *б–д*) действия;
- способу помола – сухого и мокрого;
- характеру работы – мельницы, работающие по открытому и замкнутому циклу;
- форме мелющих тел – шаровые, стержневые, галечные и самоизмельчения (без мелющих тел);
- способу разгрузки – с механической и пневматической разгрузкой;
- конструкции загрузочного и разгрузочного устройства – с загрузкой и выгрузкой через люк (рис. 1.1.3, *а*), загрузкой и выгрузкой через полые цапфы (рис. 1.1.3, *б, г, д*), периферийной разгрузкой (рис. 1.1.3, *в*);
- методу охлаждения – с воздушным или водяным охлаждением;
- по форме брони – с гладкой, волнистой или ступенчатой броней;

- материалу брони – на футерованные стальными плитами, диабазом, фарфором, гуммированными плитами и т. д.;
- материалу мелющих тел – со стальными, чугунными, фарфоровыми, диабазовыми, карборундовыми и кремневыми мелющими телами;
- конструкции привода – с центральным и периферийным приводом.

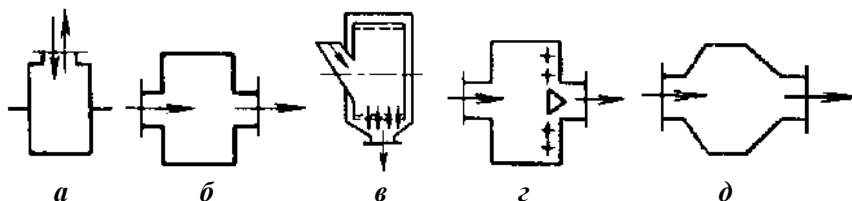


Рис. 1.1.3. Основные схемы барабанных мельниц: а – периодического действия; б – непрерывного действия с цилиндрическим барабаном; в – с периферийной разгрузкой; г – с разгрузкой через торцовую решетку; д – с конусным барабаном.

Барабанные мельницы сравнительно просты по конструкции и удобны в эксплуатации. Они имеют и существенные недостатки: малые скорости воздействия мелющих тел на материал, в работе участвует только часть мелющих тел, рабочий объем барабана используется на 35–45%, расход энергии составляет 35–40 кВт·ч/т.

В промышленности преимущественное применение имеют мельницы непрерывного действия, сухого и мокрого помола, работающие в открытом или закрытом цикле. В мельницах, работающих по мокрому способу, материал выходит из них несколько не до конца измельченным и разделяется в сепараторах или гидроклассификаторах на готовый продукт и крупную фракцию, которая повторно измельчается в мельнице. При такой схеме работы эффективность помола и производительность повышаются вследствие непрерывного удаления из мельницы мелкой фракции материала.

Разработчики барабанных мельниц так и не определились в части оптимизации соотношения диаметра барабана мельницы к ее длине (D/L). На практике этот показатель колеблется от 0,3 до 5, причем наибольшее расхождение наблюдается для мельниц самоизмельчения. Например, для Североамериканского континента характерно $D/L = 2,5\text{--}3$, для Скандинавских стран – 0,9–1,1, для Южной Африки – 0,5–0,3. Для шаровых мельниц этот показатель более унифицирован и составляет 0,7–0,9, однако встречается 0,3 и 1,1. Рассмотрим основные барабанные мельницы, применяемые в промышленности.

Шаровые мельницы представляют собой медленно вращающийся барабан, частично заполненный мелющими телами – шарами, цилиндрами, а также материалом, подлежащим измельчению. Материал в этих мельницах измельчается ударом, раздавливанием и истиранием.

Мельницы периодического действия используют в основном для тонкого помола. Часто мельницы с относительно коротким барабаном называются шаровыми (рис. 1.1.4), а мельницы с длиной, превышающей в 4–5 раз диаметр, – трубными. Шаровые мельницы выпускают двух исполнений: для сухого и мок-

рого способов помола. Различаются они между собой конструкцией загрузочных и разгрузочных устройств (рис. 1.1.5).

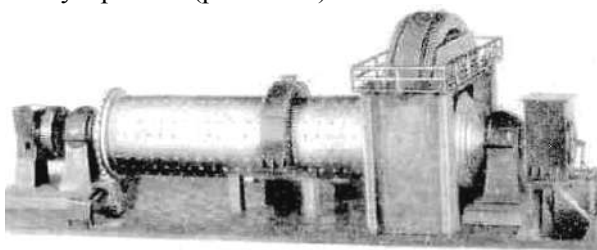


Рис. 1.1.4. Шаровые мельницы.

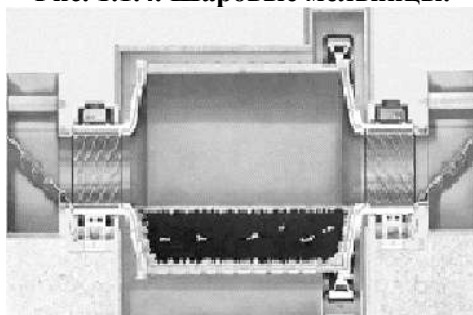


Рис. 1.1.5. Конструктивная схема шаровой мельницы.

При вращении барабана мелющие тела (шары, цилиндры) и измельчаемый материал сначала движутся по круговой траектории вместе с барабаном (рис. 1.1.6), а затем падают по параболе. Часть загрузки, расположенная ближе к оси вращения, скатывается вниз по подстилающим слоям. Материал измельчается в результате истирания при относительном перемещении мелющих тел и частиц материала, а также благодаря удару.

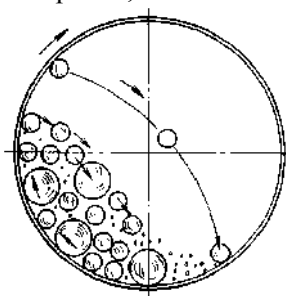


Рис. 1.1.6. Схемы движения мелющих тел в шаровой мельнице.

В шаровых мельницах материал может подвергаться многократному воздействию мелющих тел, что дает возможность достичь на них высокой степени измельчения. При сухом измельчении они пригодны для тонкого измельчения крупных первичных зерен, при мокром измельчении – тонкого и сверхтонкого. Шаровые мельницы бывают периодического и непрерывного действия. В последнем случае они могут работать в открытом и замкнутом цикле.

Рабочая частота вращения мельницы составляет 0,65–0,90 от критической частоты. Коэффициент заполнения мельницы мелющими телами находится в пределах 25–45%. Для снижения затрат энергии при помоле должно соблю-

даться определенное соотношение между количеством мелющих тел и количеством размалываемого материала, зависящее от заданной тонкости помола. Это соотношение тем выше, чем выше тонкость помола, и составляет от 8 до 15.

Основные преимущества шаровых мельниц:

- пригодность для тонкого измельчения очень твердых или абразивных материалов и отсутствие поломок или порчи мельницы при случайном попадании в нее кусков металла;
- тонкость помола поддается регулировке и может быть изменена в широких пределах;
- при мокром размоле на них можно осуществить сверхтонкое измельчение даже материалов первой группы;
- простота конструкции, надежность и безопасность в эксплуатации;
- при применении мелющих тел и футеровки из фарфора, базальта, кремнистой гальки или других неметаллических материалов полностью исключается возможность намола металла к продукту.

Основными недостатками шаровых мельниц являются:

- трудность зачистки при переходе на другой продукт (этот недостаток особенно существен при выборе типа мельниц для малотоннажных производств с большим ассортиментом выпускаемой продукции);
- непригодность для сухого измельчения материалов, обладающих способностью налипать на рабочие поверхности мельниц;
- большой намол материала мелющих тел к продуктам измельчения;
- низкий коэффициент полезного действия (2–20%);
- громоздкость, сравнительно сильный шум, что требует их установки в отдельном помещении.

Существует большое разнообразие шаровых мельниц и их конструкций, которые применяются в различных отраслях промышленности. Аналогичными шаровым по принципу действия и основным элементам конструкции являются многие барабанные мельницы, имеющие специальные и отраслевые названия: сепараторная, трубчатая, сырьевая, ситовая и т. п.

Шаровые мельницы широко применяются в пигментных цехах для тонкого сухого измельчения материалов первой, третьей и четвертой групп, для мокрого сверхтонкого измельчения барита (с получением заменителя бланфикса) и ряда прокалочных пигментов (ультрамарина, красного железистоокисного пигмента). В настоящее время они все больше используются для дезагрегации пигментов с одновременным смачиванием их образующими пленку материалами – для перетира красок. Часто их применяют для совместного измельчения или очень тесного смешения двух или нескольких материалов. В частности, на них производят размол и смешение шихты при получении прокалочных пигментов – ультрамарина, кобальтовых, кадмиевых и др. Применяются они и для механической активации и окатки многих дисперсных материалов.

Некоторые материалы, состоящие из очень тонких частиц (0,1–5 мкм), или образующие их при размоле, обладают способностью при сухом измельчении налипать на стенки барабана и мелющие тела, что исключает возможность применения для их измельчения шаровых мельниц. К таким материалам отно-

сятся мел, двуокись титана, литопон, красный железистый пигмент, кобальтовые пигменты. Если данные материалы измельчать в водной среде, то налипание не происходит и в шаровой мельнице можно производить их тонкое измельчение. Вследствие простоты замены изнашивающихся мелющих тел и футеровки барабана на шаровых мельницах можно измельчать очень твердые, а также абразивные материалы. Технические характеристики мельниц мокрого способа помола известняка, глины и песка приведены в табл. 1.1.2.

Технические характеристики мельниц сухого способа помола по открытому и замкнутому циклам приведены в табл. 1.1.3 и 1.1.4.

Таблица 1.1.2

**Технические характеристики шаровых (трубных) мельниц
мокрого помола**

Характеристики	<i>D</i> × <i>L</i> , м						
	2,0×10,5	2,2×13	2,4×13	2,5×14	2,6×13	3,0×14	3,2×15
Производительность, т/ч	45	33,5	29	35	45	55	70
Частота вращения, об/мин	21,0	22,0	19,0	20,5	20	18,5	16,94
Длина камер, м:							
I	10,5	3	6	6,7	4,4	3,0	7,37
II	—	3,5	6,7	7,2	8,49	3,43	7,39
III	—	6,3	—	—	—	7,32	—
Тонкость помола, %:							
<i>R</i> ₀₀₈	7	10	13	10	11	10	14
<i>R</i> ₀₂	2,5	2	3	2,0	2	4,5	4
Загрузка мелющих тел, т	35	35	64	83	78	114	134
Мощность привода, кВт	560	800	1000	900	1000	1600	2000

Таблица 1.1.3

**Технические характеристики шаровых мельниц
сухого помола в замкнутом цикле**

Характеристики	<i>D</i> × <i>L</i> , м				
	3,2×8,5	3,0×7,1	3,0×8,0	3,7×8,5	4,2×10,0
Производительность, т/ч	43,0	24,5	31	50	130
Частота вращения, об/мин	16,8	18,7	17,6	17,62	15,62
Тонкость помола, %:					
<i>R</i> ₀₀₈	18,0	18,0	20,0	20,0	15,0
<i>R</i> ₀₂	4,0	3,9	3,5	1,5	4,0
Длина камер, м:					
I	4,75	6,9	4,7	8,5	8,5
II	3,0	—	2,53	—	—
Загрузка мелющих тел, т	71	53	57,2	100	118
Мощность привода, кВт	1000	800	1000	2000	2000

Для механической обработки особо чистых веществ используют шаровые керамические мельницы (рис. 1.1.7), которые применяются для тонкого и сверхтонкого сухого и мокрого помола материалов разной твердости, не пре-

вышающей твердости фарфора. При мокром помоле могут применяться разные агрессивные жидкости (за исключением фосфорной и плавиковой кислот, а также щелочей концентрацией больше 10%).

Таблица 1.1.4

**Технические характеристики шаровых мельниц сухого помола
в открытом цикле**

Характеристики	$D \times L$, м			
	2,2×13	2,6×13	4×13,5	4,2×10,5
Производительность, т/ч	21	35	150	85
Тонкость помола, %:				
R ₀₀₈	15	16	15,5	–
R ₀₂	3,5	3,3	4,2	30
Длина камер, м:				
I	6,06	6,5	6,3	3,99
II	6,88	6,2	6,72	5,95
Загрузка мелющих тел, т	46	82,5	225	175
Мощность привода, кВт	800	1000	3200	1450

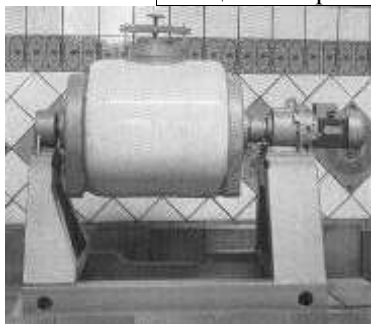


Рис. 1.1.7. Керамическая шаровая мельница.

Мельницы шаровые керамические представляют собой керамический барабан с крышкой. Керамические детали изготавливают из дунитовой керамики или твердого фарфора. Могут быть использованы в отраслях промышленности, требующих высокой чистоты продукта.

Стержневые мельницы представляют собой медленно вращающийся барабан, частично заполненный стержнями и материалом, подлежащим измельчению (рис. 1.1.8). Материал в этих мельницах измельчается раздавливанием и истиранием. Их применяют как для сухого, так и для мокрого измельчения материалов. При падении стержней удар распределяется по линии. Это позволяет вести процесс без глубокого переизмельчения материала, получать продукт, более однородный по крупности и с меньшим содержанием пыли.

Стержневые мельницы получили большее распространение за рубежом и на отечественных заводах при мокром помоле сырья. Длительные испытания и промышленная эксплуатация стержневых мельниц на цементных заводах показали высокую эффективность при использовании их для помола сырья. Стальные мелющие стержни диаметром 75, 60 и 50 мм занимают до 40% объема камеры. Применение таких мельниц по опыту цементных заводов позволяет повысить

производительность установки на 70–75% и снизить удельный расход электроэнергии на помол сырья примерно на 25%. Технические характеристики стержневых мельниц для помола известняка, глины и песка приведены в табл. 1.1.5. По основным рабочим характеристикам они аналогичны шаровым мельницам.

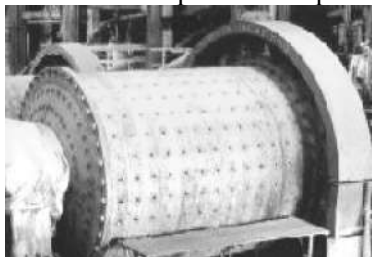


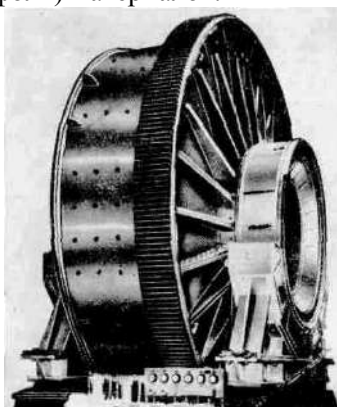
Рис. 1.1.8. Стержневая мельница.

Таблица 1.1.5

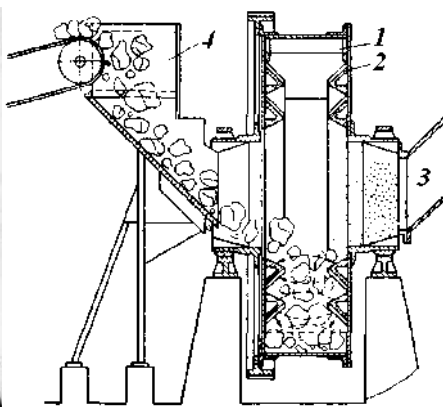
Технические характеристики стержневых мельниц

$D \times L$, м	Производительность, т/ч	Мощность привода, кВт	Загрузка стержней, т	Частота вращения, об/мин
1,3×3,0	15–30	45	4–7	30
1,6×3,0	30–40	75	6–11	27
1,9×3,3	35–60	95–130	15–18	23
2,1×3,3	60–100	150–160	18–24	20
2,4×3,9	100–150	220	24–30	18
2,7×4,2	150–200	330	30–60	16

Мельницы самоизмельчения. Это барабанные мельницы, работающие по принципу самоизмельчения материала. Такие конструкции созданы и работают успешно главным образом в металлургической и цементной промышленности. Их применяют как для сухого («Аэрофол»), так и для мокрого измельчения («Гидрофол») материалов.



а



б

Рис. 1.1.9. Мельница «Аэрофол»: 1 – поперечные била; 2 – зубчатые выступы на крышках; 3 – разгрузочный патрубок; 4 – загрузочная осевая течка.

Мельница «Аэрофол» диаметром до 8 м (рис. 1.1.9, а) соединяет в себе дробилку и мельницу. Вращающийся корпус мельницы (рис. 1.1.9, б) снабжен по-

перечными билами 1 и боковыми зубчатыми выступами 2 по крышкам мельницы. Материал подается через загрузочную осевую точку 4. Под действием собственного веса, веса мелющих тел, загружаемых в минимальном количестве (2,5% от рабочего объема), и их центробежной силы материал, поступивший в нижнюю часть мельницы, частично раздавливается. Зубчатые выступы 2 усиливают этот эффект, образуя ступенчатый пережим.

При вращении барабана мельницы материал поднимается до некоторой критической высоты и падает вниз, подобно шарам в шаровой мельнице. Поднимаясь, материал расслаивается, так как его куски, находящиеся на меньшем радиусе, опускаются вниз, проскальзывая по слоям, поднимающимся выше. Такое проскальзывание влечет за собой измельчение истиранием. Одновременно, падая, куски материала дробят так же, как и падающие мелющие тела в шаровой мельнице. Внутренняя полость мельницы находится под разрежением. Поэтому достаточно мелкие частицы отсасываются через осевой разгрузочный патрубок 3 и поступают на сепаратор. Дальнейшее транспортирование такое же, как и у барабанных мельниц.

Мельница «Аэрофол» позволяет обходиться без предварительного дробления и, имея минимум мелющих тел, показывает удельный расход электроэнергии, примерно на 50–70% меньший, чем лучшие шаровые мельницы. Расход металла на истирание здесь примерно в 10–15 раз меньше, чем у шаровых мельниц. Однако она дает сравнительно грубый помол (75% состава – куски размером 60 мкм и выше), поэтому применяется главным образом в металлургической промышленности, размалывая за час до 600 т руды.

В связи с большим распространением сухого способа производства цемента мельницы «Аэрофол» находят применение в качестве сырьевых.

В мельнице «Аэрофол» измельчают и высушивают с использованием преимущественно отходящих газов вращающихся печей и воздуха клинкерных холодильников сырьевые материалы влажностью 10–20%. Из специальных топок может дополнительно подаваться более горячий воздух в количестве 20%. Материал в мельнице «Аэрофол» высушивается до 0,5–1,0%. Технические характеристики мельниц «Аэрофол» приведены в табл. 1.1.6.

Таблица 1.1.6

Технические характеристики мельниц самоизмельчения «Аэрофол»

Характеристики	$D \times L$, м		
	8,7×2,2	9,7×3,3	5,7×1,9
Производительность, т/ч	260	260	30
Измельчаемый материал	Известняк		Известняковая мука
Наибольший размер кусков материала, мм	300	300	300
Тонкость помола, %:			
R_{008}	45±13		30
R_{02}	37±15		5
Масса мелющих тел, т	48	30	10
Мощность привода, кВт	2500	2000	630

При производстве цемента применяют мельницы типа «Гидрофол» для мокрого способа помола сырья, принцип действия и устройство которых аналогич-

ны мельницам «Аэрофол». Различие состоит в конструктивном исполнении фу-теровок барабана и загрузочных и разгрузочных устройств.

Размольная способность мельницы «Гидрофол» значительно повышается при применении классификаторов (гидроциклонов, вибросит и др.). Основными па-раметрами, определяющими производительность мельниц «Гидрофол», явля-ются диаметр и длина барабана, частота его вращения, высота и шаг размеще-ния лифтеров, а также физико-механические свойства пород (табл. 1.1.7).

Таблица 1.1.7

Зависимость производительности мельниц «Гидрофол» от вида породы

Измельчаемый материал	Производительность, т/ч	
	7,0×2,3	5,0×2,3 и 5,0×1,8
Мел	400–500	–
Мел + глина	320–490	–
Мергельно-меловые породы	500	300
Мергели	430	–
Глина	500	500
Суглинки + глина	160	–
Глинистые сланцы	300	–
Известняки	300	–
Закарстованные известняки	120	–

Мельницы самоизмельчения характеризуются высокой надежностью и дол-говечностью, высокой производительностью, малыми затратами электроэнер-гии. При хорошо отлаженной технологии производительность мельниц при по-моле мягких пород достигает 800 т/ч, а удельный расход электроэнергии – 1,5 кВт·ч/т и менее. Технические характеристики мельниц самоизмельчения «Гидрофол» приведены в табл. 1.1.8.

Таблица 1.1.8

Технические характеристики мельниц самоизмельчения «Гидрофол»

Характеристики	D×L, м		
	5×2,3	5×1,8	7×2,3
Производительность, т/ч	До 500		
Наибольший размер кусков материала, мм	500	500	1000
Тонкость помола R ₀₀₈ , %	70	25–35	25–35
Влажность шлама, %	40	60	33–50
Мощность привода, кВт	630	1000	1600

В **вибрационных мельницах** (рис. 1.1.10) масса шаров и измельчаемого ма-териала приводится в колебательное движение с помощью вибратора, воздей-ствующего непосредственно на барабан мельницы. Частицы порошка разру-шаются, попадая в зазоры между соударяющимися шарами. Скорость диссипа-ции энергии в таких мельницах пропорциональна частоте и квадрату амплиту-ды колебаний. Поэтому, увеличивая мощность электропривода, можно достичь

существенно более высоких ее значений, чем, например, в случае вращающихся мельниц. Однако крайне тяжелые условия работы механизмов вибромельниц и значительный износ, нередко сопровождающийся загрязнением измельчаемого материала, налагают ограничения на достигаемую величину скорости диссипации энергии, которая в среднем составляют порядка 1 Вт/см^3 .

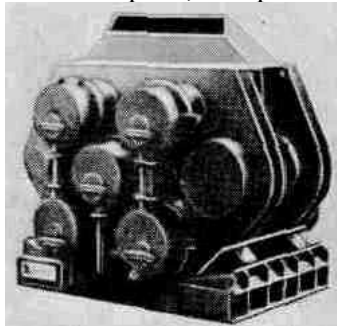


Рис. 1.1.10. Вибрационная мельница (общий вид).

Вибрационные мельницы применяют для сверхтонкого помола компонентов при производстве керамики, стекла, асбоцементных изделий. Мельницы применяют как для сухого, так и для мокрого помола. Вибрационное измельчение протекает с переходом части энергии в тепло за счет повышенного трения между шарами. Иногда температура внутренней поверхности корпуса мельницы достигает 100°C .

Материалы, измельчаемые в вибрационных мельницах, должны иметь достаточную сыпучесть. При сухом помоле влажность материала не должна превышать 2–3%, при мокром помоле содержание жидкой фазы должно быть не менее 20–25%. Слишком густая масса создает большое сопротивление движению мелющих тел.

Для увеличения циркуляции мелющих тел внутреннюю поверхность корпуса покрывают слоем резины или броневыми плитами. При измельчении материалов, в которые не должно попадать железо, целесообразно применять плиты для футеровки корпуса и мелющие тела из кварца, керамики или стекла.

В производстве используют вибрационные мельницы двух видов – инерционные и гирационные (эксцентрикковые).

Инерционная мельница (рис. 1.1.11, *а*) состоит из корпуса 5, вибратора 3, пружинной подвески 4, опорной рамы 7, электродвигателя 1 и соединительной муфты 2. В корпус помещают большое количество мелющих тел (шаров) 6, занимающих примерно 80% объема мельницы. В верхней части корпуса имеется загрузочный люк, а в нижней – разгрузочный. Вибратор выполнен так, что может охлаждаться водой. Вращение вала вибратора вызывает круговые колебательные движения корпуса. При работе мельницы шары и материал вращаются в направлении, противоположном направлению вращения вала вибратора.

Гиращонная мельница (рис. 1.1.11, *б*) отличается от инерционной мельницы тем, что она приводится в колебательное движение от эксцентрикового вала 9, установленного в подшипниках 8. Пружины 11 препятствуют вращению корпуса мельницы при вращении эксцентрикового вала. Для уравнивания системы на эксцентриковом валу установлены противовесы 10. Траектории, по

которым движется каждая из точек корпуса гирационной мельницы, имеют форму окружности с радиусом, равным эксцентриситету вала, а в инерционной мельнице – форму эллипса.

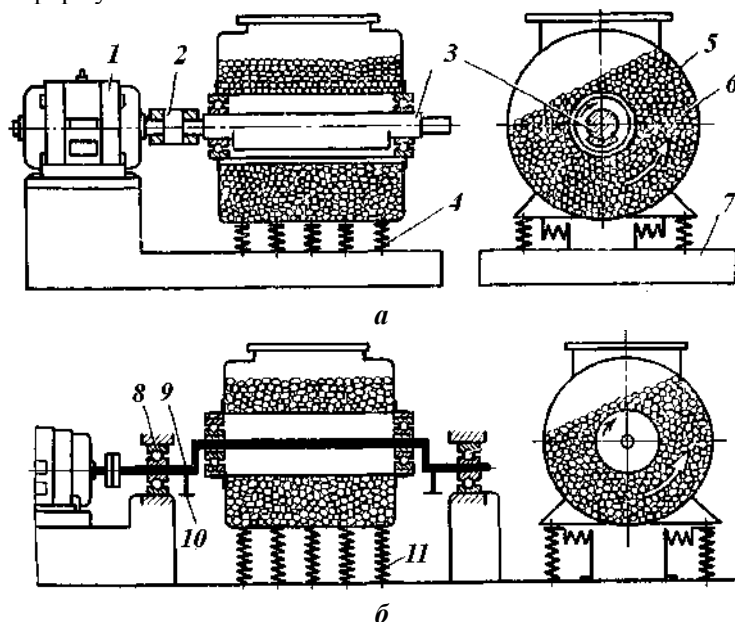


Рис. 1.1.11. Вибрационные мельницы: а – инерционная; б – гирационная.

Используются вибромельницы, в которых две или большее число камер располагаются симметрично относительно вибратора, их продольные оси остаются параллельными продольной оси вибратора (рис. 1.1.12, а). Применяются вибромельницы с двумя и более вибраторами (рис. 1.1.12, б), их технические характеристики приведены в табл. 1.1.9. В качестве мелющих тел в этих мельницах часто применяют ролики.

Таблица 1.1.9

Технические характеристики вибромельниц

Характеристики	Модель	
Диаметр помольной камеры, мм	300	400
Производительность, т	до 1	до 1
Мелющее тело	Цилиндрический ролик	
Параметры вибрации:		
амплитуда, мм	До 7	До 8
частота, Гц	16	16
Мощность, кВт	6	8
Габаритные размеры, мм:		
длина	820	945
ширина	860	1130
высота	1040	1400
Масса, кг	390	640

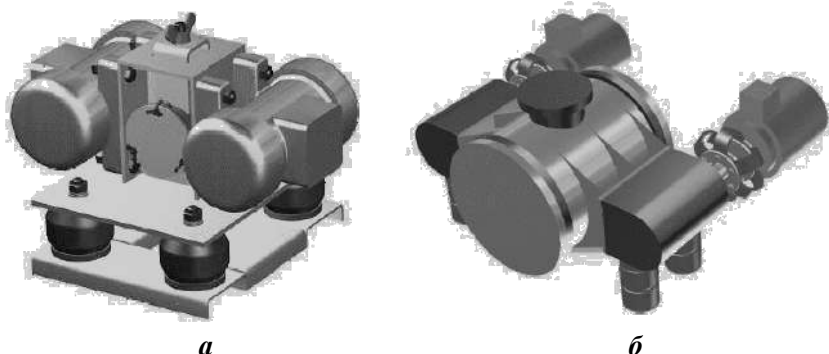


Рис. 1.1.12. Модификации вибромельниц (общий вид).

Используются также конструкции с вертикальным расположением продольных осей камеры и вибратора либо камеры с конической формой. Вибрационные конусные мельницы (рис. 1.1.13) предназначены для измельчения твердых хрупких материалов как в сухом, так и в мокром процессах, применяются для механической обработки отходов строительных материалов, ферросплавов, минералов, керамики, стекла, огнеупоров, шлаков, алмазов, отработанных формовочных смесей.



Рис. 1.1.13. Вибрационная конусная мельница.

Реже встречаются вибрационные устройства, у которых продольные оси камеры и вибратора не совпадают, например конструкции с тороидальной камерой. Эти устройства объединяет постоянство параметров режима измельчения, заложенное в конструкции, за исключением рабочих тел, которые можно заменять, варьируя их размеры и плотность. В некоторых конструкциях при наличии вынесенного вибратора можно менять массу эксцентриков. Применяются приводы, позволяющие изменять частоту колебаний. Форма колебаний, чаще всего приближающаяся к круговой, способствует истиранию и окатке частиц.

Повышение производительности виброустановок возможно за счет увеличения рабочей камеры (барабана). Наиболее эффективное вибрационное воздействие осуществляется вблизи стенок камеры, от которых распространяются колебания, поскольку интенсивность колебаний при удалении от стенки затухает по экспоненциальному закону. Поэтому существующие камеры имеют поперечник не более 0,5–0,7 м и их объем обычно повышают за счет увеличения длины. Та-

кое решение благоприятно для осуществления непрерывной обработки («на проход»), однако это связано с трудностями стабилизации параметров обработки вдоль осей камеры. Другая возможность увеличения объема рабочей камеры за счет увеличения ее поперечника может быть обеспечена благодаря использованию внутренних жестких элементов, которые увеличивают зону распространения вибрации. В то же время они вносят искажения в циркуляционное движение содержимого камеры. Следовательно, их применение оправданно для видов обработки, которые не требуют наличия неискаженной циркуляции. Поэтому для выбора направления увеличения объема рабочей камеры (за счет увеличения длины поперечника или за счет обоих параметров одновременно) следует учесть специфику различных видов вибрационной обработки.

Планетарная мельница (рис. 1.1.14) – это несколько небольших барабанных мельниц 3, смонтированных на вертикальном водиле 2. На оси каждой мельницы насажены шестерни 5, которые находятся в зацеплении с неподвижными зубчатыми колесами 4. При вращении водила барабанные мельницы вращаются относительно как его оси, так и собственных осей. Находящиеся в барабанах мелющие тела приобретают сложное движение и при взаимном столкновении со стенкой барабана и друг с другом измельчают материал.

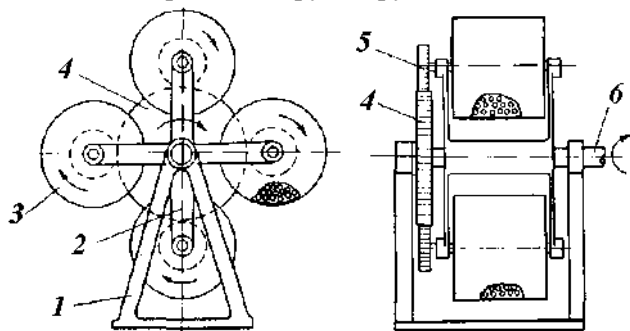


Рис. 1.1.14. Схема планетарной мельницы: 1 – станина; 2 – водило; 3 – мельница; 4 – неподвижное зубчатое колесо; 5 – приводная шестерня; 6 – ведущий вал.

При вертикальном расположении водила наряду с перекатыванием шаров при определенных режимах происходит, как и во вращающихся шаровых мельницах, их падение, что повышает роль ударного фактора в процессе измельчения, влияя соответственно на форму и характеристики измельченных частиц.

В случае горизонтального расположения водила во время вращения вся масса размоленных шаров располагается около стенки барабана по сегменту, форма и расположение которого не меняются. Кроме того, каждый шар движется по окружности, центром которой является ось барабана. Таким образом, сложное планетарное движение шаров, сопровождающееся их перекатыванием, приводит к интенсивному измельчению материала за счет истирания и их ударного воздействия на его частицы.

На рис. 1.1.15 изображена одна из конструкций с барабанами в обоймах, в которые под давлением подается вода, прижимающая барабаны к стенке и вы-

полняющая функции смазки и охлаждающей среды. Планетарные мельницы отличаются траекторией движения загрузки, удельной силой воздействия на измельчаемые частицы и скоростью движения загрузки в рабочем барабане. Они работают по принципу гравитационного измельчения, который реализуется за счет взаимодействия двух центробежных полей.

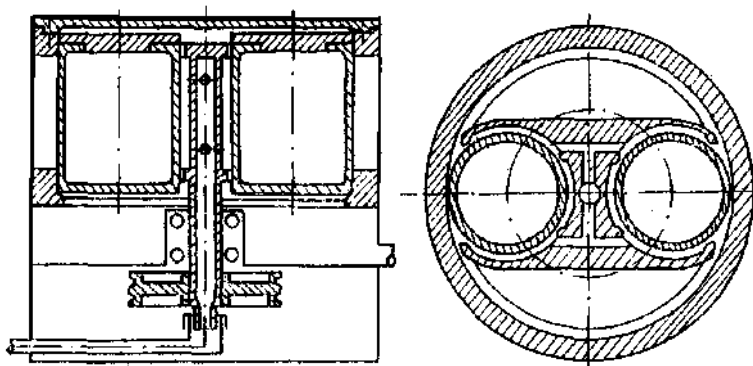


Рис. 1.1.15. Планетарная мельница с гидростатическими обоймами.

Разновидностью планетарных являются дифференциальные мельницы, отличающиеся тем, что в планетарной передача вращения барабана осуществляется с помощью вращающегося водила и неподвижного элемента, а в дифференциальной мельнице барабан и водило вращаются вокруг собственных осей независимо друг от друга. Дифференциальная центробежная мельница представляет большую возможность для оптимизации процесса диспергирования и активации. Для того чтобы частота вращения барабана вокруг планетарной оси отличалась от частоты вращения вокруг общей оси, необходимы сложные механические системы. С целью упрощения системы предложена конструкция дифференциальной мельницы (рис. 1.1.16), в которой барабаны приводятся во вращение вокруг своей оси гидродвигателем с ротором, закрепленным на барабане. Общее центральное вращение осуществляется обычным способом или с помощью гидродвигателя. Жидкость, которая обеспечивает работу гидродвигателей, служит, кроме того, охлаждающей и смазывающей средой.

Применительно к планетарным и дифференциальным мельницам выделены три режима движения шаровой загрузки:

- скольжение (истирание), при котором материал движется в направлении, противоположном направлению вращения барабана вокруг собственной оси;
- перекатывание (ударный), которое описывается криволинейной траекторией материала, расположенного в виде сегмента;
- вихревой, при котором материал, двигаясь по пологой криволинейной траектории, заполняет весь объем в барабане.

Режим скольжения характеризуется движением материала относительно стенки барабана в направлении, противоположном движению стенки барабана. Скорость шаров возрастает по мере удаления от стенки барабана. Градиент скоростей в движущейся загрузке создает условия для интенсивного истирания

частиц. Противоположные направления движения стенки и загрузки приводят к истиранию пристеночным слоем загрузки внутренней поверхности барабана.

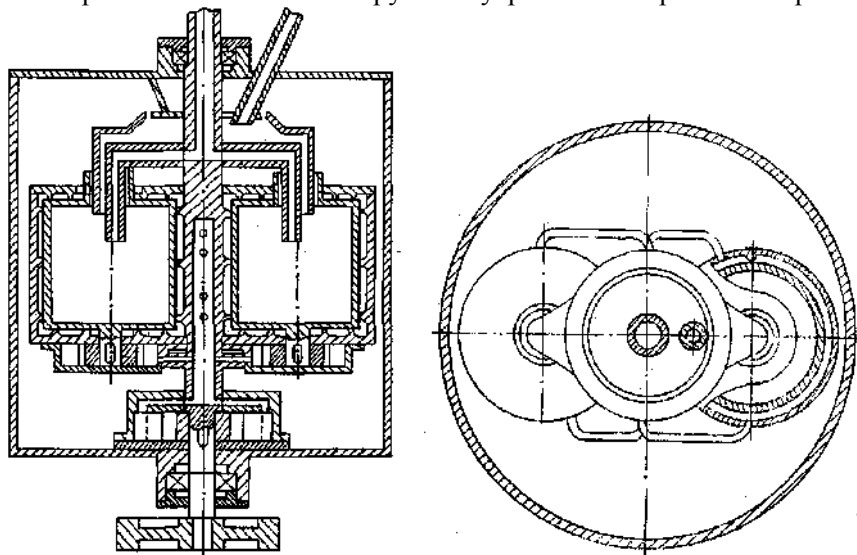


Рис. 1.1.16. Дифференциальная мельница с гидравлическим приводом и гидростатическими обоймами.

В режиме перекачивания загрузка расположена в виде сегмента, смещенного в направлении вращения барабана. Этот режим можно условно сравнить с одноименным режимом движения шаровой загрузки, описанным в теории гравитационных шаровых мельниц. Согласно основным положениям этой теории принимается, что частица, покинув круговую траекторию, продолжает двигаться по параболе. Мерой эффекта измельчения считают скорость шара по отношению к скорости измельчаемого материала в точке, в которой шар встречается с измельчаемой частицей. При движении шаровой загрузки в режиме перекачивания материал разрушается ударом, истиранием и раздавливанием.

Вихревой режим характеризуется распределением загрузки по всему объему барабана. Движущиеся шары описывают кривые, близкие к эллиптической траектории. Свободный пробег шаров в этом режиме значителен, и шар, двигаясь с большой скоростью до встречи со стенкой или другой частицей, разрушает материал преимущественно ударом.

Поскольку имеющиеся конструкции планетарных и дифференциальных мельниц не удовлетворяли требованиям химического эксперимента (отсутствие термостатирования и герметизации), специально разработана конструкция (рис. 1.1.17), учитывающая эти требования.

В отличие от существующих аппаратов с целью обеспечения герметизации и термостатирования рабочих емкостей вращающаяся емкость с загрузочными устройствами устанавливается под углом к общей оси вращения, а загрузочное устройство снабжено гибкими шлангами и двумя пальцами, движущимися в пазах втулки, жестко установленной на станине. При вращении ротора рабочая емкость в результате кинематической связи со станиной, осуществляемой паль-

цами, движущимися в пазах втулки, совершает планетарное движение. Оно складывается из кругового движения наклонной собственной оси емкости по конусной поверхности вокруг оси ротора и собственного вращения емкости относительно ротора вокруг наклонной собственной оси. При такой конструкции аппарата в нем сохраняются параметры планетарной мельницы.

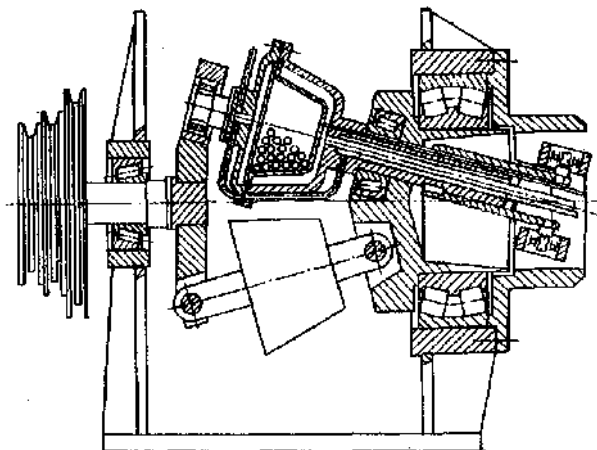


Рис. 1.1.17. Горизонтальный вариант планетарной мельницы с термостатированным барабаном.

Энергетические параметры механической обработки в планетарных мельницах можно варьировать в широких интервалах путем изменения частоты вращения рабочей емкости вокруг общей оси. К параметрам, оказывающим влияние на эффективность диспергирования и активации, относятся плотность и размер шаров, объем, заполняемый шарами, соотношение массы шаров и массы обрабатываемого вещества. Эти параметры неодинаковы для различных режимов и изменяются в зависимости от характеристик мельницы. Технические характеристики стандартного планетарного активатора даны в табл. 1.1.10.

Таблица 1.1.10

Технические характеристики планетарного активатора

Характеристики	Значение
Потребляемая мощность, кВт	1,3
Крупность сырья, мм	Менее 10
Производительность, кг/ч	0,5–1
Габариты, мм: длина, ширина, высота	560, 490, 450
Масса, кг	150

По сравнению с другими аппаратами планетарного типа обладают более высокой эффективностью и создают наиболее выраженные структурные изменения в измельчаемых материалах и веществах. На рис. 1.1.18 приведена кинетика измельчения кварца в оптимальных режимах работы различных аппаратов.

К недостаткам планетарных мельниц следует отнести интенсивный износ мелющих тел и загрязнение измельченного материала. Поэтому рекомендуются для измельчения стаканы и мелющие пары из спеченного корунда, агата или

двуокиси циркония. Для измельчения абразивных материалов выбираются закаленная хромистая сталь, нержавеющая хромоникелевая сталь или твердый сплав карбида вольфрама.

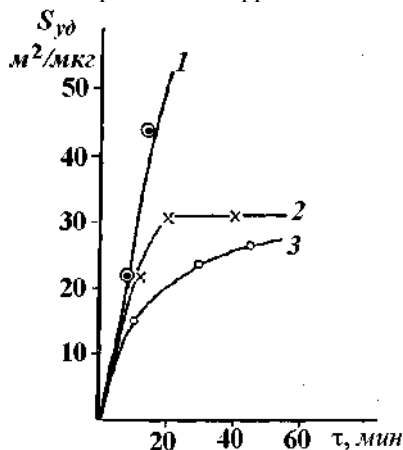


Рис. 1.1.18. Кинетика диспергирования в различных мельницах: 1 – планетарная мельница; 2 – вибромельница; 3 – вихревой аппарат.

Гироскопические мельницы. Гироскопическая мельница (рис. 1.1.19) состоит из барабана 5, на цапфах которого находятся ролики 3, опирающиеся на опорную шайбу 2. С цапфами барабана связано водило 4, сидящее на приводном валу 1. При вращении приводного вала барабан вращается относительно горизонтальной и вертикальной осей. Мелющие тела, находящиеся внутри барабана, приобретают сложное движение, в результате чего материал измельчается. Оптимальные отношения частот вращения барабана относительно вертикальной и горизонтальной осей находятся в пределах 1:1–1:5. Испытания таких мельниц показали, что для более беспорядочного движения шаровой загрузки целесообразно в массу мелких шаров загружать более крупные.

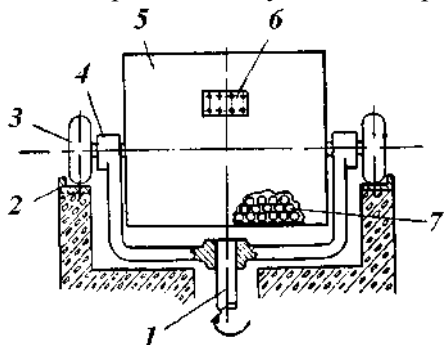


Рис. 1.1.19. Гироскопическая мельница: 1 – приводной вал; 2 – опорная шайба; 3 – опорный ролик; 4 – водило; 5 – барабан с мелющими телами; 6 – люк; 7 – мелющие тела.

Подведем итоги. Общим для рассмотренных в данном разделе мельниц является наличие мелющих тел, но каждая имеет свои особенности.

Шаровые, стержневые мельницы и мельницы сухого самоизмельчения имеют широкие технологические возможности, удобство при эксплуатации и ремонте – характерные преимущества барабанных мельниц. Они просты в эксплуатации, высокопроизводительны, надежны и долговечны, хорошо измельчают материал независимо от его твердости и физико-механических свойств, безопасны при попадании в рабочую полость не подлежащих дроблению тел.

Удельный расход электроэнергии на измельчение в вибромельницах сравнительно высок, а тонкость измельчения близка к достигаемой на мельницах других типов для тонкого измельчения. Они требуют сравнительно частого капитального ремонта. Работа таких мельниц, особенно с негуммированным корпусом, сопровождается сильным шумом, поэтому их надо устанавливать в изолированном помещении.

По сравнению с мелющими телами в шаровых мельницах, мелющие шары в планетарной шаровой мельнице достигают значительно более высокой энергии ударов, которая может в 20 раз превосходить ускорение силы тяжести. По этой причине измельчение происходит быстро в очень узком диапазоне дисперсности. Однако планетарные и гироскопические мельницы пока не нашли широкого промышленного применения.

1.1.4. Роторные мельницы

Роторные мельницы различных типов и конструктивных вариантов можно условно разбить на шесть групп:

- молотковые мельницы, где ударные тела шарнирно крепятся к ротору;
- крестовые, или билльные, отличающиеся от молотковых тем, что в них била жестко прикреплены к ротору мельницы;
- дисковые (дезинтеграторы, дисмембраторы), в которых стержни сравнительно небольших размеров закреплены концентрическими рядами на двух дисках. Диски вращаются в разные стороны либо один из них неподвижен;
- центробежные, в которых материал обрабатывается в основном по принципу стесненного и свободного удара в чашеобразном роторе. Существуют мельницы с шаровой загрузкой и самоизмельчения;
- вихревые, в которых специально профилированный ротор и статор создают вихревое движение материала.

Общим для перечисленных мельниц является наличие быстровращающегося ротора, и они могут работать как в открытом, так и в замкнутом цикле.

Молотковые мельницы представляют собой видоизмененные молотковые дробилки. На рис. 1.1.20, а показана мельница с шарнирными молотками, подвешенными на тягах вращающегося ротора. Материал измельчается ударами молотков, повторными ударами частиц о броневые плиты и истиранием между молотками и колосниками в нижней зоне камеры. Поступающий через воронку материал попадает под удар быстро вращающихся молотков, разрушается и отбрасывается к броневой плите. Ударившись об эту плиту, частицы отбрасываются и попадают опять под молотки. Такое движение частиц происходит, пока они не попадут на колосниковую решетку и не выйдут из зоны измельчения через ее отверстия. Размер частиц измельченного материала определяется размером отверстий в решетке, которую в зависимости от требований можно заменять. В молотковых мельницах наибольшему износу подвергаются молотки и отбойные плиты, несколько меньшему – решетка.

Молотковые мельницы применяют для измельчения угля, мела, охры и других материалов при тонине помола до 100 мкм и невысокой производительности.

сти. На рис. 1.1.20, *б* показан агрегат с молотковой мельницей и питателем, а в табл. 1.1.11 приведены технические характеристики нескольких моделей молотковых мельниц. Они могут работать в комплекте с оборудованием, в котором поток газа используют для транспортирования и сортировки материала.

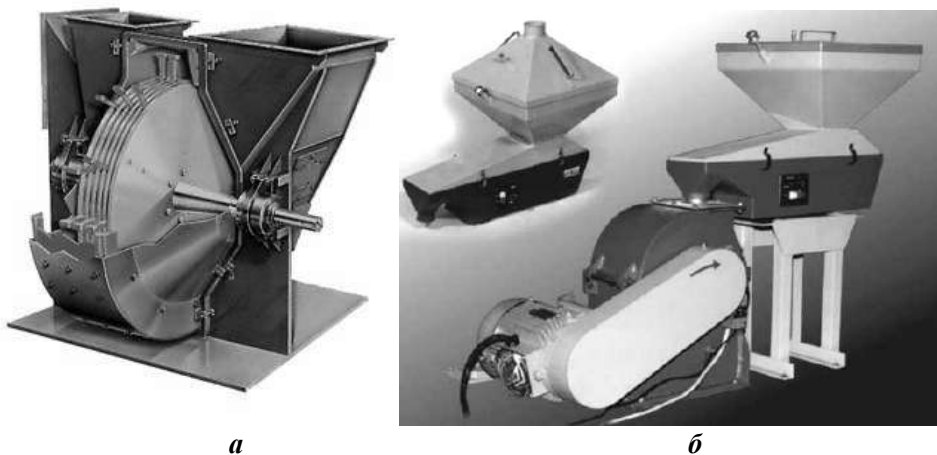


Рис. 1.1.20. Молотковые мельницы.

На рис. 1.1.21 показана шахтная мельница, в которую материал, подлежащий измелению, вводится по трубке 1 в шахту 2 и заполняет пространство между стенкой мельницы и билами. Вращающиеся молотки ротора 3 протаскивают материал в нижней зоне и выбрасывают его в шахту. При вращении ротора в помольной камере создается разрежение, благодаря чему обеспечивается всасывание воздуха через приемные каналы 4. Мелкие готовые фракции перемещаются потоком воздуха из шахты в устройства улавливания. Крупные частицы выпадают из потока газа и поступают еще раз в мельницу для доизмельчения. Шахта служит в качестве сепаратора. Тонкость помола можно регулировать изменением положения отбойных плит 5, которые изменяют проходное сечение шахты и, следовательно, скорость движения газа.

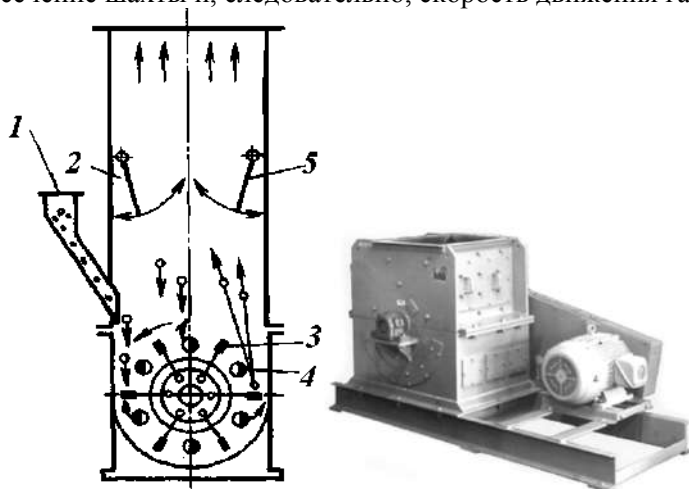


Рис. 1.1.21. Шахтная мельница.

Таблица 1.1.11

Технические характеристики молотковых мельниц

Диаметр ротора, м	Потребляемая мощность, кВт	Частота вращения ротора, об/мин	Производительность по углю, т/ч
0,25	1,5	5000	0,3
0,25	2,2	5000	0,3
0,40	3,6–15	3600	1,0
0,40	7,4–15	3600	1,0
0,40	7,4–18	3600	1,0
0,46	36–110	3000	1,2
0,46	18–36	3000	1,2
0,46	15–18	3000	1,2
0,60	18–55	2800	1,6
0,66	36–70	2400	2,0
0,76	36–110	1800	2,5
1,00	44–145	1200	5,0

Крестовые (бильные) мельницы. Высокоскоростные роторные мельницы часто конструируются с жестким креплением бил. Такие мельницы обычно называются крестовыми, или бильными. При жестком креплении удар бил по материалу передается на вал и подшипники, что при большой силе удара может вызвать их поломку. Вследствие большой окружной скорости бил куски твердых и абразивных материалов вызывают быстрый износ бил и корпуса мельницы. Поэтому крестовые мельницы применяются для тонкого измельчения мягких неабразивных материалов при крупности исходного материала не более 10–20 мм и надежной защите мельницы от попадания в нее металлических предметов. В указанных случаях, снабдив мельницу соответствующим сепаратором, можно получить продукт с остатком менее 1% на сите № 0062.

Крестовая мельница с выгрузкой продукта через решетку, работающая в открытом цикле, изображена на рис. 1.1.22.

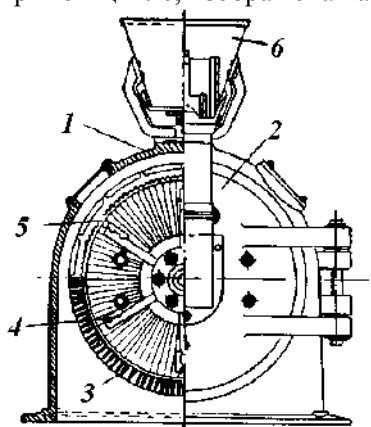


Рис. 1.1.22. Крестовая мельница: 1 – корпус; 2 – откидная стенка; 3 – решетка; 4 – молоток; 5 – броня; 6 – загрузочная воронка.

Корпус мельницы чугунный, внутри обложен броней – дробящими зубчатыми плитами, изготовленными из закаленного чугуна. Для облегчения чистки корпуса мельницы одна из его боковых стенок сделана откидной. Внутри кор-

пуга вращаются три крестообразно расположенные лопасти диаметром 300 мм, образующие шесть бил, расположенных под углом 60° друг к другу, жестко закрепленных на валу. Вал через эластичную муфту соединяется с мотором мощностью 3 кВт, делающим 2800 об/мин. Материал поступает через воронку, подводящую его к центру ротора. К воронке присоединяется питатель – зубчатая дробилка. Питатель обеспечивает равномерную подачу материала крупностью менее 10–15 мм. Измельченный продукт разгружается через решетку из листовой стали, которая имеет отверстия диаметром 3–5 мм.

На рис. 1.1.23, *а* изображен агрегат с аэробильной мельницей. На рис. 1.1.23, *б* показана его схема с жестко закрепленными билами и питателем, сепаратором и вентилятором для измельчения угля.

Материал тарельчатым питателем 5 подается в мельницу 1. Била ротора выбрасывают частицы в трубу 2, прикрепленную к горловине мельницы. В результате разрежения, создаваемого вентилятором 7, материал поступает в сепаратор 3, в котором разделяется по крупности. Мелкие частицы отсасываются по трубе 6 вентилятором и направляются в устройства улавливания. Крупные частицы материала по лотку 4 направляются в мельницу на доизмельчение. Конструкция мельницы предусматривает возможность сушки в ней материала топочными газами, входящими в мельницу. Аэробильная мельница может быть применена для измельчения охры, каолина, мела и других материалов, состоящих из микрокристаллических частиц размером 1–10 мкм.

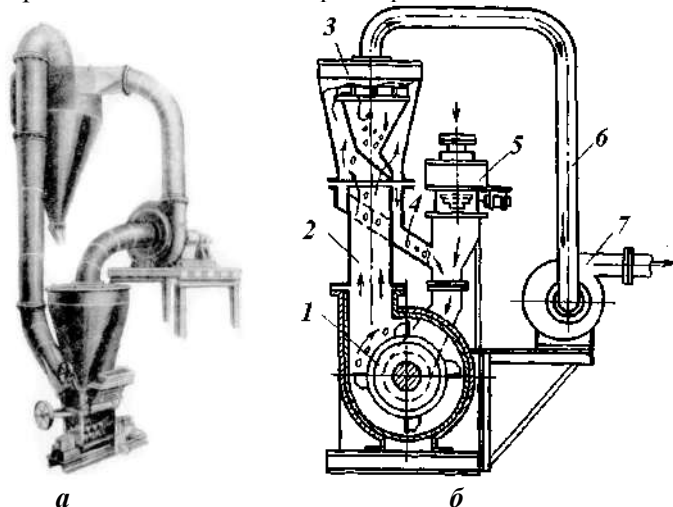


Рис. 1.1.23. Агрегат с аэробильной мельницей.

Дисковые мельницы. Дисковые мельницы непрерывного действия существенно отличаются от молотковых и крестовых. В дисковых мельницах ударными телами являются так называемые штифты или пальцы, закрепленные концентрическими рядами на двух дисках. Концентрические ряды пальцев на каждом из дисков расположены на различном расстоянии от их центра, чтобы при сближении дисков вращающиеся пальцы одного концентрического ряда свободно входили между рядами другого. Когда оба диска вращаются в противо-

положные стороны, дисковую мельницу называют дезинтегратором (рис. 1.1.24, *а*), когда один из них неподвижен – дисмембратором (рис 1.1.24, *б*).

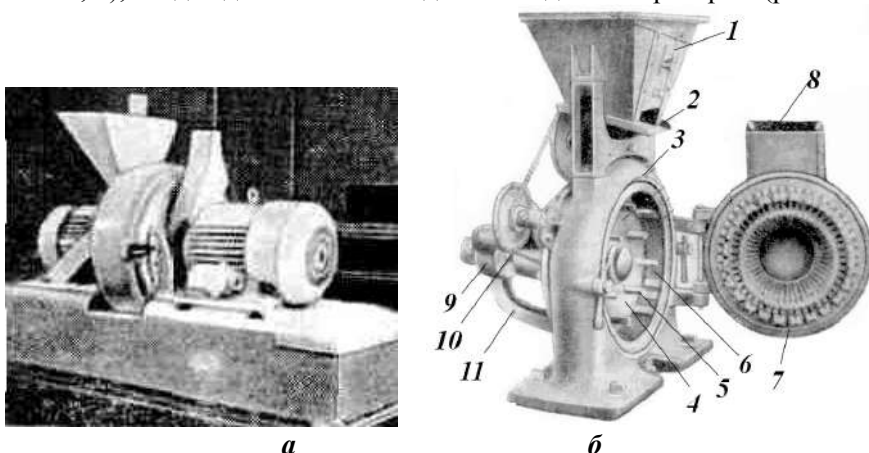


Рис. 1.1.24. Дисковые мельницы: *а* – дезинтегратор, *б* – дисмембратор: 1 – воронка; 2 – питатель; 3 – корпус; 4 – диск; 5 – била; 6 – кольцевая решетка; 7 – откидная стенка; 8 – загрузочная воронка; 9 – подшипник; 10 – вал; 11 – кронштейн.

В дисковых мельницах материал поступает вблизи центра диска, т. е. в полость, образованную первым рядом быстро вращающихся пальцев (рис. 1.1.25). Материал, попав на пальцы первого ряда, отбрасывается ими с большой скоростью на пальцы второго ряда, движущиеся в обратную сторону или стоящие неподвижно, и, пройдя аналогичным путем через остальные ряды, выбрасывается в кожух. В дезинтеграторах выгрузка материала производится через отверстие большого размера, расположенное в нижней части кожуха мельницы, а в дисмембраторах – через кольцевую решетку. Для облегчения профилактических и ремонтных работ один из роторов установлен на передвижных опорах и может быть перемещен винтовым устройством.

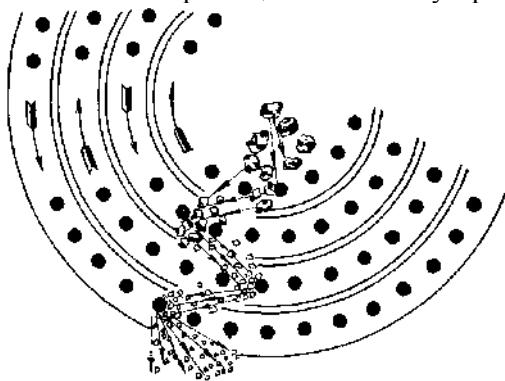


Рис. 1.1.25. Схема работы дисковой мельницы.

Угловая скорость вращения пальцев, закрепленных на диске, одинакова для всех рядов. С увеличением радиуса, по которому располагаются концентрические ряды пальцев, увеличивается их окружная скорость. В каждом ряду пальцев, считая от центра диска, расстояние между пальцами уменьшено. Так, по

мере прохождения материала через ряды пальцев и уменьшения величины кусков сила удара увеличивается, и частота ударов возрастает.

В дезинтеграторах количество концентрических рядов пальцев на каждом диске может колебаться от 2 до 4, и, следовательно, общее число рядов, через которое проходит измельченный материал, колеблется от 4 до 8. Диаметр пальцев составляет 15–35 мм, причем пальцы диаметром больше 25 мм устанавливаются при измельчении менее мягких материалов или на дезинтеграторах больших размеров. Смена пальцев зависит от мягкости материала и, главное, от содержания в нем твердых или абразивных частиц и производится через 1000–10 000 ч работы мельницы. Для недопустимости намола железа к продукту диски могут быть изготовлены из цветных металлов (бронзы, дюралюминия).

Производительность дезинтеграторов и получаемый зерновой состав продукта зависит от типоразмера, числа оборотов дисков и индивидуальных свойств материала. Дезинтеграторы выпускаются производительностью от нескольких тысяч до нескольких десятков тысяч тонн в год. Они могут работать в открытом и замкнутом циклах. В производстве строительных материалов, пигментов и наполнителей дезинтеграторы применяются для измельчения глины, мела, трепела, мягких пигментов, производимых в большом количестве, – литопона, бланфика, глета, сурика и т. п.

Дисмембраторы, подобные дезинтеграторам по принципу работы, а иногда и по форме ударных тел, отличаются тем, что в них один диск вращается, а второй остается неподвижным. При этом условии для создания больших относительных скоростей между ударными телами вращающемуся диску придают большую угловую скорость. В дисмембраторах диски диаметром 250–600 мм делают от 3000 до 6500 об/мин, при этом окружная скорость внешнего концентрического ряда пальцев достигает 60–120 м/с.

Ударные тела в дисмембраторах могут иметь форму цилиндрических пальцев диаметром 8–15 мм, типа применяемых в дезинтеграторах, или форму небольших штифтов с острой кромкой, имеющих самую разнообразную конфигурацию. Разгрузка материала осуществляется через круглые или щелевые отверстия в кольцевой решетке, размер которых по наиболее узкому сечению может изменяться от 8 до 0,25 мм. Вследствие этого измельчаемый материал циркулирует в мельнице между сеткой и внешним рядом пальцев до тех пор, пока не станет возможным его выгрузка через отверстия в решетке. Забивка решеток-сеток в дисмембраторах, даже при отверстиях менее 1 мм, не происходит потому, что вследствие больших скоростей пылевого потока в мельнице материал как бы протирается через сетку и непрерывно зачищает ее. Так, разгрузка материала через решетку или сетку с отверстиями малых размеров и большая окружная скорость пальцев позволяют в этих машинах получать более тонкий и монодисперсный порошок, чем в мельницах других типов. Этому также способствуют малое расстояние между пальцами, доходящее во внешних рядах до 2–3 мм, их большое количество, а также применение пальцев с острой кромкой.

Имеются дисмембраторы с горизонтальным расположением дисков. Особенностью этих мельниц является использование центробежных свойств вращающегося диска для транспортировки измельченного материала в бункер спе-

циальной формы, верхняя часть которого является кожухом мельницы. На крышке бункера размещены мешочные фильтры, через которые удаляется просасываемый через мельницу воздух. Готовый материал выгружается из бункера ячейковым питателем.

Производительность дисмембраторов зависит не только от типоразмера машины и индивидуальных свойств материала, но в большей мере от тонкости измельчения. Дисмембраторы производительностью, измеряемой сотнями тонн в год, как правило, работают в открытом цикле и обеспечивают более высокую степень измельчения по сравнению с дезинтеграторами. Применяются дисмембраторы для измельчения цинковых и свинцовых кронов, железной лазури и многих других осадочных пигментов, а также асбеста, солей аммония, бурого угля, гипса, серы, глины, известняка. В табл. 1.1.12 приведены характеристики дисковых мельниц.

Для лабораторного применения существует большое разнообразие дисковых мельниц. Лабораторная дисковая мельница (рис. 1.1.26) служит для периодического или непрерывного тонкого измельчения проб широкого диапазона прочностных свойств. Она применяется для измельчения до аналитической тонкости руды, угля или шлаков в горном деле и металлургии, шамота или фарфора в керамической промышленности, боксита, клинкера или кварца, а также сгущенных шламов, донных осадков или буровых кернов в почвоведении.

Таблица 1.1.12

Технические характеристики дисковых мельниц

Диаметр диска, м	Частота вращения диска, об/мин	Потребляемая мощность, кВт	Производительность по известняку, кг/ч
Дисмембратор			
0,25	3800	2,9	40
0,33	3300	4,4	180
0,45	2800	9,8	500
0,60	2300	11,0	1000
Дезинтегратор			
0,60	900	4,5	1000
0,75	700	11,0	1500
0,90	600	18,0	2000
1,00	550	22,0	3000
1,10	500	30,0	4000
1,25	500	37,0	6000

Рабочее пространство мельницы образуется двумя, с внутренней стороны грубо зазубренными измельчающими дисками, один из которых приводится в действие мощным малооборотным двигателем. Конечная крупность измельчаемого материала может регулироваться шириной щели между измельчающими дисками в пределах от 0,1 до 5 мм. Максимальная крупность загружаемого материала составляет 20 мм, а производительность составляет – в зависимости от выбранной ширины щели – от 20 до 150 кг/ч.

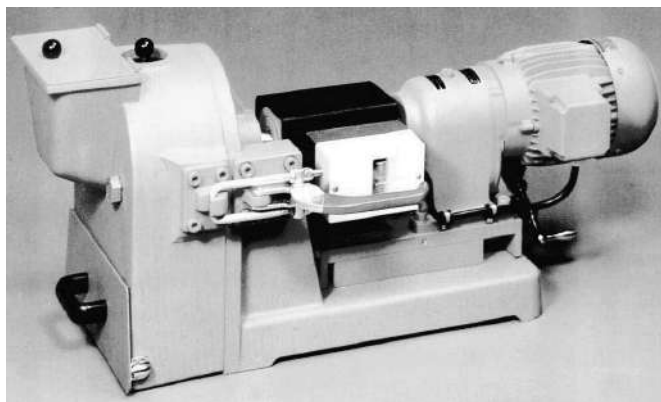


Рис. 1.1.26. Лабораторная дисковая мельница (общий вид).

Быстроходная ударно-отражательная мельница с высоким числом оборотов ротора (15 000–20 000 об/мин). В ней можно измельчать мягкие вещества и материалы средней твердости исходной крупности до 8 мм, причем конечная дисперсность регулируется применением различных колец.

Существуют устройства, сочетающие в своей конструкции элементы разных роторных мельниц. На рис. 1.1.27 схематично изображена мельница, представляющая собой комбинацию роторной, молотковой и дисковой машин.

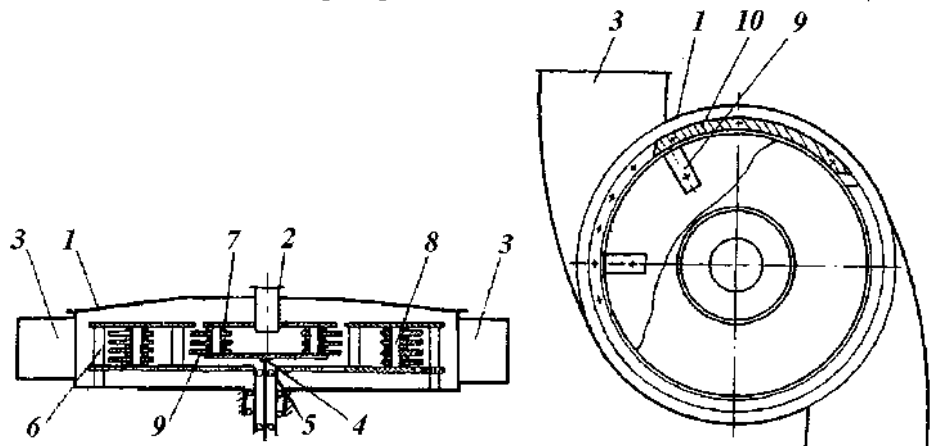


Рис. 1.1.27. Молотковая дисковая мельница.

Молотковая дисковая мельница содержит неподвижный цилиндрический корпус 1, загрузочный 2 и разгрузочный 3 патрубки. Ротор внутренний 4 и ротор внешний 5 размещены один внутри другого. Имеется неподвижный ряд пальцев 6, установленных с зазором между собой и закрепленных в корпусе. Роторы состоят из дисков 7, соединенных пальцами 8, на которых закреплены пакеты молотков 9. На корпусе с зазором между пакетами молотков внешнего ротора закреплены неподвижно деки 10, установленные по периметру цилиндрической поверхности корпуса между кромками выходных патрубков. Оси

вращения роторов размещены одна внутри другой и приводятся во вращение через передачу от электродвигателей.

Мельница работает следующим образом. Продукт через загрузочный патрубок 2 поступает в ее внутренний ротор 4, откуда под действием центробежных сил, предварительно измельченный под действием подвижных пакетов молотков 9 внутреннего ротора, подается во внешний ротор 5, имеющий встречное вращение. Продукт, предварительно измельченный внутренним ротором, получает окончательное измельчение подвижными пакетами молотков 9 внешнего ротора, которые движутся навстречу потоку частиц, где они получают импульс центробежной силы, под действием которой отбрасываются на неподвижные пальцы 6 и деки 10. Частицы продукта, попавшие на деки, дополнительно измельчаются в зазоре между пакетами молотков 9 и деки 10. Их налипание на деки предотвращается постоянно поступающим продуктом, который перемещается пакетами молотков. Измельченный продукт через зазор между неподвижными пальцами 6 и деками 10 засасывается аэродинамическим потоком в разгрузочные патрубки 3, через которые он подается на транспортер и в дальнейшую переработку. В результате установки дек вместо неподвижных пальцев исключается попадание продукта в пристеночную зону корпуса и улучшается эффективность его измельчения. Деки имеют зазор между собой по периметру цилиндрической поверхности корпуса между кромками выходных патрубков.

Центробежные мельницы. Известны два типа центробежных мельниц: шаровые и самоизмельчения. На рис. 1.1.28 схематически изображена центробежно-шаровая мельница, в которой измельчение материала основано на принципе стесненного удара.

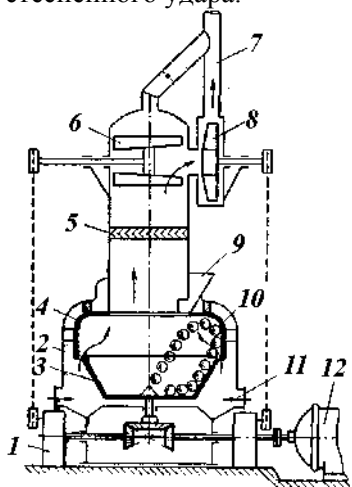


Рис. 1.1.28. Центробежно-шаровая мельница: 1 – редуктор; 2 – корпус; 3 – чаша; 4 – размольное кольцо; 5 – отбойная решетка; 6 – сепаратор; 7 – выводной штуцер; 8 – вентилятор; 9 – штуцер питания; 10 – шары; 11 – штуцер для подвода газа-носителя; 12 – двигатель.

При вращении чаши 3 находящиеся в ней шары 10 и материал отбрасываются центробежными силами к размольному кольцу 4, ударяются об него и возвращаются обратно, описывая замкнутые кривые. Материал разрушается главным образом на размольном кольце и частично в чаше при обратном падении шаров. При разрушении материала используется кинетическая энергия шаров.

Измельченный материал удаляется из мельницы воздушным потоком, который создается вентилятором 8. Воздух через штуцер 11 поступает в зону измельчения, подхватывает частицы материала, а затем через отбойную решетку 5 и сепаратор 6 попадает в пылеуловители, в качестве которых могут применяться специальные камеры, циклоны и рукавные фильтры. Данная мельница является высокоэффективной машиной. Производительность ее зависит от природы измельчаемого материала и желаемой тонины помола. Небольшой объем размольной камеры и сравнительно большая мощность приводят не только к эффективному измельчению, но и к сильному износу шаров и рабочих поверхностей машины, что является одним из существенных недостатков.

Другим типом центробежной мельницы является центробежная мельница самоизмельчения (без мелющих тел) (рис. 1.1.29). Она состоит из корпуса 1, чаши 3, сидящей на приводном валу 2, защитного кольца 4 на кромке чаши и размольного кольца 5.

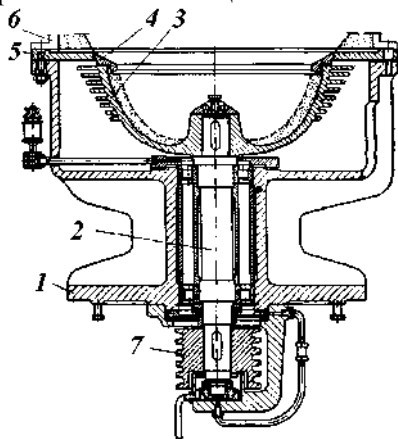


Рис. 1.1.29. Центробежная мельница самоизмельчения: 1 – корпус; 2 – приводной вал; 3 – чаша; 4 – защитное кольцо; 5 – размольное кольцо; 6 – сепаратор; 7 – шкив.

В верхней части мельницы устанавливается воздушно-проходной сепаратор 6. Материал, подлежащий измельчению, подается питателем на вращающуюся чашу, центробежными силами отбрасывается к краям чаши и размольному кольцу и измельчается в результате удара о кромки защитного и размольного колец, а также за счет истирания частиц при их движении.

Воздух, поднимающийся снизу и проходящий через кольцевую щель между защитным и размольными кольцами, подхватывает измельченный материал и выносит его в сепаратор. Крупные частицы из сепаратора возвращаются в мельницу на доизмельчение, а целевой продукт вместе с воздухом попадает в уловитель. Производительность мельницы зависит от его размера, природы измельчаемого материала и тонины помола, применяется мельница для измельчения цементного клинкера, ее производительность составляет около 100 кг/ч продукта крупностью 0,085 мкм. При такой производительности установки удельный расход энергии составляет около 200 кВт·ч/т вместо 25–30 кВт·ч/т на многокамерных барабанных мельницах.

Существуют центробежные мельницы с несколькими роторами, например центробежная противоточная мельница с двумя роторами (рис. 1.1.30).

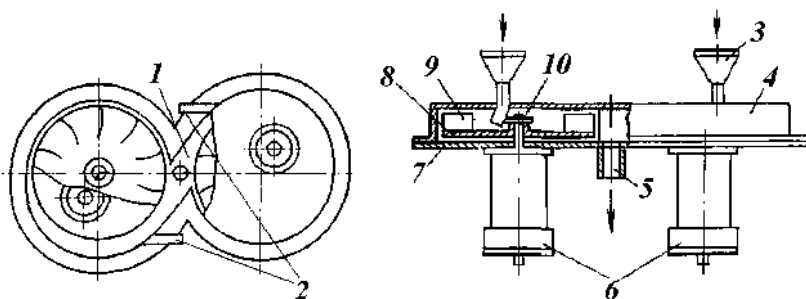


Рис. 1.1.30. Принципиальная конструкция центробежной противоточной мельницы: 1 – тангенциальный канал; 2 – разгрузочный патрубок; 3 – загрузочный патрубок; 4 – корпус; 5 – выгрузочный патрубок; 6 – электродвигатель; 7 – плита; 8 – диск ротора; 9 – разгонная лопатка; 10 – вал.

Частицы, попавшие на разгонные лопатки вращающегося ротора, выполненные с учетом угла естественного откоса вещества, накапливаются на них за счет центробежных сил и сил трения, обеспечивая самофутеровку их поверхности. Следующие частицы, поступающие на размол, скользят по накопившемуся материалу и отбрасываются с обоих роторов, причем часть из них (мельче готового продукта) выводится без излишнего измельчения, направляясь в зону разгрузочного патрубка. Грубые фракции продукта отбрасываются с двух сторон в тангенциальный канал, где разрушаются в основном за счет столкновения противоположных пылевоздушных потоков при скоростях движения частиц до 200 м/с и выводятся в патрубок выгрузки.

При измельчении в мельнице различных абразивных материалов получены порошки с размером частиц менее 50–70 мкм (90%). Устройство мельницы обуславливает контакт вещества с развитыми воздушными потоками, поэтому в определенных случаях необходимо предусматривать очистку поступающего в них воздуха.

Вихревые мельницы. Принципиально новым типом роторной вихревой мельницы являются центробежно-вихревые машины. Они работают по принципу ударного самоизмельчения в вихревых двухфазных потоках.

Центробежно-вихревая мельница непрерывного действия (рис. 1.1.31) представляет собой вертикальную машину с приводом от асинхронного электродвигателя с частотой вращения 3000 об/мин. Мельница имеет загрузочную часть, состоящую из бункера 1, установленного на опорной крышке 2. Приводная часть состоит из электродвигателя 3, установленного на опорной крышке 2, и ротора 4. Зона выгрузки образуется приемным бункером 5, который прикреплен к корпусу-статору 6. Корпус-статор, ротор и опорная крышка образуют зону измельчения, от которой двигатель защищен уплотнительным устройством 7. Приводная часть расположена эксцентрично относительно корпуса-статора для создания непрерывной подачи материала в зону между корпусом-статором и ротором. Исходный материал загружается в бункер 1, из которого под действием вибрации постепенно дозируется в зазор между корпусом-статором 6 и ротором 4, проходя перед этим предохранительную решетку 8 для предотвращения попадания посторонних предметов в зону измельчения. Ско-

рость подачи материала из бункера регулируется автоматически по мере измельчения самим аппаратом. В зоне измельчения образуются устойчивые вихревые потоки обрабатываемого материала, мелкие частицы, имеющие незначительную массу, попадают в зазор между ротором и корпусом-статором и выгружаются через центральное отверстие статора в бункер 5.

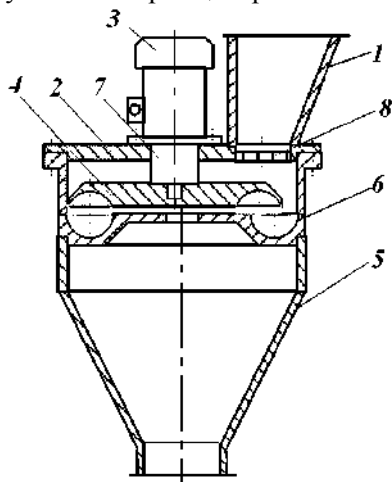


Рис. 1.1.31. Центробежно-вихревая мельница непрерывного действия:
1 – бункер; 2 – опорная крышка;
3 – электродвигатель; 4 – ротор; 5 – приемный бункер; 6 – корпус-статор;
7 – уплотнение; 8 – предохранительная решетка.

Производительность машины напрямую связана с требуемой дисперсностью материала и регулируется зазором между ротором и корпусом-статором. Величина зазора является тем параметром, который определяет вероятность попадания частицы данной массы против действия центробежной силы к центральному отверстию в корпусе-статоре. Чем больше зазор, тем больше производительность. Центробежно-вихревая мельница предназначен для измельчения кристаллических и других продуктов от мягких до среднетвердых с крупностью до 5 мм.

Роторная вихревая мельница (РВМ), представленная на рис. 1.1.32, реализует принцип обработки в роторных вертикальных центробежно-вихревых камерах с механическим завихрителем. Она позволяет измельчать дисперсные кристаллические материалы с исходным размером частиц до 1 мм. Роторная вихревая мельница содержит корпус-статор 1, в котором коаксиально расположен ротор 2, патрубок 6 для загрузки материала и улитку 3 для выгрузки, газораспределительную решетку 4 с цилиндрическим формирователем слоя 5. На наружной поверхности ротора и внутренней поверхности корпуса-статора выполнены продольные сегментные пазы так, что в своем поперечном сечении они замыкаются в кольцевую камеру измельчения.

Сыпучий материал, подлежащий обработке, загружается дозатором через патрубок 6 в зону псевдоожижения. Продукт попадает на газораспределительную решетку 4 и взвешивается воздухом, подаваемым через патрубок 7. Благодаря формирователю кольцевого слоя 5 и ротору 2 образуется кипящий слой. По мере загрузки высота слоя растет и достигает зоны обработки. Эту зону образуют корпус-статор 1 и ротор 2. Профилированный ротор инициирует в пазах корпуса-статора быстро вращающиеся вихри. Частицы, захваченные вихрем из

псевдооживленного слоя, вращаются в канале обработки до тех пор, пока не выносятся в зону выгрузки, которая представляет собой улитку, из нее газозвесь поступает в циклон выгрузки. Режимы обработки регулируются частотой вращения ротора, а время пребывания частиц в рабочей зоне – расходом воздуха.

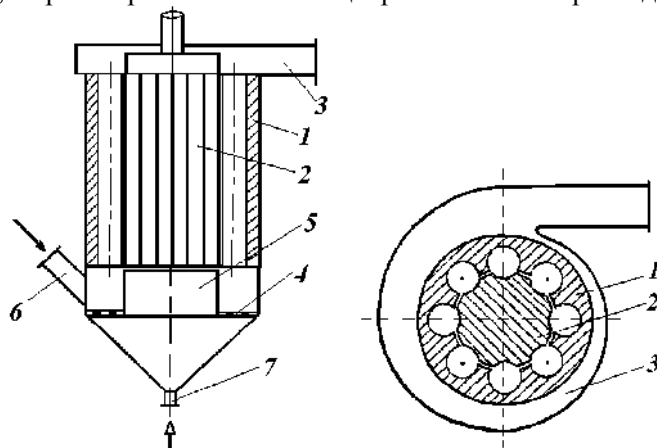


Рис. 1.1.32. Роторная вихревая мельница:

1 – корпус-статор; 2 – ротор; 3 – улитка; 4 – газораспределительная решетка; 5 – формирователь слоя; 6 – загрузочный патрубок; 7 – патрубок для подачи воздуха.

Следующим вихревым аппаратом является представленная на рис. 1.1.33 центробежно-вихревая машина (ЦВМ) периодического принципа действия, позволяющая проводить измельчение и окатку кристаллических материалов с большим временем обработки.

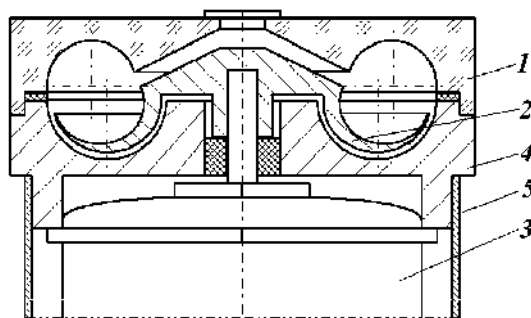


Рис. 1.1.33. Центробежно-вихревая машина: 1 – статор-крышка; 2 – ротор; 3 – электродвигатель; 4 – корпус; 5 – кожух.

В своей конструкции она реализует принцип роторной тороидальной центробежно-вихревой камеры. Рабочая зона машины образуется основными составными частями: ротором 2 и статором-крышкой 1. Ротор 2 представляет собой профилированный диск с радиальными перегородками, которые делят его чашу на шесть равных частей. Ротор приводится во вращение от встроенного электродвигателя 3. Статор 1 представляет собой профилированную полусферой съемную крышку с центральным отверстием для загрузки материала.

Сыпучий материал загружается через центральное отверстие в статор-крышке и сыпается по конической поверхности ротора в вихревую зону обработки. После обработки статор-крышка снимается и материал выгружается.

Для окатки твердокристаллических материалов создан роторный вихревой аппарат (РВА), реализующий конструктивные признаки роторных радиальных центробежно-вихревых камер. Зона обработки образована статором 2 и ротором 1, содержащими радиально расположенные сегментные пазы, которые в своем поперечном сечении замыкаются в кольцевую камеру (рис. 1.1.34).

Исходный материал загружается в конический корпус 6 и, пройдя в зазоре между корпусом и транспортирующей трубой 7, попадает на решетку 4, где подхватывается воздухом, подаваемым блоком подвода газа через патрубок 8, и по трубе 7 поступает в зону расширения. В ней происходит классификация частиц на две фракции: первая – менее 10 мкм – уносится вместе с воздухом через патрубок 5 в циклон, а вторая – более 10 мкм – оседает на коническую часть статора и по ней попадает в вихревую зону обработки. Пройдя по радиальным каналам между ротором и статором, частицы высыпаются обратно в конический корпус 6. Материал претерпевает многократную обработку в рабочей зоне аппарата. Вращение ротора обеспечивается рабочим блоком установки с помощью клиноременной передачи и приводной головки 3.

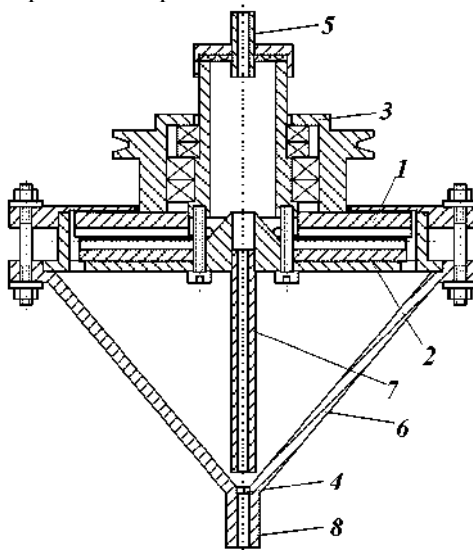


Рис. 1.1.34. Роторный вихревой аппарат: 1 – ротор; 2 – статор; 3 – приводная головка; 4 – решетка; 5, 8 – патрубок; 6 – корпус; 7 – транспортирующая труба.

Такая конструкция позволяет удалять из слоя материала вместе с потоком воздуха частицы мелкой фракции (осколки граней), образующиеся при окатке.

Подведем итоги. При тонком измельчении материалов ударными телами окружная скорость крайних точек ротора должна быть в 2–3 раза выше, чем в молотковых мельницах. Она составляет обычно 75–85 м/с, доходя в отдельных случаях до 100 м/с. При высокой окружной скорости динамическая баланси-

ровка ротора упрощается и становится более надежной в случае жесткого крепления ударных тел (крестовая мельница). Компактность, легкость зачистки и надежность в работе обеспечили этой мельнице широкое применение для измельчения мягких материалов в малотоннажных производствах пигментов.

Окружная скорость внешних рядов пальцев в дисковых мельницах достигает 75–120 м/с. Большая окружная скорость пальцев, их небольшие размеры по сравнению с молотками и билами в молотковых и крестовых мельницах и сложность смены пальцев обуславливают измельчение на дисковых мельницах только материалов, свободных от абразивных и твердых частиц. В этих мельницах, и в особенности в дисмембраторах, измельчение материала достигается в основном за счет истирания.

К мельницам самоизмельчения можно отнести центробежные и вихревые аппараты, для которых также характерны высокие скорости вращения ротора и достаточно высокий удельный расход энергии. Диссипация энергии происходит в основном в вихревом потоке, что обеспечивает самоизмельчение дисперсного материала с достаточно высокой скоростью.

1.1.5. Роликовые мельницы

Роликовыми называются мельницы непрерывного действия, в которых катящийся ролик (валок или шар) прижимается к кольцу, чаше, тарелке или другому ролику. Материал, поступающий между кольцом и роликом, измельчается раздавливанием и истиранием.

Роликовые мельницы различных конструкций можно условно разбить на четыре группы, принципиально отличающиеся конструкцией или формой роликов: катковые, шаровые кольцевые, бегуны, валковые.

Роликовые мельницы работают в замкнутом цикле с пневматической разгрузкой материала. Они обычно снабжены встроенным сепаратором, что делает мельничный агрегат более компактным и позволяет иметь большие циркуляционные нагрузки при малых гидравлических сопротивлениях системы.

Основные преимущества роликовых мельниц:

- большая компактность мельничного агрегата по сравнению с трубчатыми шаровыми мельницами, работающими с пневматической разгрузкой материала;
- достижение на них тонкого помола материалов;
- возможность изменения в широком диапазоне тонкости измельчения.

Катковые мельницы. Имеется большое число типов катковых мельниц: с центробежным прижимом роликов (катков) к неподвижному кольцу – так называемые маятниковые мельницы (рис. 1.1.35), их часто еще называют роликомаятниковыми или роliko-кольцевыми; с пружинным прижимом роликов к вращающейся тарелке – так называемые катково-пружинные (катково-тарельчатые, катково-дисковые) мельницы (рис. 1.1.36).

В маятниковых мельницах материал измельчается между катящимися роликами и горизонтально расположенным кольцом (рис. 1.1.35). Мельница работает в замкнутом цикле с сепаратором, сблокированным с мельницей. Эта блокировка дает малое гидравлическое сопротивление размольного агрегата и тем

самым позволяет получать большие циркуляционные нагрузки для измельчаемого материала и соответственно большие потоки воздуха, выносящие из мельницы измельченный материал. Большие потоки воздуха в сочетании со специфическими особенностями конструкции мельницы позволяют проводить на ней весьма тонкое измельчение сухих материалов, налипающих в шаровой мельнице на шары и футеровку, что осложняет измельчение.

В ролико-кольцевой мельнице к крестовине 7, закрепленной на верхней части вала 5, свободно подвешены штанги (маятники) 3 с роликами 2. В зависимости от типоразмера мельницы число маятников (роликов) может изменяться от двух до шести. Вал приводится во вращение (100–300 об/мин) электродвигателем через коническую зубчатую передачу. При быстром вращении вала ролики под действием центробежных сил прижимаются к сменному размольному кольцу 10. К крестовине 7 прикреплены скребки 1. При вращении крестовины скребки поднимают материал, осевший на дно чаши, и отбрасывают его к кольцу 10. Закручивание потока воздуха, поступающего в воздушный короб 12, вызывает циклонный эффект в верхней части камеры мельницы. Оно способствует отделению грубых частиц от тонких частиц, которые уносятся из чаши потоком циркулирующего в агрегате воздуха. Угловая скорость крестовины должна быть такой, чтобы при вращении роликов создавались силы инерции, обеспечивающие усилие прижатия ролика к кольцу $(1-2) \cdot 10^5$ Н на 1 м ширины ролика.

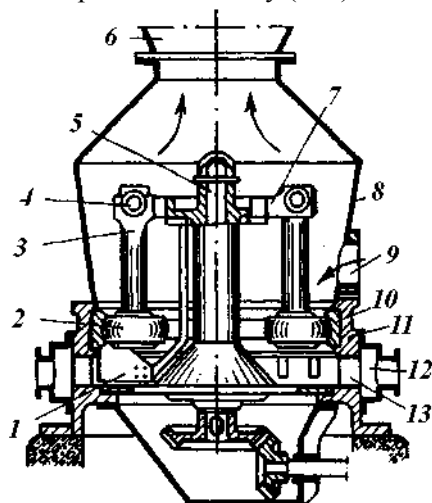


Рис. 1.1.35. Конструкция маятниковой мельницы: 1 – скребки; 2 – ролики; 3 – штанги роликов; 4 – шарниры; 5 – центральный вал; 6 – сепаратор; 7 – крестовина-водило; 8 – кожух; 9 – штуцер питания; 10 – размольное кольцо; 11 – станина; 12 – воздушный короб; 13 – окна для воздуха.

Маятниковая мельница чувствительна к абразивным и очень твердым зернам, и поэтому в производстве пигментов она применяется главным образом для тонкого измельчения мягких материалов, свободных от этих частиц (диоксида титана). Роликовые маятниковые мельницы применяют для измельчения мягких, слабых и средней прочности пород (глины, гипса, мела, графита).

В катково-пружинных мельницах (рис. 1.1.36) материал измельчается между тарелкой 2, приводимой во вращение от электродвигателя через редуктор 1, и катками 4. Катки установлены на осях, закрепленных на рычагах 5, которые стягиваются пружинами 6, благодаря чему катки прижимаются к тарелке. В мельницах этого типа обычно имеются два катка. При вращении тарелки из-за сил трения катки также начинают вращаться и, перекатываясь по тарелке, измельчают материал раздавливанием и истиранием. Измельченный материал выносятся потоком воздуха, подаваемого по каналу 3, в сепаратор. Скорость вращения тарелки не более 3 м/с.

Такая мельница отличается от маятниковой большей надежностью конструкций, более легкой и простой заменой рабочих частей мельницы (плиты и бандажей катков) и приспособлена для более тяжелых условий работы. Она находит применение в цементной промышленности, пигментных цехах и цехах наполнителей для тонкого измельчения мумии, сурика, охры (без отделения при этом песков), тяжелого и легкого шпатов, а также других материалов.

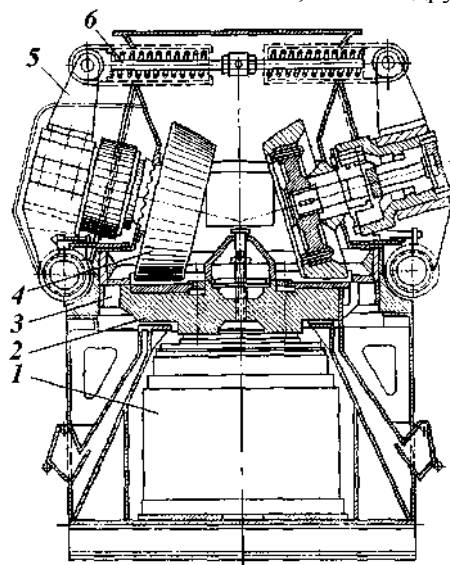


Рис. 1.1.36. Конструктивные схемы катково-пружинных мельниц.

В табл. 1.1.13 даны характеристики катково-пружинных мельниц с плоской тарелкой при измельчении известняка.

Существует большое разнообразие применяемых катков пружинных мельниц в разных производствах. Влажность материала, загружаемого в мельницу, может достигать 15–18%. Размер кусков, поступающих в мельницу, составляет 50–100 мм. Удельные затраты энергии доходят до 10 кВт·ч/т при помоле известняка средней твердости и тонкости помола, соответствующей 12% остатка на сите № 009 и 1% остатка на сите № 02 при влажности 8%. Эти данные относятся к крупным мельницам с диаметром помольной чаши около 2000 мм. Небольшие мельницы с диаметром чаши 1400–1500 мм характеризуются удельными затратами энергии около 12 кВт·ч/т.

Таблица 1.1.13

Технические характеристики катково-пружинных мельниц

Характеристики	Диаметр тарелки, мм					
	650	900	1250	1600	2270	2800
Частота вращения, об/мин	90	68	53	40	35	31
Диаметр роликов, мм	500	700	1000	1300	1500	1650
Производительность, т/ч	1,7	5,5	12	35	100	180
Мощность привода, кВт	23	44	130	315	1000	1600
Масса мельницы, т	4,1	6,6	27	110	250	400

Шаровые кольцевые мельницы. В шаровых кольцевых мельницах (рис. 1.1.37), применяемых для помола, например, извести, гипса, сухой глины, материал измельчается в результате раздавливания и истирания при относительном перемещении шаров 2 и колец 1 и 8.

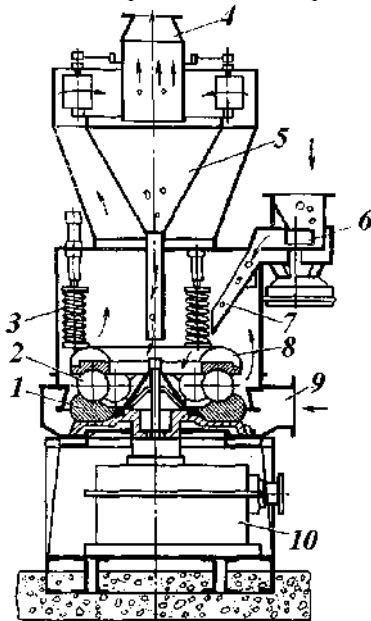


Рис. 1.1.37. Схема шаровой кольцевой мельницы.

Материал питателем 6 по желобу 7 подается на нижнее кольцо 1, приводимое во вращение через редуктор 10, и под действием центробежных сил поступает в желоб с помещенными внутри него шарами. Шары прижимаются к нижнему кольцу пружинами 3 через верхнее кольцо 8. Измельченный материал пересыпается через внешнюю кромку нижнего кольца и уносится потоком воздуха, подводимым по патрубку 9, со скоростью 20–30 м/с в сепаратор 5, где разделяется по крупности. Готовый материал выносится по трубе 4, а материал, требующий доизмельчения, опять поступает в мельницу. Диаметр шаров должен в 10–12 раз превышать размер наибольшего куска подаваемого материала.

Угловую скорость кольца выбирают несколько меньшей по сравнению с угловой скоростью, при которой вследствие центробежных сил будет происходить выброс из кольца наиболее крупных частиц.

Существуют и более сложные конструкции шаровых кольцевых мельниц: двух- и многоярусные, многоярусные для сухого и мокрого помола. Производительность их зависит от тонкости помола и свойств материала. Эти мельницы применяют для помола мела, гипса, известняка, мрамора, угля, клинкера и других материалов с аналогичными свойствами.

Бегуны. В промышленности бегуны применяют для мелкого дробления с размерами зерен 3–8 мм и грубого помола с размерами частиц 0,2–0,5 мм доломита, известняка, глины, шамота и других материалов. Принцип действия бегунов основан на раздавливании и одновременном истирании материала. Поступающий материал под действием веса катков раздавливается, а при скольжении катков истирается. Скольжение катков вызывается разностью скоростей движения отдельных точек наружной поверхности цилиндрического обода катка. По конструктивному оформлению различают бегуны: с неподвижной чашей, по которой катятся катки, одновременно вращаясь вокруг своей оси; с вращающейся чашей, в которой увлекаемые трением катки вращаются только вокруг своей оси; с верхним и нижним приводом рабочих органов. По способу действия различают бегуны периодического и непрерывного действия. По технологическому назначению известны бегуны для мокрого измельчения, когда влажность материала превышает 15–16%, и сухого или полусухого измельчения, когда влажность материала не превышает 10%.

На рис. 1.1.38 показаны бегуны с вращающейся чашей и нижним приводом.

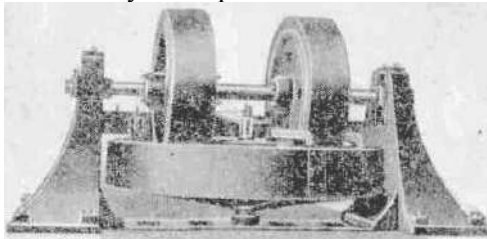


Рис. 1.1.38. Бегуны с вращающейся чашей и нижним приводом.

Бегуны (рис. 1.1.39) состоят из катков 1, закрепленных на полуосях 2, шарнирно соединенных с водилом 3, центрального вала 4, опирающегося на подпятник 7 и через втулку на чашу 5. Водило 3, вращаясь, увлекает за собой катки 1, заставляя их бегать по дну чаши. Сырье подается в чашу, где измельчается катками до нужной тонины. При измельчении центробежные силы сдвигают материал к наружной стенке чаши, откуда его возвращают снова под катки с помощью скребков. На бегунах можно получить измельченный продукт, в котором размер частиц не превышает 40 мкм.

Измельчение материала в бегунах производится под действием силы тяжести катков, поэтому они должны быть массивными. Так, в современных бегунах масса одного катка достигает 5 т. При вращении таких катков относительно оси центрального вала развиваются большие центробежные силы, поэтому необходимо усиление и, следовательно, усложнение приводной части бегунов. Вот почему большие бегуны изготавливают с вращающейся чашей, а катки при этом поворачиваются только относительно собственных осей.

У бегунов с вращающейся чашей есть еще одно преимущество перед бегунами с поворачивающимися катками. При мокром измельчении под действием центробежных сил суспензия прижимается к наружному борту чаши и легче проникает через сетки в этих бортах. В табл. 1.1.14 приведены технические характеристики некоторых бегунов.

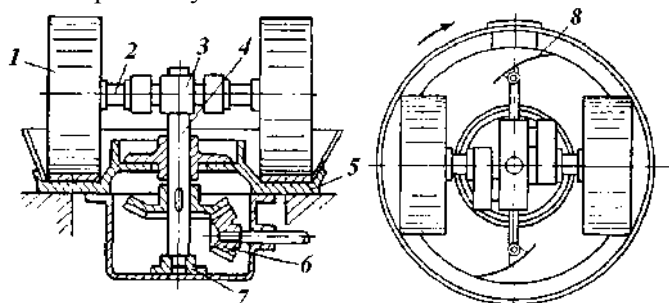


Рис. 1.1.39. Бегуны: 1 – катки; 2 – полуоси катков; 3 – водило; 4 – центральный вал; 5 – чаша; 6 – коническая пара; 7 – подпятник; 8 – скребки.

Таблица 1.1.14

Технические характеристики бегунов

Характеристики	Модель									
Размеры катков, мм:										
диаметр	1800	1800	1800	1600	1400	1300	1200	1000	900	600
ширина	550	450	300	450	400	250	350	250	200	200
Масса катков, т	5,7	4,0	3,4	–	2,1	–	2,0	–	–	–
Частота вращения										
центрального вала, об/мин	19,3	20,0	12,0	22,0	16,0	14,0	27,0	24,0	16,0	26,0
Мощность привода, кВт	60	40	16	30	16	7,5	19	10	5	4,5
Производительность, т/ч	5	4	3	1,5	3	2,5	2,4	0,8	0,7	0,4

Для уменьшения размеров бегунов в современных конструкциях усилие катков, передаваемое на материал, дополняется усилием, создаваемым специальными рессорами или пружинами. Устройство бегунов позволяет регулировать размеры зерен и тонину помола материала путем установки решеток с различными диаметрами отверстий. Регулировать тонину помола можно количеством подаваемого материала, так как чем меньше слой материала под катками, тем тоньше он размалывается. Для тонкого помола бегуны применять нецелесообразно, так как при этом возрастают эксплуатационные расходы, быстро изнашиваются катки, чаша и другие детали.

Валковые мельницы. Основным рабочим элементом валковой мельницы является цилиндрический валок, вращающийся на горизонтальной оси. Материал для измельчения подается сверху, затягивается между валками или валком и футеровкой камеры и измельчается.

Валковые мельницы бывают одно-, двух-, трех- и четырехвалковые. В мельнице с четырьмя валками одна пара валков расположена над другой, т. е. эта мельница может рассматриваться как две двухвалковые мельницы, смонтированные в один корпус.

Поверхности валков бывают гладкие, рифленые, ребристые и зубчатые. Сочетание поверхностей может быть различным, например, оба валка могут иметь гладкую поверхность или один гладкую, другой рифленую и т. д. При одинаковом диаметре рифленые и зубчатые валки могут захватывать более крупные куски материала, чем гладкие. На рис. 1.1.40, *а* показан общий вид валковой дробилки с гладкими валками (рис. 1.1.40, *б*).



а



б

Рис. 1.1.40. Валковая мельница (общий вид).

Валковые мельницы имеют диаметр валка 200–1500 мм и длину, равную 0,4–1,0 диаметра. Валковые мельницы для мелкого помола материалов в основном средней прочности ($\sigma = 160$ МПа) применяют с гладкими и рифлеными валками, а для мягких и хрупких ($\sigma = 80$ МПа) – с зубчатыми валками.

В промышленности наиболее распространены двухвалковые мельницы, они особенно удобны для измельчения влажных и вязких материалов (например, глин). Валки обычно вращаются навстречу один другому и измельчают материал, раздавливая его и частично истирая. Иногда для увеличения истирания, необходимого при измельчении некоторых материалов, валкам сообщают разную скорость. Корпуса подшипников вала одного из валков опираются на пружины и могут перемещаться. В результате этого при попадании металлического предмета один валок может отойти от другого и пропустить металлический предмет, после чего под действием пружин возвратиться в исходное положение. В табл. 1.1.15 приведены основные технические характеристики двухвалковых мельниц.

В промышленности строительных материалов для переработки глины и удаления из нее камней применяют так называемые вальцы дезинтеграции. Они состоят из двух валков, из которых валок большего диаметра имеет гладкую поверхность, а на рабочей поверхности меньшего валка предусмотрены ребра высотой 8–10 мм. Ребристый и гладкий валок совершают соответственно 500–600 и 50–60 об/мин.

Получение особо чистых веществ с твердостью до 4–5 единиц по шкале Мооса и достаточно строго регламентированным соотношением фракций обеспечено в мельницах с четырьмя валками с двумя ступенями помола. Мельницы этого типа привлекают внимание при оформлении процесса размола своей про-

стотой устройства и обслуживания, надежностью в работе, возможностью помола в непрерывном режиме.

Таблица 1.1.15

Технические характеристики валковых мельниц

Характеристики	Модель	
Производительность, кг/ч	1200	500
Размер измельчаемого материала, мм	60	До 10
Размер измельченных частиц, мм	До 10	0,5
Длина рабочей части валков, мм	800	800
Диаметр рабочей части валков, мм	660	660
Окружная скорость вращения заднего валка, м/с	0,9	1,11
Фрикция	1:10	1:10
Мощность привода, кВт	223,5	183,5

Однократность сжатия продукта в рабочем пространстве мельницы между двумя вращающимися с окружной скоростью до 4,5 м/с валками каждой ступени обуславливает излишнее измельчение вещества и мгновенный контакт с их поверхностью, что очень важно для сохранения его чистоты. Наличие двух, а при необходимости и более ступеней помола (модулей) позволяет варьировать гранулометрический состав порошка в широких пределах за счет изменения зазора каждой пары валков. В зависимости от вещества цилиндрические футерующие элементы валков выполняются из различных материалов (стали, сплавов, алюминия, титана, тантала, керамики и др.), а при износе легко меняются без замены основной оснастки валков.

Когда выбор конструкционных материалов, не вносящих сверхнормативных примесей, ограничен или невозможен, сохранение высокого уровня чистоты продукта может быть обеспечено за счет специальной конфигурации поверхности мелющих валков в виде пазов, рифлей и пр. Это способствует образованию устойчивого футерующего слоя из самого продукта, впрессовываемого во впадины рабочей поверхности при его раздавливании между валками, уменьшаясь непосредственный контакт с ней основной массы размалываемого вещества и повышается эффект его самоизмельчения. На этом принципе созданы и внедрены валковые мельницы в производствах таких особо чистых веществ, как диоксид циркония, карбонаты калия и натрия, обеспечив в них содержание примесей на уровне 10^{-5} – $10^{-6}\%$.

Выпуск промышленностью пористых фильтрующих элементов из различных металлических порошков стимулировал идею иного принципа самофутерования валков, выполненных из пористых цилиндров. Подаваемый на размол в мельницу (рис. 1.1.41) продукт первоначально образует плотный футерующий слой на внешней поверхности валков и далее удерживается на ней за счет вакуума, создаваемого во внутренней полости каждого валка. Данное техническое решение, успешно испытанное в лабораторных условиях, представляется перспективным, особенно в плане создания оборудования для размолва веществ с высоким уровнем чистоты, когда присутствие металлов в конструкции мельни-

цы практически недопустимо. При наличии стабильного футерующего слоя продукта становится возможным применение валков из пористых полимерных материалов, слабым местом которых является низкое сопротивление износу.

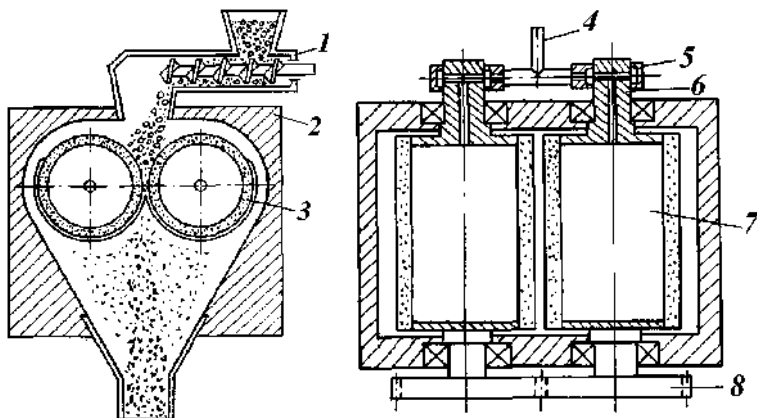


Рис. 1.1.41. Принципиальная конструкция валковой мельницы:
1 — питатель; 2 — корпус; 3 — валок из пористого материала; 4 — ваку-
умный штуцер; 5 — золотник; 6 — вал; 7 — внутренняя полость валка;
8 — шестерня приводная.

Подведем итоги. Применение продувки воздухом и специфические особенности конструкции роликовых мельниц с катками позволяют производить на них тонкое измельчение материалов, которые не поддаются тонкому измельчению на шаровых мельницах вследствие налипания их на шары и футеровку барабана. Роликовые мельницы особенно широко применяются для тонкого измельчения двуоксида титана, талька, мела и других материалов, для которых исключено применение шаровых мельниц.

До появления барабанных мельниц бегуны широко применялись во многих отраслях промышленности, в том числе в химической. В настоящее время их используют реже, лишь для измельчения вязких материалов. К недостаткам бегунов различных конструкций относится небольшая производительность при большой массе и высокой стоимости бегунов, а также большой расход сменных деталей и потребляемой электроэнергии.

1.1.6. Жерновые мельницы

Основными рабочими элементами жерновой мельницы (рис. 1.1.42) являются два круга 3 и 4, называемые жерновками. Один из жерновов (нижний либо верхний) приводится во вращение, а второй остается неподвижным. Верхний жернов своей тяжестью, а также с помощью пружин 8 прижимается к нижнему подвижному. Измельчаемый материал через воронку 6 поступает внутрь верхнего жернова и затем центробежными силами, а также с помощью специальных насечек на рабочих поверхностях жерновов затягивается между последними и измельчается. Измельченный материал выбрасывается в кожух 7 и выходит че-

рез штуцер 2. Крупность помола регулируется установочным устройством 1, позволяющим перемещать один из жерновов в осевом направлении.

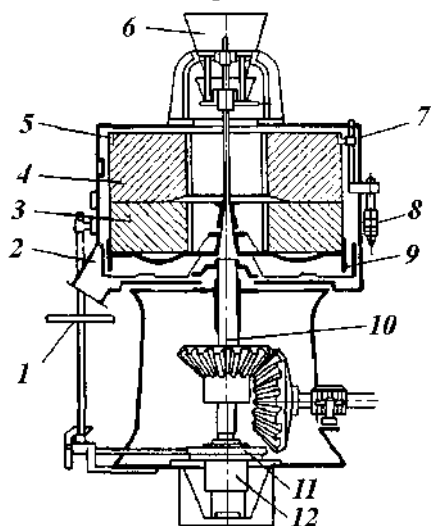


Рис. 1.1.42. Жерновая мельница:
1 – установочный маховик; 2 – выводной штуцер; 3 – нижний жернов; 4 – верхний жернов; 5 – бандаж; 6 – питающая воронка; 7 – кожух; 8 – нажимные пружины; 9 – опорно-приводное колесо; 10 – центральный вал с приводом; 11 – червячная пара; 12 – подпятник.

Эффективны и практичны в эксплуатации жерновые мельницы со встроенным просеивающим устройством (рис. 1.1.43). Такая комбинация позволяет производить измельчение с одновременным разделением по фракциям многих материалов. Путем замены сит на выходе получается продукт требуемой степени измельчения.



Рис. 1.1.43. Жерновая мельница (общий вид).

Для изготовления жерновов используют:

- натуральный цельный камень, который обрезают до размера жерновов и соответствующим образом обработан (тип I). Используется в тихоходных мельницах;

– композиционный прессованный состав из корунда, магния, магнезита (тип II). Имеет шершавую поверхность, не требующую восстановления на протяжении всего срока эксплуатации;

– композиционный состав: песок, корунд, фарфор (тип III).

Смесь спекается в обжиговой печи при высокой температуре. При этом происходит формирование крайне мелких пор, что создает шершавую поверхность и устраняет необходимость в ее восстановлении на протяжении всего срока эксплуатации мельницы. Ввиду особой прочности мелкие поры используются на скоростных мельницах с небольшим диаметром жерновов.

В современных жерновых мельницах жернова изготавливают из корунда, а детали, соприкасающиеся с измельчаемым материалом, – из легированной стали. Частота вращения нижнего жернова достигает 3000 об/мин и более.

В табл. 1.1.16 приведены технические характеристики жерновой мельницы.

Таблица 1.1.16

Технические характеристики жерновой мельницы

Диаметр жерновов, мм	Тип жерновов	Производительность, кг/ч	Частота вращения, об/мин	Вес, кг	Мощность привода, кВт
160	II	15	180	40	1,0
300	I/II	10–15/15–20	180	100	0,75/0,75
400	I/II	15–20/25–30	180	120	1,5/1,5
500	I/II	30–35/50–70	180	320	3,0/4,0
700	I/II	40–50/70–100	160	700	5,5/7,5
1000	I/II	70–80/100–140	140	1000	7,5/11
1200	II	140–250	120	2000	11
1600	II	400–600	200	2500	15

Подведем итоги. В химической промышленности жерновые мельницы применяют для размалывания и растирания красителей. Главным их достоинством является инертность материала мелющих элементов – жерновов. При измельчении и растирании материалов изнашиваются частично и рабочие поверхности жерновов. Продукты изнашивания переходят в продукт измельчения. Например, загрязнение красителя металлом приводит к изменению цвета красителя, неустойчивости его при воздействии света, тепла или атмосферных осадков. Такая опасность уменьшается, если рабочие поверхности мельницы изготовлены из инертного материала.

1.1.7. Струйно-вихревые аппараты

При сухом измельчении материалов в качестве носителя часто применяют газ или пар. Разработано много типов таких измельчителей. По виду энергоносителя струйные мельницы разделяют на газоструйные и пароструйные.

В зависимости от дисперсности продукта струйные мельницы подразделяются на группы с последовательным помолотом и разделением и с совмещенным измельчением и разделением, осуществляемыми одновременно в одной камере.

Существующие на этой основе классификации не отражают реального процесса обработки.

Струйно-вихревые аппараты для механической обработки дисперсных материалов по свойствам струи можно разделить на две группы:

- струйные, в которых поток энергоносителя (газа) покидает сопло в виде прямой струи и процесс измельчения происходит либо на пересечении струй, либо при ударе струи об стенку;
- вихревые, в которых поток газа закручен и обработка частиц происходит в псевдотурбулентном двухфазном вихревом потоке.

Струйные мельницы. В струйных мельницах частицам измельчаемого материала кинетическая энергия передается потоком газа, воздуха, пара или продуктов сгорания. Измельчение осуществляется либо при столкновении встречных потоков частиц материала, либо при их ударе об отбойную плиту. Некоторая доля частиц измельчается касательными ударами о внутренние поверхности установки при разгоне или при транспортировке по трактам пневматической системы классификации. Большие скорости движения частиц необходимы для того, чтобы достигнуть их разрушения за один или два удара. Причем оптимальная разрушающая скорость для частиц диаметром 0,001 мм на порядок больше, чем для частиц диаметром 1 мм. Такая разница в скоростях отрицательно сказывается на коэффициенте полезного действия мельницы ($\approx 0,02\%$), так как большая часть энергии газовой струи тратится на разгон мелких частиц, хотя крупные частицы разрушающей скорости уже достигли.

Набор частицами требуемой для разрушения скорости осуществляется на относительно коротких участках. Поэтому струйные мельницы сравнительно малогабаритны. Их размеры и вес определяются в основном генератором энергоносителя, а также размерами классифицирующих устройств и устройств осаждения пыли.

Отличительная особенность этих мельниц заключается во встречном или пересекающемся расположении струи запыленного газа. Удвоенная скорость сталкивающихся частиц измельчаемого материала повышает эффективность помола. Мельницы предназначаются для получения тонко измельченных продуктов. Такие мельницы чаще имеют вынесенный разделитель газа и частиц.

На рис. 1.1.44 показана высокоскоростная газоструйная мельница в комбинации с сепаратором. Газ подводится по газопроводу 1 к инжектору 2, поступает в разгонную трубку 3, захватывая при этом частицы измельчаемого материала, попадающие в корпус мельницу через штуцер 9. В разгонной трубке частицы приобретают необходимую скорость и ударяются в размольную плиту 6. Разрушившиеся частицы уносятся газовым потоком через направляющие лопасти 5 в сепаратор, в котором под действием центробежных сил измельченные частицы разделяются на две фракции. Мелкая фракция выносится через штуцер 8, а крупная, достигнув стенок корпуса 4, опускается по конусу и снова попадает в зону измельчения. Частицы, которые при ударе не разрушились, направляются в мельницу на доизмельчение. Тонина фракции регулируется поворотом лопастей сепаратора. В мельнице этого типа наибольшему износу подвергаются разгонная трубка и размольная плита. Эти детали выполняют из высокопроч-

ных материалов. При измельчении полукокса до крупности готовой пыли, соответствующей остатку 21–88% на сите № 0088, удельный расход энергии составляет 26–33 кВт·ч/т, а расход воздуха – 3–3,5 м³/кг. При размоле бурого угля примерно в тех же условиях расход энергии колебался от 38 до 53 кВт·ч/т при остатке 21,5% на сите № 0088.

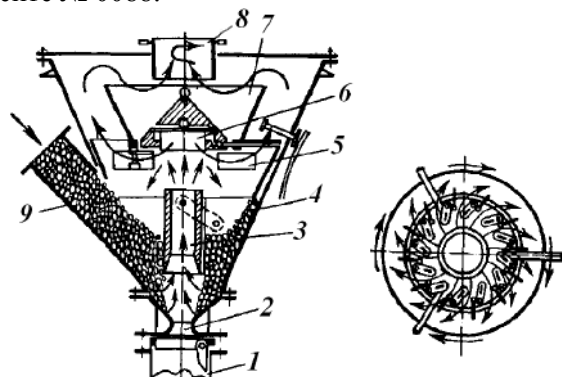


Рис. 1.1.44. Высокоскоростная струйная мельница: 1 – штуцер подачи газа; 2 – инжектор; 3 – разгонная трубка; 4 – корпус мельницы; 5 – лопасти сепаратора; 6 – размольная плита; 7 – вытеснитель; 8 – штуцер пылегазовой смеси; 9 – штуцер питания.

На рис. 1.1.45 показана противоточная эжекторная мельница. Материал из бункера 2 поступает в разгонные трубки 4 и 9, подхватывается сжатым воздухом, подаваемым по трубкам 3 и 10, и выносятся в помольную камеру 5. Материал измельчается вследствие соударения частиц во встречных потоках. Отработанный энергоноситель по трубе 6 выносит продукт помола в сепаратор, присоединяемый к фланцу 7. Внутренняя поверхность камеры футерована износостойкими элементами 8. Для ревизии состояния сопел и их регулирования предусмотрены люки 1.

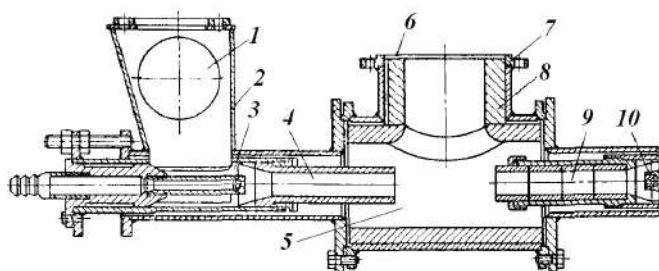


Рис. 1.1.45. Противоточная мельница.

Схема этой мельницы изображена на рис. 1.1.46.

На рис. 1.1.47 схематически показана противоточная четырехструйная мельница. Она состоит из камеры 3, расположенных попарно друг против друга штуцеров 1 и сопла 2. В верхней части камеры помещены воронка 12, через которую подается материал, подлежащий измельчению, и сопло 13 для инжектирования материала. Здесь же расположены четыре отверстия 5 для отвода измельченного

материала в боковые стояки-сепараторы 4, в которых производится предварительное разделение измельченного материала. В сепараторах крупная фракция оседает на дно стояка и снова выносится в камеру измельчения, а мелкая вместе с энергоносителем выходит через штуцер 6 и направляется в специальный сепаратор 10 для окончательного отделения целевой фракции.

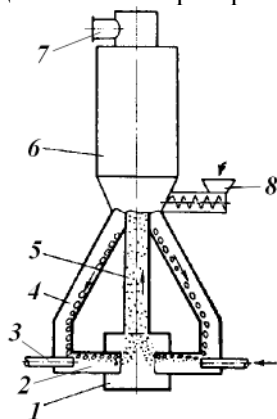


Рис. 1.1.46. Противоточная двухструйная мельница с верхним выводом помола:
 1 – камера измельчения; 2 – разгонные трубки; 3 – сопло; 4 – рукава питания и возврата крупной фракции из сепаратора; 5 – выводная труба; 6 – сепаратор; 7 – штуцер для отвода тонкой фракции; 8 – шнек питания.

Противоточные мельницы применяют для измельчения твердых материалов с крупностью исходного сырья около 10 мм до частиц от 50 до 80 мкм. Такие мельницы применяют для измельчения антрацита, угля, кокса, асбеста, древесной целлюлозы, слюды, руды, пластмасс, известняка, красителей, плавикового шпата, фурфурола, инсектицидов, фунгицидов и других материалов, а также для смешивания порошков. В качестве энергоносителей применяют сжатый воздух и перегретый пар. Известны размольные установки для угля производительностью до 30 т/ч при расходе пара 0,15 кг/кг угля.

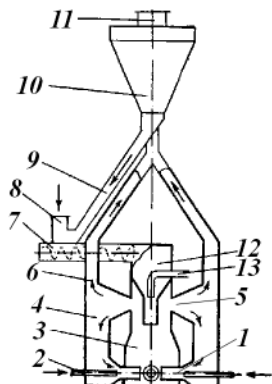


Рис. 1.1.47. Противоточная четырехструйная мельница:
 1 – штуцер; 2 – сопло; 3 – камера измельчения; 4 – стояк-сепаратор; 5 – отводные отверстия; 6 – выходной штуцер; 7 – шнек питания; 8 – штуцер для подвода сырья; 9 – труба возврата крупной фракции; 10 – сепаратор; 11 – штуцер для отвода тонкой фракции; 12 – воронка питания; 13 – сопло.

Другой тип струйной мельницы с вертикальной трубчатой помольной камерой показан на рис. 1.1.48. Энергоноситель поступает по трубопроводу 10 в коллектор и далее через систему сопел 9 в нижнюю часть помольной раздельной камеры. Сопла располагаются в два ряда попарно таким образом, что каждая пара струй пересекается в вертикальной плоскости, на некотором удалении от противоположной стенки трубы. Кроме того, сопла скашиваются в вертикальной плоскости на определенный угол склонения, чтобы вызвать циркуляцию газа, заключенного в камеру.

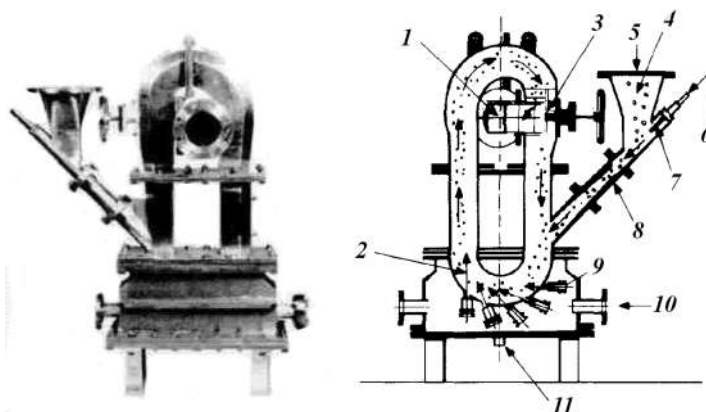


Рис. 1.1.48. Струйная мельница с трубчатой помольной камерой: 1 – отсос отработанного энергоносителя; 2 – сопла в зоне измельчения; 3 – инерционный разделитель; 4 – загрузочная воронка; 5 – сырьё; 6 – сжатый воздух; 7 – сопло эжектора; 8 – трубка Вентури; 9 – сопла; 10 – подача энергоносителя; 11 – дренаж.

Измельчение происходит в результате столкновения частиц в точках пересечения струй. Разделение осуществляется при взаимодействии центробежных и центростремительных сил, возникающих на резких поворотах потока в коленах. При этом более крупные частицы отбрасываются к внешней стенке трубы и, спускаясь по вертикальному стволу, снова попадают в зону измельчения.

Более легкие частицы, движущиеся по внутренней стороне трубы, попадают в поток энергоносителя, отсасываемого из мельницы через жалюзи, представляющие собой инерционный разделитель 3. Принцип действия последнего заключается в том, что крупные частицы, обладающие высокой кинетической энергией, сталкиваясь с полочками разделителя 3, отражаются от них и отбрасываются в исходящий поток, циркулирующий в камере. Более мелкие частицы увлекаются потоком, отсасываемым из мельницы. Для улавливания готового продукта применяют центробежные уловители пыли и тканевые пылеуловители-фильтры. Эта мельница применяется для измельчения агрохимикатов, меди-каментов, титаната бария, сажи, органических пигментов, карбоната кальция. Технические характеристики представлены в табл. 1.1.17.

Таблица 1.1.17

**Технические характеристики струйных мельниц
с трубчатой помольной камерой**

Характеристики	Модель					
Производительность, кг/ч	0,5–2,0	2,0–20	20–100	50–300	200–600	400–1000
Расход воздуха, м ³ /мин	1,0	2,6	7,6	16,1	26,4	35,0
Мощность, кВт	11	22	55	125	150	220
Давление, атм	6,5–7,0					

Струйная мельница с плоской помольной камерой (рис. 1.1.49) работает следующим образом. Материал из бункера 2 поступает в эжектор 3 и сжатым воздухом, подаваемым по соплу 1, вводится в коллектор 9, в который подается по

трубке 10 энергоноситель. Материал из коллектора подхватывается энергоносителем, поступающим через сопла 4, и вносится в помольную камеру 7, футерованную износостойкими вкладышами 6. Оси сопл расположены под углом к радиусу, поэтому потоки газа в помольной камере многократно пересекаются (рис. 1.1.49, б). При круговом движении частиц в помольной камере на них действуют центробежная сила и сила давления газа, направленная к центру. По мере измельчения центростремительная сила будет превышать центробежную, поскольку сила давления газа пропорциональна квадрату диаметра частицы, а центробежная сила – кубу ее диаметра. Вследствие этого мелкие частицы выносятся газом в зазор между трубками 5 и 11, а более крупные остаются в помольной камере и измельчаются. Интенсивность истечения энергоносителя из помольной камеры регулируется положением по высоте трубы 11, которая фиксируется винтом 12. Корпус мельницы прикреплен к станине захватами 8. Лючки с пробками 13 служат для замены сопел. В трубе 11 скорость газа значительно уменьшается и здесь из него выпадает основная масса материала. Отработавший энергоноситель с мельчайшими частицами отводится по трубе 5 в пылеочистительные аппараты.

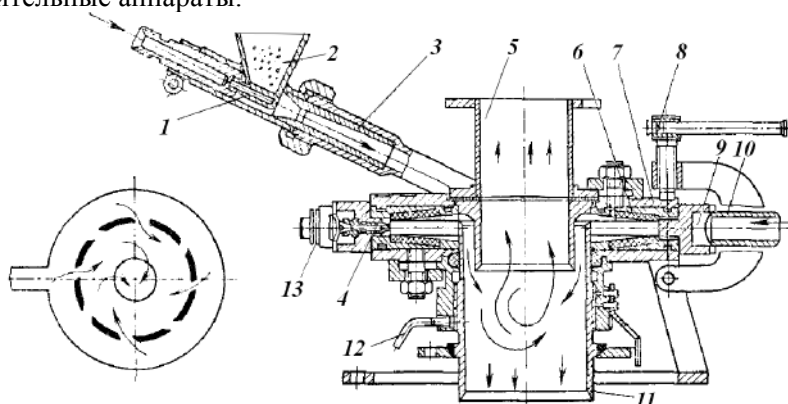


Рис. 1.1.49. Струйная мельница с плоской помольной камерой.

Существует большое количество струйных мельниц с плоской помольной камерой, отличающихся конструктивным оформлением, например аппарат STJ фирмы «СЭИСИН» (рис. 1.1.49). Мельницы применяются для измельчения агрохимикатов, медикаментов, титаната бария, сажи, органических пигментов, карбоната кальция. Характеристики представлены в табл. 1.1.18.

Таблица 1.1.18

Технические характеристики струйных мельниц с плоской камерой

Характеристики	Модель							
Производительность, кг/ч	0,5–2,0	2,0–20	10–50	20–200	50–200	100–350	300–800	600–1200
Расход воздуха, м ³ /мин	1,2	2,7	5,2	7,7	10,6	17,5	30,7	41,4
Мощность, кВт	11	22	37	55	75	125	180	255
Давление, атм	6,5–7,0							

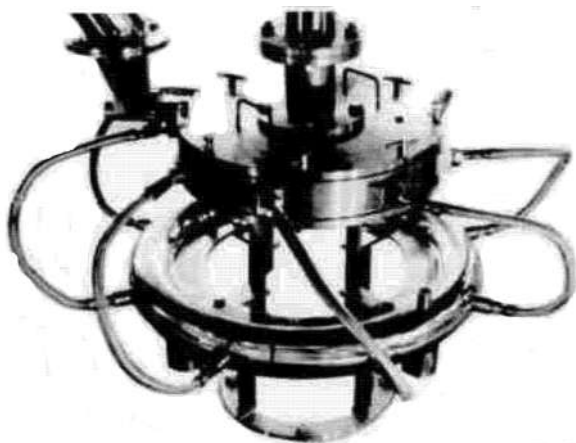


Рис. 1.1.50. Горизонтальный аппарат для измельчения струйным потоком воздуха.

При получении сверхтонких продуктов с дисперсностью, характеризуемой максимальным размером частиц, равным 1–5 мкм, применяют разделители с большими ускорениями частиц. Для этого используют газовые струи, которые направляют под углом друг к другу. Массе газа, заключенной в плоскую горизонтальную или трубчатую вертикальную камеру, сообщают скорости порядка 100–150 м/с. Малые радиусы закругления в сочетании с большими скоростями обуславливают возникновение мощных центробежных полей, позволяющих осуществлять четкое разделение.

Вихревые мельницы. В литературе можно встретить описание мельниц с выраженными свойствами вихревого аппарата, но они обозначены как струйные. Классическая конструкция струйной мельницы с плоской помольной камерой являлась основополагающей для большинства вновь создаваемых вихревых аппаратов. Тем самым и название *струйные* переходило на вновь разрабатываемые аппараты, хотя их конструкция и принцип работы отличались от прототипа. Правильным будет назвать новый вид мельниц вихревыми или струйно-вихревыми, так как ввод энергоносителя осуществляется в виде полуограниченной струи, которая приобретает закрутку с помощью устройства завихрения.

В спиральной мельнице, представленной на рис. 1.1.51, чтобы исключить передержку мелких частиц в рабочей камере, их измельчение проводят за один цикл прохода вихревого потока. Боковая стенка рабочей камеры представляет собой смонтированный по периметру виток логарифмической спирали. Не все частицы успевают измельчиться, двигаясь по спиральной стенке, поэтому получаемый в этой мельнице продукт имеет две различные по своему гранулометрическому составу фракции.

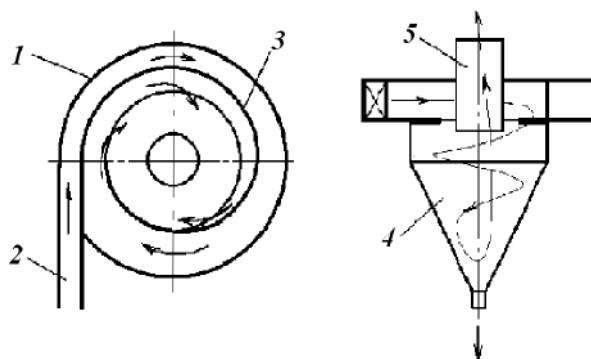


Рис. 1.1.51. Спиральная мельница: 1 – помольная камера; 2 – патрубок входа газозвеси; 3 – спиральный ограничитель; 4 – камера осаждения; 5 – патрубок отвода газозвеси.

Вихревая мельница представлена на рис. 1.1.52. Она состоит из помольной камеры 1, узла вывода газозвеси 2, крышки 3 и тангенциального патрубка 5 для ввода энергоносителя. В крышке есть центральное отверстие для сброса отработанного воздуха и ввода измельчаемого материала.

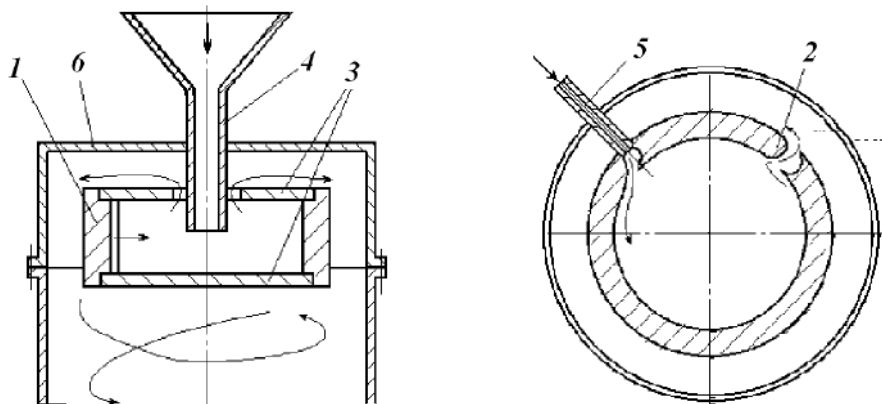


Рис. 1.1.52. Вихревая мельница: 1 – помольная камера; 2 – узел вывода газозвеси; 3 – верхняя и нижняя торцевые крышки; 4 – питающая воронка; 5 – патрубок подачи сжатого воздуха; 6 – пыленепроницаемый кожух.

Мельница находится в пыленепроницаемом кожухе 6, в котором происходит осаждение измельченных частиц. Мельница работает следующим образом: материал подается в центральную часть помольной камеры и приобретает вращательное движение, в ходе которого измельчается. Мелкие частицы, меняя траекторию движения, выносятся из зоны измельчения через боковую стенку помольной камеры с потоком воздуха. Крупные частицы, имея большую массу, проскакивают с основным потоком через боковое отверстие. Такой принцип разделения дает возможность получить частицы определенного размера, без передержки их в помольной камере.

Наиболее простой и эффективный способ интенсификации процесса измельчения в вихревой камере – придать потоку винтовую или спиральную траекто-

рию. Спиральное движение пылегазовой смеси организовано в мельнице, представленной на рис. 1.1.53, за счет смещения оси тангенциального патрубка выхода готового продукта относительно оси тангенциального патрубка подачи энергоносителя в вихревой камере. Такое положение патрубков позволяет осуществлять сепарацию частиц материала и снижает вероятность проскока неизмельченных частиц.

У известных видов плоских вихревых мельниц есть два существенных недостатка: сильное торможение потока на торцевых крышках с усилением радиальной скорости в торцевых областях и, как следствие, вынос неизмельченных частиц и малая удельная производительность из-за малой высоты помольной камеры. Производительность плоских вихревых мельниц можно повысить за счет увеличения длины вихревой камеры. В камерах с центральным выходным отверстием наблюдается нарушение потенциального течения по длине камеры, что отрицательно сказывается на устойчивости проведения измельчения.

Этот недостаток устранен в объемных вихревых мельницах с вынесенным разделением, принцип действия которых основан на движении материала и носителя в поступательно-вращательном потоке.

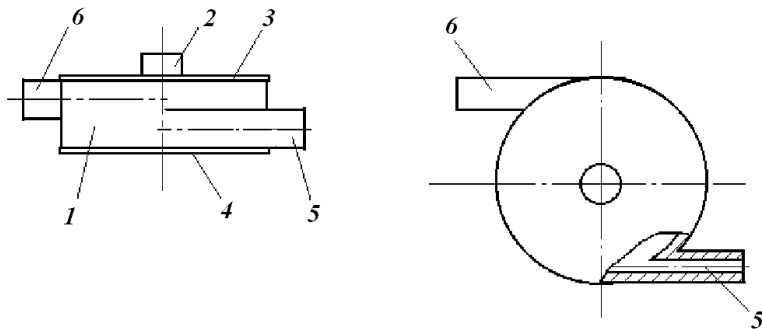


Рис. 1.1.53. Вихревая мельница: 1 – помольная камера; 2 – загрузочный патрубок; 3, 4 – торцевые крышки; 5 – патрубок подачи сжатого воздуха; 6 – патрубок отвода материала.

Крупные частицы, требующие длительного времени сушки, задерживаются в камере дольше, а мелкие частицы сушатся в восходящих потоках теплоносителя и уносятся на фазу разделения (рис. 1.1.54, *а*). Материал концентрируется в центральной части камеры и совершает спиральное движение. За счет плотности потока осуществляется истирание частиц. Унос происходит в восходящих потоках воздуха после достижения частицами размера, соответствующего скорости витания.

Более интенсивно материал измельчается в мельницах с конической помольной камерой (рис. 1.1.54, *б*). Здесь степень взаимодействия частиц повышается за счет увеличения скорости потока около стенки камеры по ее высоте.

Основной недостаток объемных мельниц с цилиндрической и конической вихревыми камерами – проскок неизмельченных частиц материала. Поэтому на выходе у таких мельниц ставятся разделительные устройства, которые возвращают крупные частицы на доизмельчение.

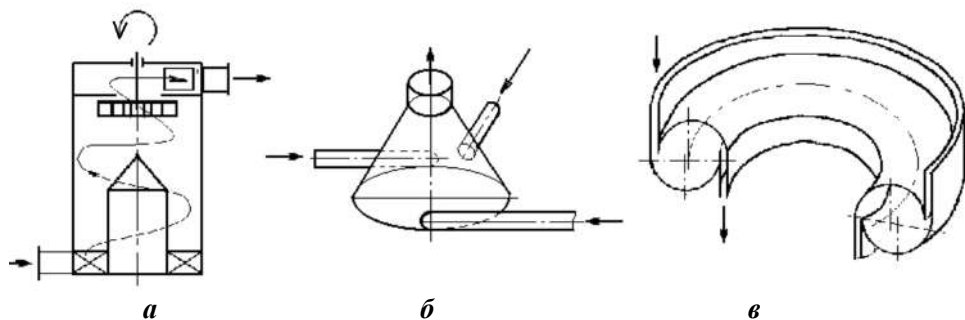


Рис. 1.1.54. Объемные вихревые мельницы.

Конструкция помольной камеры, свернутой в тор (рис. 1.1.54, в), позволяет изготовить компактную вихревую мельницу с высокой производительностью (рис. 1.1.55). Рабочую вихревую тороидальную зону аппарата образуют корпус и сборная конструкция из деталей. Аппарат комплектуется с помощью крышки и крепежных элементов. Данная конструкция позволяет регулировать величину входного и выходного зазора в рабочей камере благодаря прокладкам. Газовзвесь из эжектора поступает во входной патрубок и попадает в зону предварительной обработки, где благодаря тангенциально расположенному входному патрубку закручивается в осевом направлении. В этой зоне материал начинает подвергаться механическим воздействиям. Затем через входной зазор закрученная газовзвесь попадает в вихревую камеру, где приобретает поперечную закрутку и происходит основной процесс обработки.

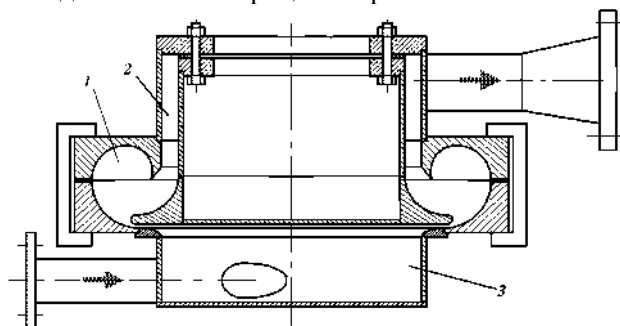


Рис. 1.1.55. Вихревая мельница: 1 – вихревая камера; 2 – зона выхода потока; 3 – зона входа потока.

Мелкие частицы вместе с воздухом по выходному каналу попадают в разделительный фильтр. Время пребывания материала в аппарате и скорость частиц задаются расходом и давлением газа. Поперечный профиль вихревой камеры выполнен с постепенным уменьшением радиуса кривизны. Отброс центробежной силой газа из центральной области вихря на периферию способствует тому, что газовый вихрь формируется как вращающаяся труба, в стенках которой размещается основная масса вихря.

В вихревой камере со струйной системой подачи газа возникают угловые и осевая зоны рециркуляции, существование, форма и размер которых зависят от

интенсивности закрутки, геометрии входного сопла, конструкции и места расположения выходного патрубка.

В центральной области вихревой камеры, внутри осевой зоны рециркуляции, формируется вихревое ядро (рис. 1.1.56). Его структура и вращение обусловлены влиянием угловых зон (на входе и выходе) и осевой зоны рециркуляции. Вихревое ядро расположено вблизи зоны обратных токов – зон рециркуляции, взаимодействие которых может привести к неустойчивой структуре ядра. Оно начинает перемещаться (вращаться) вокруг оси симметрии. Закрученный поток внутри камеры состоит из:

- периферийного вихря, вызванного входной струей газа;
- центрального неустойчивого ядра, вращающегося медленнее;
- зон рециркуляции – осевой и угловых на входе и выходе потока.

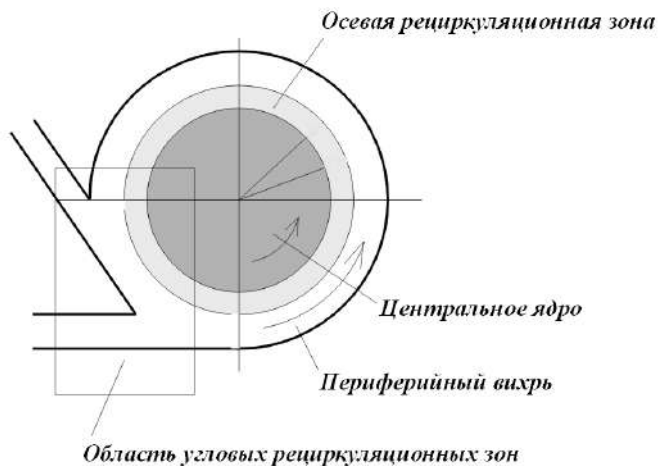


Рис. 1.1.56. Структура потока в струйно-вихревой камере.

Размер и форма осевой зоны рециркуляции и ее границ с повышенным уровнем турбулентности оказывает решающее влияние на интенсивность движения частиц. На рис. 1.1.57 представлены траектории движения частиц диаметром 100 и 10 мкм. В зависимости от размера частица постепенно занимает определенную равновесную орбиту, радиус которой может быть больше или меньше радиуса камеры, что и определяет ее возможное столкновение со стенкой. Существование равновесной орбиты обусловлено действием двух сил: центробежной и Магнуса, которая нестационарна по своей природе и вызвана собственным вращением частицы, скорость которого постоянно снижается за счет сил вязкого трения в потоке. Поэтому орбита также является нестационарной и частица постепенно сходит с нее до следующего столкновения со стенкой, которое компенсирует потерю ее угловой скорости.

Прежде чем выйти на орбиту, частица совершает цикл осциллирующих движений возле нее. Чем она крупнее, тем период и амплитуда колебаний больше, что также может вызвать столкновение со стенкой, если координата нижней точки траектории осцилляций больше радиуса камеры. Однако столкновения по

орбитальному принципу представляются основными для механической обработки. Для визуализации характера движения частиц предложен графитовый оттиск с вихревой камеры диаметром 120 мм (рис. 1.1.58).

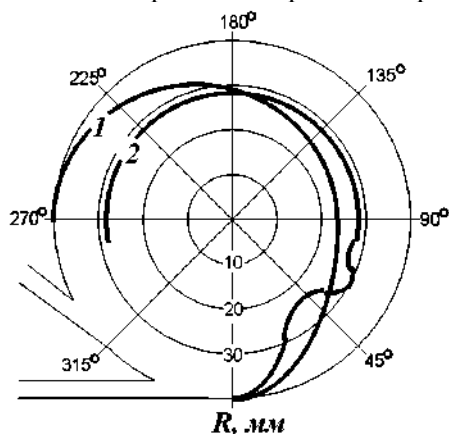


Рис. 1.1.57. Траектория движения единичной частицы:
1 – 100 мкм, 2 – 10 мкм.

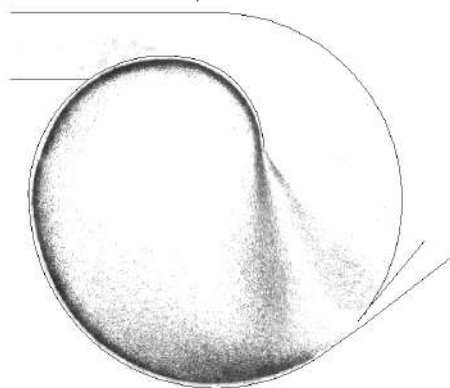


Рис. 1.1.58. Графитовые оттиски с камеры диаметром 120 мм.

Он дает общую картину движения частиц в струйно-вихревом потоке. Поток можно поделить на два участка – начальный и установившийся. На начальном участке истекающая из сопла струя, расширяясь, изменяет прямолинейную траекторию движения частиц. Частицы образуют подобие «облака», которое под действием центробежной силы прижимается к стенке. Его образованию способствуют частицы, которые возвращаются на повторный цикл измельчения, преодолев зону рециркуляции. В результате столкновения частиц двух потоков происходит их измельчение.

Данный вихревой аппарат благодаря принципу работы и конструкции позволяет устранить основные недостатки струйных аппаратов, сохранив их достоинства. Основным его преимуществом является низкое энергопотребление, вызванное значительно меньшим давлением газа. Сравнительные характеристики струйных и вихревых мельниц приведены в табл. 1.1.19.

Таблица 1.1.19

Сравнительные характеристики струйных и вихревых мельниц

Характеристики	Аппарат		
	STJ-100	JOM-0101C4C	СВА
	Материал		
	агрохимикаты, медикаменты, пигменты		нитраты
Производительность, кг/ч	0,5–2,0	0,5–2,0	0,5–2,0
Степень измельчения	4–20	4–20	4–17
Расход воздуха, м ³ /мин	1,2	1,0	0,5
Давление, кг/см ²	6,5–7,0	6,5–7,0	0,02
Удельное энергопотребление, кВт·ч/кг	5–20	5–20	0,05–0,2

Для лабораторных исследований существует струйно-вихревой аппарат, который использует тороидальную вихревую камеру (рис. 1.1.59).

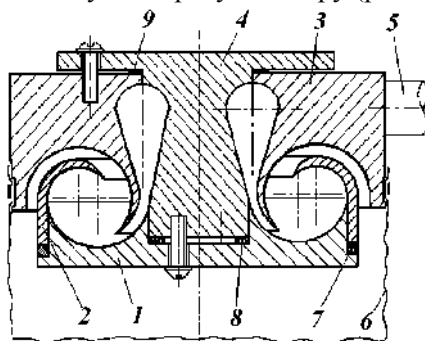


Рис. 1.1.59. Лабораторный струйно-вихревой аппарат: 1, 2 – формирователи потока; 3 – корпус; 4 – крышка; 5 – патрубок; 6 – рукавный фильтр; 7–9 – прокладки.

Аппарат служит для непрерывного тонкого измельчения материалов широкого диапазона прочностных свойств. Он применяется для измельчения до аналитической тонкости руды, угля или шлаков в горном деле и металлургии, фарфора в керамической промышленности, боксита, клинкера или кварца, а также фармацевтических препаратов.

Подведем итоги. Наряду с определенными преимуществами по сравнению с другими мельницами ударного действия (простота конструкции, малое загрязнение материала продуктами износа корпуса и т. п.), струйные мельницы обладают рядом недостатков (необходимость предварительного измельчения материала, большие расходы газа, давление и скорость воздуха, низкий КПД). Возрос интерес к аппаратам вихревого типа, и количество разнообразных конструкций растет год от года. Изучение конструктивных особенностей данного типа аппаратов может выявить скрытые возможности интенсификации процесса обработки.

Вихревые, как и струйные, мельницы относятся к аппаратам, которые при измельчении используют энергию сжатого газа. Особенностью этих мельниц

являются вихревая структура течения и помол материала в закрученном потоке. Измельчение происходит главным образом за счет удара частиц друг о друга или о стенку камеры. Основой этих аппаратов является вихревая камера, в которой формируется вихрь. Структура движения потока приводит к интенсивному столкновению частиц.

Струйные и вихревые мельницы используются в различных отраслях промышленности. Это объясняется возможностью получения не только высокодисперсных материалов со средним размером частиц менее 1 мкм, но и высокой чистоты продукта. Сведения об измельчаемых материалах и их дисперсности приведены в табл. 1.1.20.

Таблица 1.1.20

**Области применения струйно-вихревых мельниц
для сверхтонкого измельчения**

Отрасль	Обрабатываемый материал
Атомная	Ториевые материалы
Лакокрасочная	Пигменты, красители, земляные краски
Резиновая	Тальк, слюда, мел
Химическая	Силикагель, пластмассы, естественные и искусственные смолы, каучук, органические химикалии
Пищевая	Злаки, крупы, сушеные овощи, ядро кокосового ореха, какао-бобы, кислоты жирного ряда, горох, бобы, зерно
Фармацевтическая	Лекарственные растения, пенициллин, стрептомицин, сульфодиазин
Разные материалы	Железная руда, корунд, пробка, древесина, косметические материалы, сернокислый кальций, графит, известняк, бентонит, полевой шпат, магнезит, кизельгур, фосфаты, кварц, глина, барит, глинозем, диатомит, цирконий, алюминий, чугун, свинец

1.1.8. Комбинированные мельницы

Существует большое количество машин и аппаратов, которые совмещают два или несколько основных конструктивных признаков, по которым осуществляется классификация. Такие мельницы позволяют повысить производительность и эффективность процесса.

Аттриторы. Наиболее эффективно механическая обработка осуществляется в аттриторах, являющихся сочетанием барабанной и роторной мельниц. Аттритором называется шаровая мельница с неподвижным корпусом, в которой подвод энергии от внешнего источника в зону обработки осуществляется за счет приведения в движение массы рабочих тел – шаров с помощью специального устройства – мешалки (импеллера), находящейся внутри этой массы шаров.

Принципиальное отличие атриторов от обычных шаровых мельниц заключается в том, что в них подвод энергии осуществляется за счет вращения корпуса. Это налагает ограничения на предельную скорость диссипации энергии ввиду того, что с ростом скорости вращения корпуса развиваются значительные центробежные силы, которые прижимают к корпусу массу шаров и обрабатываемого материала и обработка прекращается. Атриторы лишены этого ограничения и поэтому позволяют существенно увеличить интенсивность обработки и сократить ее длительность. Принципиальным преимуществом механического измельчения с точки зрения гомогенизации порошковой смеси по сравнению с обычным механическим смешиванием является то, что разнородные частицы не просто равномерно распределяются, а претерпевают структурные и фазовые изменения. Поэтому характеристический размер однородности смеси оказывается существенно, порой на один-два порядка величины, меньше средних размеров частиц исходных порошков, что недостижимо при простом механическом смешивании. Получаемые из таких порошков композиционные материалы характеризуются высокой однородностью состава. Энергетический уровень работы подобного устройства определяется его размерами и скоростью вращения мешалки.

Первоначально атриторы рассматривались как устройства для измельчения, окатки и активации порошкообразных продуктов. Обработка в них, как правило, проводилась в жидкой среде, благодаря чему интенсифицировался сам процесс обработки и значительно упрощалась проблема перемещения порошка в камере атритора. Постоянное присутствие жидкой пленки между частицами предотвращает их схватывание, поэтому преимущественно имеют место элементарные акты разрушения и деформации частиц.

Существуют конструкции атриторов, в которых одновременно с вращением мешалки реализуется встречное вращение корпуса атритора (расположение горизонтальное). Результатом являются значительная интенсификация измельчения, высокая энергетическая напряженность, распределенная практически по всему объему.

Для тонкого измельчения оксидных порошков используют атритор (рис. 1.1.60), который представляет собой горизонтально расположенную шаровую мельницу, имеющую центральный вал с импеллерами. Корпус и центральный вал имеют возможность вращаться в противоположных направлениях, что позволяет значительно активизировать измельчение дисперсных материалов. Привод на корпус атритора и центральный вал осуществляется от двух электродвигателей через клиноременную передачу. Загрузка и выгрузка размольных тел и обрабатываемого порошка осуществляются через отверстие, закрываемое крышкой. Загрузка атритора шарами и обрабатываемым порошком составляет 0,55 от его объема. Изменение гранулометрического состава, удельной поверхности частиц Al_2O_3 и намол железа от размольных тел в зависимости от длительности измельчения приведены в табл. 1.1.21.

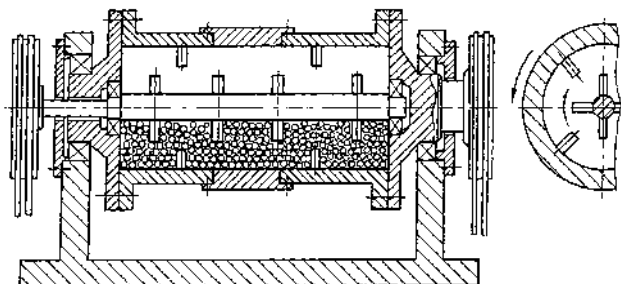


Рис. 1.1.60. Аттритор для тонкого измельчения.

К достоинствам аттриторов можно отнести существенное уменьшение длительности обработки и придание обработанному материалу более однородного состава. Уменьшение размеров рабочих тел позволяет достичь чрезвычайно высокой дисперсности обрабатываемого материала – размеры его частиц можно довести до 1 мкм и менее. Это обусловлено тем, что чем меньше размеры размольных тел, тем меньшими оказываются после измельчения частицы обработанного материала. Еще одно преимущество аттриторов – возможность достижения весьма высоких значений скорости диссипации энергии в рабочем объеме путем увеличения числа оборотов мешалки и интенсивности движения рабочих тел.

Таблица 1.1.21

Гранулометрический состав Al_2O_3 после обработки в аттриторе

Характеристики	Время измельчения, мин				
	Исходный порошок	3	8	15	30
Средний гранулометрический состав, мкм	20	8	5	3	2
Удельная поверхность частиц, $\text{см}^2/\text{г}$	3000	6500	9000	11000	12500
Намол железа, масс. %	—	0,06	0,12	0,2	0,43

Комбинированная центробежная мельница (рис. 1.1.61) является сочетанием барабанной, роликовой и роторной центробежной мельниц. При этом улучшается динамика движения мелющих тел. Мельница содержит цилиндрический корпус 1 с футерованной внутренней поверхностью, в котором коаксиально расположен на валу 2 вертикальный цилиндрический ротор с сепаратором, выполненный в виде пакета дисков 3, закрепленных на валу 2, и снабженный мелющими телами в виде цилиндров 4. Мельница имеет загрузочный патрубок 5 и выгрузочный патрубок 6. Цилиндры 4 в сепараторе ротора размещены в глухих радиальных каналах 7, выполненных со стороны наружной цилиндрической поверхности ротора, т. е. боковой поверхности цилиндрических дисков 3. При этом глухие радиальные каналы 7 сепаратора в мельнице выполнены в виде кольцевых канавок на боковой поверхности ротора, перекрытых по всей длине ротора продольными радиальными пластинами 8, скрепленными с ротором. Оси цилиндров 4 в сепараторе сориентированы параллельно оси ротора, а

сами мелющие тела – цилиндры 4 выполнены со смещенным центром тяжести относительно их оси.

Выполнение рабочих тел в виде цилиндров и их установка в радиальных каналах сепаратора ротора параллельно его оси позволяют в несколько раз снизить удельное давление мелющих тел в наиболее изнашиваемой области конструкции мельницы при ее работе: в области контакта мелющих тел с боковыми стенками радиальных каналов. Это достигается тем, что цилиндрические мелющие тела контактируют с боковыми стенками радиальных каналов по линии, а не в точке, как шары. Если сравнить точечный контакт с контактом по линии, то удельные нагрузки на боковые стенки радиальных каналов при равных диаметрах мелющих тел в интенсивно изнашиваемой зоне в предложенной конструкции будут меньше в 2–5 раз. Это резко снижает износ конструкции и существенно повышает долговечность работы предложенной мельницы. Кроме того, размещение мелющих цилиндров параллельно оси ротора обеспечивает равномерный износ поверхности мелющих тел, в то время как износ мелющих тел – шаров в барабанной мельнице носит хаотический характер. В целом срок службы предложенной мельницы повышается на 20–35%.

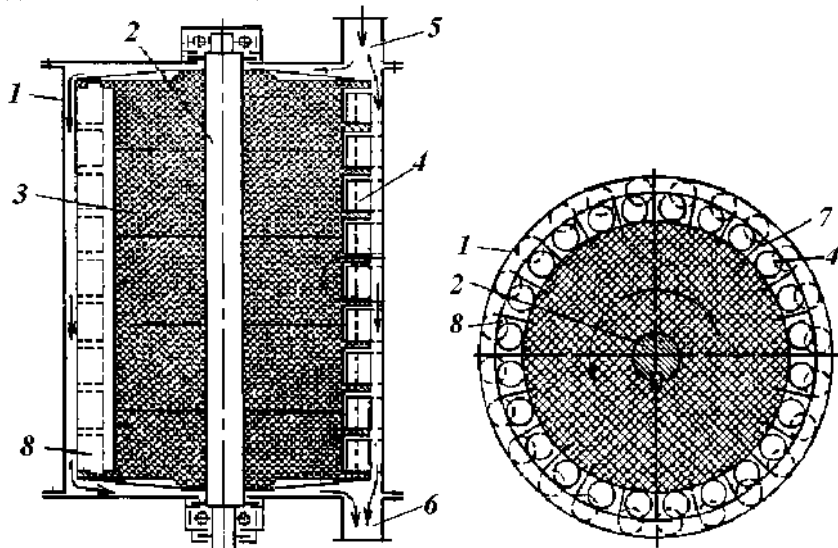


Рис. 1.1.61. Комбинированная центробежная мельница.

Выполнение мелющих тел в виде цилиндров со смещенным центром тяжести относительно их оси обеспечивает создание в рабочей камере предложенной мельницы переменной по величине силовой нагрузки мелющих тел на измельчаемый продукт. В результате измельчаемый продукт помимо обычного разрушения раздавливанием подвергается дополнительному высокоэффективному усталостному разрушению, которое, как известно, возникает при многократно изменяющемся силовом воздействии на твердые тела и реализуется в предложенной мельнице. Кроме того, наличие эксцентриситета центра тяжести мелющих тел относительно оси их вращения существенно улучшает процесс

качения мелющих тел без проскальзывания во внутренней поверхности футерованного корпуса. Наличие эксцентриситета центра тяжести существенно увеличивает момент инерции вращения мелющего тела при качении, т. е. улучшает динамику его движения, тем самым существенно снижая проскальзывание мелющего тела относительно корпуса.

Улучшение условий качения мелющих тел по корпусу в данной мельнице существенно снижает истирание как мелющих тел, так и футерованной поверхности корпуса. Это существенно (на 20–30%) повышает срок службы устройства. Работает мельница следующим образом. При вращении ротора на валу 2 мелющие тела – цилиндры 4 под действием центробежных сил движутся из сепаратора к периферии корпуса 1. Коснувшись футерованной поверхности корпуса 1, цилиндры 4 с силой прижимаются к последней и начинают перемещаться по ней вместе с ротором, не выходя за пределы радиальных каналов 7. После запуска мельницы внутрь корпуса 1 по загрузочному патрубку 5 непрерывно подается исходный продукт, например сыпучий, порошкообразный или в виде грубодисперсной пульпы. Двигаясь в пространстве, ограниченном внутренней поверхностью корпуса 1 и цилиндрической поверхностью ротора (т. е. цилиндрическими поверхностями и поверхностями дисков 3), от загрузочного патрубка 5 к выгрузочному патрубку 6, исходный продукт измельчается.

Измельчение осуществляется за счет разрушения твердых частиц исходного продукта при контакте рабочих цилиндров 4 с внутренней футерованной поверхностью корпуса 1, когда частицы оказываются в зоне этого контакта. При этом, с одной стороны, твердые частицы раздавливаются за счет одноосного сжатия цилиндрами 4 при прокатывании их по внутренней футерованной поверхности корпуса 1 и *сминаются* за счет некоторого *проскальзывания* данных цилиндров по поверхности корпуса – с другой. Измельченный продукт отводится из корпуса 1 мельницы по выгрузочному патрубку 6. При вращении ротора мелющие цилиндры 4 приводятся в движение за счет непрерывного толкания их продольными радиальными пластинами 8.

Мельница с решетчатым ротором барабанного типа (рис. 1.1.62) – еще один вариант совмещения роторной и барабанной конструкций.

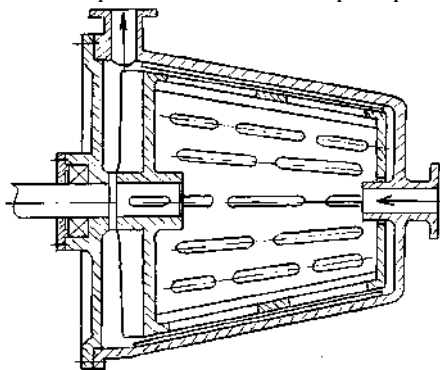


Рис. 1.1.62. Мельница с решетчатым ротором.

Измельченный материал подается внутрь полого горизонтального ротора-барабана с продольными прорезями, где происходит первичное самоизмельчение материала. Он захватывается закрепленными внутри барабана ребрами,

раскручивается и проталкивается центробежными силами через прорези ротора в зону вторичного измельчения между ротором и корпусом-статором. На внутренней поверхности статора для улучшения измельчения нанесены продольные канавки. Измельчение материала в зазоре производится истиранием и раскалыванием, а также в результате эффекта кавитации.

Роторно-шаровая мельница (рис. 1.1.63) является вариантом совмещения роторной и шаровой мельниц. Она предназначена для тонкого измельчения материалов любой природы. Мельница содержит корпус с футерованной внутренней поверхностью, в котором коаксиально расположен вертикальный конический ротор. В нижней части между ротором и корпусом загружены мелющие тела – шары. В нижней части корпуса установлен перфорированный стакан. Мельница работает следующим образом. Материал загружается в верхнюю воронку и, опускаясь, измельчается в зазоре между ротором и корпусом. Затем материал проваливается в шаровую зону, где окончательно измельчается, как в атриторе. Технические характеристики мельницы приведены в табл. 1.1.22.

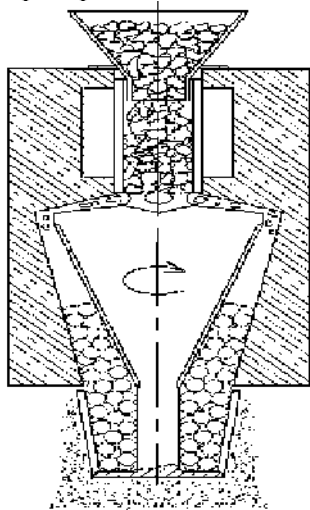


Рис. 1.1.63. Роторно-шаровая мельница.

Таблица 1.1.22

Технические характеристики роторно-шаровой мельницы

Характеристики	Параметры
Потребляемая мощность, кВт	0,27–0,3
Крупность сырья, мм	До 5–6
Производительность, кг/ч	До 10
Габариты, мм: длина, ширина, высота	450, 450, 250
Масса, кг	30

Роторно-жерновая мельница (рис. 1.1.64) является вариантом сочетания высокоскоростной жерновой и роторной центробежной мельниц.

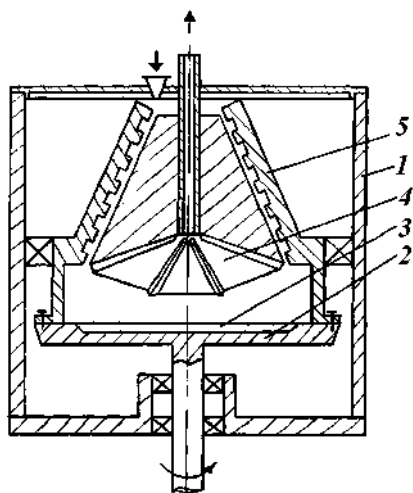


Рис. 1.1.64. Роторно-жерновая мельница.

Мельница содержит корпус 1, нижний диск 2, установленный с возможностью вращения вокруг вертикальной оси и снабженный ударными пластинами 3, верхний диск (ротор) 4, коаксиально установленный с нижним диском и выполненный в виде усеченного конуса с рабочими элементами на наружной конической поверхности и сквозным центральным отверстием. Крышка 5 расположена коаксиально с верхним диском и имеет на обращенной поверхности выступы винтовой формы. Жерновую пару образуют ротор 4 и крышка 5. Предусмотрена возможность регулировки зазора и прижатия жерновов. Материал подается через штуцера в верхней части мельницы в кольцевой канал между верхним диском и вращающейся крышкой, где он предварительно измельчается. Окончательное измельчение происходит между верхним и нижним дисками посредством соударения материала с ударными пластинами нижнего диска и рабочими элементами верхнего диска. Выгрузка продукта происходит за счет воздуха через центральное отверстие верхнего диска. Недостатками данного устройства являются низкий уровень выхода продукта заданной фракции и невозможность получения окатанных кристаллов.

Струйно-вихревой аппарат с генератором звука. В качестве фактора, способного эффективно влиять на работу струйно-вихревых мельниц, предлагается использование акустических колебаний малой мощности (≈ 100 дБ). На рис. 1.1.65 представлены два варианта плоской струйно-вихревой камеры с встроенным источником акустических колебаний, в предпочтительном варианте форма боковой поверхности помольной камеры должна быть с изменяемым радиусом кривизны. Первая конструкция – с отдельной подачей измельчаемого материала и энергоносителя (рис. 1.1.65, а), вторая – с совмещенной (рис. 1.1.65, б). Совместить потоки энергоносителя и материала позволяет конструкция генератора акустических колебаний, которая нечувствительна к наличию твердой фазы в резонаторе.

Конструкция струйно-вихревой мельницы с генератором звука представлена на рис. 1.1.66. Она представляет собой тороидальную вихревую камеру с совмещенной подачей энергоносителя (воздуха) и измельчаемого материала. Воз-

дух питания с взвешенными в нем частицами направляется через тангенциальный патрубок *б* во внутреннюю часть корпуса *1*.

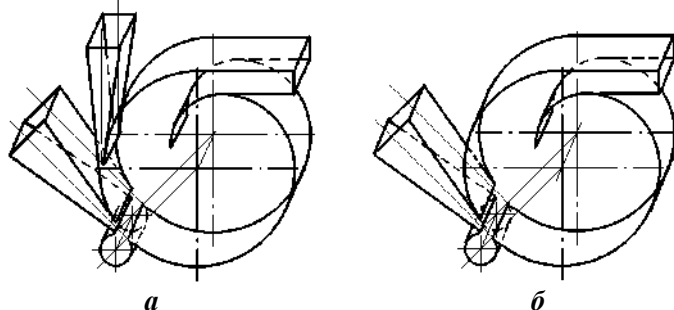


Рис. 1.1.65. Конструкции плоских струйно-вихревых камер с встроенным генератором звука: *а* – с раздельной подачей энергоносителя и измельчаемого материала; *б* – с совмещенной.

Двигаясь вниз по корпусу, газозвесь в виде веерной струи через сопловую щель попадает в тороидальную вихревую камеру, где приобретает поперечную крутку. Круговое сопло образовано нижней частью корпуса *1* и конической частью оси *3*. Общий угол между деталями *1* и *3* составляет около 15° . Часть потока вблизи стенки, выходящего из щели, попадая в резонирующую полость, начинает совершать колебательные движения. Колеблющийся поток с частицами совершает круговое движение. При таком движении частицы материала измельчаются и с отходящим воздухом по выходному каналу выводятся из аппарата. Регулирование величины зазора входной щели и правильность установки клина резонирующей полости относительно сопла осуществляются за счет регулирующих прокладок *б*.

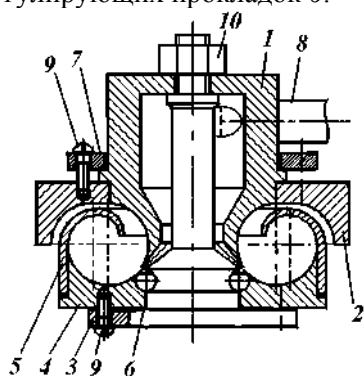


Рис. 1.1.66. Струйно-вихревая мельница с встроенным генератором звука:
1 – корпус; *2* – крышка; *3* – ось; *4* – дно;
5 – фигурная вставка; *6* – кольцо регулировочное; *7* – кольцо стопорное; *8* – входной патрубок; *9, 10* – крепеж.

Воздействие акустических колебаний на структуру истекающей закрученной полуограниченной струи складывается из двух эффектов: акустические колебания способствуют, во-первых, уменьшению расширения струи и условной толщины вихревого потока и, во-вторых, снижению трения потока о стенку вихревой камеры. За счет этого происходят увеличение скорости потока вблизи стенки и снижение давления на входе в вихревую камеру.

Воздействие акустических колебаний на вихревой поток показано на примере оттиска камеры 120 мм с резонирующей полостью 10 мм (рис. 1.1.67).

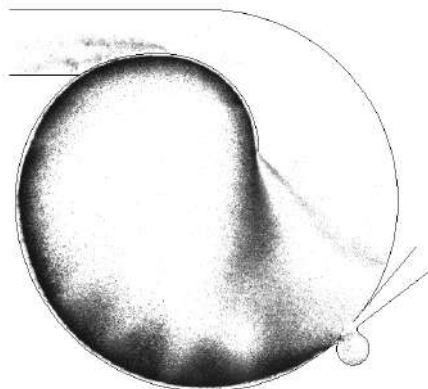


Рис. 1.1.67. Графитовые оттиски с камеры диаметром 120 мм при частоте 5100 Гц (диаметр резонирующей полости 10 мм).

Отличие в оттисках от вихревого потока без воздействия акустических колебаний (рис. 1.1.58) наблюдается в появлении на начальном участке развития струйного течения импульсов давления (зон сжатия и разряжения). Периодическое изменение давления в струйном потоке происходит в результате выхода из сопла плоской струи. Выходя из сопла, она направляется на край резонатора, повышая на нем давление. Это приводит к отклонению струи за пределы резонатора и появлению в окружающем пространстве импульса давления. Опорожнение резонатора возвращает струю в первоначальное положение и цикл повторяется. Распространение зон разряжения и сжатия по ходу потока не бесконечно. Подобная структура струи при воздействии акустических колебаний может возникать только вблизи сопла на фиксированном расстоянии. Для камер диаметром 80, 120 и 160 мм это расстояние приблизительно равно 100 мм.

Сравнение данных по измельчению материалов в струйно-вихревом аппарате (СВА) и струйно-вихревом аппарате с генератором звука (СВАГЗ) и процент увеличения эффективности измельчения в результате воздействия акустических колебаний на поток около стенки камеры представлено в табл. 1.1.23.

Таблица 1.1.23

Сравнительные характеристики струйно-вихревых мельниц

Расход газа, м ³ /ч	Графитовый порошок			NaNO ₃		
	Удельная поверхность, см ² /г		%	Удельная поверхность, см ² /г		%
	СВА	СВАГЗ		СВА	СВАГЗ	
21	2440	2750	12,7	860	950	10,4
24	3680	4260	15,8	980	1060	10,2

Подведем итоги. Как и следовало ожидать, описанные в данном разделе конструкции мельниц, как правило, решают некоторую конкретную задачу и не имеют широкого применения. Исключение составляют аттриторы, которые находят применение при производстве мелкодисперсных особо чистых веществ и смесей на их основе. В таких аппаратах представляется возможным получать дисперсные материалы с размером частиц, близких к единицам микрон.

1.2. МЕХАНИЧЕСКАЯ АКТИВАЦИЯ

1.2.1. Поверхностные явления

Дисперсные материалы характеризуются наличием свободной поверхности раздела фаз, которая проявляет свойства, отличные от свойств самой дисперсной фазы. Она отвечает за эффективность проведения массопереноса и химического превращения.

Поверхностные явления удобно классифицировать в соответствии с объединенным уравнением первого и второго начал термодинамики. Для системы его можно записать в следующей форме:

$$dG = -SdT + Vdp + \sigma ds + \sum \mu_i dn_i + \Lambda d\lambda, \quad (1.2.1)$$

где G – энергия Гиббса; p – давление; S – энтропия; T – температура; V – объем; σ – поверхностное натяжение; s – площадь поверхности; μ_i – химический потенциал компонента i ; n_i – число молей компонента i ; Λ – электрический потенциал; λ – количество электричества.

Уравнение (1.2.1) выражает приращение энергии Гиббса через алгебраическую сумму приращений других видов энергии. Превращение поверхностной энергии в один из представленных видов энергии отвечает определенным поверхностным явлениям. Возможны пять превращений поверхностной энергии в:

- энергию Гиббса;
- теплоту;
- механическую энергию;
- химическую энергию;
- электрическую энергию.

Эти превращения сопровождают такие явления, как изменение реакционной способности с изменением дисперсности, адгезия и смачивание, капиллярность, адсорбция, электрические явления.

Поверхностное натяжение. Фактором интенсивности поверхностной энергии является поверхностное натяжение, обусловленное некомпенсированным полем межмолекулярных сил на межфазной поверхности. Физический смысл поверхностного натяжения заключается в том, что его можно выразить силой, направленной тангенциально (параллельно) к поверхности и приходящейся на единицу длины периметра, ограничивающего эту поверхность. Однако только для жидкостей такое представление не вызывает сомнений, так как у жидкостей одновременно с образованием поверхности молекулы и атомы на ней ориентируются, уплотняются, переходя в равновесное состояние и вызывая тем самым тангенциальное натяжение поверхности. В твердых телах переход поверхностных атомов и молекул в равновесное состояние вследствие их малой подвижности может продолжаться очень долго, чем и объясняется наличие у твердых тел поверхностного напряжения. Для твердых тел правильнее говорить об удельной поверхностной энергии. В то же время если предположить возможность достижения равновесия между поверхностным слоем и объемом, то и для твердых тел будет справедливо понятие поверхностного натяжения. Поэтому наиболее об-

щим и четким по физическому смыслу является представление о поверхностном натяжении как о работе образования единицы поверхности. У тел в твердом состоянии по сравнению с жидким состоянием межмолекулярные и межатомные взаимодействия больше. Соответственно они имеют и большее поверхностное натяжение, или большую удельную поверхностную энергию (см. табл. 1.2.1). В это превышение может вносить вклад составляющая, обусловленная нарушением указанного равновесия при определении удельной поверхностной энергии твердых тел. Для более тугоплавких веществ значения удельной поверхностной энергии выше. Это также объясняется проявлением более прочных межатомных и межмолекулярных связей, преодолеваемых при образовании поверхности.

Таблица 1.2.1

**Поверхностное натяжение (удельная поверхностная энергия)
некоторых веществ на границе с воздухом**

Вещество	T, K	$\sigma \cdot 10^3, Дж/м^2$
Гелий (ж)	3	0,22
Азот (ж)	80	8,27
Вода	298	71,95
Лед	270	120,0
Ртуть	298	473,5
Al_2O_3 (ж)	2353	700
Al_2O_3 (тв)	2123	905
Кварцевое стекло	298	740
Вольфрам (тв)	298	6814
Алмаз	298	11400

Термодинамическое определение поверхностного натяжения вытекает из объединенного уравнения первого и второго начал термодинамики (1.2.1). Запишем его для гетерогенной системы относительно изменения внутренней энергии U : $dU = TdS - pdV + \sigma ds + \sum \mu_i dn_i + \Lambda d\lambda$.

При постоянных S , V , n_i и λ имеем $\sigma = (\partial U / \partial s)_{S,V,n_i,\lambda}$, т. е. поверхностное натяжение есть частная производная от внутренней энергии по площади поверхности раздела фаз при постоянной энтропии, объеме, числе молей компонентов и заряде. Так как объединенное уравнение первого и второго начал термодинамики может быть записано и относительно других термодинамических потенциалов, а именно энергии Гиббса G , энергии Гельмгольца F и энтальпии H , то при соответствующих постоянных параметрах получим

$$\sigma = (\partial U / \partial s)_{S,V,n_i} = (\partial H / \partial s)_{S,p,n_i} = (\partial F / \partial s)_{T,V,n_i} = (\partial G / \partial s)_{T,p,n_i}.$$

Поверхностное натяжение есть частная производная от любого термодинамического потенциала по площади межфазной поверхности при постоянных соответствующих параметрах. Наиболее часто поверхностное натяжение выражают через производную от энергии Гиббса, ибо условия p и $T = \text{const}$ легко осуществимы экспериментально. Так как поверхностное натяжение относится к характеристикам конденсированных систем, то без больших погрешностей

можно пользоваться и производной от энергии Гельмгольца (изменение объема от давления в конденсированных системах мало).

Изменение энергии Гиббса поверхности можно представить через энергию Гиббса, приходящуюся на единицу площади поверхности G_s , т. е. $dG = d(G_{ss})$, тогда $\sigma = \partial G / \partial s = G_s + s \partial G_s / \partial s$. Термодинамические потенциалы единицы поверхности не меняются с изменением площади поверхности для индивидуальных веществ: $\partial G_s / \partial s = 0$, и поэтому для них энергия Гиббса поверхности линейно связана с площадью поверхности вплоть до очень больших удельных поверхностей. Это значит, что поверхностное натяжение индивидуальных веществ является в то же время удельной энергией Гиббса поверхности (энергией Гиббса, приходящейся на единицу площади поверхности).

Для описания **термодинамики поверхностных явлений** применяют два метода: метод избыточных величин Гиббса и метод «слоя конечной толщины». За толщину поверхностного слоя принимают расстояние по обе стороны от границы раздела фаз, за пределами которого свойства слоя перестают отличаться от свойств объемных фаз. Практически вся поверхностная энергия сосредоточена в поверхностном слое толщиной в несколько молекул, поэтому связанные с ней соотношения можно относить только к поверхностному слою. Однако, как следует из определения толщины поверхностного слоя, установление его границ со стороны объемных фаз представляет довольно трудную задачу. Если еще учесть чрезвычайно малую толщину поверхностных слоев, то можно представить, что погрешности при ее экспериментальном измерении могут быть значительными. Эти погрешности приводят к неточным определениям термодинамических параметров слоев.

Чтобы не определять границы поверхностного слоя, Гиббс предложил относить изменения термодинамических параметров в слое по сравнению с объемными фазами к разделяющей поверхности, не имеющей объема (или толщины). При таком рассмотрении поверхность характеризуется избыточными термодинамическими параметрами, непосредственно отражающими проявление поверхностной энергии. Объемные фазы считают однородными вплоть до разделяющей поверхности (рис. 1.2.1).

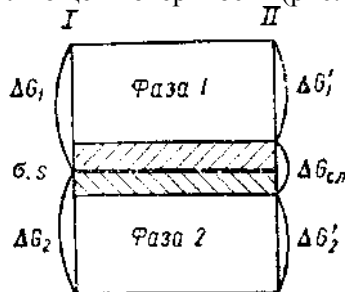


Рис. 1.2.1. Сравнение термодинамических методов: I – избыточных величин Гиббса; II – «слоя конечной толщины».

В соответствии с методом избыточных величин энергия Гиббса системы, представленной схематически на рис. 1.2.1, I , равна сумме энергий Гиббса объемных фаз ΔG_1 , ΔG_2 и поверхностной энергии Гиббса σ_s , которая является избыточной $\Delta G = \Delta G_1 + \Delta G_2 + \sigma_s$.

В методе «слоя конечной толщины» рассматривается поверхностный слой, имеющий определенные размеры (рис. 1.2.1, II). Его термодинамические параметры включают как поверхностную энергию σ_s , так и энергию объема слоя ΔG_{cl}^V , имеющего те же свойства, что и объемные фазы: $\Delta G_{cl} = \sigma_s + \Delta G_{cl}^V$. Границы объемных фаз совпадают с границами поверхностного слоя, что отвечает фактическому началу появления неоднородности. Энергия Гиббса той же системы в методе «слоя конечной толщины» выразится соотношением

$$\Delta G = \Delta G_1' + \Delta G_2' + \Delta G_{cl}^V + \sigma_s, \quad (1.2.2)$$

где $\Delta G_1'$ и $\Delta G_2'$ – энергия Гиббса соответственно фазы 1 и фазы 2 до границы поверхностного слоя.

В уравнении (1.2.2) параметры отвечают реальному строению системы и имеют простой физический смысл. Однако этот метод дает более сложные уравнения и требует знания толщины поверхностного слоя. В то же время он открывает возможность определения этого очень важного параметра поверхностного слоя. При использовании метода избыточных величин нет необходимости определять границы поверхностного слоя. Кроме того, оперируют поверхностными избытками, что упрощает математические выражения, хотя избыточные параметры зависят от положения разделяющей поверхности, которым надо задаваться. Далее мы будем пользоваться более простым и распространенным методом избыточных величин Гиббса.

В соответствии с известным термодинамическим соотношением изменение энтальпии поверхности (ее избыток) выражается уравнением $\Delta H = \Delta G + T\Delta S$.

Аналогичным выражением характеризуется изменение внутренней энергии поверхности конденсированных систем:

$$\Delta U_s = \Delta G_s + T\Delta S_s, \quad (1.2.3)$$

где индекс s означает приведение потенциалов к единице поверхности.

В соответствии со вторым началом термодинамики изменение энтропии

$$\Delta S_s = q_s / T, \quad (1.2.4)$$

где q_s – теплота образования единицы поверхности (в обратимом процессе). Иногда U_s называют скрытой теплотой образования поверхности. Она равна количеству теплоты, которое необходимо сообщить телу, чтобы при постоянной температуре увеличить его поверхность на единицу площади.

Учитывая, что $\Delta G_s = \sigma$, из уравнений (1.2.3) и (1.2.4) получим следующее простое выражение:

$$\Delta U_s = \sigma + q_s. \quad (1.2.5)$$

Из уравнения (1.2.1) следует, что внутренняя энергия поверхности складывается из энергии Гиббса и теплоты образования поверхности. Для индивидуальных веществ теплота q_s всегда положительна, так как при образовании поверхности теплота поглощается. В результате внутренняя поверхностная энергия единицы поверхности больше поверхностной энергии Гиббса на теплоту образования единицы поверхности. Ее обычно называют полной поверхностной энергией. Из уравнения (1.2.1) при постоянстве параметров, кроме температуры T , имеем

$$dG_s = -S_s dT \text{ или } (\partial G_s / \partial T)_p = -S_s = -q_s / T. \quad (1.2.6)$$

Подставляя это выражение в уравнения (1.1.3) или (1.1.5), получим

$$\Delta U_s = \sigma - T(\partial \sigma / \partial T)_p. \quad (1.2.7)$$

Уравнение (1.2.7) называется уравнением Гиббса – Гельмгольца. Оно связывает полную поверхностную энергию с энергией Гиббса (поверхностным натяжением). Из этого уравнения следует, что для определения полной поверхностной энергии необходимо знать зависимость поверхностного натяжения от температуры. Конкретную зависимость можно получить только экспериментально. Качественные выводы можно сделать из уравнения (1.2.6). Для индивидуальных веществ теплота q_s всегда положительна, а это значит, что температурный коэффициент поверхностного натяжения отрицателен:

$$(\partial G_s / \partial T)_p = (\partial \sigma / \partial T)_p < 0.$$

Так, поверхностное натяжение индивидуальных веществ на границе с газом (воздухом) снижается с повышением температуры. Другие вещества менее строго следуют такой зависимости, но часто отклонениями можно пренебречь, так как температурные коэффициенты $d\sigma/dT$ слабо зависят от температуры.

Зная температурный коэффициент поверхностного натяжения, легко подсчитать по уравнению (1.2.7) полную (внутреннюю) энергию той или иной межфазной поверхности.

Поверхностная энергия. Большой вклад в полную поверхностную энергию вносит теплота образования поверхности. Для многих органических веществ она составляет около половины полной поверхностной энергии. Это объясняется тем, что при переходе молекул и атомов из объема на поверхность связи разрываются и на поверхности вещество находится в состоянии, более близком к паровой фазе, имеющей большую энтропию, чем в других агрегатных состояниях. Равновесие в гетерогенных системах возможно только при условии положительной энергии Гиббса образования поверхности. Так как атомы или молекулы твердого тела, находящиеся на поверхности, обладают большей энергией, чем внутри конденсированных фаз, то поверхностную энергию, как уже отмечалось, надо рассматривать как избыток энергии, приходящийся на единицу поверхности. Атомы и молекулы поверхностного слоя как бы находятся на полпути перехода в пар. Они появляются на поверхности в результате разрыва определенных связей, благодаря чему и обладают большей потенциальной энергией. Увеличение поверхности приводит к возрастанию числа молекул или атомов на поверхности, т. е. числа частиц, не имеющих связей с внешней стороны. Увеличение поверхности сопровождается затратой работы на разрыв межмолекулярных связей. Отсюда следует, что обратный процесс должен проходить самопроизвольно, потому что сопровождается уменьшением энергии Гиббса поверхностного слоя.

Так как поверхностная энергия равна произведению поверхностного натяжения на площадь поверхности, то она может уменьшаться как за счет сокращения поверхности, так и за счет уменьшения поверхностного натяжения. Поверхность может самопроизвольно уменьшаться при изменении формы тела,

что характерно для жидкостей. Мелко раздробленные твердые и жидкие тела, обладающие большим избытком поверхностной энергии, стремясь уменьшить ее, самопроизвольно агрегируют или сливаются.

Стремление поверхности уменьшить свою энергию обуславливает и стремление к снижению поверхностного натяжения. Твердые тела, как правило, уменьшают свою поверхностную энергию за счет этой составляющей благодаря адсорбции других веществ. Для обеспечения минимальной поверхностной энергии молекулы на поверхности ориентируются таким образом, что радикалы находятся на поверхности, а функциональная группа – внутри фазы. Ориентирование поверхностных молекул, безусловно, снижает составляющую энтропии внутренней энергии поверхностного слоя, так как обеспечивает определенную упорядоченность молекул на поверхности. Таким образом, структура поверхностного слоя формируется в результате самопроизвольного уменьшения поверхностной энергии.

Дисперсность (или удельная поверхность) является самостоятельным термодинамическим параметром состояния системы, изменение которого вызывает соответствующие изменения других равновесных свойств системы. Удельная поверхность выступает как интенсивный признак системы. Эту величину можно сравнить с концентрацией, с количеством поверхности, приходящимся на единицу объема. Поверхность выступает как бы в роли отдельного компонента.

Стремление поверхностной энергии к минимуму вызывает искривление поверхности. Отсюда можно предположить наличие связи между поверхностной энергией и формой тел, т. е. появляется возможность с помощью химической термодинамики провести границу между твердым и жидким агрегатным состоянием. Эта связь формулируется как **принцип Гиббса – Кюри**: устойчивой с точки зрения термодинамики является та форма тела, которая обладает наименьшей поверхностной энергией Гиббса. Математически это означает

$$\sum_i \sigma_i s_i = \min (V = \text{const}), \quad (1.2.8)$$

где σ_i и s_i – соответственно удельные поверхностные энергии и площади отдельных частей поверхности тела. Суммирование проводится по всей поверхности однофазного тела. Жидкости изотропны, поэтому их свойства, в том числе и поверхностное натяжение, в любой точке поверхности жидкости имеют одно и то же значение. В связи с этим для жидкостей устойчивой с позиций термодинамики формой является та, которая имеет наименьшую поверхность при данном объеме. Очевидно, что такому условию удовлетворяет сфера.

Кристаллы анизотропны, поэтому каждая их грань имеет характерную для нее поверхностную энергию. Для кристалла индекс i в соотношении (1.2.8) обозначает его разные грани. Минимальная поверхностная энергия для кристаллов определяется законом Вульфа:

$$\Delta p = 2\sigma_i / l_i, \quad (1.2.9)$$

где Δp – избыточное давление; σ_i – удельная поверхностная энергия грани кристалла, находящейся на расстоянии l_i от центра кристалла.

Так как у равновесного кристалла избыточное давление под гранями должно быть одинаково, то из уравнения (1.2.9) следует закон Вульфа:

$$\sigma_i / l_i = W = \text{const.} \quad (1.2.10)$$

Постоянную W называют константой Вульфа. В соответствии с соотношением (1.2.10) закон Вульфа гласит: условием минимума поверхностной энергии равновесного кристалла является пропорциональность удельных поверхностных энергий граней их расстояниям от центра кристалла. Чем больше удельная поверхностная энергия грани, тем дальше она находится от центра кристалла и тем меньшую поверхность она имеет (рис. 1.2.2). Так, равновесная форма тел является результатом стремления поверхностной энергии к минимуму и непосредственно связана с их природой (разная форма кристаллов) и агрегатным состоянием.

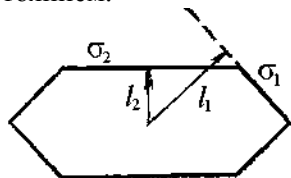


Рис. 1.2.2. Схема граней кристалла.

Реакционная способность вещества определяется в термодинамике энергией Гиббса. Она характеризует способность вещества перейти в какое-то другое состояние (в другую фазу, вступить в химическую реакцию и т. д.), указывает на удаленность данного состояния системы компонентов от равновесного состояния или состояния вещества от его равновесного состояния при данных условиях. Равновесие может сдвигаться, т. е. может изменяться реакционная способность, при изменении степени дисперсности вещества. Соответствующее приращение энергии Гиббса (благодаря изменению дисперсности) можно представить в виде объединенного уравнения первого и второго начал термодинамики $dG_\delta = -SdT + Vdp$.

Растворение дисперсных материалов. Если в качестве примера рассмотреть растворение веществ, то в этом процессе кривизна поверхности, или дисперсность, сдвигает равновесие и меняет растворимость. Учитывая, что изменение энергии Гиббса при растворении записывается через растворимости, можно получить для неэлектролитов

$$\ln(L_\delta / L_s) = \pm 2\sigma V_M / (RTr), \quad (1.2.11)$$

где L_δ и L_s – растворимость вещества в высокодисперсном состоянии и растворимость при равновесии с крупными частицами этого вещества; V_M – мольный объем растворяемого вещества.

Для электролита, диссоциирующего в растворе на n ионов, имеем (пренебрегая коэффициентами активности)

$$\ln(a_\delta / a_s) = n \ln(L_\delta / L_s) = \pm 2\sigma V_M / (RTr), \quad (1.2.12)$$

где a_δ и a_s – активности электролита в растворах, насыщенных по отношению к высокодисперсному и грубодисперсному состоянию соответственно.

Уравнения (1.2.11) и (1.2.12) показывают, что с увеличением дисперсности растворимость растет. В то же время растворимость зависит от знака кривизны,

а это значит, что если частицы твердого вещества имеют неправильную форму с положительной и отрицательной кривизной и находятся в насыщенном растворе, то участки с положительной кривизной будут растворяться, а с отрицательной – наращиваться. В результате частицы растворяемого вещества со временем приобретают вполне определенную форму, отвечающую равновесному состоянию. Эти соотношения лежат в основе метода определения поверхностного натяжения твердых тел. Экспериментально измеряют растворимости в зависимости от дисперсности вещества. Затем по формулам (1.2.11) или (1.2.12) рассчитывают σ . Этот метод имеет недостатки, заключающиеся главным образом в том, что в мелких кристаллах часто нарушена структура и, кроме того, не учитывается, что у анизотропных кристаллических тел каждая грань имеет свое поверхностное натяжение.

Равновесие химической реакции. Степень дисперсности может повлиять также на равновесие химической реакции:

$$-\Delta G_{\theta}^0 = RT \ln(K_{\theta} / K), \quad (1.2.13)$$

где ΔG_{θ}^0 – приращение химического сродства, обусловленное дисперсностью; K_{θ} и K – константы равновесия реакции, учитывающие влияние дисперсности, и недиспергированных веществ.

С увеличением дисперсности увеличивается активность компонентов (1.2.13), а в соответствии с этим изменяется константа равновесия в ту или другую сторону в зависимости от степени дисперсности исходных веществ и продуктов реакции. В качестве примера можно привести наиболее простую для данного случая реакцию – разложение карбоната кальция $\text{CaCO}_3 = \text{CaO} + \text{CO}_2$.

Повышение дисперсности карбоната кальция сдвигает равновесие в правую сторону, и давление диоксида углерода над системой возрастает, увеличение дисперсности оксида кальция приводит к противоположному результату. По той же причине с увеличением дисперсности ослабляется связь кристаллизационной воды с веществом. Микрокристалл $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ отдает воду при 473 К, в то время как в осадке из частиц коллоидных размеров кристаллогидрат распадается при 373 К. Золото не взаимодействует с хлороводородной кислотой, а коллоидное золото в ней растворяется. Грубодисперсная сера не реагирует заметно с серебряными солями, а коллоидная сера образует сульфид серебра.

Подведем итоги. Выполненный анализ явлений на поверхности раздела фаз газ (пар) – твердое тело и жидкость – твердое тело показал, что ее состояние во многом определяет характер явлений переноса и химических превращений в кристаллических дисперсных материалах, а следовательно, их поведение в целом, и в первую очередь при механической активации.

1.2.2. Природа механической активации

Возможность активирования твердых фаз путем механического воздействия установили почти полтора века назад. Позже было показано, что механическая энергия, подобно теплоте, свету и электрической энергии, инициирует многие химические взаимодействия. Раздел химии, изучающий химические изменения

и превращения, происходящие во время или после завершения механического воздействия, получил название механохимии. Мощным импульсом к развитию механохимии является ее техническое применение, связанное с усовершенствованием процессов переработки минерального сырья, химического катализа и созданием новых материалов.

Механохимия изучает микроскопические и субмикроскопические процессы в твердых телах, вызванные механическими воздействиями. В основе вышеперечисленных процессов лежит механическое воздействие на твердые тела, возникающее либо при действии импульсов, например при ударах твердых тел, струй газа или жидкости, либо в результате растяжения и сжатия твердого тела. Процессы, активируемые таким способом, связаны с изменением структуры и физических свойств твердых тел, они чрезвычайно сложны и зависят от природы и интенсивности механического воздействия, а также от конкретных параметров, обусловленных структурой решетки, особенно ее деформационными свойствами. Независимо от характера механического воздействия на первой стадии возникает упругая деформация, приводящая к изменению длины связей в твердом теле. После превышения предела упругости включаются процессы, связанные главным образом с пластической деформацией и разрушением.

Самым распространенным видом механического активирования является механическая обработка твердых фаз. Твердые частицы под воздействием усилий со стороны мелющих тел претерпевают сначала упругую, а затем пластическую деформацию, пока в каком-либо сечении напряжение не превысит предела прочности материала. Затем происходит разделение частиц на более мелкие, которые разлетаются с определенной скоростью. Таким образом, механическая энергия расходуется на упругую и пластическую деформации, образование новой поверхности в результате преодоления сил химической связи и кинетическое движение осколков. Связь между нарушениями структуры под действием механических сил и другими релаксационными процессами, с одной стороны, и изменениями реакционной способности твердых тел – с другой, и составляет основное содержание механохимии.

Механохимические реакции. Чтобы представить себе, что такое механохимическая реакция, можно оттолкнуться от привычных представлений о реакциях в газах, когда молекулы обмениваются энергией и взаимодействуют друг с другом при столкновениях. Кинетическая энергия сталкивающихся частиц меньше энергии химической связи. Однако, локальные напряжения в момент удара, который длится 10^{-13} – 10^{-12} с, достаточны для того, чтобы вызвать заметную деформацию молекул.

Учет изменения реакционной способности твердого вещества и величины его удельной поверхности показал, что во многих случаях в общем объеме реакционной способности в результате предварительной механической обработки на долю, связанную с изменением удельной поверхности вещества, приходится не более десяти процентов. Остальной вклад в изменение реакционной способности в результате механической обработки вносит механическая активация.

Выяснилось, что ожидаемой корреляции между механохимическими превращениями и процессами, возбуждаемыми термически, не существует. На-

пример, механохимическое разложение таких солей, как нитраты и броматы щелочных металлов, не только не связано с их термической стабильностью, но и в принципе приводит к другим продуктам реакции.

Говоря о механическом активировании твердых фаз для повышения их реакционной способности, следует иметь в виду, что оно может быть как статическим, так и динамическим. Первый вид активирования связан с возникновением замороженных состояний, которые долгое время могут оставаться метастабильными. Второй вид активирования является кратковременным, он проявляется при механическом воздействии. Динамическое активирование связано с возникновением сильно возбужденных состояний как в твердом теле, так и в окружающей среде. В соответствии с этим влияние механических воздействий на реакционную способность твердого тела можно рассматривать в двух аспектах: когда реакция происходит непосредственно во время подвода механической энергии и когда индивидуальные реагенты или их смеси активируются механически, а потом осуществляется твердофазное взаимодействие.

Для объяснения причин изменения реакционной способности разупорядочение структуры ковалентных кристаллов можно представить как деформацию и разрыв межатомных направленных химических связей. На месте разрыва межатомных связей, как правило, стабилизируются свободные радикалы: разрыв по гомолитическому механизму энергетически более выгоден, чем гетеролитический, так как в последнем случае при образовании ионов или ионрадикалов необходимо затратить дополнительную энергию на перенос заряда.

Деформированные связи известны в химии по различным напряженным циклическим соединениям: циклопарафинам, циклоолефинам, циклическим оксидам и т. п. Их реакционная способность (константы равновесия и константы скорости в различных реакциях) существенно отличаются от реакционной способности аналогичных, но не напряженных связей. Сильнодеформированные связи, сохраняющиеся после механической обработки кристаллов и являющиеся носителями остаточных напряжений, по своему химическому поведению в ряде случаев похожи на радикальные пары, т. е. на свободные радикалы, находящиеся друг от друга на расстоянии в несколько ангстрем.

В ионных кристаллах, где силы взаимодействия между частицами (катионами и анионами) имеют электростатический характер, разрушение кристаллической структуры удобно характеризовать уменьшением координационного числа ионов и средним увеличением расстояний между ионами. В кристалле ионы устойчивы благодаря выигрышу энергии электростатического взаимодействия при плотной упаковке катионов и анионов. Чем больше расстояние между ионами и чем ниже координационное число, тем меньше энергия электростатического взаимодействия; поэтому в результате разрушения структуры устойчивость ионов снижается, анионы приобретают электронно-донорные свойства, а катионы – акцепторные. Потеря электрона или снижение электронной плотности на анионе эквивалентно превращению инертного газа в химически активную частицу. Разрушение структуры ионных соединений, так же как и ковалентных кристаллов, неотделимо от резкого увеличения реакционной способ-

ности вещества и чрезвычайно благоприятно для интенсификации самых различных химических превращений.

Так как приведенные факторы по-разному влияют на отдельные химические реакции, анализ причин механохимических процессов с точки зрения физических и химических элементарных стадий затруднен, более того, деформация и раскол, протекающие независимо друг от друга, приводят к одинаковому результату. В большинстве случаев химическую реакцию можно обнаружить только при повторяющейся механической обработке, это обстоятельство будет осложнять анализ элементарных механических процессов. Следовательно, только в редких случаях можно выделить ту элементарную физическую стадию в твердом веществе, которая приводит к элементарному химическому превращению в результате механической обработки. До настоящего времени в большинстве работ по реакционной способности твердого тела изучали влияние интегрального воздействия, суммарного действия отдельных ударов, как это происходит, например, в мельнице. В таком случае можно получить информацию об основных причинах механохимической активации и косвенным путем, анализируя физические и химические свойства ряда механически обработанных материалов и классифицируя таким способом реакции. Для более широкого использования экспериментальных данных необходимы исчерпывающие сведения об элементарных процессах, протекающих при механической обработке.

Кинетический подход заключается в том, что продолжительность пребывания частицы твердого вещества в реакторе и продолжительность химической реакции не совпадают. Обычно первая больше второй, поскольку химическая реакция может происходить только во время механического воздействия и еще в течение некоторого времени в период релаксации поля напряжений. Поэтому для получения ожидаемого в ходе механической обработки результата важно знать характер формирования поля напряжений.

Опыт показывает, что в основном механохимические превращения происходят на контактах между частицами твердого вещества, между частицей твердого вещества и рабочим телом и в движущейся трещине. Имея все это в виду, можно, меняя режим обработки, регулировать направление, по которому происходит релаксация поля напряжений, и тем самым подойти к использованию механохимических превращений и механической активации для интенсификации различного рода технологических процессов.

Соударения могут быть упругими и неупругими. При упругих соударениях деформация полностью обратима, никаких химических изменений нет, строение и внутренняя энергия молекул до и после удара одинаковы. Неупругие столкновения отличаются тем, что в деформированном состоянии энергия удара частично превращается во внутреннюю энергию молекул (например, колебательную) или расходуется на образование неустойчивого переходного состояния. Для такого состояния характерны короткоживущие квазимолекулы, в которых межатомные связи изменены по сравнению с исходными молекулами. Стабилизация такого переходного комплекса или его распад по новому пути и есть собственно химический акт возникновения продуктов реакции. Таким образом, деформация может сопровождаться релаксацией упругой энергии с воз-

буждением внутренних степеней свободы либо с перегруппировкой межатомных связей и устойчивым изменением химического строения сталкивающихся молекул. Соотношение вероятностей релаксационных процессов и определяет величину константы скорости химической реакции.

Релаксация упругой энергии с возбуждением межатомных связей или изменением атомной структуры в равной мере характерна и для механического деформирования твердых тел. Макроскопическая деформация твердого тела складывается из изменения длины, углов и числа межатомных связей. Она отличается от деформации молекул газа тем, что длительность действия внутренних напряжений, как правило, бесконечно велика по сравнению с продолжительностью соударений. В этих условиях нельзя пренебрегать взаимодействиями, характерное время которых более 10^{-13} с. Кроме того, из-за малого свободного объема в плотноупакованном веществе возможности перестройки атомной структуры ограничены и зависят от характера напряженного состояния. Поэтому соотношение вероятностей основных путей релаксации упругой энергии в твердом теле будет иным, чем в газе. При этом деформация сдвига с присущими ей смещениями атомов относительно друг друга благоприятна для структурных изменений, а деформация всестороннего сжатия связана лишь с уменьшением или увеличением межатомных расстояний и значительно реже сопровождается химическими эффектами.

Почти на каждой ступени иерархии процессов релаксации существуют предпосылки для ускорения или торможения химических и физико-химических превращений, т. е. воздействия на реакционную способность вещества. Помимо структурных изменений и интенсификации различных форм молекулярной подвижности для химии важны возникновение колебательных и электронно-возбужденных состояний, ионизация вещества, эмиссия различных частиц. Каждый из этих процессов характеризуется определенным энергетическим выходом и эффективностью в химических превращениях. Как правило, разупорядочение структуры с интенсификацией подвижности отличается более высоким энергетическим выходом от других каналов релаксации, таких, как возникновение высоковозбужденных состояний или эмиссия электронов. Поэтому в механохимии следует отдавать предпочтение структурному фактору.

Структурные дефекты. Помимо длительности действия напряжений и геометрических ограничений существуют и другие факторы, определяющие особенности механической релаксации и обусловленные фундаментальными свойствами кристаллов. К ним относится и склонность к стабилизации структурных дефектов. Этот принцип был сформулирован Я.И. Френкелем. В применении к деформированному телу его можно представить следующим образом: состояние кристалла с упругой энергией, сосредоточенной в структурных дефектах, с точки зрения термодинамики выгоднее состояния с той же энергией, но распределенной по межатомным связям.

Хотя с позиций термодинамики появление структурных дефектов в упруго-деформированном кристалле выгодно, но оно не всегда осуществимо, потому что для перегруппировки атомов, предшествующей образованию вакансии, атому между узлами или дислокации не хватает свободного пространства. Наи-

более затрудненным является спонтанное (гомогенное) зарождение дефектов в идеальном, не нарушенном кристалле. Например, парциальная молярная эн- тальпия пары дефектов Френкеля в оксидах близка к 5 эВ, а пороговая энергия, при которой становится возможным выталкивание атома в пространство между узлами, примерно на порядок больше. Точно так же пороговое значение упру- гого потенциала при зарождении дислокации в бездефектном кристалле имеет тот же порядок, что и модуль сдвига. В твердых телах с уже существующими дефектами, когда основную роль играет не зарождение, а размножение дисло- кации, пороговая энергия мала по сравнению с модулем сдвига. Гетерогенное возникновение точечных дефектов при наличии дислокации или других их ис- точников не требует преодоления высокого энергетического барьера.

К сравнительно легким относится миграция дефектов в объеме кристаллов, т. е. перемещение вакансий по узлам решетки, атомов между узлами, скольже- ние дислокации. Энергия активации перескока вакансии в соседний узел ре- шетки или перемещения дислокации в плоскости скольжения уже при сравни- тельно низкой температуре и сдвиговые напряжения существенно ускоряют массоперенос, в том числе контролируемые диффузией химические реакции.

При развитии пластической деформации дефекты мигрируют на макроско- пические расстояния, и, несмотря на то, что при смещении на один параметр решетки рассеивается ничтожно мало энергии, суммарные потери ее значи- тельны. При миграции дефекты встречаются друг с другом и аннигилируют. Это сопровождается освобождением сосредоточенной в дефектах избыточной энергии и локальным возбуждением колебательных или электронных уровней. Возбужденные состояния возникают и в условиях, когда упругодеформирован- ные межатомные связи релаксируют, не совершая работы против внешних сил.

Деформацию межатомных связей с нарушением структуры твердого тела под действием механических сил и возмущение электронной подсистемы кри- сталла с ионизацией дефектов и возникновением электрических полей следует рассматривать как различные стороны одного и того же явления, природа кото- рого не зависит от того, какими методами были созданы внутренние напряже- ния. Естественно, что в каждом конкретном случае – при раскалывании или ре- зании, трении, шлифовании или других видах поверхностной механической об- работки, пластической деформации, динамическом нагружении в ударных вол- нах, под действием напряжений, созданных градиентом температуры, фазовы- ми переходами, химическими реакциями и т. п. – будут преобладать опреде- ленные каналы релаксации упругой энергии. Например, при образовании новой поверхности в результате разрушения, а также при трении твердое тело откры- то с поверхности и геометрические ограничения для перестройки атомной структуры минимальны. Одновременно, эти условия наиболее благоприятны для проявления высокой реакционной способности образующихся дефектов в реакциях с молекулами окружающей среды или (при трении) с атомами по- верхности контртела. При пластической деформации велика роль объемных процессов размножения и миграции дефектов, при этом подвижность может оказаться достаточной для перемешивания вещества на молекулярном уровне и интенсификации диффузионно-контролируемых реакций. Еще более благопри-

ятные условия для химических и физико-химических превращений создаются при действии ударных волн. В этом случае продолжительность нагружения ничтожно мала, и для того чтобы возбудить процессы образования дефектов, необходимы сравнительно высокие давления на фронте ударной волны. Так как нагружение производится со сверхзвуковой скоростью, в вещество вводится энергия большая, чем при адиабатическом сжатии. Сразу за фронтом ударной волны избыточная (сверхадиабатическая) энергия превращается в тепло, и релаксации завершаются на фоне интенсивного теплового возбуждения.

Изменения размеров и формы отражают лишь внешнюю сторону деформирования и разрушения твердых тел. Внутренние напряжения, носителями которых являются деформированные межатомные связи, инициируют цепочку релаксационных процессов, громоздкая иерархия которых начинается с возбуждения и нарушения атомной структуры. Основные каналы последующей релаксации возбуждения – это разложение вещества, излучение и выделение тепла. С нарушением структуры – зарождением и размножением дефектов – связаны появление системы электронных состояний в запрещенной зоне и ионизация дефектов с возникновением электрических полей, а также изменение некоторых свойств вещества и прежде всего его реакционной способности. К следующей ступени иерархии можно отнести миграцию дефектов, сопровождающуюся массопереносом, интенсификацией диффузионно-контролируемых превращений и аннигиляцией дефектов, в том числе заряженных; при миграции и гибели дефектов освобождается запасенная в них энергия. Релаксация не завершается с прекращением действия внешней нагрузки. Благодаря низкой скорости теплового движения дефекты, в том числе и заряженные, стабилизируются в объеме и на поверхности твердого тела. Сохранение остаточных нарушений структуры, т. е. механическая активация кристаллов и стекол, приводит к интенсификации последующих термических процессов – эмиссионных и химических. К ним относятся экзоэмиссия электронов и ионов, реакции разложения, спекание.

Если $E_{\text{анн}}$ – энергия аннигиляции, а N – концентрация дефектов, то наиболее вероятно, что аннигиляции дефектов описывается уравнением первого порядка $\partial N / \partial \tau \sim \partial N / \partial T = N \exp(-E_{\text{анн}} / RT)$. Энергия аннигиляции рассчитывается как $E_{\text{анн}} = -(RT / N_{T_{\text{max}}})(\partial N_{T_i} / \partial T)$.

Механические напряжения действуют непосредственно на атомную структуру вещества. Средняя плотность упругой энергии, как правило, значительно меньше энергии межатомных связей, поэтому велико значение концентрации энергии до высокого локального уровня, достаточного для нарушения структуры и интенсификации химических превращений. Отсюда становятся понятными природа механохимических превращений и широкие возможности механохимических методов в инициировании и ускорении химических реакций.

Подведем итоги. Доля работы, производимой механическими силами при деформировании твердого тела и затрачиваемой на возникновение возбужденных состояний, нарушение атомной структуры, массоперенос, ионизацию, химические реакции, зависит как от параметров напряженного состояния, так и от

природы твердого тела. С этой точки зрения основной характеристикой роли и эффективности того или иного процесса в конкретных условиях нагружения является его энергетический выход – число частиц, образовавшихся или исчезнувших в результате затраты определенного количества работы. Частицей может быть элементарное возбуждение, квант света, электрон, стабилизированный в ловушке или покинувший поверхность, разорванная связь, вакансия, атом на линии дислокации или на вновь образовавшейся поверхности, распавшаяся или поглощенная молекула. Сопоставлять между собой деформационные, механоэмиссионные и механохимические эффекты можно только в энергетических единицах, поэтому знание энергетических выходов открывает возможность их совместного количественного рассмотрения.

1.2.3. Механохимические реакции в кристаллических материалах

Для исследования механохимических превращений особенно удобным оказалось динамическое ударное воздействие на монокристаллы и поверхности твердых тел, так как можно было в широких пределах изменять интенсивность воздействия, варьируя массу и скорость двигающихся частиц, их форму, а также менять угол удара, выбирая направление движения частицы материала. Для исследования элементарных превращений особенно удобен одиночный удар. Механохимические превращения при продолжительном воздействии можно изучать, моделируя их суммой отдельных ударов. Остановимся на трех механизмах передачи механической энергии при ударном воздействии.

В момент удара частицы, летящей с большой скоростью, о поверхность твердого тела в области контакта в зоне субмикроскопической деформации происходит квазиadiaбатическое аккумулялирование энергии и появляются «сгустки энергии». На очень короткое время образуются высшие возбужденные состояния, значительно ослабляется решетка, возникают разрушения структуры, связанные с выбросом из нее атомов и электронов, а также с возбуждением фононов. Эти аспекты систематизированы в феноменологической модели «магма плазмы», которая схематически представлена на рис. 1.2.3.

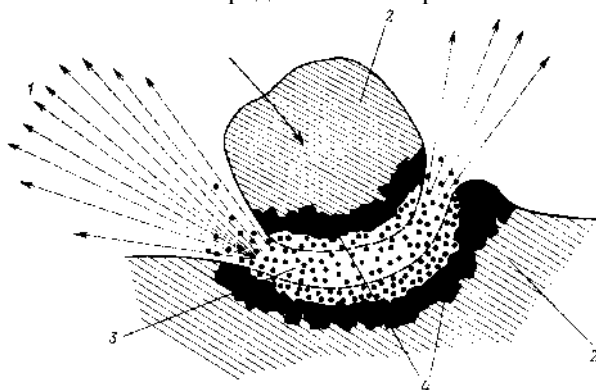


Рис. 1.2.3. Модель «магма-плазмы»: 1 – экзоэмиссия; 2 – неискаженная структура; 3 – плазма; 4 – разупорядоченная структура.

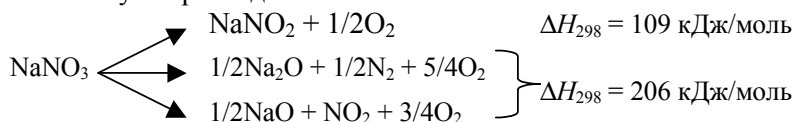
Эта модель одной схемой описывает известные проявления механического активирования твердых тел, включая искажения решетки и ее разрушение, фазовые превращения и триболюминесценцию, экзотермическую эмиссию электронов и химические превращения. На границе двух сталкивающихся тел существует область высокого беспорядка, в которой непрерывно образуются дислокации, концентрирующиеся в предповерхностном слое. Между двумя сильно деформированными поверхностными слоями возникает плазма, которая испускает электроны (эффект Крамера) и световые волны (триболюминесценция). Благодаря состоянию возбуждения в области плазмы происходят химические реакции и перенос вещества между сталкивающимися или трущимися телами. Это удалось показать экспериментально, обрабатывая ударами стального шара кристаллы олова. Не только мягкое олово переходило в более твердую сталь, но и поверхность олова покрывалась атомами железа.

Плазменная модель объясняет и то, почему механическое возбуждение в ряде случаев изменяет характер химических превращений. При измельчении сидерита происходит декарбонизация, причем в зависимости от условий проведения образуются FeO (в вакууме), Fe_2O_3 (на воздухе) или $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (в присутствии влаги). Согласно Петерсу, при механическом воздействии на карбонат ионы CO_3^{2-} подвергаются настолько сильным деформациям, что становится энергетически выгодным их распад на CO_2 и ионы кислорода, которые затем валентно связываются с металлом. При механической обработке карбонатов в вакууме CO_2 выделяется на порядок больше, чем при атмосферном давлении. Обработка нитратов щелочноземельных металлов приводит к их разложению до нитритов.

Причиной механической активации химических реакций, по-видимому, не всегда является возникновение плазмы. В ряде случаев наблюдаемые при механическом воздействии явления можно удовлетворительно объяснить в рамках модели Боудера и Тайбора. Ими показано, что при трении скольжения температура в местах контактов может повышаться до температуры плавления трущихся материалов. Вместе с возникновением высоких температур в локальных объемах происходит импульсное повышение давления. Это благоприятствует протеканию превращений, невозможных при обычных условиях.

Анализируя особенности механохимических реакций, Болдырев рассмотрел их с точки зрения лимитирующей стадии процесса. Разрушение твердого тела может быть представлено как определенная последовательность стадий активации, дезактивации и собственно химической реакции. В зависимости от того, какая из стадий является лимитирующей, различают два крайних случая: распад лимитируется возбуждением и разрывом связи (например, термическое разложение) или одной из вторичных стадий (превращения промежуточных продуктов, образовавшихся в результате первичного акта). На основании сопоставления рядов устойчивости нитратов щелочных металлов к воздействию тепла, γ -радиации и механической обработки сделан вывод о том, что механохимическое разложение лимитируется не стадией возбуждения, а последующими химическими стадиями, протекание которых определяется свободным объ-

емом в решетке. Для нитратов, например для нитрата натрия, имеется несколько возможных путей распада:



Первая из этих реакций обычно реализуется в интервале температур 600–800 К, вторая – выше 800 К, третья возможна лишь при температурах выше 1000 К. В газовых продуктах, образовавшихся при раскалывании монокристаллов нитратов, обнаружены продукты высокотемпературных реакций – азот и его оксиды.

Существует кинетическая модель механохимического разложения твердых тел, учитывающая возникновение в момент удара тепловых импульсов. Благодаря импульсным воздействиям мелющих шаров на обрабатываемое вещество кинетика реакции определяется временем действия импульса (τ_i). Температура и скорость реакции в импульсе меняются по разным законам. Падение температуры происходит в соответствии с уравнением $T = T_m \exp\{-\tau/\tau_p\}$, где T_m – максимальная температура в импульсе, τ_p – время релаксации импульса. Скорость же реакции, исходя из уравнения $W = W_m \exp\{-(E/RT_m)[\exp(\tau/\tau_p) - 1]\}$, падает в несколько раз быстрее, чем температура. Из анализа уравнений следует, что средняя температура за время τ_p может быть принята равной $T_{cp} \approx 0,6T_m$, а в скорость реакции основной вклад вносит только вершина импульса, т. е. может быть принято $T_{cp} \approx 0,6T_m$, и соответственно $\tau_1 \approx 0,1\tau_p$.

На основании уравнений теории упругого континуума существует энергетическая модель состояний атомов вокруг дислокации (рис. 1.2.4). Она предполагает, что атомы на поверхности и поле упругих искажений вокруг дислокации, энергия которых достигла или превысила потенциальный барьер у поверхности U , разрывают старые и образуют новые межатомные связи. По уравнениям теории упругого континуума для заданного значения U можно вычислить площадь активного центра и число атомов на его поверхности.

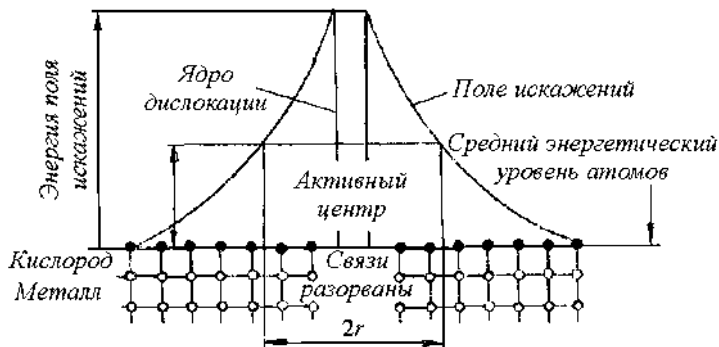


Рис. 1.2.4. Модель активного центра, образованного при выходе дислокации на поверхность.

Методом электронной микроскопии экспериментально установлено, что диаметр активных участков составляет в среднем около 3 мкм. При плотности дислокации около 10^7 см^{-2} площадь активных участков составляет около 70% поверхности, т. е. почти вся поверхность становится активной.

В последнее время предпринимаются попытки количественно оценить вклад дислокации в реакционную способность твердых тел. Однако вычисление точных величин сопряжено с большими трудностями, и приходится пользоваться различными приближениями. Об одном приближении как самом простом – теории упругого континуума – говорилось выше. Полуэмпирические расчеты влияния дислокации на химические реакции в адсорбированных на поверхности твердых тел газах показывают, что ступени и изломы существенно меняют спектр локальных электронных состояний хемосорбированных атомов, понижая в несколько раз положение локального уровня основного состояния. В месте выхода краевой дислокации на поверхность существует глубокая электронная ловушка. Энергия связи электрона с этой ловушкой в ионных кристаллах может превышать 0,5 эВ. Поверхностный заряд, локализованный здесь, способен существенно снизить высоту термодинамического барьера, который необходимо преодолеть при образовании зародыша на поверхности. Каталитическая активность мест выхода краевых дислокаций на поверхность объясняется:

- образованием прочной двухэлектронной связи хемосорбированного атома с электроном, локализованным на ядре дислокации;
- уменьшением термодинамического барьера образования зародышей новой фазы в поле локализованного электрона;
- повышением доли, способной к реакции формы хемосорбции вблизи ядра дислокации;
- притяжением хемосорбированных частиц к ядру дислокации.

На первой стадии удара упругие напряжения, возникающие из-за механического воздействия, на очень короткое время достигают больших величин и приводят к распространению интенсивного возмущения. Один из важнейших процессов, посредством которого происходит распространение этого возмущения, – это миграция дислокаций. Дислокации имеют повышенную энергию $E_w = E_0 / \sqrt{1 - w^2 / c^2}$, где E_w – энергия движущейся дислокации, E_0 – энергия неподвижной дислокации, w – скорость дислокации, c – скорость звука. Поскольку скорость дислокации достигает околосвуковой (например, в LiF скорость составляет $\sim 10^6 \text{ см/с}$), можно прийти к выводу, что движущаяся дислокация способна возбуждать адсорбированные частицы аналогично молекулярным.

Морфологические исследования области удара показали, что образуется ярко выраженная частично разрушенная структура. Во время ударного воздействия вынужденное смещение материала происходит без явного влияния направлений, соответствующих анизотропии свойств кристалла (рис. 1.2.5).



Рис. 1.2.5. Субмикроскопическая пластичность макроскопически хрупкого галенита при ударах стальных шаров диаметром 10 мкм.

В экспериментах по травлению было доказано, что дислокации из области удара мигрируют внутрь твердого тела. Вследствие этого за зоной первичного возмущения следует так называемая зона вторичного возмущения, представляющая собой менее нарушенную область. Зона первичного возмущения, в частности, характеризуется высокой концентрацией дислокаций (рис. 1.2.6).

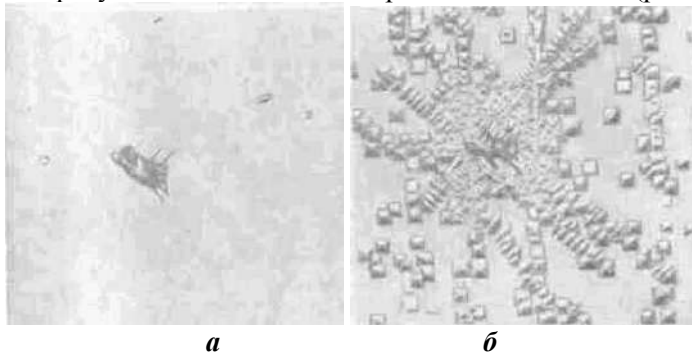


Рис. 1.2.6. Дислокационная структура поверхности NaCl после удара и последующего химического полирования: *а* – удар; *б* – дислокационные структуры при увеличении продолжительности травления.

При повторяющейся ударной обработке зона значительной деформации расширяется, это происходит главным образом в телах, имеющих пластические свойства. При большом числе ударов можно обнаружить и течение материала, вызванное деформацией, причем в центре площади соударения оно направлено внутрь твердого тела, а по его краям – назад к поверхности. Возникающая таким образом структура зависит от параметров обработки. Газы или другие примеси, адсорбированные на поверхности, вследствие течения материала могут быть перенесены в глубь зоны деформации. Если на поверхности твердого тела имеются случайно распределенные напряжения, вызванные, например, обработкой материала в вихревом потоке, тогда на поверхности развивается граничный слой, упорядоченность которого непрерывно снижается. Этот слой в большинстве случаев отличается по составу от исходного материала вследствие захвата компонентов из окружающей среды. В физике трения он называется слоем Бейлби и для случая сдвиговых напряжений в твердом теле схематически

показан на рис. 1.2.7. Если механическое воздействие на материал происходит на воздухе или в другой реакционной среде, над слоем Бейлби всегда образуется реакционный слой. В инертной среде реакционный слой отсутствует даже для измельченных оксидов (SiO_2 и Al_2O_3). Переход слоя Бейлби в ненарушенный металл происходит постепенно. На рис. 1.2.7 этот переход показан переходным слоем. В наибольшей степени нарушена кристаллическая структура именно поверхности твердого тела, это возмущение приводит к образованию аморфной структуры. Возможно, что добавки примеси из окружающей среды путем подавления рекристаллизации повышают устойчивость метастабильного состояния сильно нарушенной структуры граничного слоя. Протяженность отдельных зон зависит от природы и интенсивности обработки, а также от свойств напряженного твердого тела.

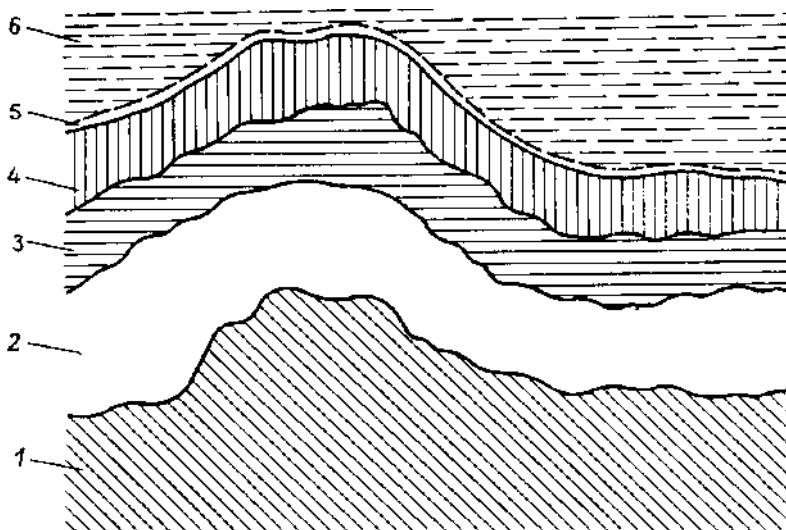
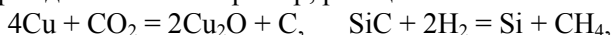
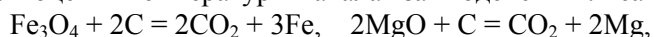


Рис. 1.2.7. Схема граничного слоя в механически обработанном материале: 1 — нетронутый металл; 2 — переходный слой; 3 — слой нарушенной структуры; 4 — реакционный слой; 5 — слой, образованный в результате реакции; 6 — окружающая среда.

Приведем примеры реакций, интенсивность которых и даже само направление изменений зависят от степени механического воздействия. Это означает, что механохимические реакции могут происходить в нарушение требований равновесной термодинамики. Например, реакции



для которых значение ΔG_{298}° положительно, могут иметь место при механическом активировании, если подводится достаточное количество энергии ΔG_M° , так что $\Delta G_M^\circ > \Delta G_{298}^\circ$, а следовательно, суммарное изменение энергии Гиббса процесса $\Delta G^\circ = \Delta G_{298}^\circ - \Delta G_M^\circ < 0$. Несмотря на неравновесные состояния механически активируемых твердофазных реагентов, термодинамические расчеты используют для оценки температуры начала взаимодействия. Реакции



протекающие в обычных условиях с заметной скоростью, начиная соответственно с 940 и 2550°C, благодаря механической активации становятся возможными при 650 и 2100°C.

Важной особенностью механохимических реакций является непрерывное обновление поверхности твердых фаз, в результате чего эти реакции мало чувствительны к «отравлению». Известно, что образование $\text{Ni}(\text{CO})_4$ из металлического никеля и CO очень чувствительно к присутствию кислорода, который блокирует активные центры на поверхности никеля, препятствуя основной реакции. При механически активированном образовании $\text{Ni}(\text{CO})_4$ из Ni и CO тормозящее действие малой концентрации O_2 значительно ослабляется. За счет постоянного возобновления контактов между твердофазными реагентами диффузионные затруднения, связанные с тормозящим действием продуктов реакции, устраняются, а реакция протекает постоянно в кинетической области. Благодаря механической обработке создаются условия для более тесного контакта реагентов, что уменьшает роль диффузионных затруднений в слое продукта за счет уменьшения толщины этого слоя.

Общий ход механохимической реакции можно изобразить с помощью схемы, показанной на рис. 1.2.8. Без механического активирования наблюдается незначительное превращение (рис. 1.2.8, а) или оно полностью отсутствует.

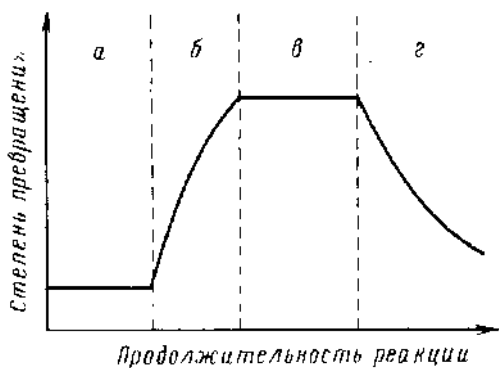


Рис. 1.2.8. Схема протекания механохимической реакции с периодами индукции и затухания.

При механическом воздействии реагенты активируются, и степень превращения увеличивается (рис. 1.2.8, б). За индукционным периодом следует период стационарного течения реакции, отвечающий выбранным условиям обработки (рис. 1.2.8, в). После прекращения механического воздействия активность обрабатываемого твердого вещества и скорость реакции падают (рис. 1.2.8, г).

Период затухания может быть кратковременным или очень продолжительным в зависимости от типа реакции и механической нагрузки. Реакции, реагенты которых приходят в состояние высокого возбуждения (плазменный процесс) благодаря механическому воздействию, характеризуются резким подъемом скорости в начале механической обработки и столь же крутым спадом в конце обработки (рис. 1.2.9).

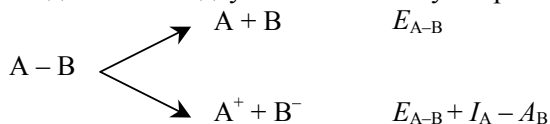


Рис. 1.2.9. Схема протекания механо-химической реакции без периодов индукции и затухания.

Подведем итоги. Обсуждавшиеся выше методы повышения реакционной способности твердых тел механической обработкой не исчерпывают имеющихся возможностей проведения химических реакций и механизмов механической активации. Эффективность предварительной механохимической обработки сильно зависит от природы реагента, а для одного и того же реагента зависит от его химической и термической предыстории. Первое хорошо иллюстрируется наблюдениями Савельева, показавшего, что гематит после механической обработки резко увеличивает активность в процессах спекания, восстановления и адсорбции, тогда как магнетит после аналогичной обработки активируется крайне слабо. Не исключено, что эти различия обусловлены большей механической энергией образования дефектов в гематите и меньшей пластичностью по сравнению с магнетитом. Аналогичная корреляция между твердостью кристаллов и температурой в конце их трещин обнаружена для карбонатов Mg, Ca, Pb.

1.2.4. Свойства механически обработанной поверхности

Свойства атомов на поверхности твердых тел отличны от свойств атомов, находящихся в объеме кристалла. С точки зрения зонной теории твердого тела возникновение поверхностных состояний электронов вызвано нарушением периодичности потенциала взаимодействия при переходе от регулярного объема к его границе, т. е. к поверхности. В качестве метода получения атомарно-чистых поверхностей твердого тела может служить раскол кристалла, при котором происходит разрыв химических связей и возможно появление валентно-ненасыщенных атомов. Показано, что разрыв различных по природе химических связей энергетически более выгоден до электрически нейтральных продуктов распада, чем до ионов. В двух возможных путях распада



затраты энергии в первом случае равны прочности связи E_{A-B} , а во втором необходимо дополнительно подвести энергию, равную разности потенциала ионизации I_A и сродства к электрону A_B . При распаде в вакууме ионного соединения NaCl разность $I_{Na} - I_{Cl} = 1,33 \text{ эВ} = 126 \text{ кДж/моль}$, т. е. даже в этом почти предельном случае ионной связи образование электрически нейтральных атомов Na и Cl остается более выгодным, чем заряженных ионов Na^+ и Cl^- .

Парамагнитные центры (ПМЦ) возникают при механической обработке типичных гомеополярных кристаллов (кварц, кремний и др.). Однако число их во много раз (в 10^3 – 10^4) меньше, чем следовало бы ожидать, исходя из числа поверхностных атомов. Как установлено, регистрируемые парамагнитные центры – только доля существовавших в момент разрушения поверхности коротко живущих активных центров, являющихся валентно-ненасыщенными состояниями поверхностных атомов. Парамагнитные центры на поверхности кварца отличаются высокой реакционной способностью по отношению к молекулам из газовой фазы, реагируют с ними с образованием поверхностных соединений.

Так, в поверхностных слоях при разрушении и трении возникают разорванные и деформированные связи, которые при комнатной температуре самопроизвольно сокращаются, а радикалы частично гибнут под действием сил трения.

Согласно теории коротко живущих активных центров (КЖЦ) стабилизация свежей поверхности, образующейся при разрушении твердых тел, не заканчивается релаксацией теплового возбуждения в течение 10^{-9} – 10^{-11} с. Она продолжается более длительное время, порядка 10^{-4} – 10^{-7} с. За это время происходят перегруппировка химических связей, формирование электрического рельефа поверхности и другие процессы «химической» релаксации. Молекулы газа, жидкости или твердого тела, соприкасающиеся в этот момент с поверхностью обрабатываемого твердого тела, за данный промежуток времени успеют прореагировать с активными центрами, находящимися на поверхности, число которых практически равно числу поверхностных атомов. Часть из этих КЖЦ оказывается «замурованной» и недоступной для внешней среды; они фиксируются методом ЭПР как «механические» парамагнитные центры.

Для количественного анализа закономерностей механохимических реакций с точки зрения КЖЦ важно установить концентрации, время жизни и химические свойства активных центров. Эти сведения можно получить, изучая хемосорбцию газов при образовании поверхности в зависимости от давления газа. При низком давлении, когда промежуток между ударами о единичный центр велик, поверхность успевает стабилизироваться, и хемосорбция мала. При высоком давлении, когда частота ударов велика, большинство поверхностных центров успевает прореагировать с газом до перестройки. В этих условиях хемосорбция максимальна и практически совпадает с концентрацией поверхности атомов.

Для таких механохимических реакций рассмотрена кинетическая схема, основанная на следующих допущениях:

- активные центры локализованы на вновь образованной поверхности;
- скорость образования центров пропорциональна скорости образования поверхности, т. е. число центров на единице новой поверхности постоянно для данного твердого тела;
- в первом приближении центры энергетически равноценны, и процессы с их участием можно описывать в рамках модели однородной поверхности;
- самопроизвольная гибель центров, скорость которых характеризуется временем их жизни τ_0 , отождествляется с релаксацией избыточной энергии свежей поверхности раскола.

Коротко живущие активные центры в вакууме гибнут самопроизвольно, а в химически активной среде их гибель сопровождается взаимодействием с окружающими молекулами. Для скоростей образования и расходования центров при механическом разрушении твердых тел им записаны следующие выражения:

скорость образования центров

$$w = dN(\tau)/d\tau = n \cdot ds/d\tau, \quad (1.2.14)$$

скорость самопроизвольной гибели

$$-dN(\tau)/d\tau = N(\tau)/\tau_0, \quad (1.2.15)$$

скорость взаимодействия с молекулами газа

$$-dN(\tau)/d\tau = \alpha kp N(\tau). \quad (1.2.16)$$

В этих уравнениях: $N(\tau)$ – концентрация центров и момент времени τ (центров/г); s – удельная поверхность продуктов разрушения ($\text{мг}^2/\text{г}$); n – концентрация центров на вновь образованной поверхности (центров/ м^2); p – давление газа, kp – частота соударения молекул газа с активными центрами (с^{-1}); α – вероятность химической реакции при соударении; константа (фактор соударений) $k = \omega/\sqrt{2\pi mKT}$, где ω – сечение соударения ($\approx 10^{-15} \text{см}^2$), m – масса молекул газа, T – температура, K – константа Больцмана.

Изменение концентрации центров $N(\tau)$ определяется соотношением скоростей образования центров и их самопроизвольной гибели:

$$dN(\tau)/d\tau = w_0 - N(\tau)/\tau_0 - \alpha kp N(\tau). \quad (1.2.17)$$

При механической обработке поверхности твердого тела в аппарате с низким энергетическим воздействием скорость роста его удельной поверхности незначительна и практически постоянна:

$$w_0 = n \cdot ds/d\tau = \text{const}. \quad (1.2.18)$$

После интегрирования уравнения (1.2.17) при условии (1.2.18) получено

$$N(\tau) = w_0 \tau_p [1 - \exp(-\tau/\tau_p)],$$

где $\tau_p = (1/\tau_0 + \alpha kp)^{-1}$, или при $\tau \gg \tau_p$ (стационарный режим)

$$N_s = w_0 \tau_p = w_0 \tau_0 / (1 + \alpha \tau_0 kp), \quad (1.2.19)$$

т. е. стационарная концентрация КЖЦ определяется конкуренцией самопроизвольной дезактивации и химического взаимодействия с окружающей средой.

Для случая взаимодействия газа с поверхностью из (1.2.16) и (1.2.19) следует

$$w_x = \frac{w_0 \tau_0}{1 + \alpha \tau_0 kp} \quad \text{или} \quad \frac{1}{w_x} = \frac{1}{w_0} + \frac{1}{\alpha \tau_0 k} \left(\frac{1}{p} \right). \quad (1.2.20)$$

Измеряя скорость хемосорбции газа в момент механической обработки в зависимости от давления газа по уравнению (1.2.20), можно определить такие величины, как скорость возникновения активных центров w_0 и время их жизни τ_0 . Экспериментальные данные по хемосорбции газов в момент обработки для кварца приведены на рис. 1.2.10. Измерялись кинетика окисления оксида углерода до диоксида, рост удельной поверхности, сорбция CO , концентрация ПМЦ.

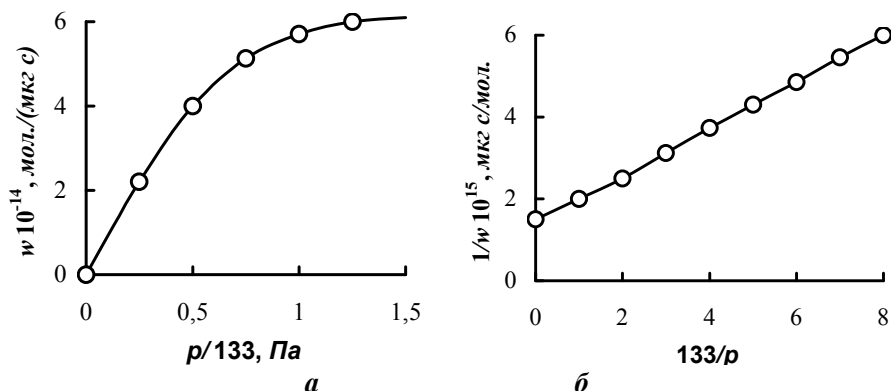


Рис. 1.2.10. Зависимость скорости реакции $\text{CO} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$: *a* – на поверхности кварца в момент активации от давления окиси углерода; *б* – в координатах уравнения (1.2.20).

Экспериментальные данные для скорости реакции обрабатывались и в координатах уравнения (1.2.20). Они хорошо укладываются на прямую линию. Сопоставляя скорость реакции окисления оксида углерода кислородом, которая определялась по уравнению (1.1.20) и равна $(1,8 \pm 0,1)10^{15}$ мол./ $(\text{с} \cdot \text{см}^2)$, со скоростью образования поверхностных атомов, которая определялась путем измерения удельной поверхности и равна $(2 \pm 0,2)10^{15}$ ат./ $(\text{с} \cdot \text{см}^2)$, авторы пришли к выводу, что реакция идет на КЖЦ, образующихся при механической обработке кварца. Полученная скорость возникновения ПМЦ в кварце в этих же условиях в 2 раза меньше скорости реакции. Время жизни активных центров равно 10^{-4} с. Из полученных данных авторы делают выводы, что хемосорбцию кислорода во время механической обработки можно рассматривать как хемосорбцию кислорода на коротко живущих активных центрах, концентрация которых близка к концентрации поверхностных атомов.

Прямое определение времени жизни КЖЦ было проведено путем измерения характерного времени спада интенсивности отдельных импульсов при разрушении кварца и для кварца оказалось равным 10^{-2} с. Кроме кварца парамагнитные центры зарегистрированы методом ЭПР для большой группы веществ с ковалентной связью: кремния, германия, графита и др. Для них теория КЖЦ достаточно хорошо объясняет наблюдаемые экспериментальные данные.

Установлено, что активные поверхностные состояния возникают не только для ковалентных кристаллов, но и для ионных. Так, например, механическая обработка оксида магния, имеющего температуру плавления 2000 К, сопровождается образованием химически активных центров, количество которых составляет до 10^{14} см^{-2} в реакции с H_2 и $3\text{--}5 \cdot 10^{14}$ см^{-2} в реакции с CO . При этом показано, что в MgO образуются F-центры, являющиеся анионными вакансиями, захватившими по одному электрону. Факт, что F-центры легко уничтожались травлением порошков в слабых растворах кислот и даже промыванием в воде, свидетельствовал об их локализации в поверхностных слоях частиц.

Подведем итоги. Дефектную структуру частиц дисперсного материала (например, MgO) можно представить идеализированной моделью (рис. 1.2.11).

Она состоит из очень тонкого чисто поверхностного слоя 1, содержащего 80% F-центров, поверхностного слоя 2 с сильно нарушенной кристаллической структурой, пластически деформированного приповерхностного слоя 3, в котором сосредоточены мелкие трещины, и слабо искаженного ядра частицы 4. Аналогичные эффекты обнаруживаются и при механической обработке дисперсных материалов и других оксидов.

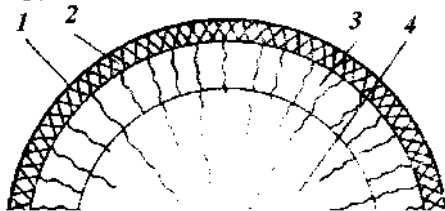


Рис. 1.2.11. Идеализированная модель дефектной структуры частицы, формирующейся в результате механической обработки порошков.

Столь сложная структура частиц позволяет объяснить многие явления, имеющие место при обработке дисперсных материалов, и в первую очередь при проведении механохимических превращений.

1.2.5. Влияние интенсивности механической обработки на реакционную способность

Под влиянием механического воздействия свойства твердого вещества обычно весьма существенно меняются. Во многих случаях при этом параллельно происходят физические процессы, сопровождающиеся рассеянием механической энергии и зависящие в различной степени от типа механического воздействия, специфических свойств твердого вещества и окружающих условий. Поэтому исключительно трудно количественно охарактеризовать влияние механического воздействия на скорость химической реакции. Эта задача решена лишь в немногих частных случаях. Однако для многих механохимических реакций получены простые соотношения, связывающие количество механической энергии, переданной телу, со скоростью реакции. Если на дисперсный материал действуют динамические механические воздействия, то для скорости многих механохимических реакций имеет место следующее соотношение:

$$w \sim E_s. \quad (1.2.21)$$

Энергия, характеризующая интенсивность механического напряжения, в определенном диапазоне связана линейным соотношением со скоростью реакции. Уравнение (1.2.21) выражает тот факт, что между потоком рассеиваемой механической энергии и вызываемой этим потоком химической реакцией имеется причинно-следственная связь. Уравнение (1.2.21) называют механохимическим энергетическим соотношением. В дисперсном материале при механической обработке в динамических условиях возникают ударные напряжения, статистически распределенные во времени и пространстве. Линейное соотношение между скоростью химической реакции и интенсивностью обработки соблюдается и в

условиях отдельных ударных воздействий. Для такой обработки интенсивность можно определить из кинетической энергии E_k частиц в потоке.

Количество адсорбированных поверхностью молекул газа обычно пропорционально числу одиночных ударов частиц:

$$n' \sim E_z z, \quad (1.2.22)$$

где E_z – кинетическая энергия отдельного удара.

В вихревых аппаратах поток рассеиваемой механической энергии и ход механохимической реакции, инициируемой механической обработкой, можно непосредственно измерить с помощью электрической аппаратуры. Для затрачиваемой мощности получено следующее уравнение:

$$N = kM\omega^3 RL, \quad (1.2.23)$$

где k – коэффициент; M – полная масса загрузки; ω – угловая скорость вихря; R – радиус вихря; L – характерный линейный размер.

Обычно скорость механохимической реакции изменяется пропорционально радиусу вихря, из уравнения (1.2.23) следует прямая пропорциональность между расходуемой мощностью и скоростью реакции:

$$w \sim N. \quad (1.2.24)$$

Уравнение (1.2.24) подтверждено для многих реакций. Простые зависимости скорости реакции от интенсивности воздействия, выражаемые уравнениями (1.2.21)–(1.2.24), в основном выполняются в реакциях газов с твердым веществом, преимущественно с металлами. В более сложных системах соотношение между потребляемой мощностью и выходом продукта реакции уже не удастся выразить простыми линейными уравнениями. Для них получено следующее соотношение для константы скорости реакции:

$$K = C \exp(E_{def}/(\beta \tau_{rel} N)),$$

где E_{def} – кинетическая энергия деформации, приводящей к химической реакции; β – коэффициент; τ_{rel} – время релаксации напряжения.

Для характеристики твердых тел, находящихся под механическим напряжением, введено понятие механохимической активности. Он исходил из общих положений термодинамики и уравнения состояния твердых тел, согласно которым $(\partial G_i / \partial p)_T = V_i$, а химический потенциал вещества

$$\frac{\partial G_i}{\partial n_i} = \mu_i = \mu_i^0 + RT \ln a_i,$$

где n_i – число молей; μ_i^0 – химический потенциал в стандартном состоянии; a_i – активность. Из этих уравнений следует

$$\Delta \mu_i = \int_{p_1}^{p_2} V(p) dp. \quad (1.2.25)$$

Известно, что вследствие невысокой сжимаемости твердых тел объем можно выразить из уравнения состояния конденсированных фаз $V = V_0 \exp\{-\chi p\}$, где χ – коэффициент сжимаемости. Поскольку для твердых тел $\chi \approx 10^{-6}$, величина $\chi p \ll 1$ и вследствие этого можно принять $V = V_0$. Тогда из (1.2.25) следует

$$\mu_i = \mu_{i\Delta p=0} + \Delta p V,$$

где V – мольный объем вещества; Δp – избыточное давление, которое в случае твердого тела представляет собой абсолютную величину шаровой части тензора напряжений и не зависит от их знака. Значение $\mu_{i\Delta p=0}$ соответствует значению химического потенциала при отсутствии механического воздействия, отсюда

$$\mu_{i\Delta p=0} + \Delta pV = \mu_i^0 + RT \ln a_i + \Delta pV = \mu_i^0 + RT \ln a.$$

Величина \bar{a} является механохимической активностью вещества

$$\bar{a} = a \exp\{\Delta pV/(RT)\}. \quad (1.2.26)$$

Обычно искажения структуры пластически деформированных материалов оценивают по увеличению ширины рентгеновских интерференционных линий, определяя, таким образом, относительную величину микроискажений кристаллической решетки $\Delta a/a$ и размеры первичных кристаллов d . Однако из этих величин нельзя выделить вклад плоских скоплений дислокации, играющих роль в формировании механохимической активности материалов вследствие локальной концентрации напряжений. Вместе с тем, когда отсутствуют компланарные скопления и имеет место хаотическое распределение дислокации, а статически усредненная величина $\Delta a/a$ пропорциональна числу элементарных искажений решетки, можно принять, что $\Delta p \approx E\Delta a/a$.

С учетом этого на основании уравнения (1.2.26) и закона действия масс может быть рассчитан **коэффициент ускорения химического превращения** в зависимости от степени деформации материала:

$$k = a_2/a_1 = \exp[(\Delta p_2 - \Delta p_1) V/RT] \approx \exp\{EV\Delta a/(aRT)\}.$$

Для объяснения феноменологического уравнения необходимо знать связь между элементарными химическими превращениями и физическими процессами, протекающими при рассеивании механической энергии.

На интенсивность обработки влияет также твердость дисперсных материалов. У твердых веществ, таких как Al_2O_3 или SiC , шероховатость поверхности частиц и, следовательно, их способность вызывать при ударах предпочтительные локальные напряжения в микрообластях поверхности сохраняется в течение длительного времени.

Для оценки **эффективности механической активации** различных веществ предложено следующее соотношение $\eta_z = 100 A_A / A_G$, где A_A – эффективная работа механической активации, A_G – полная работа. Если известна удельная поверхностная энергия твердого вещества σ и полная масса вещества M , подвергнутого обработке, то A_A можно рассчитать, исходя из изменения реакционной способности $\Delta\psi$ $A_A = M\sigma\Delta\psi$. Химически эффективная часть энергии очень мала по сравнению с полными затратами энергии. Большая часть энергии диссипирует в тепло. При использовании аппаратов различных типов эффективность η_z может меняться на несколько порядков, так что с целью энергетической оптимизации технологических процессов, основанных на использовании механохимических реакций, необходимо тщательно продумывать конструктивные особенности аппаратуры.

Эффективность η_z механохимических реакций для некоторых типов химических превращений с отрицательным сродством было предложено оценивать следующим образом: $\eta_z = -wA/N_{st}$, где w – скорость реакции, A – сродство химической реакции, N_{st} – мощность, потребляемая в стационарном режиме.

Подведем итоги. Экспериментальные и теоретические исследования показывают, что имеет место пропорциональность между потребляемой энергией и скоростью реакции, которая верна только при условии постоянства эффективности механохимических превращений и химического сродства.

1.2.6. Реакционная способность активированных твердых веществ

При диссипации энергии, сообщаемой твердому веществу при механической обработке, высоковозбужденные состояния гибнут очень быстро, а сохраняются замороженные метастабильные состояния с нарушенной структурой. При обычных условиях необратимый переход из этих метастабильных состояний к термодинамическому равновесию осуществляется в большинстве случаев медленно, и часто его даже нельзя обнаружить экспериментально. Отсюда следует, что условия равновесия, которые требуются в соответствии с термодинамикой обратимых процессов, не выполняются. Твердые вещества с дефектами решетки могут образоваться не только в ходе механической обработки, но и химически, при осаждении, восстановлении и других химических превращениях, а также путем бомбардировки элементарными частицами. Такие системы называют активированными твердыми веществами.

Равновесная термодинамика активированных твердых веществ. Чтобы соотношения равновесной термодинамики стали пригодными для описания активированных твердых веществ, несмотря на наличие неравновесных состояний, вводят энергию Гиббса. Она выражает избыточное содержание свободной энергии, которое имеют активированные вещества по сравнению со стабильным состоянием этих веществ в равновесии. ΔG называют также активностью твердого вещества и определяют эту величину как разницу энергии Гиббса активированного твердого вещества G_T^* и того же вещества в исходном состоянии G_T при температуре T следующим образом: $\Delta G = G_T^* - G_T$.

В то же время ΔG выражает сродство A активированного вещества при его переходе в стабильное состояние $\Delta G = -A$. Поскольку избыточная энергия Гиббса влияет и на положение равновесия, и на скорость твердофазной реакции, она является весьма важной количественной характеристикой реакционной способности вещества. Далее мы рассмотрим количественно значения ΔG , которые можно получить в результате механической обработки, и сравним их с величинами ΔG активированных продуктов, полученных химическим путем. Для металлов значения ΔG можно непосредственно определить при некоторых ограничивающих условиях путем измерений электродвижущих сил.

Другая возможность прямого определения ΔG , применимая не только для металлов, состоит в рассмотрении положений равновесия и их сдвигов при переходе от равновесного к активному состоянию. Если K_p – константа равнове-

сия для системы, активированной немеханическим путем, K'_p – константа равновесия при использовании механически обработанного вещества, то для расчета ΔG можно использовать уравнение $\Delta G = RT(\ln K'_p - \ln K_p)$.

В равновесном состоянии стандартное сродство 0A_T для данной реакции может быть получено, исходя из константы равновесия ${}^0A_T = RT \ln K_p$. Аналогично стандартное сродство ${}^0A_T^*$ для реакции с механически активированным веществом выражается как ${}^0A_T^* = RT \ln K'_p$. Отсюда имеем $\Delta G_T = {}^0A_T^* - {}^0A_T$.

Химическое равновесие системы с материалом, предварительно подвергнутому механической обработке, можно рассматривать так же, как истинное равновесие, и применять к нему соотношения термодинамики обратимых процессов с учетом избыточных дополнительных величин. Для образцов, полученных химическим путем, значения активности имеют тот же порядок, что и в случае механической обработки.

Важными методами определения энергии Гиббса являются калориметрия и дифференциальный термический анализ. Однако эти методы дают избыточную энтальпию ΔH , которая связана с ΔG соотношениями

$$\Delta G_T = (H_T^* - H_T) - T(S_T^* - S_T), \quad \Delta G_T = \Delta H_T - T\Delta S_T, \quad (1.2.27)$$

где H_T^* , S_T^* – энтальпия и энтропия активированного твердого вещества соответственно; H_T , S_T – энтальпия и энтропия того же вещества в исходном, не активированном состоянии при температуре T . Во многих случаях второй член в уравнении (1.2.27) столь мал, что в первом приближении можно принять $\Delta G_T \approx \Delta H_T$. Ясно, что членом, содержащим энтропию, нельзя пренебречь во многих случаях, особенно когда концентрация дефектов велика. Значение ΔS_T можно рассчитать по уравнению

$$\Delta S_T = S_T^* - S_T = S_0^* + \int_0^T \frac{c_p^* - c_p}{T} dT,$$

где S_0^* – энтропия при абсолютном нуле; c_p^* , c_p – удельные теплоемкости активированного вещества и того же самого вещества в исходном состоянии (до активации) соответственно. Даже если c_p^* и c_p слабо отличаются друг от друга, разница в энтропиях может быть существенной и из-за высоких значений нулевой энтропии. При комнатной температуре и для кристаллов с небольшими нарушениями структуры допустимо использовать ΔH вместо ΔG при сопоставлениях порядков их величин. Однако при высоких температурах и для веществ с сильно дефектной структурой кристаллов порядок этих величин становится несоизмеримым.

По сравнению с активированными продуктами, полученными химическим путем или путем измельчения, избыточные энтальпии металлов, находящихся под действием растягивающих или изгибающих напряжений, относительно малы. Существенные различия наблюдаются при использовании разных типов аппаратов. Так, значения ΔH , полученные при обработке MgCO_3 на вибрационных мельницах, примерно в 6 раз больше, чем при обработке в дезинтеграторе.

рах. Активация MgCO_3 дает более высокие значения ΔH при использовании вибрационных реакторов, чем шаровых мельниц.

Избыточная энтальпия вещества определяется как суммарное свойство дефектов структуры, не находящихся в термодинамическом равновесии. Часто избыточную энтальпию делят на две части: одна из них обусловлена расширением поверхности, а другая связана с дефектами в объеме. Большая часть связана с возникновением термодинамически неустойчивых состояний в решетке. Для сахара доля избыточной энтальпии, обусловленная ростом свежих поверхностей, также составляет всего несколько процентов от общего возрастания энтальпии. Для других веществ, например металлов, вклад увеличения поверхности в избыточную энтальпию составляет значительную долю общего увеличения энтальпии. В общем случае имеет место следующее соотношение, выражающее распределение избыточной энтальпии между дефектами различных

типов: $\Delta H = \sum_{i=1}^n (N_i / N_L) H_i$, где N_i – число компонентов решетки в i -м состоянии, N_L – число Лошмидта, H_i – изменение энтальпии на 1 моль возникающего i -го состояния.

Если наряду с изменениями поверхности при объемной активации принять во внимание изменения первичных кристаллитов, плотности дислокации и фазового состава как величин, определяющих избыточную энтальпию, то получается следующее выражение:

$$\Delta H = (N_A / N_L) \Delta H_A + (N_K / N_L) \Delta H_K + (N_v / N_L) \Delta H_v + (N_p / N_L) \Delta H_p,$$

где ΔH_A – молярная поверхностная энтальпия; ΔH_K – энтальпия поверхности зерен; ΔH_v – молярная энтальпия дислокации; ΔH_p – молярная энтальпия трансформации; N – число компонентов решетки, в том числе: N_A – на поверхности, N_K – по границам зерен, N_v – в дислокациях, N_p – в метастабильной фазе.

Для расчета энтальпии и концентрации дефектов отдельных типов предложен ряд приближений, которые позволяют оценить отдельные вклады энтальпии, исходя из экспериментально измеряемых величин. В ряде случаев найдено хорошее соответствие между величинами, полученными теоретически, и экспериментальными значениями. Кроме того, для разных веществ основной вклад в избыточную энтальпию могут давать дефекты различного типа. Например, в кварце возрастание энтальпии обусловлено главным образом аморфизацией, а в MgO , CaCO_3 – измельчением частиц. В некоторых случаях между структурными характеристиками твердого вещества и избыточной энтальпией выполняется простое соотношение

$$\Delta H \sim S_{y0} / X_i, \quad (1.2.28)$$

где S_{y0} – удельная поверхность; X_i – доля кристаллической фазы.

Так, избыточная энтальпия, отнесенная к единице поверхности, обратно пропорциональна доле кристаллической фазы. Уравнение (1.2.28) выражает закономерность, согласно которой избыточная удельная энтальпия в основном связана с переходом в частично кристаллическое состояние. Поскольку частично кристаллическая фаза имеет более высокую реакционную способность, чем

кристаллическая, то активность вещества в целом часто определяется именно этими участками. Определение значений ΔH механически активированных веществ представляет собой эффективный способ оценки изменений структуры и реакционной способности твердых веществ.

Метастабильные состояния, остающиеся в твердом веществе после механической обработки, обычно имеют длительные времена жизни при комнатной температуре. Например, дефекты, возникшие при механической обработке MgO, практически не меняются при $T = 298 \text{ K}$ в течение 1,5 лет. Когда с ростом температуры подвижность компонентов решетки начинает возрастать, наблюдается гибель дефектов и рекристаллизация, которые сопряжены с уменьшением избыточной энthalпии. Температура начала расшатывания кристаллической решетки, так называемая температура Таммана T_T , составляет 0,3–0,4 $T_{пл}$ для металлов, около 0,6 $T_{пл}$ для оксидов и около 0,8–0,9 $T_{пл}$ для органических соединений ($T_{пл}$ – температура плавления).

В присутствии реагентов определенное снижение активности наблюдается уже при комнатной температуре. Причина этого состоит в усилении реакционной способности активных состояний, которые химически реагируют с окружающей атмосферой в первую очередь, по сравнению с менее активными областями твердого вещества. Обнаружено быстрое снижение энthalпии механически активированного кварца во влажной атмосфере. Распад механически активированных областей кристаллической решетки в металлах при комнатной температуре происходит очень быстро, если обработанный металл находится в растворе электролита.

Скорость убывания избыточной энthalпии и избыточной свободной энthalпии, твердого вещества после его механической обработки также зависит от внешних условий. Время жизни состояний, обладающих избыточной энергией, может варьировать в зависимости от внешних условий от 10^{-7} до более чем 10^6 с. Время жизни возбужденных состояний в твердых веществах растет при понижении температуры. Этим объясняется, почему при механической обработке часто получаются более высокие активности, чем при предварительной химической обработке твердых веществ, например путем разложения или химического превращения. Образование возбужденных состояний может происходить при механическом воздействии и низких температурах, тогда как при химической активности для образования высокоактивных продуктов в большинстве случаев требуются температуры более 400 K, при которых наиболее активные состояния в твердом веществе уже гибнут.

Можно сказать, что соотношения равновесной термодинамики можно применять к механохимическим реакциям в тех случаях, когда время жизни дефекта решетки, образованного механическим путем, больше, чем время протекания рассматриваемого химического превращения, например время установления равновесия. С этой точки зрения избыточную свободную энthalпию саму по себе можно использовать как количественную меру механической активации.

Соотношения равновесной термодинамики можно применять для описания реакций, протекающих в твердых веществах, подвергнутых механической об-

работке, если учитывать при этом избыточную энергию Гиббса. Непосредственно во время действия механического напряжения возникают другие условия, к которым закономерности равновесной термодинамики практически неприменимы. Так, например, реакции с отрицательным сродством осуществляются под непосредственным влиянием механической энергии. Стационарные давления газа в процессе обработки гетерогенных систем сдвигаются от равновесного давления на несколько порядков и не имеют прямой связи со значениями, которые получаются из соотношений равновесной термодинамики.

Неравновесная термодинамика твердых активированных веществ.

Можно показать, что химические реакции, протекающие при непосредственном механическом воздействии, сопряжены с диссипацией энергии в твердой фазе, так что в этом случае можно использовать соотношения термодинамики необратимых процессов. Введем функцию диссипации Ψ :

$$\Psi = TdS_i/dt = \sum_k J_k X_k \geq 0, \quad (1.2.29)$$

где dS_i/dt – производство энтропии в единицу времени; J_k – обобщенные потоки; X_k – обобщенные силы.

Принимая во внимание, что возможны как скалярные, так и векторные потоки и силы, придадим уравнению (1.2.29) другую форму:

$$\Psi = TdS_i/dt = \sum_{k=1}^{n_1} J_k X_k + \sum_{j=1}^{n_2} J_j X_j,$$

где J_k, X_k – скалярные обобщенные потоки и силы; J_j, X_j – векторные обобщенные потоки и силы. Левое слагаемое – это так называемый химический член, который отражает сопряжение скалярных величин, т. е. скорости реакций с соответствующими величинами сродства, а также скалярные потоки тепла со скалярными изменениями температуры, особенно характерные для рекомбинационных процессов в плазме. Правое слагаемое – это так называемый электромеханокалориметрический член, связывающий потоки вещества с потоками теплоты. Сюда входят связи между потоками дислокации и макро- и микроскопическими напряжениями, между электрическими токами и электрохимическим сродством, а также между потоками тепла и температурными градиентами. Процессы, отражаемые этими двумя членами, друг с другом не связаны. Поэтому каждый из них надо определять отдельно. Если в системе происходит только одна механохимическая реакция и часть wA отделена от $\sum J_k X_k$, то полу-

чим $\Psi = wA + \sum_{i=1}^{n_1} J_i X_i + \sum_{j=1}^{n_2} J_j X_j$. Принимая во внимание сформулированное ус-

ловие, получим $wA + \sum_{i=1}^{n_1} J_i X_i > 0$; $\sum_{j=1}^{n_2} J_j X_j > 0$. Отсюда $wA < 0$, если

$$|wA| < \left| \sum_{i=1}^{n_1} J_i X_i \right|. \quad (1.2.30)$$

Согласно (1.2.30), реакции с большим отрицательным сродством могут происходить за счет сопряжения с другими процессами, и, следовательно, нет ни-

каких затруднений с объяснением множества механохимических реакций. Чтобы связать скорость реакции и сродство при достаточно малых значениях A , можно воспользоваться феноменологическими уравнениями термодинамики необратимых процессов $w = L_{11}A + \sum_{i=1}^{n_2} L_{1i}X_i$, где L_{11} , L_{1i} – линейные коэффициенты.

В стационарном режиме обработки второй член постоянный, так что

$$w = aA + b, \quad (1.2.31)$$

где a , b – постоянные.

Как правило, трудно доказать справедливость уравнения (1.2.31), поскольку в большинстве химических превращений образуются ингибиторы, замедляющие реакцию, такие, как растущие поверхностные слои в начальной фазе реакций. Однако особенность механохимических реакций состоит в том, что при наличии механической обработки такие кинетические ингибиторы в значительной мере удаляются, так что химическая стадия превращения в твердом веществе становится лимитирующей и именно она ограничивает суммарную скорость процесса. В этих условиях, как и ожидалось, выполняется корреляция между скоростью реакции и сродством.

Результаты экспериментальных исследований. Для исследования фундаментальных физических процессов требуются не только методы интегральной обработки, но и строго определенные во времени и пространстве воздействия на твердое вещество при четко охарактеризованных внешних условиях.

Освобождение газов при механической обработке дисперсных кристаллических материалов рассматривается как одна из причин и факторов, влияющих на физические процессы и химические реакции на поверхности. С термодинамической точки зрения повышение давления пара в сильно деформированных микрообластях может рассматриваться как причина отделения компонентов решетки. По уравнению Гиббса – Томсона между давлением насыщенного пара и радиусом частиц r выполняется соотношение $p_r = p_\infty \exp[2\gamma_0 M / (RT\rho r)]$, где p_r – давление пара над кристаллом с радиусом кривизны поверхности r , p_∞ – давление насыщенного пара над компактным кристаллом, $2\gamma_0$ – поверхностная энергия, M – молекулярная масса, T – температура, ρ – плотность.

Можно показать, что для частиц хлорида натрия радиусом менее 0,1 мкм давление насыщенного пара повышается на несколько порядков. Давление пара дополнительно повышается за счет локальных изменений поверхностной энергии и развития высоких температур при механической обработке. Этим можно объяснить испускание ионов и нейтральных частиц из вершин трещины, а также люминесценцию при образовании трещины.

На рис. 1.2.12 показано, какое количество газа освобождается при растрескивании некоторых галогенидов щелочных металлов. В среднем оно составляет 10^{11} молекул газа на 1 см^2 поверхности трещины. Аналогичные опыты описаны в работе, в которой в газовой фазе были в основном обнаружены H_2O и CO_2 . Количество газа, заключенного в решетке, зависит от условий роста кристалла и его структуры. При расщеплении слюды, например, освобождается около 10^{13} молекул/ см^2 .

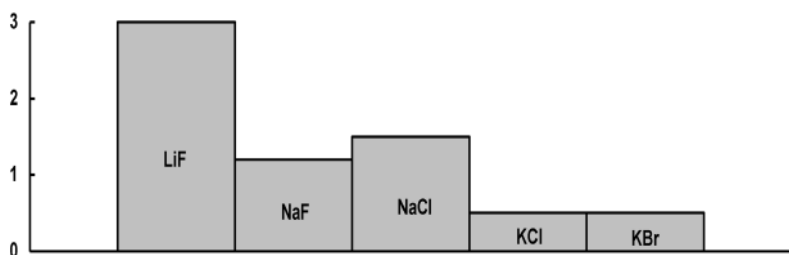


Рис. 1.2.12. Освобождение газа при разрушении ионных кристаллов (N·10⁻¹¹ молекул газа на 1 см² поверхности трещины).

Следует учитывать возможность освобождения молекул газов при механической обработке адсорбционных пленок на поверхностях, зачищаемых механическим путем в вакууме, поскольку в таких условиях возможна адсорбция на зачищенной или образовавшейся при разрушении свежей поверхности. В спектре остаточных газов в таких ситуациях обнаружены углеводороды, СО и Н₂О.

При механической обработке в твердых телах стабилизируются различные дефекты, концентрация которых определяется как свойствами материала, так и типом, интенсивностью и длительностью воздействия. Так как разные кристаллические дефекты образуются в разных концентрациях в зависимости от предварительной обработки, до сих пор только в нескольких случаях удалось установить связь между определенными типами дефектов в кристалле и его реакционной способностью. Основное внимание сконцентрировано на установлении характеристик дефектов решетки и их поведения в реакции с тем, чтобы получить феноменологическую взаимосвязь структурных параметров с реакционной способностью и сделать общее заключение о нарушении кристаллической структуры обработанного материала.

Данные о нарушении кристаллической структуры твердых тел, полученные методами рентгеноструктурного анализа, касаются в основном точечных дефектов, деформаций решетки и степени кристалличности и аморфизации. Эти параметры с успехом используются для определения степени нарушения структуры механически обработанного вещества. На рис. 1.2.13 показано изменение реакционной способности для некоторых твердых тел в зависимости от времени обработки. Дефекты структуры, возникающие в твердом теле при механической обработке, решающим образом влияют на его реакционную способность.

Влияние структурных параметров на реакционную способность определяется как природой твердого тела и его решеточных дефектов, так и типом рассматриваемой химической реакции. Согласно рис. 1.2.13, реакционная способность твердого тела не увеличивается непрерывно с ростом времени обработки, а выходит на плато и в некоторых случаях проходит через максимум.

Дефектное состояние и реакционная способность механически обработанного твердого тела зависят в значительной степени от природы и интенсивности воздействия. Например, обработка СаС₂ в вибрационной мельнице приводит к значительно большей степени аморфизации и соответственно к более высокой скорости реакции, чем при том же времени обработки в шаровой мельнице.

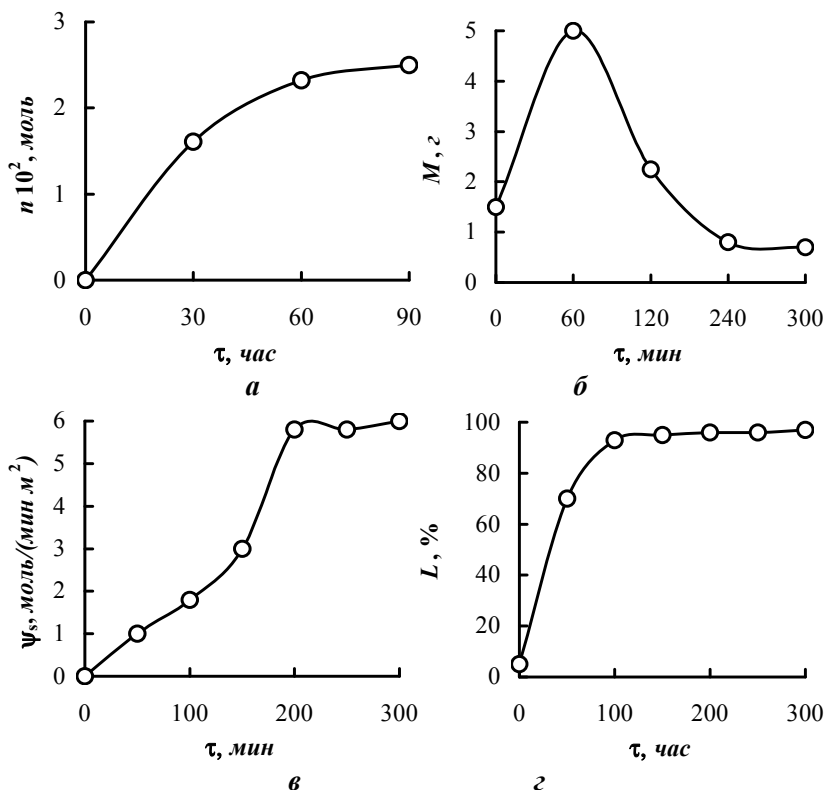


Рис. 1.2.13. Влияние механической активации на реакционную способность кристаллов: а – обработка SiC в атмосфере H_2 (n – величина сорбции); б – сорбция H_2S при обработке магнетита (M – поглощение H_2S); в – образование карбонила никеля при механической обработке никеля (Ψ_s – удельная реакционная способность); г – растворимость механически обработанного кварца (L – растворимость).

Возрастание искажений твердого тела при механической обработке является одной из основных причин увеличения химического перемешивания с ростом интенсивности обработки. Как было показано на примере активации кольского апатита, при возрастании интенсивности обработки с переходом от вибрационной мельницы к планетарной структура доминирующих дефектов качественно изменяется. Даже после длительной обработки в вибрационной мельнице в материале сохраняются искажения решетки; после обработки в планетарной мельнице то же вещество становится в значительной степени аморфным. Аналогичный вывод следует и из скачкообразного изменения растворимости. Тем самым, изменяя тип механической обработки, можно получать твердые тела с заданной реакционной способностью.

Концентрация искажений, регистрируемая рентгенографическим методом, является средней величиной. При механической активации зернистого материала дефекты в основном концентрируются на граничных слоях зерен и на поверхности зерен. Границы зерен и являются центрами повышенной реакцион-

ной способности. Детальное исследование распределения аморфных областей в образцах обработанного кварца методом дифракции рентгеновских лучей показало, что аморфизация частиц происходит главным образом в слоях вблизи поверхности. Кристаллическая структура ядра частиц нарушена лишь в небольшой степени. Используя различные типы обработки, можно в определенной мере влиять на распределение искажений в решетке.

Часто при механической обработке образуется несколько типов дефектов. В таких случаях анализ взаимосвязи между структурой дефектов и реакционной способностью затруднен и может быть произведен только качественно. Например, каталитическое действие NaCl в реакции разложения изопропилхлорида, как установлено, связано и с точечными дефектами, и с искажениями решетки.

Однако часто один из типов дефектов в кристалле доминирует и решающим образом изменяет реакционную способность твердого тела. Например, на рис. 1.2.14 показана зависимость от продолжительности обработки доли аморфной фазы и количества парамагнитных центров, представляющих собой кислородсодержащие электронно-дефектные центры. Электронные центры при отжиге до 700 К исчезают, тогда как степень аморфности при этом не меняется. Растворимость кварца целиком определяется степенью его аморфности. Так как отношение количества парамагнитных электронных центров к числу аморфных тетраэдров SiO_4 составляет около 1:1000, нельзя даже и ожидать влияния электронных центров на растворимость вследствие их низкой концентрации.

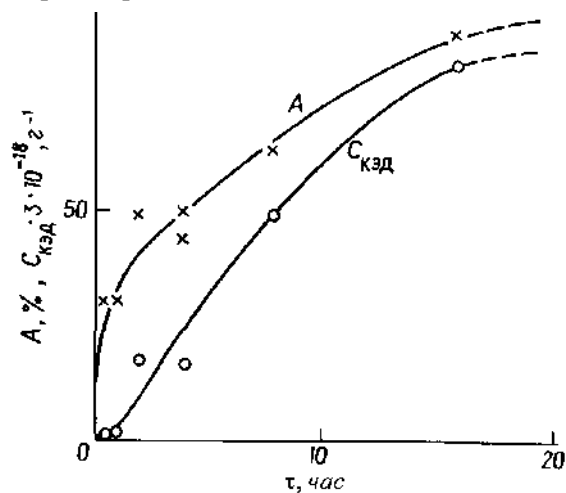


Рис. 1.2.14. Зависимость доли аморфной фазы A и концентрации кислородсодержащих электронно-дефектных центров $C_{кэд}$ в механически обработанном SiO_2 от времени обработки.

В некоторых случаях в самом начале обработки образуются преимущественно дефекты только одного типа, например решеточные искажения. При дальнейшей обработке возникают дефекты и других типов, например аморфные области. Это происходит, в частности, в случае корунда, когда на начальной стадии обработки растворимость обусловлена решеточными искажениями, а при более длительной обработке – нарушением строения решетки.

Анализ структурно-реакционной связи осложняется еще и тем, что механическая обработка сопровождается не только структурными изменениями, но и изменением поверхности, а для металлов еще и образованием свежей поверхности. Вследствие этого влияние некоторых параметров, изменяющихся при обработке твердого тела, на скорость твердофазной реакции до конца неясно.

В большинстве случаев имеется несколько причин, влияющих на скорость механохимической реакции. Поэтому для установления фактической связи между структурными параметрами и реакционной способностью твердого тела необходимы тщательный анализ и учет известных факторов. В некоторых случаях оказывается возможным объяснить изменение реакционной способности твердого тела действием дефектов определенной структуры, например дислокациями, точечными дефектами. Некоторые из этих дефектов, оказывающие значительное влияние на реакционную способность механически активированных твердых тел, детально будут рассмотрены далее.

Механическая обработка поверхности твердого тела вследствие рождения и движения дислокаций сопровождается пластической деформацией материала. Высокая концентрация дислокаций возникает, в частности, в окрестности области удара. Количество дислокаций возрастает по мере обработки, а затем по истечении некоторого времени, зависящего от природы материала, выходит на стационарный уровень. Расчет плотности дислокаций может быть произведен из величины решеточных искажений, определенной рентгенографическим методом. Изменение удельной каталитической активности в каталитических реакциях также может быть связано с изменением концентрации дислокации. На рис. 1.2.15 показано, что между константой удельной активности катализатора гидрирования, с одной стороны, и плотностью дислокации, энергией дислокации, искажениями решетки – с другой, имеется линейная связь.

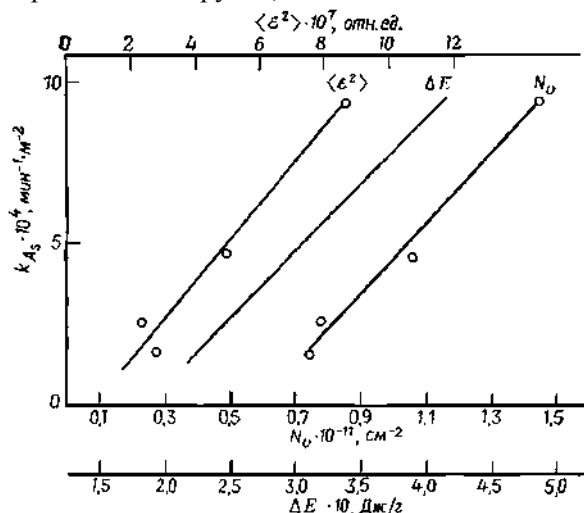


Рис. 1.2.15. Зависимость константы активности k_{AS} механически обработанного катализатора гидрирования от плотности дислокации N_D , энергии дислокации ΔE и величины решеточных искажений $\langle \epsilon^2 \rangle$ после закалки.

Дислокации оказывают также сильное влияние на реакции разложения, протекающие без передачи электрона. Это может быть проиллюстрировано на примере данных по механической деформации монокристалла CaCO_3 . При исследовании разложения CaCO_3 была обнаружена зависимость активности дислокации от кристаллографической ориентации монокристалла. При превышении предела упругости механическая обработка приводит к пластической деформации и соответственно к рождению и миграции дислокаций, а также к их размножению. Поэтому в механохимии этот тип дефектов играет важную роль в реакционной способности твердых тел.

Атомные решеточные дефекты очень сильно влияют на скорость реакций разложения, протекающих с переносом заряда. К этой группе реакций относится, например, разложение AgN_3 , NH_4ClO_4 , KMnO_4 .

В механически обработанных твердых телах возникает большое количество разнообразных дефектов, оказывающих в зависимости от типа реакции и внешних условий то или иное воздействие на реакционную способность твердого тела. В отдельных случаях удалось установить связь между структурными характеристиками твердого тела и его реакционной способностью и продвинуться в понимании механизма элементарных механохимических реакций. Нельзя указать единого механизма инициирования механохимических реакций. Существует несколько механизмов диссипации механической энергии, и их необходимо принимать во внимание при рассмотрении инициирования реакций. В зависимости от того, какой из механизмов в данный момент преобладает, механохимическая реакция может протекать подобно термически инициированным или радиационно- и фотохимическим реакциям. Особенностью механохимии является то, что возбуждение в ней обусловлено влиянием механического воздействия, аккумуляцией и трансформацией упругой энергии.

Влияние механической активации на реакционную способность TiO_2 исследовано и в работе. Изменение поверхности, интенсивности основного рентгеновского отражения и количества вещества, перешедшего в состояние, растворимое в концентрированной серной кислоте, в зависимости от времени активации для TiO_2 , взятого в форме анатаза, представлено на рис. 1.2.16. По ходу активации анатаза он претерпевает полиморфные переходы, аналогичные переходам при термической активации: анатаз \Rightarrow брукит \Rightarrow рутил. На промежуточных стадиях возникают рентгеноаморфные формы анатаза, брукита, а затем рутила. Удельная поверхность в зависимости от времени активации быстро растет на начальном этапе, а затем проходит через максимум, значение удельной поверхности в котором равно $45 \text{ м}^2/\text{г}$, что соответствует размеру зерна порядка 10–20 нм. Снижение поверхности обусловлено, по-видимому, образованием агрегированных частиц.

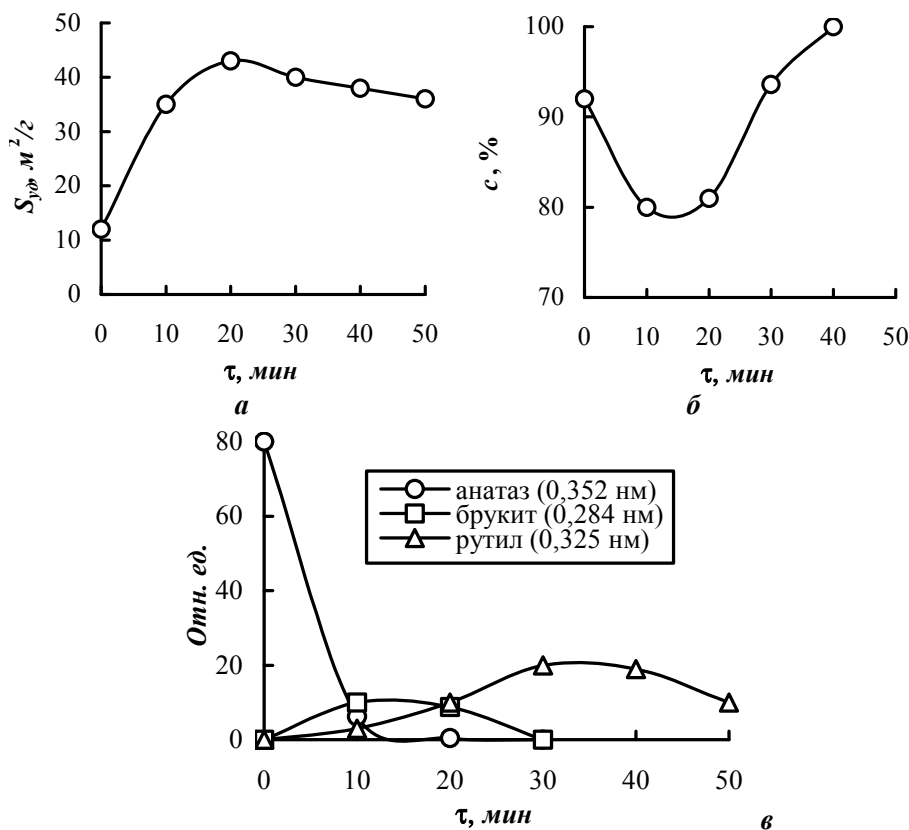


Рис. 1.2.16. Изменение в зависимости от времени активации: а – удельной поверхности оксида титана; б – количества титана, перешедшего в раствор; в – интенсивности основного рентгеновского отражения (исходная форма – анатаз).

Степень взаимодействия диоксида титана с серной кислотой (температура 473 К, время взаимодействия 1 ч) в зависимости от времени активации, напротив, на начальном этапе уменьшается, что свидетельствует об образовании на поверхности зерен анатаза «корочки» из рутила, плохо растворимого в серной кислоте. После достижения некоторого минимума количество растворенного диоксида титана начинает возрастать, по-видимому, в результате начавшегося в рутиле образования дефектов. Ход кривых изменений удельной поверхности и степени взаимодействия с кислотой может служить примером того, что изменение реакционной способности при механической активации не может рассматриваться только как результат увеличения поверхности. При механической активации анатаза в воде перехода в рутил не наблюдается. Это может свидетельствовать о разном характере активации порошком в зависимости от среды.

На рис. 1.2.17 приведены данные для механически активированного рутила. С увеличением времени активации рутила наблюдается снижение интенсивности дифракционных линий, образец постепенно становится рентгеноаморфным,

значения относительных среднеквадратичных микродеформаций увеличиваются от 10^{-3} до 10^{-2} , а размер блоков когерентного рассеяния уменьшается до некоторой постоянной величины (5–10 нм); удельная поверхность и степень взаимодействия с серной кислотой непрерывно увеличиваются.

Ход кривых на рис. 1.2.17 показывает, что в начальный период (до 4 мин обработки) при непрерывном увеличении степени взаимодействия образцов с серной кислотой (кривая 1) микродеформации изменяются незначительно (кривая 3), тогда как удельная поверхность возрастает примерно в 10 раз (кривая 2). К этому времени размер блоков когерентного рассеяния достигает минимума (5–10 нм) для данных условий эксперимента и далее практически не меняется (кривая 4). После 4 мин обработки скорость увеличения удельной поверхности значительно снижается, а скорость роста микродеформаций возрастает. Степень взаимодействия образцов с серной кислотой увеличивается монотонно. Отсюда следует, что в начальный период изменение растворимости обусловлено увеличением поверхности; в дальнейшем, при установившихся размерах блоков когерентного рассеяния, существенное значение начинает приобретать увеличение дефектности кристаллической структуры, которое в данном случае выражается в изменении размеров микродеформаций.

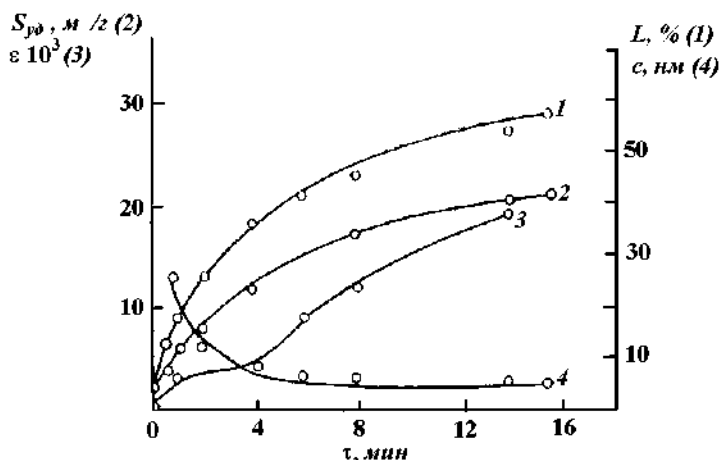


Рис. 1.2.17. Степень взаимодействия с серной кислотой (1), удельная поверхность (2), микродеформации (3) и размер блоков когерентного рассеяния (4) для рутила в зависимости от времени активации.

Исследования влияния механической обработки на степень активации колчедана проводились в дезинтеграторе. Обработка и анализ экспериментальных данных показали, что с ростом удельных затрат энергии степень измельчения растет по плавно поднимающейся кривой. Скорость изменения степени измельчения с увеличением затрат энергии падает, т. е. удельные затраты энергии на единицу вновь образованной поверхности для малых фракций значительно выше удельных затрат энергии при получении более крупной фракции. Относительная скорость как отношение скоростей горения активированного и не ак-

тивированного материала одного и того же гранулометрического состава удовлетворительно описывается экспонентой энергии механической активации.

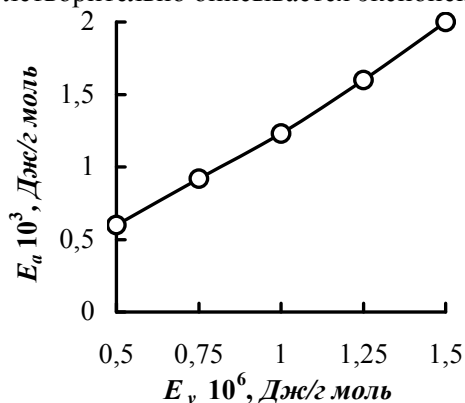


Рис. 1.2.18. Влияние удельных затрат энергии на механическую активацию колчедана (время выдержки – 2 мин, исходный размер частиц – 1 мм).

Для исследования изменения по радиусу частицы энергии механической активации сжигание навески обработанного материала проводили в тонком слое и в замкнутом термическом устройстве. Обработка термограмм показала, что радиальное распределение энергии механической активации колчедана определяется удельными затратами энергии и изменяется по кривой, близкой к параболе, убывая от поверхности к центру частицы. При механической активации изменение энергии любой точки поверхности дисперсной частицы происходит: при большом времени обработки – по прямой линии; при малом времени обработки – по кривой, близкой к экспоненте. Среднее интегральное значение энергии механической активации E_a пропорционально удельным затратам энергии E_v (рис. 1.2.18).

Подведем итоги. Механическая обработка приводит к инициированию множества физических элементарных и микропроцессов в твердых веществах, которые могут быть причиной и сопровождать механохимические реакции. Активацию нельзя объяснить каким-либо одним механизмом, однако между различными механизмами имеется тесная взаимосвязь. Дальнейший прогресс фундаментальных исследований механической активации твердых веществ существенно зависит от разработки более полной качественной и количественной трактовки процессов передачи и диссипации механической энергии в твердом веществе.

1.3. ОКАТКА

1.3.1. Механизм окатки

Окатка – придание кристаллической дисперсной частице округлой формы путем удаления ребер, граней и вершин исходной частицы с образованием мелких осколков. Иногда этот процесс называют овализацией. Идеальным результатом окатки является сферическая форма дисперсных частиц.

Пьер Кюри показал, что симметрия окружающей среды как бы отпечатывается на формирующемся в ней объекте. Основной принцип симметрии твердых

тел, в том числе и кристаллов, П. Кюри изложил следующим образом: «Симметрия порождающей среды как бы накладывается на симметрию тела, образующегося в этой среде. Получившаяся в результате форма тела сохраняет только те элементы симметрии, которые совпадают с наложенными на ней элементами симметрии среды». Он придавал особое значение исчезнувшим элементам собственной симметрии данного объекта. Такую исчезнувшую симметрию он назвал дисимметрией. Следует отметить, что влияние принципа симметрии Кюри является чисто внешним, налагающим свою печать лишь на наружную форму объектов. Внутреннее строение остается вне его влияния и не может быть искажено.

В соответствии с этим принципом при равномерном и симметричном поле внешних механических воздействий форма частиц при окатке должна стремиться к шарообразной. В зависимости от энергетического уровня, внутреннего строения, наличия дефектов, морфологического типа частиц и равномерности механических воздействий окатка может происходить разными путями или вообще невозможна. В любом случае частицы принимают форму одного или нескольких вписанных эллипсоидов.

Поскольку окатка протекает во времени, то следует выделить два принципиально различных этапа: скалывание ребер, граней и вершин частицы; эрозия поверхности частицы.

Первый этап окатки максимально производителен по скорости удаления материала и повышению сферичности, однако до определенного уровня, дальнейшего повышение сферичности возможно лишь эрозией поверхности частиц и происходит оно значительно медленнее.

Рассмотрим первый этап окатки кристаллических частиц различного морфологического типа.

Частицы первого морфологического типа. При незначительной дефектности и прочих оптимальных условиях окатка проходит по следующему механизму. Кристаллы, в отличие от аморфных веществ, характеризуются векториальностью физических свойств, которая в некоторых случаях подчиняется закону эллипсоида. Чаще закономерности изменения физических свойств по различным направлениям носят более сложный характер. Примером может служить расположение векторов упругости в кристалле корунда (Al_2O_3) (рис. 1.3.1).

Способность кристаллов раскалываться по определенным плоскостям называется спайностью, при этом плоскости раскалывания получают зеркально-гладкими. Плоскости, по которым происходит раскалывание кристалла, называют плоскостями спайности. Они располагаются параллельно действительным или возможным граням кристалла.

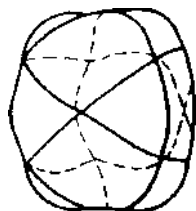


Рис. 1.3.1. Симметрия поверхности векторов упругости в кристалле корунда.

Спайность прекрасно выражена у слюды, раскалывающейся при механическом воздействии на тонкие пластинки. При механической обработке кристаллов каменной соли NaCl , свинцового блеска PbS , кальцита CaCO_3 получаются осколки с явно выраженными плоскостями спайности (она проявляется и в нескольких кристаллографических направлениях). В некоторых кристаллических веществах, например в кварце и апатите, плоскости спайности или совсем не наблюдаются, или же обнаруживаются чрезвычайно редко.

Раскалывание кристаллов по спайности обуславливается характером сил химической связи, действующей между определенными плоскими сетками пространственной решетки кристалла. Геометрически закономерное ослабление этих сил может возникать из-за больших расстояний между сетками или изменения самого характера связи. Наиболее удаленные друг от друга плоские сетки одновременно максимально густо усажены атомами и ионами, т. е. обладают наибольшей ретикулярной плотностью, поэтому плоскости спайности и располагаются параллельно действительным или возможным граням кристалла.

У кристаллических веществ сложного химического состава в узлах пространственной решетки находятся атомы или ионы различной химической природы, и поэтому здесь приходится различать плоские сетки, заполненные одинаковыми и различными атомами. Силы связи, действующие между плоскими сетками, в данном случае могут уменьшаться за счет взаимного притяжения атомов различной природы, расположенных в пределах одной сетки.

В табл. 1.3.1 приведены данные о спайности некоторых наиболее распространенных минералов.

Таблица 1.3.1

Примеры спайности минералов

Кристаллическая форма спайности	Число плоскостей спайности	Углы между плоскостями спайности	Минералы
Куб	3	90	Галит NaCl
Октаэдр	4	109	Плавиновый шпат CaF_2
Ромбический додекаэдр	6	120	Цинковая обманка ZnS
Ромбоэдр	3	105	Кальцит CaCO_3
Пинакоид	1	—	Слюда-мусковит $\text{KAl}_2(\text{OH})_2[\text{AlSi}_3\text{O}_{10}]$

Если зерна кристаллов, применяемых в качестве абразивного материала, обладают хорошо развитой спайностью, то они быстро срабатываются, ибо их измельчение при шлифовании образует спайные пластинки с пониженной шлифовальной способностью. Пластинчатая структура некоторых минералов (например, графита или талька) позволяет применять их в смазочных материалах.

При равномерных механических воздействиях достаточной интенсивности кристаллические многогранники, гранями которых являются плоские сетки пространственной решетки, через некоторое время приобретают шарообразную

форму. Так, например, кубический кристалл каменной соли NaCl принимает форму, близкую к шару (рис. 1.3.2).

Разрушение кристаллов нередко происходит также вдоль плоскостей отдельности, силы связи между которыми ослабляются не структурными особенностями кристаллов, а некоторыми внешними факторами – колебаниями температуры, давлением, двойникованием, посторонними включениями, ориентированными вдоль определенных кристаллографических плоскостей.



Рис. 1.3.2. Схема превращения кристалла в шарообразную форму.

Например, отдельность по плоскости пинакоида, наблюдаемая у естественных кристаллов корунда $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$, возникает в результате наличия включений в них мельчайших кристалликов диаспора. Кристаллам синтетического корунда, не содержащего примесей, не свойственно скалывания по этой плоскости.

Частицы второго морфологического типа. Для них характерна стадийная окатка, т. е. частица вначале раскалывается по плоскостям двойникования, агрегатирования и эпитаксии как наименее прочным элементам структуры, а затем происходит окатка образовавшихся частиц первого морфологического типа.

Частицы третьего морфологического типа. Возможны варианты окатки по первому и второму типу в зависимости от структуры, дефектности и исходной формы. Повышенная поверхностная дефектность частиц, свойственная этому морфологическому типу, чаще приводит к механизму, аналогичному первому варианту, точнее, скалыванию по внешним дефектам.

В любом случае превращение многогранной частицы в шар происходит при постепенном скалывании ребер, граней и вершин. Чтобы более четко отделить процесс окатки от измельчения, примем следующее упрощение (рис. 1.3.3). Если механическая обработка проходит по схеме рис. 1.3.3, б, т. е. сопровождается скалыванием ребра или вершины без затрагивания вписанного шара, то это окатка, в противном случае (рис. 1.3.3, а) это измельчение.

С учетом определения коэффициента сферичности получим уравнение для окатки выпуклого многогранника, устанавливающее однозначную зависимость между поверхностью и формой частицы: $S = \pi d^2 / \phi$, где d – диаметр вписанного в частицу шара.

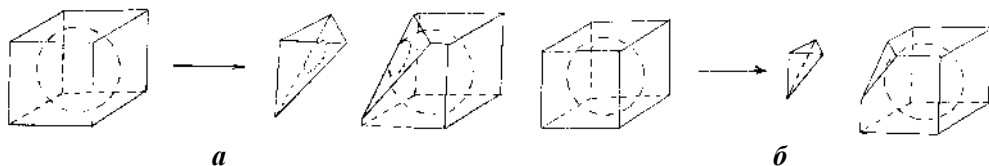


Рис. 1.3.3. Условная схема: а – измельчения; б – окатки.

На рис. 1.3.4 представлена траектория окатки единичной частицы в форме многогранника. Траектория представлена в относительной системе координат по площади, т. е. площадь частицы отнесена к квадрату диаметра вписанной сферы. Любая частица представляет в этой системе координат точку, лежащую на линии, и при окатке изменения ее геометрических параметров однозначно определяются этой линией в направлении увеличения коэффициента сферичности. На рис. 1.3.4 нанесены точки, соответствующие правильным многогранникам. Они идеально вписываются в предложенный механизм окатки. Будем называть этот механизм окатки законом правильных многогранников.

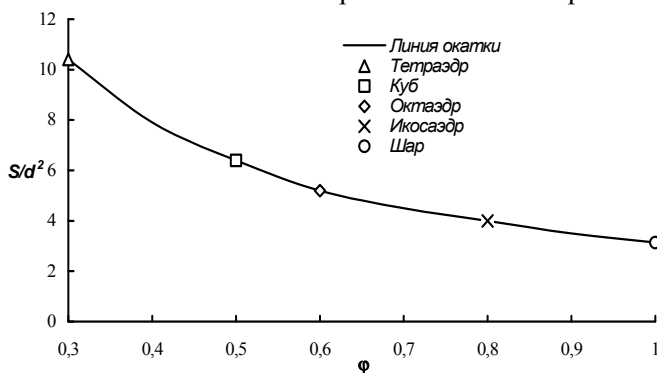


Рис. 1.3.4. Траектория окатки единичной частицы.

Точка на линии не задает однозначную форму частицы, а лишь соотношение S и ϕ для нее. Несколько тел могут иметь почти одинаковое соотношение S и ϕ , но разную форму. Например, тетраэдр никогда по мере окатки не примет форму куба с тем же диаметром вписанной сферы. Предложенные траектории полностью не отражают реального состояния частицы по мере обработки, а лишь являются идеальным представлением возможных состояний формы.

Второй этап окатки кристаллических частиц связан с эрозийным удалением поверхностного слоя материала. Механическое самоизмельчение в дисперсных системах представляет собой процесс ударного и истирающего воздействия на поверхность частицы другими частицами. Характер взаимодействия частиц при интенсивном подводе механической энергии определяет скорость и качество обработки. С позиции ударного и истирающего воздействия механическую обработку можно рассматривать как эрозию поверхности частиц. В соответствии с принципом Кюри эрозия поверхности частицы приводит не только к удалению слоя материала, но и к формированию шарообразной формы.

Для установления физической картины явлений, происходящих на втором этапе окатки, необходимо первоначально рассмотреть результат воздействия, вызываемый ударом единичной частицы.

Удар частицы о поверхность другой частицы приводит к возникновению на их поверхностях зон микропластичности. Исследование этих зон, образующихся при соударении частиц под разными углами, показало, что материал приобретает микропластичность и течет в направлении столкновения частиц до тех пор, пока не растрескивается из-за значительных быстродействующих дефор-

маций. Характер деформаций и образование зон зависят от размера частиц, их скорости, угла столкновения, а также от свойств материалов частиц и поверхности. Существует критическая скорость соударения частиц, выше которой материал около зон разрушается. Вокруг места удара обнаружены зоны высокой плотности дислокаций толщиной в несколько микрометров.

При соударении угловатых частиц наблюдается микрорезание материала. Микрорезание производится только вершинами частиц, и из-за скоротечности и направленности ударного воздействия оно носит очень специфический характер. Результаты такого воздействия зависят от угла скоса частиц и угла соударения. При рассмотрении эрозии, вызванной соударением частиц, необходимо учитывать возможность появления термически локализованной деформации (адиабатический сдвиг) как результата локального нагрева. У материалов, чувствительных к локальным термическим эффектам, на поверхности откалываются чаще мелкие осколки.

Механизм эрозии поверхности частиц малых размеров ($r_p < 100$ мкм) имеет специфические особенности. При ударе частиц наблюдаются высокие скорости относительной деформации ϵ , причем $\epsilon \sim r_p^{-1}$. Поэтому, например, для частиц размером 5 мкм и при скоростях 100 м/с величина ϵ достигает значений порядка 10^7 с⁻¹. Реакция материала при таких скоростях частиц мало известна. При соударении частиц на поверхности происходит образование зоны пластичности, микрорезание под разными углами скоса, термическое разупрочнение материала, высокие скорости относительной деформации.

Удаление части материала при воздействии на поверхность других частиц происходит в результате взаимодействия нескольких одновременно протекающих процессов, обусловленных отдельным или совместным влиянием компонентов потока этих частиц. При рассмотрении эрозии поверхности потоком частиц необходимо учитывать:

- параметры соударения частиц между собой;
- дробление отдельных частиц;
- экранирование поверхности отскакивающими частицами;
- широкий диапазон углов соударения частиц;
- влияние формы поверхности на траекторию движения частиц;
- поверхностное повреждение частиц вследствие многократных ударов;
- адсорбционный эффект понижения прочности на границе раздела.

Особенности деформации и разрушения материала, протекающих при многократных соударениях частиц, до конца не изучены. На основании отдельных исследований осколков, образовавшихся в результате эрозии, было сделано предположение, что путем непосредственного скалывания материала при ударе частицы перемещается лишь небольшое количество материала. Основное количество материала удаляется последующими ударами после первичной пластической деформации поверхности.

Окатка кристаллических частиц в большей степени представляет собой удаление пластического поверхностного слоя материала. Впервые рассмотрение эрозии пластичных материалов было выполнено Финни, использовавшим в качестве модели механизм микромеханической обработки. Он показал, что объем

материала, удаляемого частицами с неподвижной поверхности в потоке воздуха $V = mw^2 / (kh\sigma_f) f(\alpha)$, где m , w – масса частицы и ее скорость при ударе о поверхность; k – отношение вертикальной составляющей силы воздействия частицы на обрабатываемую поверхность к горизонтальной составляющей; h – глубина повреждения; σ_f – предел пластичности обрабатываемого материала; $f(\alpha)$ – функция, характеризующая влияние угла падения частицы на величину удаления материала.

При малых углах соударения частиц с поверхностью теория хорошо согласуется с экспериментальными данными, при этом отсутствует износ материала при углах соударения, близких к 90° .

Согласно другой модели эрозии пластичных материалов, полученной на основе теории внедрения и уравнения энергетического баланса, предложенной Шелдоном и Канером, $V = kd^3w^2\rho_p^{3/2}H^{-3/2}$, где k – коэффициент; d , ρ_p – диаметр и плотность частицы; w – скорость удара частицы; H – твердость материала по Виккерсу. Результаты расчетов, выполненные по этой формуле, несколько отличаются от результатов, полученных по формуле Финни.

Характер разрушения поверхности и удаления материала может быть описан следующим дифференциальным уравнением: $dx/d\tau = k(Q - x)$, откуда

$$x = Q[1 - \exp(-k(1 - 0,5\beta\tau))],$$

где x – текущее линейное удаление материала за время τ ; Q – необходимая линейная толщина удаления; k – коэффициент разрушения материала; β – коэффициент убывания абразивной способности частиц.

Подведем итоги. Приведенные уравнения, хотя и согласуются с экспериментальными данными, также не учитывают большинства параметров механической обработки. Рассмотренный выше механизм удаления материала под воздействием потока частиц позволяет качественно оценить второй этап окатки и теоретически исследовать его.

1.3.2. Кинетика окатки

При механической обработке дисперсных кристаллических материалов в зависимости от энергетических параметров процесса частицы могут как измельчаться, так и подвергаться окатке. Характер развития процесса зависит от энергетических показателей, свойств материала, размеров частиц, их морфологических параметров и условий приложения механических воздействий.

Эксперименты проводились на центробежно-вихревой машине периодического действия, которая позволяет создавать достаточно равномерное вихревое поле механических воздействий и осуществлять самообработку дисперсного материала. В качестве материалов были выбраны характерные представители четырех морфологических типов частиц: кварц SiO_2 , натриевая селитра NaNO_3 , галит NaCl , электрокорунд Al_2O_3 .

Данные по кинетике окатки представлены на рис. 1.3.5. Они получены при частотах вращения ротора 2500–5000 об/мин, оптимальных для данного мате-

риала. Окатанные частицы подвергались микроскопическому анализу с оценкой сферичности по корректной выборке. Размеры частиц дисперсных материалов лежали в диапазоне от 100 до 500 мкм. Вид кинетических зависимостей при окатке независимо от морфологического типа частиц аналогичен, т. е. приращение коэффициента сферичности описывается степенной функцией.

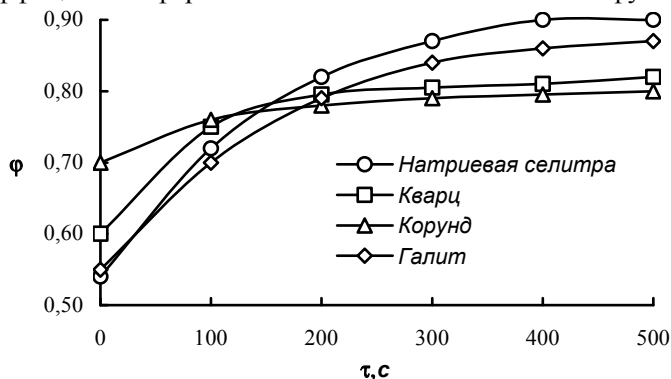


Рис. 1.3.5. Кинетика окатки.

При продолжительности окатки кварца и корунда около 3 мин на данной скорости вращения ротора процесс сильно замедляется, т. е. заканчивается первый этап окатки, связанный с удалением вершин и ребер кристаллов. Форма частиц кварца и корунда приближается к эллипсоидной. Окатка селитры и галита сильно замедляется после 5–6 мин обработки, а их форма приближается к шарообразной. Поскольку электрокорунд обладает более высокой теоретической прочностью, чем остальные материалы, его линия окатки лежит значительно ниже. Для получения более высоких параметров сферичности требуется увеличение продолжительности обработки (второй этап окатки) или повышение энергетических параметров процесса – увеличение скорости вращения ротора. Однако рост энергетических параметров может привести к переходу энергетического барьера от процесса окатки к измельчению. Измельчение является кратковременной стадией механической обработки, которое опять сменяется окаткой, но уже более мелких частиц, образованных после разрушения.

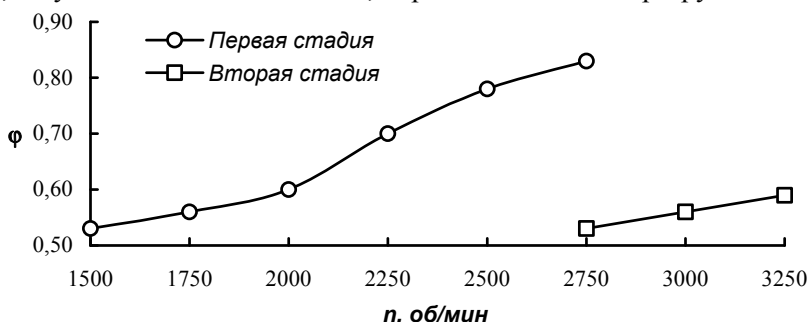


Рис. 1.3.6. Стадии окатки натриевой селитры.

Пример окатки, протекающей в две стадии, представлен на рис. 1.3.6. Обработка проводилась около 3 мин. При частоте ротора 2750 об/мин окатка на-

триевой селитры сменяется измельчением, что приводит к резкому снижению коэффициента сферичности, а затем начинается вторая стадия окатки. Эта частота соответствует энергетическому барьеру перехода окатки в измельчение для частиц данного размера. При данном энергетическом уровне частицы дисперсного материала метастабильны. Разрушение может проходить либо по внешним связям кристаллов, либо по внутренним. Аналогичные данные получены для кварца (рис. 1.3.7).

Кварц и натриевая селитра относятся к тригональной сингонии, но к разным морфологическим типам частиц, и вторая стадия окатки у кварца, по-видимому, наступает после разрушения удлинненно-призматического кристалла, а натриевая селитра разрушается по ромбоэдрическим плоскостям спайности. В результате анализ показывает, что размер частиц кварца на второй стадии окатки в 2–3 раза меньше первичных, а натриевой селитры – примерно в 5 раз меньше.

Для частиц электрокорунда, относящихся к третьему морфологическому типу, стадийность окатки не обнаружена. По-видимому, сильно дефектные кристаллы искусственного технического электрокорунда, полученного измельчением крупных блоков, либо окатываются до идеальных эллипсоидов, либо измельчаются при преодолении некоторого энергетического барьера механической обработки.

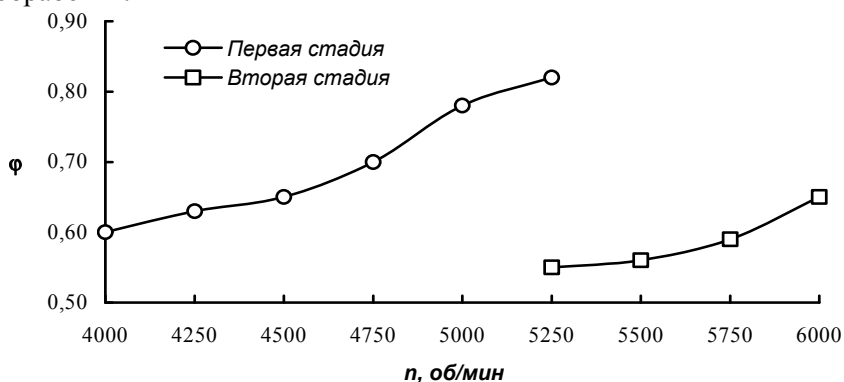


Рис. 1.3.7. Стадии окатки кварца.

Искусственный корунд, получаемый путем электроплавки, представляет собой наиболее распространенный материал для изготовления абразивных порошков и инструментов. Твердые и прочные зерна корунда с острыми режущими краями обуславливают высокие абразивные качества порошков и изделий. При выплавке электрокорунда получают крупные блоки, весьма неоднородные как по химическому, так и по минеральному составу. Кремнезем, входящий в состав корундового блока, не только понижает качество абразивного материала, образуя менее твердые, чем корунд, минералы, но и уменьшает содержание глинозема. Окатанный электрокорунд (200 мкм) предназначен для струйного упрочнения поверхностей металлических изделий и создания антибликового покрытия (медицинские инструменты). После обработки поверхности обычным техническим корундом на ней обнаруживается значительное количество микротрещин и других дефектов. Для придания частицам электроко-

рунда сферической формы применяют метод высокочастотного оплавления, обладающий высокой энергоемкостью. Полученные при этом микрошарики имеют низкую прочность, вызванную высокими термическими напряжениями, и соответственно небольшую долговечность.

При механической обработке любого кристаллического дисперсного материала, в том числе и корунда, в периодическом режиме без удаления образующихся осколков получают две фракции материала: исходные окатанные частицы и окатанные осколки. При окатке электрокорунда с исходным размером частиц 200 мкм (рис. 1.3.8, *а* и 1.3.9, *а*) были получены следующие фракции материала: округленные частицы с размером около 150 мкм (рис. 1.3.8, *б* и 1.3.9, *б*) и шарообразные частицы с размером менее 25 мкм (рис. 1.3.10). Проведенные испытания показали высокое качество обработанной струей частиц корунда поверхности, не уступающее микрошарикам, при значительном увеличении долговечности дисперсного материала. Полученные в ходе обработки мелкодисперсные частицы корунда (< 25 мкм) являются высокопрочным и качественным абразивным материалом для изготовления шлифовальных инструментов и паст. Увеличение прочности крупных и мелких частиц электрокорунда объясняется эффектами упрочнения за счет примесей и дислокаций.

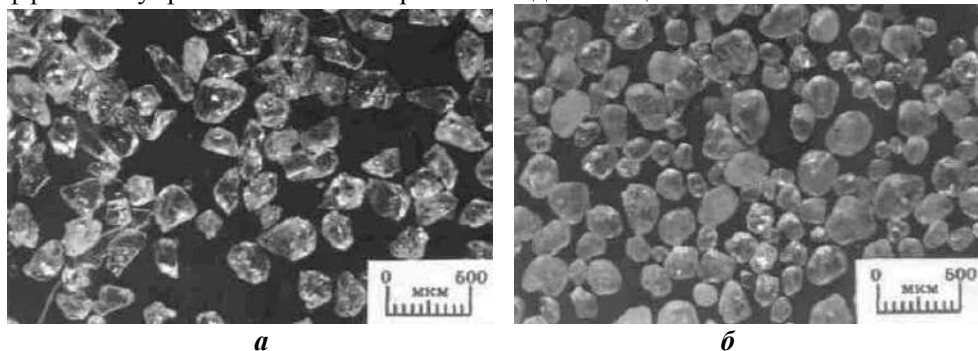


Рис. 1.3.8. Микрофотографии частиц электрокорунда (увеличение в 23 раза): *а* – исходные ($\phi_n = 0,70$); *б* – окатанные (I фракция) ($\phi_k = 0,82$).

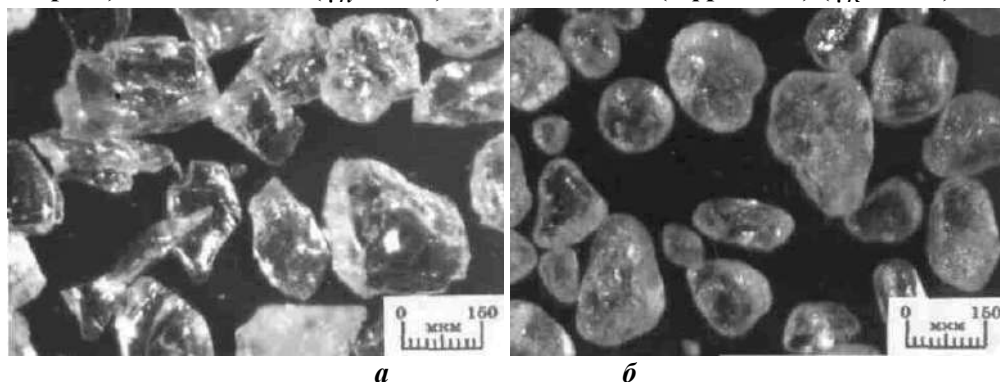
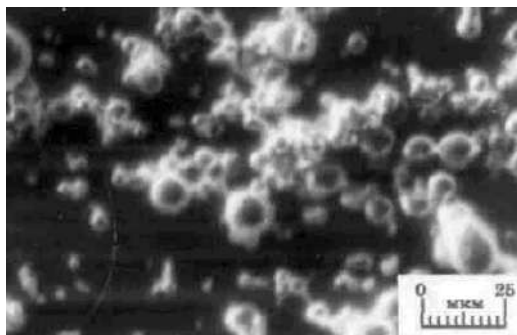


Рис. 1.3.9. Микрофотографии частиц электрокорунда (увеличение в 80 раз): *а* – исходные ($\phi_n = 0,7$); *б* – окатанные (I фракция) ($\phi_k = 0,8$).



**Рис. 1.3.10. Микрофотография частиц электрокорунда (II фракция).
Увеличение в 500 раз.**

При одностадийной окатке размеры частиц материала снижаются незначительно. На рис. 1.3.11 представлена функция распределения $D(d)$ частиц кварца по размерам до и после 5-минутной механической обработки (при скорости вращения ротора 5000 об/мин). Функция $D(d)$ равна выраженному в процентах отношению массы частиц, диаметр которых меньше d , к общей массе материала. Средний размер ($D(d) = 50\%$) частиц кварца уменьшается с 300 до 200 мкм. Осколки граней и ребер частиц меньше 20 мкм при анализе дисперсности не учитываются.

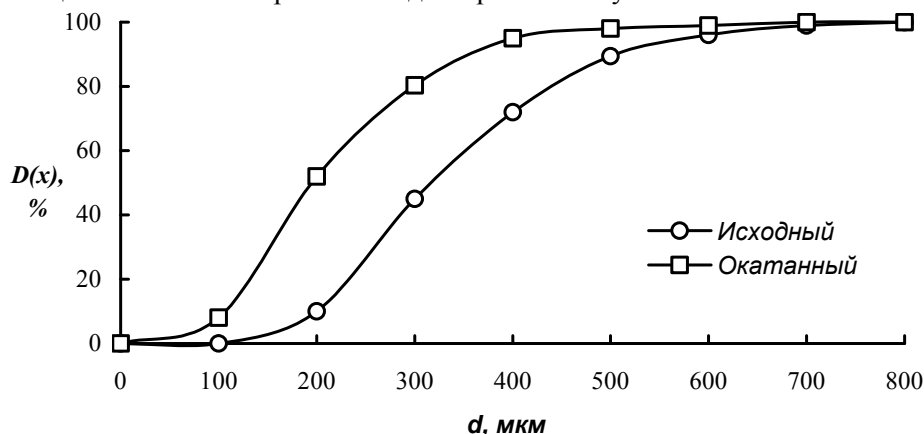


Рис. 1.3.11. Функция распределения $D(d)$ частиц кварца по размерам.

Подведем итоги. Экспериментальные исследования механической обработки дисперсных материалов показали, что: окатка протекает в две стадии; существует предельный энергетический барьер, при котором окатка переходит в измельчение; величина энергетического барьера зависит от физико-механических свойств материала частиц, их морфологии и внутренней структуры.

1.3.3. Взаимодействие между частицами

Механическую обработку, при которой возникают точечные напряжения за счет статической сжимающей нагрузки или динамической нагрузки при ударе, можно интерпретировать с использованием уравнений теории упругости Герца.

Они дают соотношение между материальными и энергетическими параметрами, характеризующими взаимодействие между телами при ударе или взаимном давлении, в зависимости от размера поверхности и времени соприкосновения.

Благодаря многочисленным экспериментам в области исследования морфологии деформированных структур методом травления и путем измерений твердости удалось оценить справедливость ряда теоретических положений. Рассмотрим в качестве статической нагрузки шарик, который прижимают к плоской поверхности образца с определенной силой. Если нагрузка мала, то имеет место чисто упругая деформация. После устранения нагрузки образец возвращается в исходное состояние. Площадь поверхности контакта в теории упругости Герца задается кругом с радиусом

$$r = \left\{ 3FgR_K / 4 \left((1 - \nu_K^2) / E_K + (1 - \nu_p^2) / E_p \right) \right\}^{1/3},$$

где F – нагрузка; g – ускорение силы тяжести; R_K – радиус шара; ν_K – пуассоновское поперечное сжатие шара; ν_p – пуассоновское поперечное сжатие образца; E_K – модуль упругости шара; E_p – модуль упругости образца.

Площадь поверхности соприкосновения упругих сфер пропорциональна $F^{2/3}$, а среднее давление p , действующее на образец, пропорционально $F^{1/3}$.

При рассмотрении этой системы следует иметь в виду, что давление p действует неравномерно на площади соприкосновения $p = p_0(1 - x^2/r^2)$, где p_0 – давление в центре, x – удаление от центра, r – радиус площади соприкосновения. Если нагрузка, прижимающая шарик к плоскости, возрастает, то упругая деформация переходит в пластическую. Область наибольшего давления находится на расстоянии $r/2$ ниже плоскости. Если $p_{\max} > 1,1\sigma_0$ (p_{\max} – максимальное давление, σ_0 – предел упругости твердого тела), то начинается пластическая деформация. Она продолжается при дальнейшем возрастании p_{\max} , пока не начнется чисто пластическое течение вокруг углубления, образованного шариком при $p_{\max} \approx 3\sigma_0$.

Точно так же как при статической деформации, можно выделить ряд стадий при динамическом напряжении, создаваемом путем удара. При малой высоте падения и малой массе падающего шарика деформация остается упругой. Наибольший радиус r поверхности соприкосновения меняется при изменении плотности ρ_K и скорости шарика w_K :

$$r = R_K \left[\{ 5\pi\rho_K / 4 \left((1 - \nu_K^2) / E_K + (1 - \nu_p^2) / E_p \right) \}^{1/5} w_K^{2/5} \right]. \quad (1.3.1)$$

Если энергия деформации возрастает, то начинается пластическая деформация, которая переходит в пластическое течение, когда давление превосходит некоторое значение p_F – динамическое давление в потоке. Среднее давление в потоке больше при динамическом, чем при статическом напряжении, и его можно оценить, исходя из энергетических соображений $p_F = m_K g(h_1 - 3/8h_2) / V_S$; $V_S = rR_K / 4$, где h_1 – высота падения шарика, h_2 – высота подскока после удара, V_S – объем эффективного углубления, r – радиус углубления, m_K – масса шарика.

Подразумевается, что энергия, рассеиваемая при распространении упругих волн, мала и что температура в окрестностях углубления существенно не меняется и не влияет на механические свойства материала. При вдавливании уда-

ряющего шарика в твердую поверхность часть его кинетической энергии превращается в тепло и приводит к латентной пластической деформации, а другая часть сохраняется, что обеспечивает возможность отскока $E_k = E_{es} + E_s$; $E_s = m_k(w_k^2 - w'_k{}^2)/2$, где E_k – кинетическая энергия шарика, E_{es} – запасаемая упругая энергия, E_s – энергия скрытой пластической деформации и тепло, w_k – скорость удара, w'_k – скорость отскока шарика.

Чтобы рассмотреть энергетический баланс и оценить возможную реакцию тела на деформацию, важно знать продолжительность возбуждения твердого тела, создаваемого ударом. Пусть длительность интервала от удара до достижения наибольшей глубины вдавливания шарика в пластинку равна τ_s (рис. 1.3.12), а время до отскока – τ_0 . В период времени $\tau_s > 0$ кинетическая энергия непрерывно превращается в тепло в точке удара. Значение τ_s можно получить из уравнений Герца, связывающих его со скоростью удара следующим образом:

$$r = R_K [2,94 \{5\pi r_K / 4 ((1 - \nu_K^2)/E_K + (1 - \nu_p^2)/E_p)\}^{2/5}] w_k^{1/5}.$$

При значениях радиуса наибольшего углубления шарика в пластинку r_0 и времени удара τ_s для стального шарика диаметром 1 мм пластин из NaCl, Ni и Fe получены константы, приведенные в табл. 1.3.2.

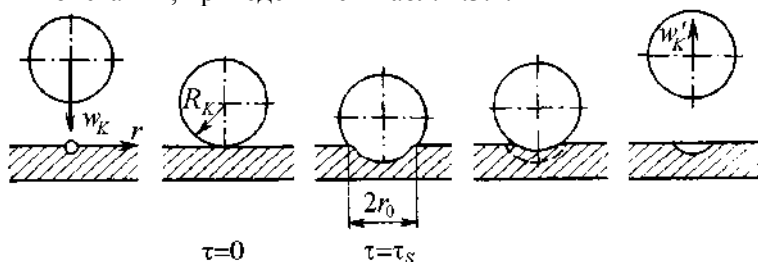


Рис. 1.3.12. Схема ударного процесса.

Таблица 1.3.2

Радиус наибольшего вдавливания стальным шариком

Материал	v_k , м/с	r_0 , см	t_s , с
NaCl	2	$4,031 \cdot 10^{-3}$	$2,4 \cdot 10^{-6}$
NaCl	40	$1,336 \cdot 10^{-2}$	$1,3 \cdot 10^{-6}$
Ni	40	$1,068 \cdot 10^{-2}$	$8,4 \cdot 10^{-7}$

Для механической обработки дисперсного материала в условиях динамического вихревого потока уравнение (1.3.1) преобразуется к виду

$$r = dv_k^{2/5} [5\pi r_k / 2(1 - \nu_k^2) / E_k]^{1/5}.$$

Рассмотрим, как можно количественно охарактеризовать пластическую деформацию как необратимое изменение формы тела под действием напряжения. Она осуществляется главным образом путем развития и движения дислокаций. Пластическая деформация $\epsilon_p^{(n)}$, возникающая путем прохождения через n дислокаций с длиной свободного хода $l < L$, задается выражением

$$\epsilon_p^{(n)} \approx nbl/L^2 = \rho_b bl, \quad (1.3.2)$$

где b – вектор Бюргерса, L – длина дислокации, l – длина свободного хода дислокации, $\rho_b = n/L^2$ – плотность подвижных дислокаций.

Если средняя скорость движения дислокации w , то из уравнения (1.3.2) получим соотношение между скоростью деформации $\dot{\epsilon}_p$ и плотностью подвижных дислокаций $\dot{\epsilon}_p = \rho_b(\tau)bw$, где $\rho_b(\tau)$ – плотность подвижных дислокаций в момент времени τ . Принимая $w=10^5$ см/с, $b=3 \cdot 10^{-8}$ см, $\rho=10^{11}$ см⁻² для напряжений, при которых почти все дислокации становятся подвижными, получим следующее значение скорости деформации: $\dot{\epsilon}_p = 3 \cdot 10^8$ с⁻¹.

Теоретически подвижность дислокаций такова, что может обеспечить удлинение тела на одну треть за время 10^{-9} с. Пластические деформации, наблюдаемые с помощью тензометрических датчиков, используемых для изучения механических свойств материалов, характеризуются значениями $\dot{\epsilon}_p$ в интервале 10^{-5} – 10^{-2} с⁻¹. При высокоскоростных деформациях достигается $\dot{\epsilon}_p = 10^4$ с⁻¹. Можно заключить, что обычные плотности дислокаций вполне достаточны для обеспечения самых быстрых наблюдаемых деформаций.

Энергию винтовой дислокации можно оценить в рамках теории, рассматривающей вещество как континуум, исходя из энергии идеального исходного кристалла и энергии кристалла, содержащего дислокацию $E_v \approx Gb^2L/2$, где G – модуль сдвига. Энергия дислокации пропорциональна ее длине и квадрату вектора Бюргерса. В связи с этим вклад в энергию области кристалла, характеризуемой вектором Бюргерса, существенно больше, чем вклад ядра дислокации, так что представляется обоснованным использование линейного приближения теории упругости.

При модуле сдвига $G = 3 \cdot 10^{10}$ Н/м² энергия дислокации больше 10 эВ при $L > b$ и дислокации не относятся к дефектам, находящимся в термодинамическом равновесии, но являются результатом предшествующего воздействия на материал. Высокий энергетический барьер приводит к тому, что плотность дислокаций не может падать до нуля. Под действием внешних механических напряжений происходят многочисленное изгибание, ветвление, расщепление, слияние дислокаций, их взаимодействие между собой и с атомами примеси. Хотя механизмы обмена энергией и их количественная оценка пока во многих случаях неясны, понятно, что эти процессы могут эффективно способствовать механической активации твердого дисперсного материала.

В последнее время изучение роли точечных дефектов в развитии пластической деформации привлекает все большее внимание. Как и точечные дефекты, вакансии чаще всего появляются в результате механического воздействия. Энергия их образования E_v^f мала и для большинства металлов хорошо согласуется с температурой плавления T_s $E_v^f \approx 9kT_s$. Равновесная концентрация вакансий n_{v0} рассчитывается по формуле Больцмана $n_{v0} = N_0 \exp(-E_v^f/kT)$, где N_0 – число узлов в решетке. Вакансии представляют собой единственный тип дефектов, которые при равновесной концентрации могут обеспечивать наблюдаемые

физические эффекты. Особенно важна подвижность вакансий. Энергия активации миграции вакансии E_v^m за счет релаксации окружающих атомов при перескоке вакансии приблизительно равна $E_v^m \approx 0,9E_v^f \approx 8kT_s$.

Для совершения обратимой миграции вакансии необходимы тепловые флуктуации. Скорость миграции вакансии w с учетом энергии активации составит $w_v = ap_v = an_k p_a = an_k \omega_0 \exp(-E_v^m / kT)$, где ω_0 – частота атомных колебаний порядка 10^{12} с^{-1} , n_k – число атомов в первой координационной сфере, a – постоянная решетки, p_a – вероятность перескока любого атома в первой координационной сфере, $p_v = n_k p_a$ – вероятность перескока вакансии.

Образование и диффузия нульмерных дефектов тесно связана с физико-химическими явлениями, происходящими непосредственно во время и после окончания механического воздействия. Во многих случаях не удается однозначно интерпретировать наблюдаемые свойства. Различные условия образования и распространения дефектов стимулируют разработку методов исследований, в которых можно систематически изменять условия обработки.

Точечные дефекты с более высокой энергией образования возникают при интенсивной механической обработке и взаимодействии с движениями дислокаций, например атомов между узлами, атомов примеси, скоплений ионов, что также наблюдается при деформации ударом. Их значение при исследовании механически возбужденных состояний заключается в том, что область структурных нарушений может далеко выходить за пределы той части деформации, которая создается движением дислокаций.

Теория упругости дает удобные для измерения параметры, входящие в общее механическое уравнение состояния $\dot{\epsilon}(\sigma, \epsilon, T) = N(\sigma, \epsilon) b w(\sigma, N, T)$.

Подведем итоги. Ограниченность изучаемого подхода состоит в том, что совместно рассматриваются структура дислокации и поля напряжений в зоне деформаций. Переход в область разрушения указывает на необходимость учитывать высокие локальные напряжения, которые также служат причиной пространственной и временной анизотропии множества физических процессов при механической активации.

Пластическую деформацию при механической обработке можно количественно характеризовать энергетическими параметрами. Она осуществляется главным образом путем развития и движения дислокаций.

1.4. ИЗМЕЛЬЧЕНИЕ

1.4.1. Механизм образования трещин в кристаллах

Измельчение напрямую связано с прочностью кристаллических материалов, т. е. со способностью разрушаться под действием внешних нагрузок. Известно, что разрушению кристаллических материалов предшествует образование трещин. Так, *теоретическая прочность твердых тел*, вычисленная в предположении идеальной структуры кристаллической решетки, на несколько порядков больше действительной прочности:

$$\sigma_m \approx \sqrt{2EU_\sigma/a}, \quad (1.4.1)$$

где E – модуль Юнга; U_σ – удельная свободная поверхностная энергия; a – трансляционная постоянная решетки кристалла.

Теоретической прочностью твердых тел называется предельное напряжение, которое может выдержать идеальный образец в предположении, что разрушение происходит путем одновременного разрыва межатомных связей по всему сечению образца и является расчетной характеристикой, принципиально недостижимой в механическом эксперименте на макроуровне.

Определим теоретическую прочность на сдвиг как наиболее распространенный механизм нагружения в динамических условиях. Следуя модели Я.И. Френкеля, рассмотрим две плотноупакованные плоскости атомов в идеальной кристаллической решетке, изображенные на рис. 1.4.1, а. Через b_0 и h_0 на схеме обозначены параметры решетки – расстояние между соседними атомами в плоскости сдвига и расстояние между самими плоскостями. Для плотноупакованной гранецентрированной кубической решетки $h_0 = b_0\sqrt{2}$.

Произведем относительный сдвиг атомных плоскостей, приложив некоторое напряжение τ , как показано на рис. 1.4.1, б. При смещениях $x = 0, b_0/2, b_0, \dots$, т. е. в состояниях устойчивого и неустойчивого равновесия $\tau = 0$. При $x = b_0/4, 3b_0/4, \dots$ сопротивление сдвигу максимально и напряжения τ достигают предельных значений τ_σ , попеременно меняя знак. Величина τ_σ определяет теоретическую прочность материала при сдвиге.

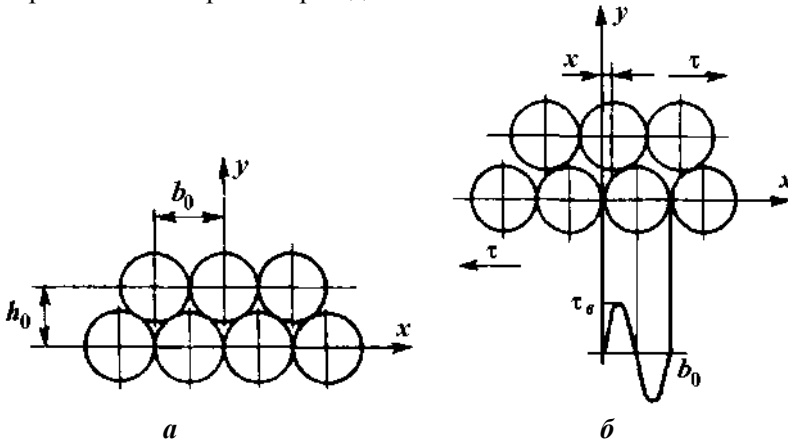


Рис. 1.4.1. Модель определения теоретической прочности твердых тел на сдвиг.

Аппроксимируем зависимость напряжения τ от смещения синусоидой $\tau = \tau_\sigma \sin(2\pi x/b_0)$. При малых смещениях сдвиговая деформация равна $\gamma = x/h_0$.

Воспользуемся определением модуля сдвига $G = (d\tau/d\gamma)_{\gamma=0} = (d\tau/dx)_{x=0}$. Из двух приведенных равенств получается выражение для предельного напряжения $\tau_\sigma = Gb_0/(2\pi h_0) \approx G/10$. Аналогичный подход позволяет получить оценку для теоретической прочности на разрыв $\sigma_\sigma \approx E/10$.

Сопротивления сдвигу и разрыву реальных материалов обычно на 1–2 и 3–4 порядка меньше, соответственно τ_g и σ_g . Нереализуемость теоретической прочности обусловлена неизбежным наличием разного рода дефектов и структурных несовершенств, вызывающих сильные локальные перенапряжения малых объемов тела. В областях, где перенапряжение достигает теоретически допустимого уровня, разрушения развиваются в первую очередь, последовательно распространяясь затем по опасному сечению.

Для объяснения расхождения теоретических и действительных значений было выдвинуто несколько гипотез. В одной из них рассматривается **влияние на прочность твердых тел теплового движения атомов**. Согласно этой гипотезе вероятность разрыва связи определяется температурой тела. В отсутствие напряжений число вновь разорванных в единицу времени связей равно числу восстановленных связей, и всегда имеется некоторое число разорванных связей, которое растет вместе с повышением температурой. При наложении напряжений число разорванных связей увеличивается, и при некотором критическом усилии их концентрации становится достаточно для разрушения. Эти представления были положены в основу кинетической теории прочности, согласно которой прочность твердых тел зависит от температуры и времени действия силы:

$$\tau = \tau_0 \exp[(U_0 - cF)kT], \quad (1.4.2)$$

где τ – долговечность тела под нагрузкой при температуре T ; c и U_0 – постоянные величины, определяемые физико-химической природой тела и его структурой. Энергетический барьер U_0 , вычисленный по (1.4.2) из данных по долговечности, оказался близок к энергии связи атомов в кристаллах. Константа τ_0 , равная 10^{-13} – 10^{-12} с, не зависит от природы твердого тела. Соотношение (1.4.2) показывает, что вопрос о прочности не имеет однозначного ответа, если не определено время действия нагрузки. Это указывает на условность понятия «предел прочности», которым обычно пользуются в расчетах. Однако при динамическом измельчении время действия нагрузок очень мало, и поэтому величина разрушающей нагрузки близка к прочности материалов, определяемой обычным путем. Следует отметить очень слабую зависимость по (1.4.2) разрушающей нагрузки от времени ее действия при обычных температурах.

Наиболее важными дефектами с точки зрения измельчения являются трещины и им подобные образования. При интенсивной механической обработке первоначальная **пластическая деформация сменяется появлением трещин** (рис. 1.4.2), их появление возможно уже на стадиях естественного образования дисперсных материалов или вследствие предшествующей механической обработки, ведущей к неизбежному наличию концентраторов напряжений.

Для объяснения временной прочности твердых тел обычно привлекаются в той или иной форме представления Гриффитса о зародышевых трещинах. Значение фактической прочности с учетом наличия в теле некоторой опасной трещины длиной l_m $\sigma_p = \sqrt{2EU_\sigma/l_m}$.

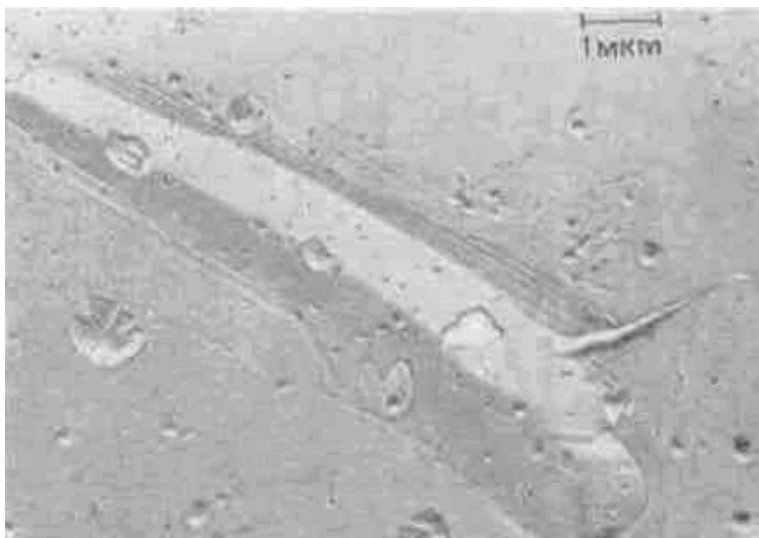


Рис. 1.4.2. Пластическая деформация и образование трещин при ударном воздействии на кристалл LiF.

При $\sigma > \sigma_p$ трещина растет и тело разрушается, при $\sigma < \sigma_p$ трещина смыкается и исчезает. Формула Гриффитса выведена из простых соображений об упругой энергии кристалла и работе создания новой поверхности. Более корректные решения задачи, например для трехмерной трещины в форме эллипсоида — непосредственный анализ межатомных сил и расположения атомов или замена энергетического рассмотрения определением перенапряжений на ее краях, приводят к результатам, отличающимся от формулы Гриффитса лишь численным коэффициентом. Полученная зависимость для σ_p , строго говоря, относится к изотропному телу, когда U_σ одинаково для всех направлений раскола.

Микропластичность относится к общим свойствам твердых тел. Если механическое воздействие достаточно мало, то как в очень прочных, так и в очень хрупких твердых телах (корунд, алмаз, SiC, MgO) материал может перемещаться при ударном воздействии без разрушения. Так, возникновение микропластичности не зависит от того, пластичными или хрупкими макроскопическими свойствами обладает подвергнутое воздействию твердое тело. Во время ударного воздействия вынужденное смещение материала происходит без явного влияния направлений, соответствующих анизотропии свойств кристалла.

Твердые тела являются пластичными в том смысле, что затраты энергии на их пластическое деформирование значительно превосходят затраты на образование новых поверхностей, а во многих случаях и на предельное упругое деформирование. В теории трещин это обстоятельство вызывает затруднения, поскольку размеры опасных трещин с учетом затрат энергии на пластическое деформирование согласно вычислениям становятся очень большими, причем трещины таких размеров в телах экспериментально не обнаруживаются.

Это обстоятельство несущественно, так как для выполнения условий Гриффитса достаточно, чтобы хотя бы в одном месте пластические деформации ока-

зались заторможенными каким-либо препятствием. Тогда в месте такого заторможенного сдвига разовьется трещина, которая при удовлетворении условию Гриффитса становится опасной. Так, условие Гриффитса объясняет причину снижения прочности кристаллов опасными дефектами, а источником их возникновения является пластическое деформирование. Трещины возникают и развиваются при пластическом сдвиге под действием скалываемых напряжений и становятся опасными по достижении соответствующих размеров и при соответствующем уровне растягивающих напряжений. При сжатии разрушение материала происходит преимущественно по направлениям, на которых скалывающие и растягивающие напряжения равны по абсолютной величине. Это условие справедливо только для механически изотропных материалов.

Теория зарождения трещин в кристаллах может быть описана несколькими термически активационными механизмами. Теория развития трещин основана на представлении о подвижных структурных дефектах атомного размера. О существовании многочисленных атомных дефектов в поверхностных слоях частиц измельченных материалов свидетельствуют многочисленные экспериментальные данные о нарушениях кристаллической структуры.

Диффузионный механизм образования и роста зародышевых трещин.

В основе диффузионной теории длительного разрушения материалов лежит гипотеза о том, что разрушение может осуществляться путем ускоренной и направленной диффузии вакансий к вершинам микротрещин или дефектов. В напряженном состоянии становится энергетически выгодным процесс объединения вакансий или присоединения их к трещинам. Поэтому зародышевые трещины могут увеличивать с течением времени свои размеры диффузионным механизмом. Этот процесс подрастания трещин будет продолжаться до тех пор, пока размеры трещины не станут настолько большими, что упругие силы смогут обеспечить дальнейшее увеличение поверхности самостоятельно, т. е. когда убыль упругой энергии станет компенсировать или превзойдет прирост поверхностной энергии при росте трещин (критерий Гриффита).

Самодиффузия вакансий вблизи трещины ускоряется полем напряжений. Считается, что действующее напряжение на краях трещины увеличено в $1/a$ раз, где $l = a\sqrt{n}$ – длина трещины, состоящей из n объединившихся вакансий, a – межатомное расстояние. Энергия активации движения вакансий вблизи трещины уменьшается по сравнению с энергией активации обычной самодиффузии на величину, равную, согласно упрощенным оценкам, $a^3\sqrt{n}\sigma$.

При слиянии вакансии с трещиной упругая энергия элемента объема уменьшается на величину $\sigma^2 a^3 / 2E$, а при обратном переходе настолько же увеличивается. Поэтому приток вакансий к трещине превосходит их отток.

Расчет диффузионного роста трещин привел к следующей формуле для долговечности:

$$\tau = C[(RT/a^3\sigma)^2]\tau_0 E / \sigma \exp\{(U_{\text{диф}} - a\sqrt{n_0}\sigma)/RT\}, \quad (1.4.3)$$

где n_0 – число вакансий, образующих начальную зародышевую трещину; C – коэффициент порядка единицы. Существенной особенностью рассмотренного механизма разрушения является то, что управляющая этим процессом началь-

ная энергия активации равна энергии самодиффузии $U_{диф}$, которая составляет примерно 2/3 от энергии сублимации. Поэтому диффузионная теория плохо согласуется с экспериментальными данными по разрушению. Однако, данные по временной зависимости прочности можно описать и формулой (1.4.3).

Дислокационный механизм. Известны попытки объединить представления теории дислокации и кинетической концепции разрушения. Такой подход к решению проблемы разрушения кристаллических тел привлекателен тем, что учитывает реальные особенности строения претерпевших деформацию кристаллов – наличие дислокаций, которые во многом определяют механические свойства. Существование дислокаций обеспечивает возможность образования устойчивых трещин в телах, не содержащих грубых дефектов. Согласно оценкам, в кристаллах могут существовать тонкие плоские трещины с линейными размерами вплоть до 10^{-7} – 10^{-5} см. Если бы вокруг этих трещин не было дислокаций, то трещины самопроизвольно захлопывались бы с образованием призматических дислокаций, поскольку упругая энергия дислокации меньше, чем поверхностная энергия трещины. При наличии скопления дислокаций становится возможным возникновение трещин. Если ряд одноименных дислокаций останавливается препятствием, то большие перенапряжения вблизи головной дислокации могут вызвать локальное разрушение связей и образование микротрещин.

В некоторых работах дислокационная модель положена в основу теории термически активированного разрушения и ползучести кристаллов. После образования микротрещины скопившиеся дислокации начинают постепенно уходить в нее. Поскольку при росте трещины освобождаются и начинают работать заблокированные источники дислокаций, рост трещины сопровождается пластической деформацией. Согласно расчетам, произведение скорости ползучести на долговечность является постоянным и равным 0,1. Это согласуется с экспериментальными данными для металлов. Скорость ползучести полагается $\dot{\epsilon} \approx l\tau_0^{-1} \exp(-(U_a - \gamma\sigma)/RT)$, где U_a – энергия активации, l – расстояние между препятствиями для движущихся дислокаций, преодоление которых и определяет скорость распространения трещин.

Развитие трещины идет скачкообразно. При каждом скачке в плоскости скольжения, питающей трещину, происходит перераспределение напряжений, а в трещину входят новые дислокации. Когда трещина достигает соседней плоскости скольжения, ее рост замедляется, а затем после скачкообразного перехода вершины трещины через плоскость скольжения в растянутую область кристалла рост трещины снова ускоряется, и развитие процесса повторяется снова, как и раньше. Существенной чертой этой теоретической схемы является механизм термически активационного сталкивания дислокаций в образовавшуюся трещину. При термической активации возможно образование зародышевых трещин в голове скопления дислокаций, остановившихся у препятствия. При этом механизме зарождения трещин не требуется таких высоких перенапряжений, как при критическом разрыве. Трещины могут образовываться путем возникновения выступа на дислокации и слияния этого выступа, а затем и всей дислока-

ции с соседней дислокацией (рис. 1.4.3). Энергия активации такого процесса является величиной порядка Gb^3 , что близко к энергии сублимации (G – модуль сдвига; b – вектор Бюргерса).

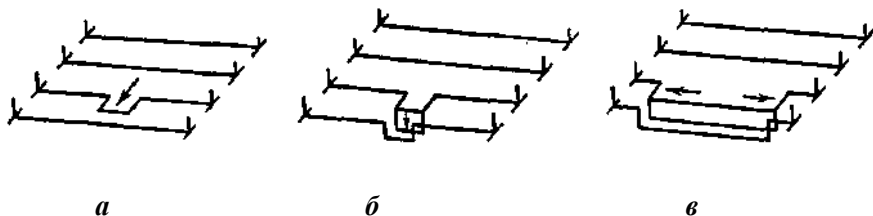


Рис. 1.4.3. Схема зарождения и разрастания трещин при взаимодействии дислокаций: а – образование элементарного двойного перегиба; б – взаимодействие перегиба с соседней дислокацией и появление элементарной трещины; в – расширение трещины вдоль дислокации.

Теория разрушения кристаллов в результате флуктуаций с привлечением дислокационных моделей, по-видимому, наиболее адекватна реальному описанию процесса разрушения. Принципиальная трудность создания строгой теории разрушения кристаллов заключается в том, что дислокационные схемы используют аппарат континуальной теории, неприменимой для описания процессов атомного масштаба. Поэтому расчет энергии активации не является простой задачей. Для оценки энергии активации образования трещины был разработан дискретно-континуальный метод расчета дислокационного скопления. Головная часть скопления рассматривалась дискретной, хвостовая часть – континуальной. Зарождение трещины было разделено на три этапа: 1) образование парного перегиба на второй дислокации и объединение двух головных дислокаций на некотором участке l_0 ; 2) раскрытие начальной трещины l_0 ; 3) распространение трещины вдоль дислокации (см. рис. 1.4.3).

Первый и третий этап характеризуются потенциальными барьерами, имеющими величину атомного порядка. Зависимость энергии активации образования трещины в этой модели от напряжения для $l_0 = 2b$ и $a < 6b$ в интервале напряжений $0,6\sigma_1 > \sigma > 0,2\sigma_1$ дается в виде $U_a \approx 2Gb^3(0,5 - \sigma/\sigma^* + 0,1\sigma_1^*/\sigma)$, где σ^* – напряжение образования трещины без активации. В общем случае зависимость для U_a нелинейная, но в ограниченном интервале напряжений $\sigma > 0,3\sigma_1$ ее можно принять линейной. Квазилинейный участок характеризуется начальной энергией активации, примерно равной Gb^3 , что близко к энергии сублимации.

Если учесть то обстоятельство, что в реальных телах должен существовать набор скоплений с разным количеством дислокаций, то область линейности для такого набора будет значительно шире. Величина же начальной энергии активации для набора скоплений остается близкой к Gb^3 , что удовлетворяет экспериментам. Рост такой зародышевой трещины будет происходить путем термической активации при объединении небольшого числа дислокаций (третьей, четвертой и т. д.). Когда размеры трещины сильно возрастут, дальнейший ее рост становится возможным и без активации до тех пор, пока ее длина не станет равной размеру элементов субструктуры (10^{-5} см). После этого наиболее

вероятным должно быть объединение подобных трещин друг с другом, ведущее к возникновению макроскопических разрывов сплошности.

Механизм переходов между узлами. Предложен междуузловой механизм пластической деформации и разрушения. Считается, что в области умеренных и низких температур большая роль в развитии разрушения и деформирования кристаллических тел принадлежит процессу образования атомов между узлами и переносу вещества с их помощью.

Химический потенциал атомов между узлами вблизи их источника повышается пропорционально напряжению на величину $\Delta\mu = \gamma\sigma$, а химический потенциал вакансий на ту же величину понижается. Из этих предположений вытекает, что равновесная концентрация вакансий вблизи стока будет понижена, а концентрация атомов между узлами повышена в $\exp(\Delta\mu/kT)$ раз. Если $\Delta\mu > kT$, то поток вакансий к стоку почти не будет зависеть от напряжения, а поток атомов между узлами будет экспоненциально нарастать с напряжением.

При изменении температуры теория предсказывает переход от механизма вакансий к механизму междуузловой ползучести. В пользу этой гипотезы говорит наблюдение на опыте образования в некоторых случаях дислокационных петель между узлового типа.

Рассмотрим механизм развития опасных макротрещин после их образования. Размер опасных трещин определяется, как это следует из представлений Гриффитса, отношением $l_m/a \approx (\sigma_m/\sigma_p)^2$. Принимая $\sigma_m/\sigma_p \approx 10^2$, находим для кварца $l_m \approx 1,5\text{--}6$ мкм. Размеры частиц многих порошков в десятки раз меньше опасных трещин. В этом случае модель Гриффитса должна быть дополнена учетом конечных размеров тела δ .

Если считать уровень разрушающих напряжений массивных и малых объектов одинаковым, то получено выражение $l_m = l_{m0}[1 - \pi(l_m/\delta)^2/2]^2$, которое легко решается относительно $\delta = l_m\sqrt{\pi/2}[1 - (l_m/l_{m0})^{1/2}]^{-1/2}$.

График этой функции приведен на рис. 1.4.4, из которого видно, что с уменьшением δ уменьшается и величина l_m , т. е. при заданном уровне внешнего разрушающего напряжения опасными становятся трещины меньших размеров.

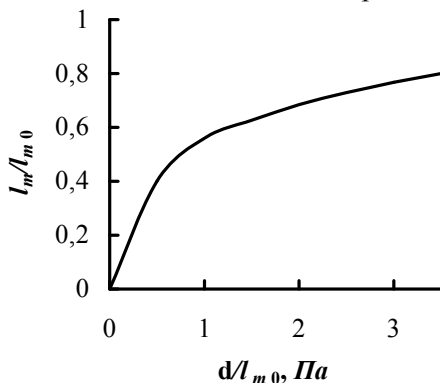


Рис. 1.4.4. Зависимость длины опасных трещин от размеров частиц.

Опасные трещины возникают в результате некоторого пластического сдвига, предшествующего ее образованию. На основании экспериментальных данных по аморфизации кварца можно считать ширину области такого пластического деформирования вдоль направления сдвига небольшой по сравнению с размерами даже очень малых (до $\sim 0,1$ мкм) частиц. Глубина области пластического деформирования хрупких материалов при сжатии ограничена, во-первых, локализацией области наивысших напряжений, а во-вторых, как следует из теории упругости, – быстрым убыванием напряжений в окрестности локализации сдвига. Поэтому в довольно широком диапазоне дисперсности ее величину, необходимую для создания трещины определенной длины, считают не зависящей от размеров частиц. Это положение подтверждается в опытах независимостью толщины аморфного слоя от размеров частиц кварца при измельчении.

Пусть под действием скалывающего напряжения твердое тело претерпело сдвиг, который заторможен вследствие присутствия препятствия. Вокруг незавершенного локального сдвига концентрируются высокие скалывающие и нормальные напряжения. Максимальные растягивающие напряжения возникают под некоторым углом к плоскости сдвига. В области концентрации напряжений возможно образование клиновидной трещины, если упругой энергии, освобождаемой при ее образовании, достаточно.

В случае разрушения сжатием механически изотропных твердых тел возможные направления распространения трещины ограничены малыми углами, т. е. трещины будут развиваться вблизи области пластического деформирования. Наиболее вероятным местом зарождения опасных трещин являются поверхностные слои на границе соприкосновения разрушаемой частицы со сдавливающим или ударяющим предметом (рис. 1.4.5). Вблизи поверхности сосредоточено основное количество дефектов, облегчающих образование трещин, а на границе контакта – наибольшие напряжения. Справедливость того положения, что разрушение твердых тел при сжатии начинается с поверхности, доказано экспериментально как на крупных образцах, так и на микроскопических шариках кварцевого стекла размером от 2 до 100 мкм.

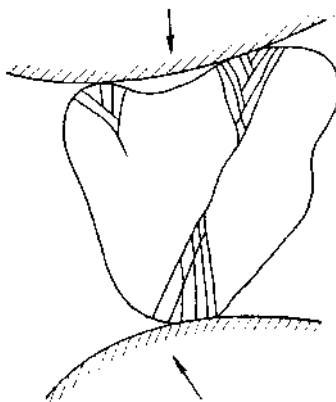


Рис. 1.4.5. Картина разрушения частиц сжатием.

Распространение трещины происходит зигзагообразно, поскольку в местах всестороннего сжатия трещина встречает препятствия и отражается от них. Плотность упругой энергии в кубе со стороной, равной C , составит $U_c(r) \approx \tau^2 C / 2Gr$. При этом r меняется в интервале $r_0 < r < C$, где $r_0 \approx 10A$ определяет предел применимости теории упругости, τ – напряжение сдвига.

Если в плоскости скольжения образуется трещина длиной l , то упругие напряжения снимаются в объеме кубика со стороной, примерно равной C . Выигрыш упругой энергии, если размер частицы значительно больше длины опасной трещины, с образованием трещины составит

$$\frac{\tau^2 C^2 l}{G} \int_{r_0}^{\alpha l} \frac{dr}{r} = \frac{\tau^2 C^2 l}{G} \ln \frac{\alpha l}{r_0}, \quad (1.4.4)$$

где α – численный коэффициент порядка единицы. Прирост свободной энергии в результате образования новых поверхностей составит $2U_\sigma l^2$, а общее изменение энергий

$$\Delta U_c = 2U_\sigma l^2 - \frac{\tau^2 C^2 l}{G} \ln \frac{\alpha l}{r_0}. \quad (1.4.5)$$

Эта зависимость имеет минимум при $l \neq 0$, который находят из условия

$$\frac{\partial(\Delta U_c)}{\partial l} = 0, \quad 4U_\sigma l_m - \frac{\tau^2 C^2}{G} \left(1 + \ln \frac{\alpha l_m}{r_0} \right) = 0. \quad (1.4.6)$$

Поскольку зависимость $\ln(\alpha l_m / r_0)$ от l_m слабая, считают член $(1 + \ln[\alpha l_m / r_0])$ численным коэффициентом $2f$ (порядка 2–4), поэтому

$$\tau_p^2 \approx \frac{2U_\sigma G l_m}{f C^2}; \quad l_m = \frac{\tau_p^2 C^2}{2U_\sigma G}. \quad (1.4.7)$$

Если считать, что $\tau_p \approx \sigma_p$ – прочность материала, то, подставляя в (1.4.7) значение реальной прочности по Гриффитсу, получим $C \approx l_m$. Максимальное значение области локализации сдвига, необходимое для создания опасной трещины, приблизительно тех же размеров, что и величина опасной трещины, которая справедлива для сравнительно массивных частиц.

В массивных частицах $\delta \gg l_m$ заторможенные участки сдвига локализуются в малых областях вблизи препятствий и не распространяются на полное сечение частицы. В тех же случаях, когда частицы малы ($\delta \approx l_m$), область заторможенного сдвига охватывает ее сечение. Подстановка значения l_m в формулу прочности реальных массивных тел (при $E \approx G$) дает

$$\sigma_p \tau_p \approx 2EU_\sigma / C. \quad (1.4.8)$$

При сжатии разрушение происходит по направлениям, где выполняется условие $|\sigma_p| \approx |\tau_p| \approx \sigma_{p\phi} / \sqrt{2}$, где $\sigma_{p\phi}$ – разрушающее внешнее напряжение. Из (1.4.8) для прочности получается выражение, аналогичное формуле Гриффитса, в котором величина трещины заменена размером области локализации сдвига:

$$\sigma_{p\phi} \approx 2\sqrt{2EU_\sigma / C}.$$

Подведем итоги. Необходимо заметить, что формулы (1.4.4)–(1.4.6) представляют собой критерий энергетической выгодности образования трещин. Реальная возможность их образования определяется в соответствии со статистической теорией твердого тела уровнем возникающих перенапряжений и числом одновременно возникающих сдвигов. В связи с этим в предельно напряженном образце образуется не одна, а множество трещин. Образование трещин является только предвестником разрушения. Для того чтобы разрушение произошло, необходимо их дальнейшее развитие.

1.4.2. Модели развития трещин

Переход от сплошного S состояния к разрушенному R происходит через некоторое промежуточное $S-R$ состояние, для которого характерно развитие пластических деформаций, накопление повреждений (микротрещин), взаимодействие с внешней средой, определяющие сопротивляемость материала локальному разрушению.

Разрушение тела в соответствии с классическими теориями прочности – это переход из состояния S в состояние R . Состояние $S-R$ вводится явным образом лишь при подходе к анализу прочности тел с позиций механики разрушения. При этом линейная теория учитывает промежуточное состояние приближенно, без какой бы то ни было детализации. Последнее сильно упрощает теорию и дает возможность получить эффективные решения большого числа сложных задач. Однако при этом возникают ограничения на область применимости линейной механики разрушения.

Используем понятие удельной поверхностной энергии тела U_σ , т. е. энергии, которую необходимо затратить для создания единицы новой свободной поверхности при продвижении трещины. Величина U_σ является характеристикой материала в твердом состоянии.

При росте трещины происходит разгрузка некоторого объема материала в непосредственной окрестности вновь создаваемых свободных поверхностей, напряжения на которых становятся равными нулю. Вследствие этой разгрузки высвобождается часть накопленной телом упругой энергии $U = U(F, S)$, являющейся функцией внешней нагрузки F и размера трещины S . Освобождающаяся энергия создает источник, из которого может поступать энергия, необходимая для поддержания роста трещины. Интенсивность источника определяется величиной $G = -dU/dS$, равной количеству освобождающейся упругой энергии в расчете на единицу прироста площади трещины S .

Существующая трещина получает возможность лавинообразно распространяться, как только интенсивность освобождающейся энергии U превысит интенсивность поглощения энергии. Данное утверждение является формулировкой предложенного Гриффитсом энергетического критерия разрушения тела с трещиной: $G \geq 2U_\sigma$. Множитель 2 в правой части неравенства отражает то, что рост одной трещины приводит к созданию двух свободных поверхностей. Знак равенства относится к предельно равновесному состоянию. Если известна U_σ и

функция $U(F, S)$, то введенный критерий позволяет определить разрушающее значение внешней нагрузки $F = F_C$ для тела с трещиной заданного размера S .

При анализе лавинного распространения трещин нельзя пренебрегать силами инерции, необходимо рассматривать динамическую задачу теории упругости для тела с движущейся трещиной. Задачи эти трудны по двум причинам. Во-первых, трудны сами по себе динамические задачи теории упругости (даже в линейной постановке) для тела с распространяющейся трещиной. Второе, более принципиальное затруднение заключается в отсутствии критерия разрушения материала в вершине трещины в динамических условиях.

В статических задачах, ориентированных на выяснение условий предельного равновесия трещин, имеются достаточно простые критерии разрушения, которые приводят к неплохим результатам при оценках процессов механической обработки дисперсных материалов. В динамике различные критерии приводят к различным выводам, большую роль здесь играет скорость распространения трещин. Сложность физических процессов в вершине быстро распространяющейся трещины, трудности их экспериментального изучения, наконец, математические трудности препятствуют анализу картины динамического разрушения. Несмотря на увеличения числа исследований в этой области, многое остается проблематичным и неизученным.

Воспользуемся методами линейной механики разрушения, которая является математически наиболее завершенным экспериментально апробированным разделом общей механики разрушения. Она рассматривает условия и характер разрушения тел с трещинами в линейно-упругой постановке. Трещины моделируются разрезами нулевой толщины, а детальный анализ нелинейного деформирования и предварительного разрушения (накопления рассеянных повреждений), происходящих на фронте реальных трещин, не проводится. Для их учета используются приближенные приемы, сводящиеся к введению тех или иных параметров, которые отражают реальные процессы в интегральной форме. Например, работу пластической деформации. Несмотря на отсутствие строгих обоснований и известные ограничения на область применимости, указанные приемы существенно расширяют возможности использования линейной механики разрушения в практических расчетах.

Линейная механика разрушения справедлива в случаях, когда материал имеет линейный начальный участок на диаграмме напряжение – деформация, а размер зоны предварительного разрушения мал по сравнению с характерными размерами трещины и тела. Под характерным размером тела понимается расстояние от фронта трещины до свободной поверхности.

Рассмотрим некоторую малую окрестность произвольной точки O на контуре фронта трещины, как показано на рис. 1.4.6. Введем локальную систему координат с началом в точке O , направив ось x ортогонально к контуру, ось y ортогонально к плоскости трещины, а ось z по касательной к контуру. Наряду с обозначением введенной системы координат через x, y, z будем пользоваться, когда это удобно, обозначением x_1, x_2, x_3 .

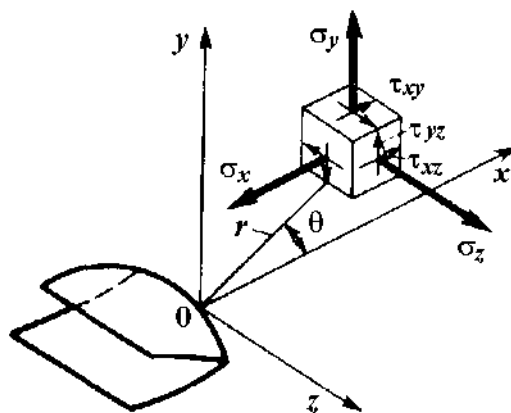


Рис. 1.4.6. Локальная система координат на фронте трещины.

В самом общем случае нагружения для компонент тензора напряжений в малой окрестности точки 0 справедливо представление

$$\sigma_{ij}(r, \theta) = (\sqrt{2\pi r})^{-1} \sum_{\alpha} K_{\alpha} f_{ij}^{(\alpha)}(\theta) + O(1), \quad i, j = 1, 2, 3; \quad \alpha = \text{I, II, III}. \quad (1.4.9)$$

Здесь r, θ – полярные координаты произвольной точки рассматриваемой окрестности. Коэффициенты K_I, K_{II}, K_{III} зависят от величины приложенной к телу нагрузки, размеров и геометрии тела, длины и формы трещины, но не зависят от координат r и θ . Безразмерные функции полярного угла $f_{ij}^I(\theta), f_{ij}^{II}(\theta), f_{ij}^{III}(\theta)$ не зависят ни от внешней нагрузки, ни от размеров и геометрии тела и трещины. Через $O(1)$ обозначена ограниченная величина при $r \rightarrow 0$.

Приведенная формула выражает тот факт, что в рамках линейной теории упругости однородного изотропного тела произвольное напряженное состояние в окрестности фронта идеализированной трещины-разреза может быть представлено в виде линейной суперпозиции трех независимых состояний I, II и III, соответствующих трем типам трещин. При этом представление произвольного состояния комбинацией трех указанных обеспечивается с необходимостью и достаточностью. Три независимых типа трещин изображены на рис. 1.4.7.

Тип I – трещина нормального отрыва. Реализуется, когда верхняя и нижняя поверхности трещины разводятся (отрываются) одна от другой во взаимно противоположные стороны силами, ортогональными плоскости трещины. В этом случае $K_I \neq 0, K_{II} = K_{III} = 0$.

Тип II – трещина поперечного сдвига или просто сдвига. Здесь верхняя и нижняя поверхности трещины скользят друг по другу под действием сдвиговых ортогональных усилий, т. е. направленных поперечно фронту трещин. Для трещин поперечного сдвига $K_{II} \neq 0, K_I = K_{III} = 0$.

Тип III – трещина продольного сдвига. Поверхности трещины скользят друг по другу под действием сдвиговых усилий, направленных вдоль линии фронта трещины. Трещины типа III относятся к случаю антиплоской деформации. Здесь $K_{III} \neq 0, K_I = K_{II} = 0$.

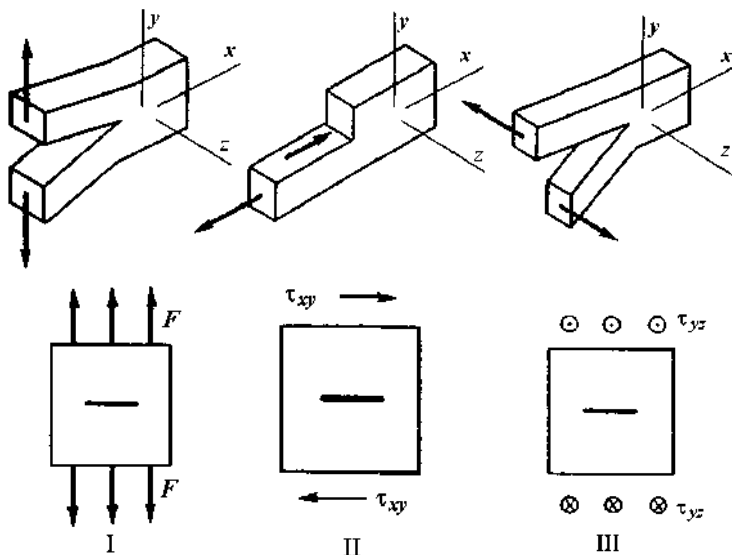


Рис. 1.4.7. Три независимых типа трещин.

Компоненты вектора перемещений в окрестности фронта произвольной трещины также могут быть выражены в виде суперпозиции перемещений трех независимых типов трещин:

$$u_i = \sqrt{r} (G\sqrt{2\pi})^{-1} \sum_{\alpha} K_{\alpha} \phi_i^{(\alpha)}(\theta) + O(r^{3/2}), \quad (1.4.10)$$

где $\phi_i^{(\alpha)}(\theta)$ – функция только угла θ ; $O(r^{3/2})$ обозначает сумму членов ряда более высокого порядка малости по сравнению с \sqrt{r} при $r \rightarrow 0$.

Конкретный вид функций $f_{ij}^{(\alpha)}(\theta)$ и $\phi_i^{(\alpha)}(\theta)$, а также зависимость коэффициентов K_{α} от внешних нагрузок, длины трещины и геометрических размеров тела рассмотрим ниже. Остановимся на некотором качественном анализе приведенных общих соотношений.

Формулы (1.4.9), как можно видеть, выражают сингулярное поведение напряжений на фронте трещины. При $r \rightarrow 0$ из них следует $\sigma_{ij} \rightarrow \infty$, т. е. при любой какой угодно малой нагрузке, которая входит в коэффициенты K_{α} , являющиеся ограниченными величинами, на фронте трещины возникают бесконечно большие напряжения. Поскольку прочность реальных материалов конечна, то такие напряжения неминуемо должны вызвать разрушение тела.

Отмеченная сингулярность является следствием идеализации, заложенной в математическую модель линейной механики разрушения. Материал полагается линейно-упругим при всех уровнях напряжения (физическая линеаризация), деформации считаются малыми (геометрическая линеаризация). Не учитывается дискретность структурного строения материала, поскольку рассмотрение проводится в рамках механики сплошной среды. По указанным причинам модель линейной механики разрушения при $r \rightarrow 0$ не работает.

Характерный линейный размер областей непосредственно перед фронтом трещины, в которых приведенные формулы оказываются неприменимыми, определяется, очевидно, свойствами реального материала и зависит от того, какой вид отклонений от расчетной модели является доминирующим. Например, для некоторых хрупких материалов типа стекол определяющей может быть структурная микронеоднородность вплоть до молекулярно-атомного уровня. В этом случае применимость линейной механики разрушения при расчетах на прочность можно считать практически неограниченной.

Для пластичных материалов отклонения от расчетной схемы обусловлены главным образом физической нелинейностью – пластическим течением материала. Вследствие пластического течения напряжения перед вершиной реальной трещины снижаются до значений, определяемых пределом текучести материала σ_T , как схематически показано сплошной линией на рис. 1.4.8 для трещины нормального отрыва.

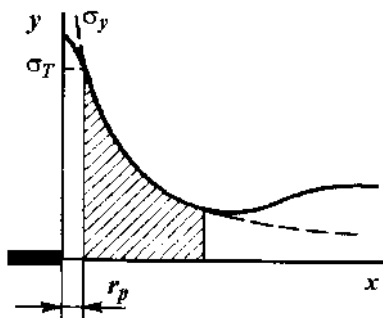


Рис. 1.4.8. Качественный характер распределения напряжений в окрестности вершины трещины.

На этом же рисунке зависимость напряжения σ_y от координаты x , определяемая формулой (1.4.9), изображена штриховой линией. Размер области перед вершиной трещины, в которой применение линейной теории неправомерно, обозначен через r_p .

Наблюдаемое в области относительно больших x отклонение расчетных значений напряжений от фактических связано с тем, что в выражении (1.4.9) не учитываются члены более высокого порядка малости, чем $O(r^{3/2})$. При анализе локальных распределений напряжений это обстоятельство несущественно.

Хорошая коррелированность модели линейной механики разрушения с кривой фактического распределения напряжений наблюдается в области промежуточных x (на рис. 1.4.8 заштрихована). Опыт показывает, что этого оказывается достаточно для эффективного использования линейной теории при определенных ограничениях на размер r_p – он не должен быть очень велик. Установлено, в частности, что если размер r_p достигает даже 20% от длины трещины, то приведенные формулы все еще хорошо описывают поле напряжений вне пластической зоны. Необходимо лишь фиктивно увеличить в расчетах длину трещины на r_p . Данная процедура называется введением пластической поправки Ирвина, которая является еще одним примером параметра, вводимого в рамках линей-

ной механики разрушения для приближенного интегрального учета нелинейных явлений, сопровождающих разрушение реальных материалов.

Обращаясь вновь к формулам (1.4.9) и (1.4.10), подчеркнем, что они являются асимптотическими, поскольку получаются из решения задачи теории упругости для тела с разрезом в предположении малости рассматриваемой окрестности – r мало. Последнее позволяет выделить из общего решения преобладающие члены, определяющие напряженное и деформированное состояние в малой окрестности фронта разреза асимптотически.

Радиальное распределение напряжений и перемещений задается асимптотическими формулами в явной форме: $\sigma_{ij} \approx 1/\sqrt{r}$, $u_i \approx \sqrt{r}$. Угловое распределение задается функциями $f_{ij}^{(\alpha)}(\theta)$ и $\phi_i^{(\alpha)}(\theta)$, т. е. распределение напряжений и перемещений в окрестности фронта не зависит ни от размера и формы разреза, ни от геометрии тела, ни от величины и характера внешних нагрузок. Эти величины определяют только коэффициенты K_α , которые, в свою очередь, не зависят от координат r , θ . Коэффициенты K_α полностью характеризуют перераспределение напряжений и перемещений в теле, обусловленные наличием разреза. Они являются единственными количественными характеристиками полей напряжений в малой окрестности фронта трещины-разреза и имеют название коэффициентов интенсивности напряжений.

Коэффициенты интенсивности напряжений относятся к тем новым характеристикам локального напряженно-деформированного состояния в теле с трещиной, которые вводятся в рамках модели линейной механики разрушения и играют в ней чрезвычайно важную роль. Локальные напряжения, перемещения и деформации зависят от геометрии и размеров трещины и тела так же, как и от величины и схемы приложения внешних нагрузок, только через коэффициенты интенсивности напряжений. Поскольку величина локальных напряжений, как следует из асимптотических формул, пропорциональна этим коэффициентам, то часто оказывается достаточным оценивать напряженное состояние по величине K_α , не рассматривая σ_{ij} . Такой подход, в частности, оказывается эффективным при формулировке критериев разрушения тел с трещинами. Размерность коэффициентов интенсивности напряжений – $\text{Н/м}^{3/2}$.

Конкретный вид зависимости коэффициентов интенсивности напряжений от внешних нагрузок и геометрических характеристик тела и трещины определяется из решений соответствующих задач теории упругости для тел с разрезами. Из этих же решений определяются и сами асимптотические формулы (1.4.9) и (1.4.10). Анализ напряженного и деформированного состояния в малой окрестности разрезов проводится в квазистатической постановке в предположении, что заданные на бесконечности внешние напряжения однородно распределены. Эта постановка оправдана для частиц, когда их размер соизмерим с величиной трещины. Напряжения и перемещения в окрестности вершины трещины определяются выражениями для компонент напряженного и деформированного состояний для трещин типов I, II, III в локальных координатах (рис. 1.4.9).

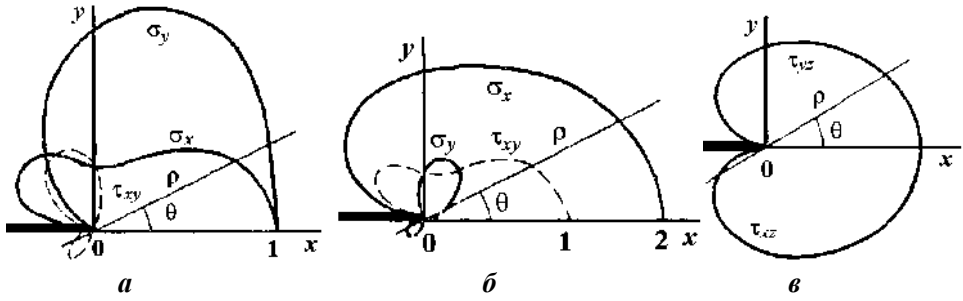


Рис. 1.4.9. Распределение напряжений в малой окрестности вершины трещины: а – нормального отрыва; б – поперечного сдвига; в – продольного сдвига.

Трещина нормального отрыва (I):

$$\begin{aligned}
 \sigma_x &= \frac{K_I}{\sqrt{2\pi r}} \cos \frac{\theta}{2} \left(1 - \sin \frac{\theta}{2} \sin \frac{3}{2} \theta \right), \\
 \sigma_y &= \frac{K_I}{\sqrt{2\pi r}} \cos \frac{\theta}{2} \left(1 + \sin \frac{\theta}{2} \sin \frac{3}{2} \theta \right), \quad \tau_{xy} = \frac{K_I}{\sqrt{2\pi r}} \cos \frac{\theta}{2} \sin \frac{\theta}{2} \cos \frac{3}{2} \theta, \\
 \sigma_z &= \nu(\sigma_x + \sigma_y), \quad \tau_{xy} = \tau_{zy} = 0, \\
 u &= \frac{K_I}{G} \sqrt{\frac{r}{2\pi}} \cos \frac{\theta}{2} \left(\frac{\chi-1}{2} + \sin^2 \frac{\theta}{2} \right), \quad v = \frac{K_I}{G} \sqrt{\frac{r}{2\pi}} \sin \frac{\theta}{2} \left(\frac{\chi+1}{2} - \cos^2 \frac{\theta}{2} \right), \quad w = 0.
 \end{aligned} \tag{1.4.11}$$

На рис. 1.4.9, а изображено в полярных координатах распределение напряжений σ_x , σ_y , τ_{xy} в соответствии с приведенными формулами. Все отложенные по радиус-вектору ρ величины отнесены к $K_I / \sqrt{2\pi r}$, где $r = \text{const}$.

Трещина поперечного сдвига (II):

$$\begin{aligned}
 \sigma_x &= -\frac{K_{II}}{\sqrt{2\pi r}} \sin \frac{\theta}{2} \left(2 + \cos \frac{\theta}{2} \cos \frac{3}{2} \theta \right), \\
 \sigma_y &= \frac{K_{II}}{\sqrt{2\pi r}} \sin \frac{\theta}{2} \cos \frac{\theta}{2} \cos \frac{3}{2} \theta, \quad \tau_{xy} = \frac{K_{II}}{\sqrt{2\pi r}} \cos \frac{\theta}{2} \left(1 - \sin \frac{\theta}{2} \sin \frac{3}{2} \theta \right), \\
 \sigma_z &= \nu(\sigma_x + \sigma_y), \quad \tau_{xz} = \tau_{yz} = 0, \\
 u &= \frac{K_{II}}{G} \sqrt{\frac{r}{2\pi}} \sin \frac{\theta}{2} \left(\frac{\chi+1}{2} + \cos^2 \frac{\theta}{2} \right), \quad v = \frac{K_{II}}{G} \sqrt{\frac{r}{2\pi}} \cos \frac{\theta}{2} \left(\frac{\chi-1}{2} + \sin^2 \frac{\theta}{2} \right), \quad w = 0.
 \end{aligned} \tag{1.4.12}$$

Распределение напряжений в малой окрестности вершины трещины поперечного сдвига приведено на рис. 1.4.9, б. Имеющие отрицательный знак нормальные напряжения σ_x , σ_y условно показаны в верхней полуплоскости. Расположенная в нижней полуплоскости часть кривой относится к $\sigma_y > 0$. Напряжения σ_y построены для углов $\theta \in (\pi, 2\pi)$.

Трещина продольного сдвига (III):

$$\begin{aligned}\tau_{xz} &= -\frac{K_{III}}{\sqrt{2\pi r}} \sin \frac{\theta}{2}, \quad \tau_{yz} = \frac{K_{III}}{\sqrt{2\pi r}} \cos \frac{\theta}{2}, \quad \sigma_x = \sigma_y = \sigma_z = \tau_{xy} = 0, \\ w &= \frac{K_{III}}{G} \sqrt{\frac{r}{2\pi}} \sin \frac{\theta}{2}, \quad u = v = 0.\end{aligned}\quad (1.4.13)$$

Распределение напряжений τ_{xy} , τ_{yz} в соответствии с приведенными формулами построено на рис. 1.4.9, в. Для коэффициентов интенсивности напряжения имеем $K_I = F\sqrt{\pi l}$, $K_{II} = \tau_{xy}\sqrt{\pi l}$, $K_{III} = \tau_{yz}\sqrt{\pi l}$.

Выразим распределение напряжений на продолжении разреза ($y = 0$, $x \geq 0$; $\theta = 0$, $r = x$) и смещений на самом разрезе ($y = 0$, $x \leq 0$; $\theta = 0$, $r = |x|$). Последние описывают раскрытие трещины.

Трещина нормального отрыва:

$$\begin{aligned}\sigma_x = \sigma_y &= \frac{K_I}{\sqrt{2\pi x}}, \quad \tau_{xy} = 0 \quad \text{при } y = 0, x \geq 0, \\ v &= \frac{\chi+1}{2G} K_I \sqrt{\frac{|x|}{2\pi}}, \quad u = 0 \quad \text{при } y = 0, x \leq 0.\end{aligned}\quad (1.4.14)$$

Трещина поперечного сдвига:

$$\begin{aligned}\tau_{xy} &= \frac{K_{II}}{\sqrt{2\pi x}}, \quad \sigma_x = \sigma_y = 0 \quad \text{при } y = 0, x \geq 0, \\ u &= \frac{\chi+1}{2G} K_{II} \sqrt{\frac{|x|}{2\pi}}, \quad v = 0 \quad \text{при } y = 0, x \leq 0.\end{aligned}\quad (1.4.15)$$

Трещина продольного сдвига:

$$\begin{aligned}\tau_{yz} &= \frac{K_{III}}{\sqrt{2\pi x}}, \quad \sigma_x = \dots = \tau_{xz} = 0 \quad \text{при } y = 0, x \geq 0, \\ w &= \frac{K_{III}}{G} \sqrt{\frac{|x|}{2\pi}} \quad \text{при } y = 0, x \leq 0.\end{aligned}\quad (1.4.16)$$

В приведенных формулах $\chi = 3 - 4\nu$ в условиях плоской деформации и $\chi = (3 - \nu)/(1 + \nu)$ в условиях плоского напряженного состояния. Кроме того, в формулах (1.4.11) и (1.4.12), выписанных применительно к плоской деформации, следует положить $\sigma_z = 0$, если рассматривается плоское напряженное состояние. Отметим, что сами коэффициенты K_I и K_{II} от различий в этих двух видах напряженных состояний не зависят.

Выписанные выше формулы определяют коэффициенты интенсивности напряжений для неограниченных тел с нагрузками, приложенными на бесконечности. Если рассматриваются тела конечных размеров, то влияние границ тела может быть учтено введением определяемых из решения соответствующих краевых задач теории упругости безразмерных функций $Y(l/\delta)$, где δ – характерный линейный размер тела. Тогда расчетные формулы принимают вид

$$K = \sigma_p \sqrt{\pi l} Y(l/\delta), \quad (1.4.17)$$

где σ_p – приложенное напряжение.

В рамках линейной механики разрушения, основанной на использовании модели идеально упругого тела, распределение напряжений на фронте разреза имеет сингулярность $\sigma_{ij} \rightarrow \infty$ при $r \rightarrow 0$. Профиль разреза при его упругом раскрытии, как следует из (1.4.14)–(1.4.16), принимает в малой окрестности фронта форму параболы, симметричной относительно оси x . Для трещины нормального отрыва эта парабола схематически представлена на рис. 1.4.10. Вершина параболы, соответствующая концевой области разреза и ограниченная кругом малого радиуса r_p , построена штриховой линией для того, чтобы подчеркнуть неправомерность использования расчетных формул на столь малых расстояниях от вершины.

Как уже отмечалось, в реальных материалах вследствие их неидеальной упругости в непосредственной окрестности вершины трещины развиваются процессы нелинейного деформирования. Для многих материалов основным из этих процессов является пластическое течение. В результате рост напряжений ограничен конечной величиной, а перед фронтом трещины возникает особая, в данном случае пластическая, зона. Размер этой зоны с ростом внешней нагрузки увеличивается, достигая максимального значения в момент разрушения.

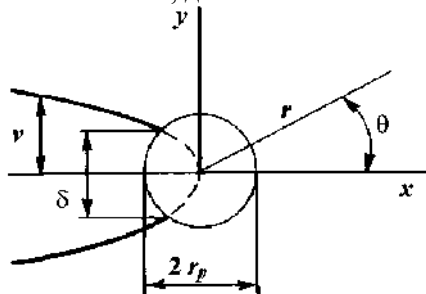


Рис. 1.4.10. Раскрытие трещины нормального отрыва в окрестности вершины.

Оценка в приближенной постановке формы и размеров пластической зоны для трещины нормального отрыва представлена на рис. 1.4.11. Построение выполнено в безразмерных по напряжениям координатах путем деления на $K_I/\sqrt{2\pi r}$. Получена зависимость размера пластической зоны, определяемого радиус-вектором r_p , от угла θ для условий плоской деформации и плоского напряженного состояния соответственно:

$$r_p(\theta) = \frac{K_I^2}{4\pi\sigma_T^2} \left[\frac{3}{2} \sin^2 \theta + (1-2\nu)^2 (1 + \cos \theta) \right], \quad r_p(\theta) = \frac{K_I^2}{4\pi\sigma_T^2} \left[\frac{3}{2} \sin^2 \theta + \cos \theta + 1 \right].$$

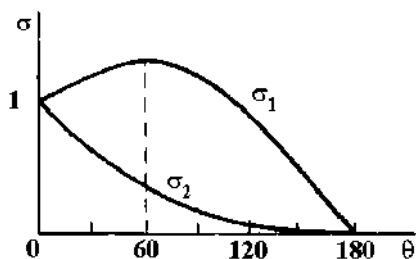


Рис. 1.4.11. Зависимость главных напряжений в окрестности вершины трещины нормального отрыва от угла θ .

На рис. 1.4.12 представлена форма пластических зон, определяемая полученными выражениями. Построение выполнено в полярных координатах с ис-

пользованием безразмерного радиус-вектора $\rho = r_p / (K_I / \pi \sigma_T)^2$. Можно видеть заметные различия в форме и размерах пластических зон при плоской деформации и плоском напряженном состоянии. Пластическая зона при плоском напряженном состоянии существенно больше. На продолжении трещины при $\theta = 0$ имеем для плоской деформации и плоского напряженного состояния соответственно $r_p = K_I^2 (2\pi \sigma_T^2)^{-1} (1 - 2\nu)^2$, $r_p = K_I^2 (4\pi \sigma_T^2)^{-1}$.

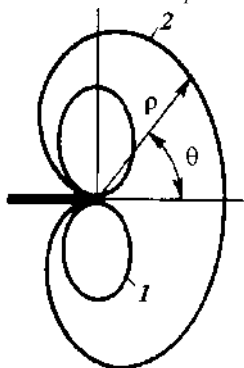


Рис. 1.4.12. Пластическая зона в вершине трещины нормального отрыва при: 1 – плоской деформации; 2 – плоском напряженном состоянии.

Плоское деформированное состояние является более опасным по сравнению с плоским напряженным. Стеснение пластической деформации по расчету приводит к 3-кратному возрастанию эффективного предела текучести в условиях плоской деформации.

Если размер пластической зоны мал по сравнению с длиной трещины l и характерным размером частицы δ , то малая пластическая зона оказывается окруженной большим массивом упруго-напряженного материала. Можно допустить, что за пределами пластической зоны напряженное и деформированное состояния по-прежнему описываются асимптотическими формулами линейной механики разрушения.

Для обоснования концепции линейной механики разрушения можно привести следующий качественный аргумент: малость пластической зоны не только допускает существование упругого поля в окружающем массиве с единственной характеристикой K , но и приводит к тому, что состояние самой пластической зоны (размеры, деформации внутри нее) также определяется коэффициентом интенсивности напряжений K внешнего упругого поля.

Квазихрупкое разрушение происходит макроскопически хрупко при отсутствии макропроявлений пластических деформаций путем быстрого распространения трещины, получающей энергию для своего развития в основном за счет накопленной упругой энергии окружающего материала, а не за счет увеличения внешней нагрузки. Номинальные разрушающие напряжения здесь существенно меньше тех, которые допускаются расчетом по феноменологическим теориям прочности без учета локального превышения напряжений вследствие наличия трещины. Экспериментально установлено, что применение линейной механики разрушения обоснованно, если номинальное разрушающее напряжение не превышает $0,8\sigma_T$. Размер пластической зоны при этом может достигать 20% от длины начальной трещины.

В нелинейной механике разрушения предпринимается попытка более детализованного анализа S – R -состояния, явного учета размера и свойств пластической зоны в вершине трещины. Область применимости нелинейной теории распространяется на режим квазивязкого разрушения, когда понятие коэффициента интенсивности напряжений теряет смысл. Размер пластической зоны соизмерим с длиной трещины и характерным размером тела. Номинальные разрушающие напряжения здесь могут превышать $0,8\text{--}1,0 \sigma_T$. Применение нелинейной механики разрушения эффективно при номинальных разрушающих напряжениях, превышающих предел текучести. Она допускает существование участка медленного до критического подрастания трещины с увеличением внешней нагрузки и изменение размера пластической зоны в вершине трещины при росте. В рамках нелинейной механики разрушения удастся избавиться от присутствия линейной теории сингулярности поля напряжений. Используемые модельные представления носят полуэмпирический характер.

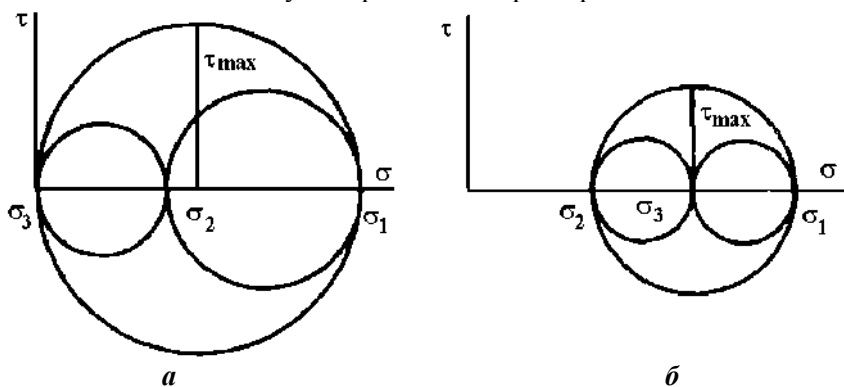


Рис. 1.4.13. Круговые диаграммы Мора для: a – плоского напряженного состояния; b – плоской деформации.

Для наглядного представления о качественном характере деформации в пластической зоне перед вершиной трещины удобно воспользоваться круговой диаграммой Мора. Она построена на рис. 1.4.13, a и b для условий плоского напряженного состояния и плоской деформации соответственно. Рассматриваются углы θ , близкие к нулю. Полагается, что действующие главные напряжения σ_1 и σ_2 в обоих случаях одинаковы, но между собой не равны. Третье главное напряжение $\sigma_3 = \sigma_z = 0$ при плоском напряженном состоянии и $\sigma_3 = \sigma_z = \nu(\sigma_1 + \sigma_2)$ при плоской деформации. Поскольку пластическое деформирование происходит без изменения объема, то $\nu = 0,5$, и при плоской деформации $\sigma_3 = 0,5(\sigma_1 + \sigma_2)$.

Можно видеть, что из-за наличия третьего главного напряжения, отличного от нуля, максимальное касательное напряжение τ_{\max} при плоской деформации много меньше τ_{\max} при плоском напряженном состоянии. На рис. 1.4.14 условно показаны плоскости действия максимальных касательных напряжений.

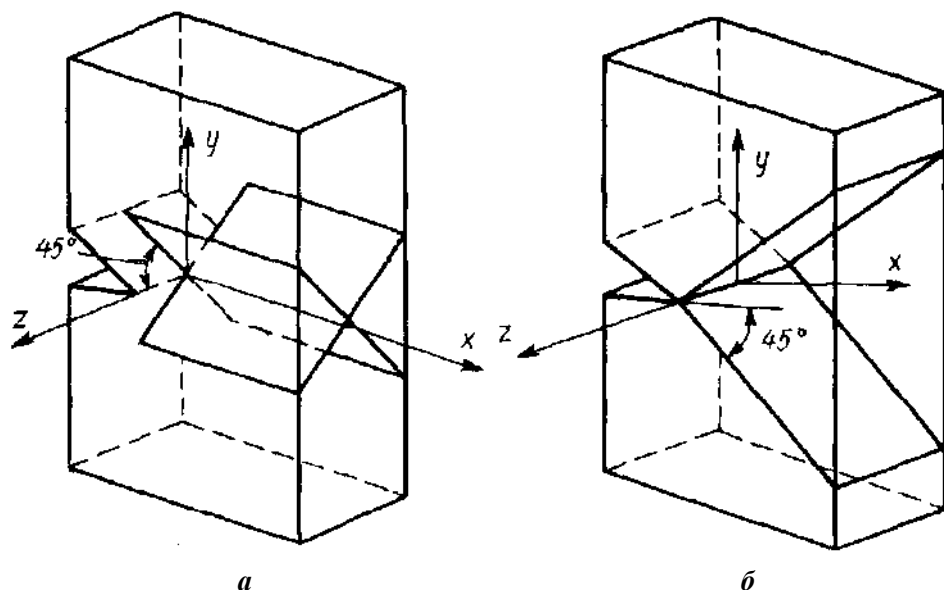


Рис. 1.4.14. Плоскости действия максимальных касательных напряжений при: *а* – плоском напряженном состоянии; *б* – плоской деформации.

Поскольку касательные напряжения являются причиной развития пластического разрыхления материала, то, очевидно, эти процессы наиболее интенсивно протекают по плоскостям действия τ_{\max} . Это схематически показано на рис. 1.4.15. При разрушении по механизму пластического сдвига рост трещины определяется обозначенными на схеме направлениями.

Более детализованная картина развития пластических деформаций в вершине изображена на рис. 1.4.16. В условиях плоского напряженного состояния (длинные трещины) в силу больших τ_{\max} разрушение происходит пластическим сдвигом с образованием косоугольного излома. Плоскость трещины при этом отклоняется от первоначального направления и приобретает наклон, близкий к 45° по отношению к лицевой поверхности образца (рис. 1.4.15, *а*). Пластическая зона перед вершиной трещины представляет собой два узких наклонных слоя (рис. 1.4.16), вытянутых в направлении роста трещины. На лицевых плоскостях образца возникает утяжка.

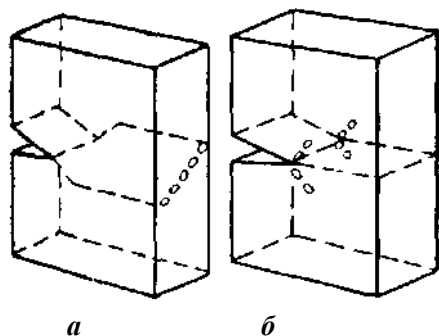


Рис. 1.4.15. Направления наиболее интенсивного развития пластического деформирования при: *а* – плоском напряженном состоянии; *б* – плоской деформации.

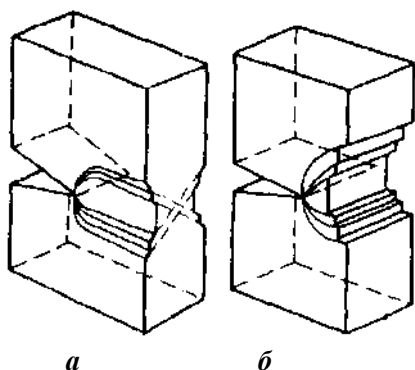


Рис. 1.4.16. Развитие пластических деформаций при: *а* – плоском напряженном состоянии; *б* – плоской деформации.

При плоской деформации (короткие трещины) пластическое течение в вершине трещины из-за малости τ_{\max} затруднено. Поэтому возможно опережающее наступление хрупкого разрыва по плоскости xz под действием растягивающих напряжений σ_y с образованием прямого излома. В случае если сопротивление материала велико и разрушение отрывом не происходит, начинают накапливаться пластические сдвиги по площадкам действия τ_{\max} , как показано на рис. 1.4.16. Разрушение происходит по пластическому механизму, но по-прежнему с образованием прямого излома в силу ортогональности площадок сдвига лицевым плоскостям образца. Важно отметить, что в условиях плоской деформации рост пластической зоны при ее развитии происходит поперек плоскости исходной трещины. Пластическая зона приобретает форму вытянутого в вертикальном направлении узкого слоя, расположенного перед фронтом трещины.

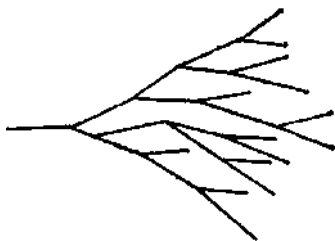


Рис. 1.4.17. Механизм ветвления трещины.

В динамических задачах распространения трещин необходимо учитывать зависимость пластических свойств от скорости деформирования. Если допустить, что разрушение вызывается нормальным наибольшим напряжением, то трещина с возрастанием скорости должна ветвиться. Это соображение, высказанное Иоффе, качественно подтверждается наблюдениями (рис. 1.4.17). По вычислениям возможность ветвления возникает при скорости распространения трещины (для $v = 0,25$) $w \approx 0,6c$, где c – скорость распространения волн сдвига.

В динамическом случае перед трещиной ($\theta = 0$) отношение главных напряжений σ_y/σ_x быстро падает с ростом скорости (рис. 1.4.18, пунктир). Следовательно, возникают более благоприятные условия для развития пластических деформаций. При этом следует помнить о зависимости пластических свойств материала от скорости деформирования.

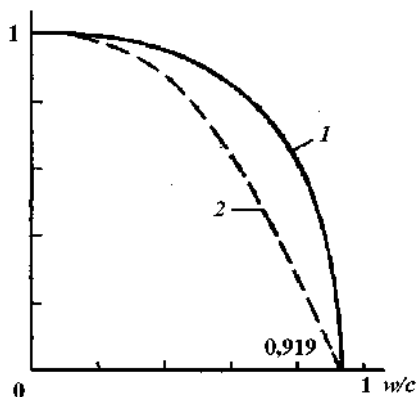


Рис. 1.4.18. Зависимость отношения коэффициентов напряжений от скорости распространения трещины:
 $1 - K_d/K$; $2 - \sigma_y/\sigma_x$.

В динамических условиях удельная поверхностная энергия U_σ может зависеть от скорости распространения трещины. Допустим, что она постоянна и имеет такое же значение, что и в статических условиях. Тогда отношение коэффициентов эффективности напряжений $K_d/K = \sqrt{(1-w)/[\alpha_1(1-\alpha_2^2)]\Xi(w)}$, где α_1, α_2 – скоростные параметры, $\Xi(w)$ – функционал скорости роста трещины.

При $w \rightarrow 0$ это отношение стремится к единице. На рис. 1.4.18 показана зависимость отношения K_d/K от скорости распространения трещины w/c , вычисленная по приведенной формуле для значения коэффициента Пуассона $\nu = 0,25$. С увеличением скорости коэффициент K_d монотонно уменьшается и обращается в нуль. Коэффициент K характеризует приток к вершине трещины освобождающейся энергии, которая расходуется на разрушение. Этот приток с ростом скорости w уменьшается.

Подведем итоги. Мы рассмотрели напряженное и деформированное состояния в телах с разрезами. Их анализ является задачей теории упругости. Полученные решения устанавливают зависимость компонент тензора напряжений и вектора перемещений в малой окрестности фронта разреза от характерного линейного размера разреза (например, его длины) и внешней нагрузки. Размер разреза и внешняя нагрузка полагаются при этом не зависящими друг от друга. Решение задачи теории упругости существует при произвольных их значениях без каких-либо ограничений.

Если определить трещину как разрез, способный распространяться, т. е. перейти к задаче механики разрушения, то сразу же возникает вопрос об условии начала роста трещины. Это условие, являющееся критерием разрушения, должно установить связь между размером разреза и величиной внешней нагрузки, при которой начинается рост трещины. После того как критерий разрушения установлен, размер трещины и внешняя нагрузка перестают быть независимыми, а задача теории упругости переходит в задачу механики разрушения. Критерий разрушения играет роль дополнительного граничного условия на контуре разреза в задаче теории упругости, позволяющего замкнуть постановку задачи механики трещин.

1.4.3. Критерии разрушения частиц с трещинами

Состояние тела, при котором разрез получает возможность распространяться, называется предельным, или критическим. Критерий разрушения характеризует условия наступления предельного состояния в теле с трещиной.

Существует несколько способов задания критерия разрушения. Рассмотрим **критерий, возникающий в рамках силового подхода и называемый силовым**. Свое название силовой подход в механике трещин получил по той причине, что он основан на анализе локального напряженного состояния в теле перед фронтом трещины. Альтернативный подход, называемый энергетическим, рассматривает лишь энергетические потоки для тела в целом.

Разрушение материала при распространении трещины определяется напряженно-деформированным состоянием, локализованным в ее вершине и определяемым приведенными асимптотическими формулами. Интенсивность и, следовательно, уровень опасности (с точки зрения разрушения) этого состояния полностью характеризуются коэффициентами интенсивности напряжений. Для каждого типа трещин существует критическое значение коэффициента интенсивности напряжений K_{Ic} , по достижении которого начинается рост трещины и происходит разрушение тела.

Сказанное поясняет схема, представленная на рис. 1.4.19. Здесь изображены кривые распределения напряжения σ_y в вершине разреза типа I при различных значениях коэффициента интенсивности напряжений K_I . С ростом K_I уровень напряжений увеличивается и при $K_I = K_{Ic}$ достигает предельного значения. Схема демонстрирует также, что в случае трещин нормального отрыва критерий $K_I = K_{Ic}$ аналогичен критерию максимального растягивающего напряжения в классических теориях прочности. Для каждого из трех типов трещин в отдельности силовой критерий разрушения, называемый критерием критического коэффициента интенсивности напряжений, записывается следующим образом:

$$K_\alpha = K_{\alpha c}, \quad \alpha = I, II, III. \quad (1.4.18)$$

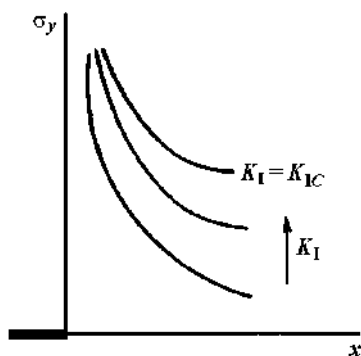


Рис. 1.4.19. Характер изменения напряжений σ_y в вершине трещины нормального отрыва при росте K_I .

Критические значения коэффициентов интенсивности напряжений, по предположению, являются постоянными материала, характеризующими его трещиностойкость. Чем выше $K_{\alpha c}$, тем лучше сопротивляется материал распространению в нем трещин и тем эффективнее противостоит хрупкому разрушению.

При фиксированных температуре, скорости нагружения и других внешних параметрах критическое значение коэффициента интенсивности напряжений $K_{\alpha c}$ является константой. Критические значения коэффициентов интенсивности напряжений подлежат экспериментальному определению.

Наиболее слабыми являются трещины нормального отрыва, поскольку для подавляющего большинства материалов K_{Ic} заметно меньше K_{IIc} и K_{IIIc} . Величина K_{Ic} имеет специальное название – вязкость разрушения. Воспользовавшись выражением (1.4.17), запишем силовой критерий (1.4.18) в развернутой форме

$$K_c = \sigma_p \sqrt{\pi l} Y(l/\delta). \quad (1.4.19)$$

В дальнейшем, где это не вызывает недоразумений, индекс α у коэффициента интенсивности напряжений опускается.

Если трещиностойкость материала, определяемая величиной коэффициента K_c , известна и определено конкретное выражение для функции $Y(l/\delta)$, тогда формула (1.4.19) позволяет решить две основные задачи: какую предельную нагрузку σ_c выдержит тело с трещиной заданной длины l и какова допустимая длина трещины l_c в теле, нагруженном заданным усилием.

Поскольку силовой критерий является локальным и определяет условие начала роста трещины в рассматриваемой точке ее контура, то возникает вопрос: приведет ли данное разрастание трещины к разрушению тела в целом, или вызовет лишь некоторое увеличение размера существовавшей полости, не сопровождаемое разрушением? С точки зрения глобального разрушения тела чрезвычайно важно знать, к какому виду равновесия относится предельное состояние, определяемое формулой (1.4.19), – устойчивому или неустойчивому.

Если условия нагружения тела таковы, что после малого подрастания трещины текущее значение коэффициента интенсивности напряжений уменьшается на малую величину, то рост трещин является устойчивым. Дальнейшее продвижение трещины в этом случае приостанавливается, и разрушения тела не происходит, т. е. условия глобального разрушения не достигаются. В устойчивом состоянии трещина неподвижна при постоянной внешней нагрузке. Требуется малое увеличение последней для малого увеличения размера трещины. Таким образом, область устойчивых предельных состояний определяется одним из неравенств $dK/dl < 0$, $d\sigma_p/dl > 0$.

Для роста трещины каждый раз требуется увеличивающаяся нагрузка. Система тело – трещина обладает относительно небольшим запасом упругой энергии, и трещина способна медленно распространяться или останавливаться в соответствии с изменением внешней нагрузки.

В области неустойчивых состояний, называемой закритической, малое увеличение размера трещины приводит к возрастанию текущего значения коэффициента интенсивности напряжений и, следовательно, к продолжению роста трещины, приобретающему при этом самоподдерживающийся характер. С точки зрения глобального разрушения неустойчивые трещины, очевидно, представляют наибольшую опасность.

В закритической области трещина может распространяться при постоянной нагрузке. Возможно ее распространение даже при уменьшающейся нагрузке.

Выделение области неустойчивых состояний производится на основе неравенств $dK/dl > 0$, $d\sigma_p/dl < 0$.

Формулы (1.4.18) и (1.4.19) относятся к частным видам трещин, когда только один из коэффициентов интенсивности напряжений отличен от нуля. В общем случае, когда отличны от нуля три коэффициента K_{σ} , можно предположить, что критерий локального разрушения, т. е. условие начала роста трещины в рассматриваемой точке контура, имеет вид $f(K_I, K_{II}, K_{III}, K_{Ic}, K_{IIc}, K_{IIIc}) = 0$. Функция трех аргументов f либо определяется экспериментально, либо устанавливается на основе дополнительных модельных представлений.

Энергетический подход получил широкое распространение в механике разрушения. Он успешно конкурирует с силовым в рамках линейной теории и имеет ощутимые преимущества в нелинейном случае, поскольку позволяет решать широкий круг задач на основе одного лишь анализа потоков энергии для тела в целом без привлечения сведений о детальных особенностях полей напряжений и деформаций в локализованных областях неупругого деформирования перед фронтом трещины.

Рассмотрим бесконечный объект толщиной t с прямолинейной сквозной трещиной, равномерно растягиваемой в ортогональном к плоскости трещины направлении силой F , как показано на рис. 1.4.20.

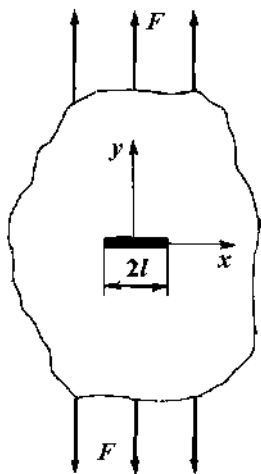


Рис. 1.4.20. Трещина Гриффитса.

Бесконечным объектом, очевидно, можно считать частицу конечных, но достаточно больших по сравнению с длиной трещины размеров. Изображенную на рис. 1.4.20 распространяющуюся в обе стороны трещину принято обозначать $2l$ и называть трещиной Гриффитса. Поверхностная энергия U_S , которая необходима для создания в частице двух поверхностей разрушения при образовании трещины длиной $2l$, определяется равенством

$$U_S = 2U_{\sigma}S = 4U_{\sigma}tl. \quad (1.4.20)$$

Входящая в (1.4.20) удельная поверхностная энергия разрушения U_{σ} обеспечивает существование твердого тела как единого целого и равняется сумме затрат энергии, которые потребны для создания единицы поверхности разруше-

ния. При фиксированных внешних условиях U_0 является константой материала, подлежащей экспериментальному определению. Ее размерность – энергия, деленная на квадрат длины, или сила, деленная на длину.

При отсутствии трещины силовые линии располагаются равномерно по частице. Накопленная в единице объема упругая энергия одинакова во всех точках объекта и определяется упругим потенциалом $U_c = \sigma_p \varepsilon / 2 = \sigma_p^2 / 2E$.

После появления трещины поле силовых линий в некоторой ее окрестности становится резко неоднородным. На фронте $x = \pm l$ силовые линии сгущаются. Вблизи вновь возникших свободных поверхностей выше и ниже трещины появляются разгруженные зоны, свободные от напряжений. Поскольку на достаточном удалении от трещины поле силовых линий остается невозмущенным, то допустим, что освобождение упругой энергии происходит только в этих зонах.

Пусть площадь разгруженных зон можно аппроксимировать ромбом с диагоналями $2l$ и $2\alpha l$, где α – некоторый числовой коэффициент. Вычисления показывают, что в рассматриваемой задаче $\alpha = \pi$. Так как общее количество освобождающейся энергии U_W определяется произведением объема разгруженных зон на плотность упругой энергии U_c , то получаем

$$U_W = -2\pi l^2 U_c = -\pi l^2 \sigma_p^2 / E. \quad (1.4.21)$$

На рис. 1.4.21 схематически построена зависимость общего изменения энергии образца $U_S + U_W$ вследствие образования трещины от ее длины l . Здесь же приведены аналогичные зависимости для U_S и U_W в отдельности.

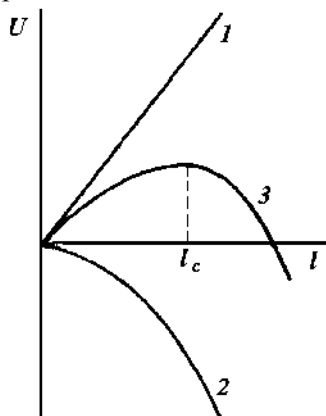


Рис. 1.4.21. Зависимость изменения энергии системы частица – трещина от длины трещины: 1 – U_S ; 2 – U_W ; 3 – $U_S + U_W$.

В соответствии с (1.4.20) и (1.4.21) поглощаемая трещиной энергия U_S изменяется по линейному закону, а освобождающаяся энергия U_W – по параболическому. При некоторой критической длине трещины l_c прирост освобождающейся энергии сравнивается с интенсивностью поглощения энергии трещиной. Наступает предельно равновесное состояние. Трещина становится неустойчивой, способной к лавинообразному распространению при бесконечно малом увеличении своей длины. Суммарное изменение энергии образца $U_S + U_W$ проходит через максимум, т. е. в критической точке:

$$d(U_S + U_W)/dS = 0 \quad \text{или} \quad d(U_S + U_W)/dl = 0. \quad (1.4.22)$$

Найдем критическое значение внешнего напряжения σ_c , при фиксированной длине трещины l , или критическую длину трещины l_c , если задано внешнее напряжение σ_p , то $\sigma_c = \sqrt{2EU_\sigma/\pi l}$, $l_c = 2EU_\sigma/(\pi\sigma_p^2)$. Эти формулы относятся к плоскому напряженному состоянию. Для случая плоской деформации:

$$\sigma_{lc} = \sqrt{2EU_\sigma/[\pi l(1-\nu^2)]}, \quad l_{lc} = 2EU_\sigma/[\pi\sigma_p^2(1-\nu^2)].$$

Трещина Гриффитса является примером неустойчивой (неравновесной) трещины. Критическое напряжение σ_c , требуемое для начала ее роста, как показывают полученные формулы, уменьшается с ростом l . Появившись, такие трещины распространяются далее самопроизвольно за счет освобождения большого запаса накопленной в частице упругой энергии. Зависимость критического напряжения от длины трещины изображена на рис. 1.4.22. При рассмотрении трещины Гриффитса предполагалось, что материал частицы является идеально упругим вплоть до разрушения. В действительности для многих материалов при повышении нагрузки наблюдается медленное устойчивое подрастание трещины от первоначальной ее длины l_0 , как показано на рис. 1.4.22. Данное явление обусловлено образованием выраженных пластических зон перед фронтом трещины. В рамках линейной механики разрушения оно не может быть учтено и является предметом нелинейной теории.

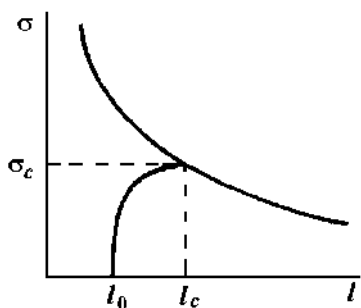


Рис. 1.4.22. Зависимость критического напряжения для трещины Гриффитса от ее длины.

В приведенных выше соотношениях характеристикой трещиностойкости материала является U_σ . Чем выше U_σ , тем лучше сопротивляется материал распространению трещин, поскольку тем большая энергия требуется для зарождения и поддержания разрушения. Однако механический смысл величины U_σ остается нечетко определенным, а ее прямое экспериментальное измерение в механическом эксперименте на макроуровне затруднено. В связи с этим получила распространение более удобная характеристика – критическое значение интенсивности освобождения упругой энергии: $G = \pm dU_W/dS$ или $G = \pm dU_W/dl$. Из формул (1.4.20) и (1.4.22) следует соотношение между U_σ и G_c : $G_c = 2U_\sigma$.

Величина G_c представляет собой интенсивность потока энергии, освобождающейся в результате упругой разгрузки тела при росте трещины. Этот поток направлен к фронту трещины и поглощается там, совершая работу разрушения, характеризуемую параметром U_σ . Как упругая энергия некоторой части объема нагруженного тела, величина G имеет смысл не только в критической точке. Можно говорить о докритических значениях величины G , понимая под этим

интенсивность потока энергии, которая могла бы высвободиться, если бы трещина начала распространяться при данной нагрузке. Различие между G и G_c аналогично различию между текущими и критическими значениями коэффициентов интенсивности напряжений K и K_c . G имеет ту же размерность, что и U_σ , – сила, деленная на длину. Ее называют скоростью освобождения энергии.

В общем случае интенсивность освобождения энергии G является функцией внешней нагрузки, характерных размеров трещины l и тела δ . Для трещины Гриффитса, в частности, из (1.4.21) получаем $G = \pi l \sigma_p^2 / E$, $G_I = \pi l \sigma_p^2 (1 - \nu^2) / E$. Первое выражение относится к плоскому напряженному состоянию, второе – к плоской деформации. Трещина Гриффитса является примером трещины нормального отрыва (тип I). Для трещин поперечного и продольного сдвигов (типы II и III) также можно ввести интенсивности освобождения упругой энергии. Для трещин смешанного типа в силу аддитивности отдельных составляющих энергии имеем

$$G = G_I + G_{II} + G_{III}. \quad (1.4.23)$$

Характеристика G позволяет в дополнение к силовому критерию сформулировать энергетический критерий разрушения тел с трещинами. Для предельно равновесного состояния этот критерий записывается $G(\sigma_p, l, \delta, \dots) = G_c$.

Поскольку оператор по времени $d/dt = \dot{S}d/dS$ или $d/dt = \dot{l}d/dl$ соответственно для двумерной и одномерной трещин, то соотношения (1.4.22) являются уравнениями сохранения энергии для трещины Гриффитса в условиях квазистатического нагружения, когда изменениями кинетической энергии системы можно пренебречь. Не принимается во внимание и работа внешних сил, так как последние приложены на бесконечно удаленной границе тела.

Между энергетической характеристикой G и силовой характеристикой K существует взаимно однозначная связь. Следствием этой связи является эквивалентность силового и энергетического критериев. Для выявления конкретного вида соотношения между ними необходимо проследить за изменением энергии в системе тело – трещина в процессе роста трещины, рассмотрев два состояния тела с трещиной – исходное и после некоторого подрастания трещины.

В результате можно получить следующие соотношения, связывающие энергетические и силовые характеристики стойкости трещин при плоской деформации и плоского напряженного состояния соответственно:

$$G_I = (1 - \nu^2) K_I^2 / E; \quad G_{II} = (1 - \nu^2) K_{II}^2 / E; \quad G_{III} = (1 - \nu^2) K_{III}^2 / E. \quad (1.4.24)$$

Эти формулы можно рассматривать как доказательство эквивалентности энергетического и силового методов. Силовые характеристики K_I и K_{II} одинаковы для обоих состояний, если рассматриваются их текущие, а не критические значения. В противоположность этому соответствующие энергетические характеристики, как следует из приведенных соотношений, заметно меняются при переходе от плоской деформации к плоскому напряженному состоянию.

Обращаясь к формулам (1.4.24) и используя аддитивность отдельных составляющих энергии (1.4.23), для трещины смешанного типа при плоской деформации можно записать

$$G = G_I + G_{II} + G_{III} = (1 - \nu^2)(K_I^2 + K_{II}^2 + K_{III}^2 / (1 - \nu)) / E. \quad (1.4.25)$$

Если за условие разрушения принять $G = G_c = \text{const}$, то из (1.4.25) вытекает следующий силовой критерий $K_I^2 + K_{II}^2 + K_{III}^2 / (1 - \nu) = \text{const}$, который является одной из возможных конкретизаций общего соотношения.

В области выраженных пластических деформаций, когда большим изменениям смещений отвечают малые изменения напряжений, можно ожидать хорошие результаты от использования деформационных критериев достижения предельно равновесных состояний.

Деформационному критерию удобно придать форму критерия критического раскрытия трещины в вершине – КРТ-критерия, являющегося аналогом классического критерия максимальных растягивающих деформаций.

В соответствии с КРТ-критерием предельно равновесное состояние тела с трещиной определяется достижением в вершине трещины критического значения раскрытия β_α , которое является константой материала, определяемой экспериментально. Для трещины произвольного типа КРТ-критерий имеет вид

$$\beta_\alpha(\sigma_p, l_0, \delta, \dots) = \beta_{\alpha c}, \quad \alpha = I, II, III. \quad (1.4.26)$$

В случае изотропных тел, для которых трещины типов I, II и III независимы, критерий (1.4.26) выполняется и при смешанных видах деформирования, поскольку, каким бы ни было напряженное состояние, разрушение в каждой конкретной ситуации происходит по одному из основных механизмов – нормальным отрывом, поперечным или продольным сдвигом. Область безопасных значений раскрытия трещин в пространстве $\beta_I, \beta_{II}, \beta_{III}$ ограничена здесь прямоугольным параллелепипедом со сторонами $\beta_{Ic}, \beta_{IIc}, \beta_{IIIc}$.

Если материал не изотропный и основные типы трещин перестают быть независимыми, то деформационный критерий разрушения можно записать в общей форме, подобной форме силового критерия. В этом случае область безопасных раскрытий ограничена поверхностью, вписанной в указанный прямоугольный параллелепипед.

Получило распространение, в частности, следующее аналитическое представление критерия:

$$(\beta_I / \beta_{Ic})^m + (\beta_{II} / \beta_{IIc})^n + (\beta_{III} / \beta_{IIIc})^k = 1.$$

Здесь m, n и k – параметры, характеризующие сопротивляемость материала росту трещин того или иного типа.

Эти соотношения с геометрической точки зрения являются уравнениями плоских кривых. Параметры m, n, k подбираются затем из условия наилучшей аппроксимации экспериментальных кривых. Обычно при этом используется метод наименьших квадратов.

Строгого теоретического обоснования, подобного обоснованию силового, КРТ-критерий не имеет. Это требует осторожности в применении критерия к конкретным материалам и условиям нагружения.

Выпишем уравнение сохранения энергии для линейно-упругого тела с трещиной в вариациях

$$\delta U_W + \delta U_S = \delta A. \quad (1.4.27)$$

Здесь U_W – энергия упругой деформации тела, A – работа внешних сил, U_S – поверхностная энергия, характеризуемая постоянной плотностью $\partial U_S / \partial l = G_c = 2U_\sigma = \text{const}$.

Равенство (1.4.27) выражает условие достижения предельно равновесного состояния и является критерием локального разрушения, которое отождествляется (для неустойчивых трещин) с глобальным, сопровождаемым лавинообразным динамическим ростом трещины. В закритической области, где выполнимо условие $\delta A - \delta U_W > \delta U_S$, равенство (1.4.27) перестает соблюдаться. Для его восстановления необходимо учесть, как это делается в динамике трещин, изменение кинетической энергии тела. Медленное докритическое распространение трещин, связанное не с устойчивой схемой нагружения, а с особенностями разрушения, пластического деформирования, в линейной теории не допускается.

Эксперимент показывает, что стадия докритического роста исходной трещины для большинства материалов является весьма существенной. Нередко критическая длина трещины, соответствующая началу быстрого разрушения, оказывается вследствие медленного подрастания на 50–100% больше исходной длины. Причем докритический рост происходит при постепенном увеличении внешней нагрузки и сопровождается соответствующим изменением размеров пластической зоны в вершине. В механике разрушения вводится характеристика, называемая докритической диаграммой разрушения (рис. 1.4.23). Пунктиром показана критическая диаграмма разрушения.

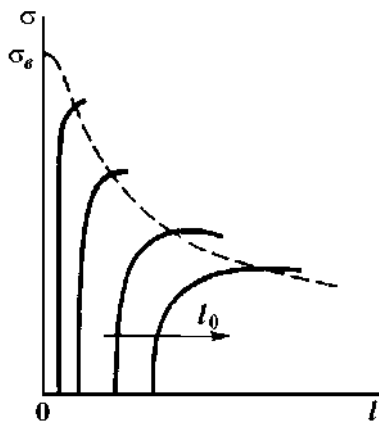


Рис. 1.4.23. Докритические диаграммы разрушения.

Такие диаграммы разрушения характеризуют способность материала тормозить быстрое развитие трещин. Чем больше докритическое подрастание начальной трещины допускает материал, тем выше его трещиностойкость.

Для обобщения критерия (1.4.27) на упругопластические тела будем считать, что U_W является полной энергией деформации, состоящей из упругой U_e и пластической U_p энергии деформации $U_W = U_e + U_p$. Представим (1.4.27) в форме

$$\delta A - \delta U_e = \delta U_S + \delta U_p. \quad (1.4.28)$$

Левая часть равенства представляет ту часть работы внешних сил, которая может быть выделена системой на инициализацию или поддержание процесса

разрушения. При докритическом росте трещины оба входящих в левую часть равенства слагаемых положительны, т. е. происходит одновременное увеличение и работы, и энергии упругой деформации.

Правую часть в (1.4.28) можно интерпретировать как вариацию сопротивления росту трещины, включающего не только поверхностную энергию разрушения, но и выделенную в отдельное слагаемое работу пластической деформации. Поскольку последняя является функцией внешней нагрузки, геометрии тела и размера трещины, то определяет общее сопротивление росту трещины. Сопротивление росту трещины в расчете на единицу площади (плотность работы разрушения) принято обозначать буквой R (от resistance – сопротивление):

$$R = d(U_S + U_p)/dS \text{ или } R = d(U_S + U_p)/dl.$$

Экспериментальные или теоретические зависимости, определяющие вид функции $R = R(l)$, называются R -кривыми. Вариационное уравнение (1.4.28) можно рассматривать как нелинейный энергетический критерий разрушения, если его правая часть задана, либо теоретически на основе модельных представлений, либо в виде экспериментальных зависимостей.

В упругопластических телах размер пластической зоны в вершине трещины немал и понятие коэффициента интенсивности напряжений теряет смысл.

Существует возможность введения применительно к условиям полномасштабной текучести параметра, играющего в нелинейной механике разрушения ту же роль, что K – в линейной. Этот параметр получил название инвариантного J -интеграла. Он эквивалентен K в квазихрупком приближении и по аналогии может рассматриваться как усредненная характеристика сингулярности локальных полей напряжений и деформаций в упругопластических телах с трещинами. Необходимо отметить, что J -интеграл не имеет столь же строгого теоретического обоснования, как K . Широкая область его применимости определена опытным путем методами экспериментальной механики разрушения.

Рассмотрим плоский объект из упругого материала с разрезом. Толщину будем считать постоянной и равной единице. Окружим вершину разреза произвольным контуром Γ , концы которого расположим на верхнем и нижнем берегах разреза, как показано на рис. 1.4.24. Внешнюю нормаль к контуру обозначим через $\bar{n} = (n_i)$, а направление обхода контура определим против часовой стрелки. Отбросим внешнюю по отношению к объекту часть, заменив ее действие вектором напряжений T с компонентами $T_i = \sigma_{ij}n_j$.

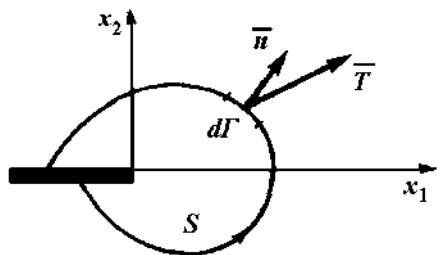


Рис. 1.4.24. Произвольный контур интегрирования, охватывающий вершину разреза.

По определению, J -интеграл выражается равенством

$$J = \int_{\Gamma} (U_c dx_2 - \bar{T} \partial \bar{u} / \partial x_1 d\Gamma). \quad (1.4.29)$$

Здесь U_c – упругий потенциал (плотность энергии деформации),

$$U_c = \int_0^{\varepsilon_{ij}} \sigma_{mn} d\varepsilon_{mn}, \quad dx_2 = n_1 d\Gamma, \quad \bar{u} – \text{вектор перемещений на } \Gamma.$$

Для выявления физического смысла введенной величины воспользуемся уравнением сохранения энергии (1.4.27) для области объекта, выделенной контуром Γ и соответствующими участками верхнего и нижнего берегов трещины,

$$\delta A - \delta U_W = \delta U_S. \quad (1.4.30)$$

Вариация работы внешних по отношению к рассматриваемой области сил

$$\delta A = \int_{\Gamma} \bar{T} \frac{\partial \bar{u}}{\partial l} \delta l d\Gamma.$$

Берега разреза, составляющие часть границы выделенной области, полагаются свободными от напряжений, и на них работа не совершается. Для изменения энергии деформации δU материала, заключенного внутри контура Γ , имеем $\delta U = \int_S \partial W / \partial l \delta l dx_1 dx_2$, где S – площадь, ограниченная контуром Γ .

Вариации входящих в (1.4.30) величин обусловлены варьированием длины трещины. Однако поскольку продвижение трещины на δl равнозначно переносу начала координат в новую вершину, то $\partial / \partial l = -\partial / \partial x_1$. Учитывая это и применяя формулу Грина для преобразования интеграла по области в интеграл по ее границе, можем представить левую часть уравнения (1.4.30) в виде

$$\delta A - \delta U = - \int_{\Gamma} \left(\bar{T} \frac{\partial \bar{u}}{\partial x_1} \delta l d\Gamma - W \delta l dx_2 \right).$$

Сопоставляя последнее равенство с (1.4.29), получаем

$$J = -(\delta A - \delta U) / t \delta l. \quad (1.4.31)$$

В знаменатель для общности введена толщина t . В условиях упругого деформирования J -интеграл определяет интенсивность освобождения упругой энергии и совпадает с величиной G . Для него, в частности, справедливы формулы (1.4.24), выражающие эквивалентность с коэффициентом интенсивности напряжений. В случае трещины смешанного типа по (1.4.25) имеем

$$J = (1 - \nu^2) / E (K_I^2 + K_{II}^2 + K_{III}^2 / (1 - \nu)).$$

В силу сказанного J -интеграл не имеет преимуществ перед характеристиками линейной механики разрушения G и K . Однако, как уже отмечалось, его достоинством является возможность использования в области упругопластического (квазивязкого) разрушения. Среди феноменологических критериев прочности имеются и такие, в которых критериальные уравнения содержат не один, а два (или несколько) прочностных параметра. Эти критерии, получившие название двухпараметрических (в общем случае n -параметрических), строятся та-

ким образом, чтобы в предельных случаях выполнялись частные условия прочности по каждому из параметров в отдельности, а в переходных областях обеспечивалось согласие с экспериментом. Последнего достигают подбором подходящей аналитической формы критерия либо эмпирически, либо на основе модельных представлений, либо исходя из эвристических соображений.

С механической точки зрения необходимость в n -параметрических критериях обусловлена наличием нескольких предельных механизмов разрушения одного и того же материала в зависимости от условий нагружения, воздействия внешней среды и других факторов. Между областями реализации предельных механизмов разрушения существуют переходные области, в которых разрушение носит смешанный характер.

Использование n -параметрических критериев дает ощутимые преимущества, связанные с возможностью охвата одним критериальным уравнением всего спектра наблюдаемых механизмов разрушения.

В телах с трещинами хрупкий и пластический механизмы также являются предельными. Промежуточную область занимает механизм квазивязкого разрушения, при котором одновременно проявляются и элементы хрупкого, и элементы пластического (вязкого) механизмов.

При построении двухпараметрических критериев в механике разрушения в целом используются приемы, апробированные в феноменологических теориях, однако формулировка критериев и их аналитическое представление устанавливаются на основе понятий и соотношений теории трещин. Один из двух параметрических критериев базируется на силовом подходе с использованием понятия коэффициента интенсивности напряжений. Другой – на деформационном подходе и использует понятия, связанные с раскрытием трещины в вершине.

Рассмотрим плоский образец из упругопластического материала с трещиной длиной l , растягиваемый нагрузкой F . Если выполняются условия хрупкого (квазихрупкого) разрушения, то справедлив силовой критерий разрушения. Представим его в форме

$$K(F, l)/K_{Ic} = 1. \quad (1.4.32)$$

В данном случае пластическая зона в вершине трещины имеет малые размеры. Будем уменьшать длину трещины. Это приведет к росту разрушающей нагрузки и увеличению размера пластической зоны. В пределе при $l = 0$ пластическая зона охватит сечение целиком и разрушение произойдет в условиях общей текучести при нагрузке $F = F_g$, определяемой пределом прочности σ_g . Критерий разрушения можно представить равенством

$$F(l)/F_g = 1. \quad (1.4.33)$$

Если предположить, что реализуются только два указанных механизма разрушения в чистом виде при отсутствии смешанных режимов разрушения, то критерии (1.4.32) и (1.4.33) могут быть совмещены на одной диаграмме, как показано на рис. 1.4.25, где вместо нагрузок использованы напряжения.

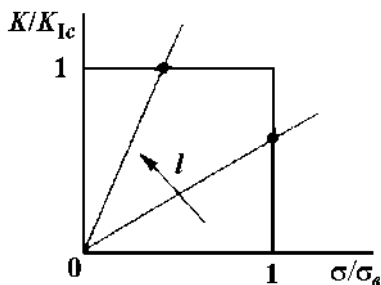


Рис. 1.4.25. Двухпараметрический критерий разрушения.

Предельная поверхность на диаграмме представляет границу единичного квадрата. Если напряженное состояние в частице таково, что характеризующая его точка (σ, K) оказывается внутри построенного квадрата, то разрушения не происходит. Попадание на предельную поверхность соответствует предельно равновесному состоянию. Критерий разрушения в двухпараметрической форме имеет вид $K(\sigma, l)/[K_{Ic} + \sigma(l)\sigma_s] = 1$. Для трещины Гриффитса связь между коэффициентом интенсивности K , напряжением σ и длиной трещины l выражается равенством

$$K = \sigma\sqrt{\pi l}. \quad (1.4.34)$$

В силу пропорциональности между K и σ рост K с увеличением внешней нагрузки при различных фиксированных длинах трещины $l = \text{const}$ изображается на рис. 1.4.25 пучком прямых линий, выходящих из начала координат. Угловой коэффициент этих прямых возрастет с ростом длины трещины l . При больших длинах трещины линии нагрузки пересекают горизонтальную сторону квадрата $K/K_{Ic} = 1$, и разрушение происходит хрупким образом. При коротких трещинах точка пересечения попадает на вертикальную сторону $\sigma/\sigma_s = 1$, и разрушение становится вязким, происходящим в условиях общей текучести.

Изложенная схема является до предела идеализированной и носит лишь иллюстративный характер. В реальных материалах всегда имеют место смешанные виды разрушения, и предельная поверхность изображается гладкой кривой, не выходящей за пределы изображенного на рис. 1.4.25 квадрата. Смешанные виды разрушения характеризуются тем, что пластическая зона, будучи соизмеримой с лигаментным размером объекта, не охватывает его целиком.

Для неограниченных идеально хрупких (или квазихрупких) тел с увеличением длины трещины происходит компенсирующее падение разрушающей нагрузки σ_c в соответствии с (1.4.34), и предельные значения коэффициентов интенсивности напряжений $K(\sigma_c, l)$ остаются постоянными. Поэтому предельная кривая в области хрупких состояний остается параллельной оси абсцисс, как показано на рис. 1.4.26 штриховой линией. Для тел конечных размеров справедлива формула (1.4.17).

Здесь взаимная компенсация σ и l в широких пределах невозможна. Поэтому для частиц конечных размеров предельная кривая в области хрупких состояний стремится к началу координат, как показано сплошной линией на рис. 1.4.26.

Такая предельная кривая является графическим изображением в безразмерных координатах характеристики прочности – предела трещиностойкости

$$I_c = K_c(l). \quad (1.4.35)$$

После того как критические значения I_c с использованием (1.4.35) экспериментально определены, критерий разрушения записывается в виде $K(\sigma, l) = I_c(l)$. Отсюда можно найти разрушающее напряжение при заданной длине трещины или, наоборот, допустимый размер трещины при заданной внешней нагрузке.

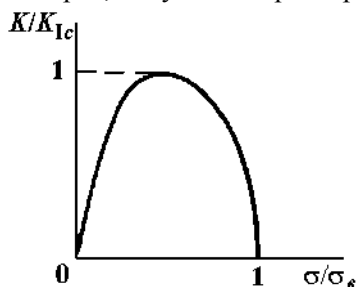


Рис. 1.4.26. Предельная кривая по двухпараметрическому критерию разрушения.

Для трещины Гриффитса в квазихрупком приближении имеем

$$K = \sigma \sqrt{\pi(l + r_p)} = \sigma \sqrt{\pi(l + K_c^2 / (2\pi\sigma_\theta^2))},$$

где поправка Ирвина r_p представлена не через предел текучести σ_T , а через предел прочности σ_θ . Для критического состояния, при котором $\sigma = \sigma_c$, с учетом равенства $\sigma_c \sqrt{\pi l} = I_c$, из приведенной формулы следует $(I_c / K_c)^2 + (\sigma_c / \sigma_\theta)^2 / 2 = 1$.

Если воспользоваться формулой нелинейной механики разрушения для нелинейно-упругого (деформационная теория пластичности) объекта, то получим уравнение предельной кривой в более общей форме $(I_c / K_c)^2 + (\sigma_c / \sigma_\theta)^m / 2 = 1$, где $m = (1 + n)/n$, n – показатель упрочнения.

Подведем итоги. В настоящее время представляется возможным предложить аналитические критерии разрушения только для предельных механизмов разрушения. Проведенный анализ показал, что между силовыми и энергетическими критериями разрушения принципиальной разницы нет. Между областями реализации предельных механизмов разрушения в чистом виде существуют переходные области, в которых разрушение носит смешанный характер. С точки зрения механики необходимость в n -параметрических критериях обусловлена наличием нескольких предельных механизмов разрушения одного и того же материала в зависимости от условий нагружения, воздействия внешней среды и других факторов.

1.4.4. Усталостное разрушение частиц

Под термином «усталость» в общем случае понимают изменение свойств материала дисперсных частиц при многократном (циклическом) приложении внешних нагрузок. Данный режим нагружения типичен для механической обработки дисперсных материалов.

Усталостное разрушение обладает рядом специфических особенностей и не может быть количественно описано на основании данных, получаемых в квазистатическом эксперименте. Цикличность нагружения приводит к возникновению особого механизма разрушения, который на макроуровне проявляется в медленном распространении зародившейся после некоторого числа циклов нагружения трещины без образования сколько-нибудь значительной пластической зоны в вершине. Окончательное разрушение частицы происходит по достижении трещиной критической длины при относительно низком уровне напряжения. Характер разрушения в целом является хрупким, даже в случае материалов, в обычных условиях разрушающихся вязко.

Различают две стадии усталостного разрушения. На первой из них, называемой инкубационной, происходит зарождение и накопление микроповреждений по объему частицы. Этот процесс носит название объемного, или рассеянного, разрушения. Он сопровождается необратимой объемной деформацией вследствие разрыхления материала и изменением механических свойств последнего в функции прошедшего числа циклов нагружения. Окончание первой стадии определяется образованием в наиболее опасной точке макротрещины, постепенный рост которой является основным на второй стадии усталостного разрушения. Окончание второй стадии совпадает с достижением трещиной критической длины и общим разрушением частицы.

Относительная продолжительность каждой из стадий может колебаться и в широких пределах в зависимости от свойств материала, геометрии и размеров частицы, условий нагружения и других факторов. Если частица имеет большой размер и не содержит концентраторов напряжений, то можно ожидать, что ее усталостная долговечность (число циклов до разрушения) будет определяться продолжительностью первой стадии. В малых частицах или при наличии сильных концентраторов напряжений высока вероятность возникновения усталостной трещины на ранних этапах нагружения. В этом случае усталостная долговечность определяется числом циклов нагружения, необходимых для подрастания трещины до критической длины, и, учитывая хрупкий характер материала, эффективно описывается методами линейной механики разрушения. Используют также методы нелинейной механики разрушения, интерпретируя усталостную трещину как медленно распространяющуюся до критической.

При росте внешней нагрузки концентрация напряжений в вершине трещины приводит к сдвигу по одной из плоскостей спайности в направлении действия максимальных касательных напряжений. Затем происходит сдвиг по другой плоскости, симметричной первой относительно линии трещины. Трещина увеличивает свою длину и останавливается вследствие упрочнения. Уменьшение внешней нагрузки и упругая разгрузка основного массива материала вызывают появление сжимающих напряжений в вершинной области пластической зоны. Когда эти напряжения превысят предел текучести, возникнет пластическая деформация сжатия, поверхности трещины сблизятся. При последующем нагружении трещина вновь продвинется. Усталостная трещина растет дискретно.

В качестве характеристик цикла нагружения используются: ω – частота, σ_m , σ_{\max} , σ_{\min} – среднее, максимальное и минимальное напряжения цикла, $r = \sigma_{\min}/$

σ_{\max} – коэффициент асимметрии, $\Delta\sigma = \sigma_{\max} - \sigma_{\min}$ – размах напряжения цикла. Расширяя понятия линейной механики разрушения на условия усталостного нагружения, введем K_{\max} , K_{\min} , K_m – соответственно максимальное, минимальное, среднее значения коэффициента интенсивности напряжений в цикле. Связь между ними и напряжениями устанавливается формулой (1.4.17). Поскольку рост усталостной трещины, как правило, носит хрупкий характер, то напряженное состояние в окрестности ее вершины при растяжении однозначно определяется величиной K . Приняв за характеристики цикла K_{\max} и r , можно записать

$$dl/dn = \varphi(K_{\max}, r). \quad (1.4.36)$$

В применении к нагружению по пульсирующему циклу ($K_{\max} = \Delta K$, $r = 0$) из (1.4.36) получаем

$$dl/dn = \varphi(\Delta K). \quad (1.4.37)$$

Дальнейшая конкретизация полученного соотношения требует обращения к эксперименту. На рис. 1.4.27 построена экспериментальная зависимость скорости роста усталостной трещины от размаха коэффициента интенсивности напряжений. Можно видеть, что в достаточно большом диапазоне изменения скоростей зависимость является линейной. Это дает основание использовать степенную аппроксимацию для функции $\varphi(\Delta K)$ (формула (1.4.37)):

$$dl/dn = C(\Delta K)^m, \quad (1.4.38)$$

где C и m – константы материала, определяемые экспериментально.

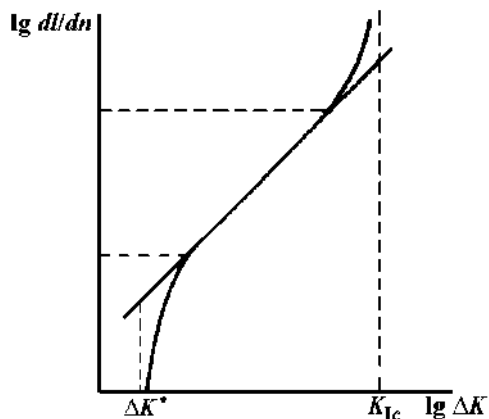


Рис. 1.4.27. Экспериментальная зависимость скорости роста усталостной трещины от размаха коэффициента интенсивности напряжений.

Формула (1.4.38), называемая формулой Пэриса, явилась предметом многочисленных исследований, проведенных на различных материалах и в различных условиях. Установлено, что формула может использоваться не только в применении к пульсирующему циклу нагружения, но часто и в произвольном случае: $r > 0$. При этом зависимость скорости dl/dn от коэффициента асимметрии цикла удастся учесть введением данной зависимости в параметры C и m , т. е. положив $C = C(r)$ и $m = m(r)$. В ряде случаев, когда линейные участки экспериментальных кривых $dl/dn - \Delta K$, относящихся к различным r , параллельны, функцией r оказывается только C .

Будучи эмпирической, формула (1.4.38) требует соблюдения определенных предосторожностей, связанных с ограниченностью области применимости, возможным различием в значениях C и m для диапазонов многоциклового и малоциклового усталости. Использование формулы Пэриса приводит к удовлетворительным результатам при скоростях $dl/dn > 2,5 \cdot 10^{-5}$ мм/цикл, если максимальное напряжение цикла не превосходит предела текучести и не учитывается относительно короткий участок ускоренного роста трещины перед разрушением.

При повышении требований к точности расчетов или в условиях неприменимости формулы Пэриса используются и другие зависимости, например предложенная Формэном формула, в явной форме учитывающая влияние коэффициента асимметрии цикла,

$$\frac{dl}{dn} = \frac{C(\Delta K)^m}{(1-r)K_{Ic} - \Delta K} = \frac{C(\Delta K)^m}{(1-r)(K_{Ic} - K_{\max})}.$$

При построении этой формулы принималось во внимание, что $dl/dn \rightarrow \infty$ при $K_{\max} \rightarrow K_{Ic}$. На самом деле критическое значение коэффициента интенсивности напряжений при усталостном разрушении может быть заметно меньше вязкости разрушения K_{Ic} из-за накопления микроповреждений в материале до подхода трещины. Чтобы учесть данные эффекты, иногда вводят вязкость разрушения поврежденного материала: $K_{fc} < K_{Ic}$.

В качестве обобщения формулы Пэриса может рассматриваться выражение

$$dl/dn = C(K_{\max} f(r))^m. \quad (1.4.39)$$

Если функцию $f(r)$ определить равенством $f(r) = 1 - r$, то (1.4.39) приводится к виду (1.4.38).

Обращаясь к рис. 1.4.27, можно видеть, что при малых ΔK рост трещины замедляется и при достижении некоторого порогового уровня нагрузки ΔK прекращается. В относительно узкой области больших ΔK , наоборот, наблюдается ускоренный рост трещины. Отмеченные особенности экспериментальной кривой описываются, например, следующей зависимостью:

$$dl/dn = \alpha[(\Delta K - \Delta K^*)/(K_{Ic} - \Delta K)]^\beta,$$

где α, β – экспериментальные константы.

В области малоциклового усталости, когда число циклов до разрушения невелико, можно проводить расчеты на основе нелинейного энергетического критерия. Число циклов до разрушения определяется равенством

$$N = \int_{l_0}^{l_c} \frac{dl}{\varphi(K_{\max}, \Delta K)}, \quad (1.4.40)$$

где l_0 и l_c – начальный и критический размеры трещины. Проведя интегрирование, из (1.4.38) и (1.4.40) получаем

$$N = \frac{2}{C_1(m-2)(\Delta\sigma)^m} \left(\frac{1}{l_0^{(m-2)/2}} - \frac{1}{l_c^{(m-2)/2}} \right) \text{ при } m > 2, \quad N = \frac{1}{C_2(\Delta\sigma)^2} \ln \frac{l_c}{l_0} \text{ при } m = 2,$$

где $C_1 = C\pi^{m/2}Y^m$, $C_2 = C\pi Y^2$.

Кривые роста усталостной трещины при различных нагрузках и различных начальных длинах схематически показаны на рис. 1.4.28.

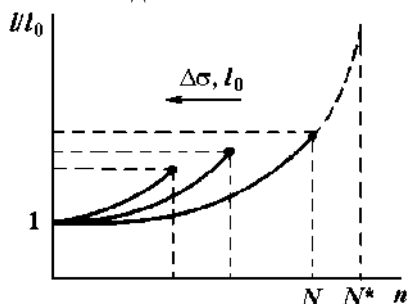


Рис. 1.4.28. Кривые роста усталостной трещины при различных нагрузках и начальных длинах.

Подведем итоги. Характер разрушения в целом является хрупким, даже в случае материалов, в обычных условиях разрушающихся вязко. Формула Пэриса требует при применении соблюдения определенных предосторожностей, связанных с ограниченностью области применимости для многоциклового и малоциклового усталости. Использование формулы Пэриса приводит к удовлетворительным результатам, если максимальное напряжение цикла не превосходит предела текучести и не учитывает относительно короткий участок ускоренного роста трещины перед разрушением. При повышении требований к точности расчетов или в условиях неприменимости формулы Пэриса используются другие зависимости.

1.4.5. Затраты энергии на измельчение

Дисперсные кристаллические частицы разрушаются и измельчаются до частиц желаемого размера раздавливанием, разламыванием, истиранием, свободным или стесненным ударом (рис. 1.4.29).

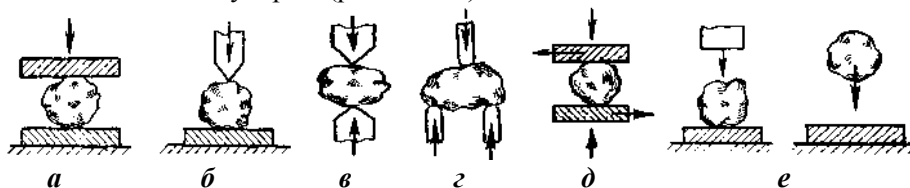


Рис. 1.4.29. Способы измельчения: *а* – раздавливание; *б* – раскалывание; *в* – разламывание; *г* – истирание; *д* – стесненный удар; *е* – свободный удар.

При ударе частица распадается на части под действием динамической нагрузки, в остальных случаях преобладают статические или квазистатические нагрузки. При сосредоточенной нагрузке получается эффект, подобный раскалыванию, – тело разрушается на части в местах концентрации наибольших нагрузок, а при распределении нагрузки по всему объему эффект разрушения аналогичен раздавливанию – тело под действием нагрузки деформируется по всему объему. Когда внутреннее напряжение в нем превысит предел прочности сжатию, тело разрушается.

Различают следующие виды разрушения:

- раздавливание (рис. 1.4.29, *а*) – частица под действием нагрузки деформируется по всему объему, и когда внутреннее напряжение в нем превысит

предел прочности сжатию, разрушается. В результате такого разрушения получают частицы различного размера и формы;

- раскалывание (рис. 1.4.29, б) – частица разрушается на части в местах концентрации наибольших нагрузок, передаваемых клинообразными рабочими элементами измельчителя. Образующиеся при этом частицы более однородны по размерам и форме, хотя форма, как и при раздавливании, непостоянна. Способ раскалывания по сравнению с раздавливанием позволяет регулировать крупность получаемых частиц;

- разламывание (рис. 1.4.29, в) – частица разрушается под действием изгибающих сил. Размеры и форма частиц, получающихся при разламывании, примерно такие же, как и при раскалывании;

- истирание (рис. 1.4.29, г) – частица измельчается под действием сжимающих, растягивающих и срезающих сил. При этом получают мелкий порошкообразный продукт;

- удар (рис. 1.4.29, д и е) – различают разрушение частиц стесненным и свободным ударом. При стесненном ударе (рис. 1.4.29, д) частица разрушается между двумя другими частицами. Эффект такого разрушения зависит от кинетической энергии ударяющего тела. При свободном ударе (рис. 1.4.29, е) разрушение наступает в результате столкновения частицы с другой частицей или рабочим элементом аппарата. Эффект разрушения определяется скоростью столкновения независимо от того, движется разрушаемая частица или рабочий орган мельницы. В работе подавляющего большинства современных машин и аппаратов измельчения использованы способы раскалывания, раздавливания и удара, а также сочетание этих способов с разламыванием и истиранием.

Когда напряжение в материале превышает внутренние силы сцепления частиц, он распадается на более мелкие части. Если размер этих осколков велик, их снова подвергают разрушению до тех пор, пока не получают продукт требуемой крупности. Определение затрачиваемой при этом энергии составляет одну из главных проблем в теории измельчения.

Количество энергии, необходимое для измельчения какого-либо материала до определенного размера, зависит от размера, формы, взаимного расположения кусков, прочности, хрупкости, однородности исходного материала, его влажности, вида и состояния рабочих поверхностей машины. Поэтому установить аналитическую зависимость между расходом энергии на измельчение, физико-механическими свойствами измельчаемого материала и результатами процесса можно лишь приближенно.

Зависимость между дисперсностью измельчаемых твердых тел и затратами энергии на измельчение принято называть законом измельчения. В настоящее время известно несколько таких экспериментальных законов. Многие из них могут быть формально выражены следующим эмпирическим соотношением:

$$dU = -B_1 d\delta / \delta^m = B_2 dS / S^{2-m}, \quad (1.4.41)$$

где U – энергия, сообщаемая единице объема разрушаемого тела; δ – средний размер зерен; S – удельная поверхность; B_1 , B_2 и m – эмпирически подбираемые постоянные.

Риттингер предположил, что работа, затрачиваемая на измельчение, пропорциональна размеру вновь образованной в материале поверхности:

$$U = B_2 \Delta S. \quad (1.4.42)$$

Впоследствии эта гипотеза была названа **первым законом измельчения, или законом поверхностей**.

Выражение (1.4.42) эквивалентно интегрированию (1.4.41) при $m = 2$. Предположение о прямой пропорциональности работы измельчения вновь образованной поверхности можно считать справедливым только в случае, когда объем обрабатываемого материала практически не влияет на затраты энергии. Если измельчение производится ударом, это предположение несправедливо, так как в этих случаях не учитывается энергия, затрачиваемая на деформацию тела без разрушения. При этом затраты энергии зависят не только от природы материала, но и от степени и способа измельчения.

Вновь образованную поверхность можно выразить через начальные и конечные размеры диспергируемого материала, приняв, что этот материал до и после диспергирования состоит из кусков правильной кубической формы. Если обозначить размер (длина ребра) исходного и конечного куба соответственно через D и d , а степень дробления через i , то при разделении куба на две части, как это показано на рис. 1.4.30, *а*, вновь образованная поверхность будет иметь площадь, равную $2D^2$. Тогда в соответствии с законом Риттингера затраченная энергия $U = B_2 2D^2$.

Если разделить куб шестью плоскостями (рис. 1.4.30, *б*) со степенью измельчения $i = 3$, то получим, что при степени измельчения куба i вновь образованная поверхность $\Delta S = 6(i - 1)D^2$.

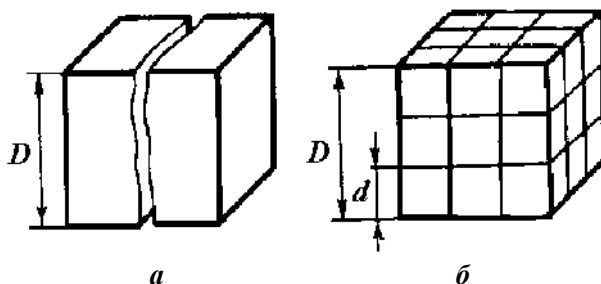


Рис. 1.4.30. Схема разделения куска материала кубической формы при измельчении: а — одной плоскостью; б — шестью плоскостями.

Если измельчению подвергается не один кусок, а необходимая линейная толщина удаления Q (м^3) материала, и средний размер частиц материала равен δ , то энергия измельчения будет $U = 6B_2 Q(i - 1)/\delta$ или, выразив количество измельченного материала в весовых единицах и приняв $6B_2/\rho$ равным K_1 , получим формулу, выражающую закон Риттингера:

$$U = K_1 G(i - 1)/\delta. \quad (1.4.43)$$

В этой формуле имеются параметры, которые характеризуют измельчение и могут быть в каждом случае определены непосредственно или заданы: степень измельчения, средневзвешенный размер частиц, количество материала.

Можно предположить, что энергия изменяется пропорционально объемам или массам тел. Этот закон получают из теории упругости, согласно которой для разрушения идеально хрупкого тела объема V требуется затратить энергию $U = \sigma^2 V / 2E$, где σ – напряжения, E – модуль Юнга.

Эта гипотеза названа **вторым законом измельчения, или законом объемов**.

Энергия равна произведению силы на путь, который при измельчении равен абсолютной деформации тела. Так как деформация тела, по закону Гука, пропорциональна его линейным размерам, то имеем $U = K_2 D^3$, где K_2 – коэффициент пропорциональности, отличающийся от соответствующего коэффициента в формуле (1.4.43). По закону Кирпичева – Кика усилия, необходимые для измельчения, прямо пропорциональны площадям поперечных сечений, а затрачиваемая энергия – объемам тел.

Если принять, что на измельчение поступает G (кг) материала со средним размером кусков δ , и предположить, что общая степень измельчения достигается за несколько одинаковых стадий, то энергия измельчения

$$U = K_2 G \ln i = K_2 G \ln(S_{y\delta} / S_{y\delta 0}), \quad (1.4.44)$$

где $S_{y\delta 0}$ – удельная поверхность твердого тела до его измельчения. Формула (1.4.44) выражает закон Кирпичева – Кика. Интегрирование соотношения (1.4.41) при $m = 1$ также приводит к выражению $U = B_2 \ln(S_{y\delta} / S_{y\delta 0})$.

После опубликования указанных законов измельчения появились работы, посвященные их анализу и сопоставлению. Мнения ученых разделились. Одни считали, что законы Кирпичева – Кика и Риттингера справедливы для разных стадий измельчения. Закон Кирпичева – Кика определяет энергию на упругую деформацию материала и не учитывает вновь образованной поверхности и потому закон справедлив для дробления, где основная энергия затрачивается на деформацию материала. Закон Риттингера учитывает затраты энергии на упругую деформацию и более подходит для помола, где преобладает истирание с интенсивным образованием новой поверхности.

Развитием закона Кирпичева – Кика является теория Стедлера, которая сводится к следующему. Работа измельчения тела равна произведению степени измельчения на разрушающую силу и на путь действия этой силы:

$$U = aFl, \quad (1.4.45)$$

где F – разрушающая сила, пропорциональная площади сечения условного тела $F \sim S \sim 3D^3/d$; l – путь действия разрушающей силы, или величина деформации тела, при которой оно разрушается, этот путь пропорционален размеру d конечной частицы $l \approx d$.

Подставив значения a , F и l в выражение (1.4.45), Стедлер получил окончательную формулу для энергии измельчения: $U = K_3 i^3 D^3$.

Соображения Стедлера о том, что измельчение тела происходит в несколько этапов и что расход энергии измельчения зависит от числа этих этапов, были учтены более поздними исследователями и соответствующим образом использованы. Л.Б. Левенсон, основываясь на теории Кирпичева – Кика, предложил следующий упрощенный путь определения энергии, затрачиваемой на измель-

чение материала. Если вместо напряжения σ в выражение работы упругих деформаций подставить разрушающее напряжение (предел прочности) σ_* , получим энергию, затраченную на разрушение деформируемого объема куска материала до продукта с частицами размером, приближающимся к нулю. При этом степень измельчения теоретически достигает бесконечности.

Формула энергии, затраченной на измельчение, примет вид $U = \sigma_*^2 d^3 (i^3 - 1) / 2E$. Эта формула была рекомендована для определения энергии, затрачиваемой на измельчение дисперсного кристаллического материала.

Сферы применения соперничавших теорий были разделены. Теория Риттингера приемлема для определения энергетических затрат в области тонкого измельчения, а теории Кирпичева – Кика отводилась область мелкого, среднего и крупного измельчения. Однако проблема установления связи между энергетическими затратами и результатами измельчения продолжала по-прежнему оставаться центральной темой теории измельчения.

Существует утверждение, что было бы неправильно применять законы Кирпичева – Кика и Риттингера отдельно для разных стадий измельчения – они дополняют один другой и действуют совместно.

В общем случае закон измельчения можно записать в виде суммы:

$$dU = \alpha_1 dS + \alpha_2 dS / S, \quad (1.4.46)$$

где α_1, α_2 – эмпирически подбираемые коэффициенты.

П. Ребиндер предложил формулу расхода энергии при измельчении, в которой объединена работа, затрачиваемая на деформацию разрушаемых кусков и образование новых поверхностей $U = K_2 \Delta V + K_1 \Delta S$ или $U = \sigma_*^2 / 2E \Delta V + K_1 \Delta S$, где K_1, K_2 – коэффициенты пропорциональности; ΔV – деформированный объем; ΔS – вновь образованная поверхность.

Ф. Бонд выдвинул гипотезу, которая также предполагает математическое объединение двух первых законов, и назвал ее **третьим законом измельчения**. Бонд предложил определять работу, затрачиваемую на измельчение, как величину, пропорциональную среднегеометрической из объема и поверхности разрушаемого тела: $U = K \sqrt{VS}$.

Согласно Бонду, энергия, необходимая для измельчения G (кг) материала со средним размером частиц D до среднего размера d , $U = K_4 G (1/\sqrt{d} - 1/\sqrt{D})$.

А.К. Рундквист, преобразовав данную формулу, получил обобщенное выражение $U = K_5 G (i^{n-1} - 1) / D^{n-1}$. Принимая в формуле показатель степени n равным 2; 1,5 и 1, можно получить соответственно выражения законов Риттингера, Бонда и Кирпичева – Кика. Если у Риттингера энергия $U = f(D^2)$, у Кирпичева – Кика $U = f(D^3)$, а у Бонда $U = f(D^{2.5})$, то Рундквист представил эту энергию в более общем виде: $U = f(D^m)$. К аналогичным результатам приводит интегрирование (1.4.41) при $m=n$.

Методы решения задачи о расходе энергии на измельчение материала, предложенные Риттингером и Кирпичевым – Киком, основаны на определенном физическом истолковании процесса. Методы Бонда и Рундквиста такого истол-

кования не имеют. Нельзя представить себе физический смысл выражения, определяемого как квадратный корень произведения поверхности на объем тела. Также непонятна физическая модель, когда работа измельчения пропорциональна линейному размеру в какой-либо дробной степени.

Ни одна из предложенных формул для определения работы, затрачиваемой на измельчение, не получила широкого применения. Это объясняется, прежде всего, сложностью рассматриваемой задачи.

Различие в энергетических затратах на измельчение материала разными способами, но с одинаковыми для практики конечными результатами можно было бы охарактеризовать коэффициентом полезного действия данного способа, понимая под этим коэффициентом отношение необходимой (полезной) работы измельчения к затраченной. Последняя всегда больше необходимой, так как часть энергии рассеивается в виде тепла и идет на перемещение частиц внутри тела, не вызывая его разрушения, а часть расходуется на преодоление трения между материалом и рабочими элементами измельчающей машины.

Если бы можно было определить ту минимальную работу, которая необходима для получения определенного результата измельчения независимо от способа измельчения, то удалось бы определить и коэффициент полезного действия каждого способа, поскольку фактический расход энергии определяется прямым замером. К сожалению, исследования в этом направлении пока еще не дают однозначного ответа о коэффициентах полезного действия различных способов измельчения.

Измельчение материала, как отмечалось выше, идет в несколько приемов. На каждом этапе получают частицы различной дисперсности. В составе этих частиц имеются и такие, которые не должны были бы подвергаться разрушению в последующих приемах, но не всегда возможно вывести их из процесса. Они остаются в общей массе материала, воспринимают на себя часть действующих усилий, гасят их, переизмельчаются и резко тормозят течение процесса в нужном направлении.

Последнее существенно заметно при тонком измельчении, когда в одной машине достигается высокая степень измельчения, доходящая до 100 и выше. При крупном, среднем и мелком измельчении материалов средней прочности, когда степень измельчения составляет 3–4, расход энергии колеблется от 0,4 до 1 кВт·ч/т; при тонком помоле расход энергии достигает 30 кВт·ч/т, а иногда и больше. Часто высокий удельный расход энергии при тонком измельчении объясняют только изменением прочности материала. Чем мельче частицы, тем меньше в материале внутренних дефектов, тем они прочнее и, следовательно, на их измельчение требуются большие затраты энергии.

При переходе из области крупного измельчения в область тонкого частицы однородных материалов сохраняют свой технологический состав и основные физико-механические свойства. Вывод о том, что с уменьшением размера частиц растет их прочность, к этим материалам неприменим. При измельчении неоднородных материалов, т. е. материалов, состоящих из склеенных или спаянных частиц разных веществ, с уменьшением размера частиц их физико-механические свойства изменяются. Это изменение может идти как в сторону

повышения, так и в сторону понижения прочностных свойств материала частиц, что еще не означает увеличения удельного расхода энергии при переходе в область тонкого измельчения.

Описанные выше и другие известные в литературе законы измельчения твердых тел не выполняются в области очень высокой дисперсности. Попытки найти такую формулу закона измельчения, которая была бы пригодна для описания тонкого и сверхтонкого измельчения, оказались неудачными, что во многом обусловлено недостаточностью и противоречивостью относящихся к этому вопросу экспериментальных данных. Такое положение сложилось по ряду причин, главные из которых следующие.

Поверхностно-активные вещества оказывают очень сильное влияние на тонкое диспергирование. Это влияние становится заметным даже при ничтожно малых концентрациях, составляющих 0,04% по весу, или при поверхностных концентрациях, близких к 0,1 насыщенного мономолекулярного слоя. Избавиться от наличия таких следов влаги или других жидких примесей в большинстве случаев практически невозможно. Поэтому помолы твердых сухих веществ на самом деле представляют собой либо помолы с добавками поверхностно-активных веществ, либо комбинирование таких помолов с помолами фактически сухими, когда в результате роста дисперсности поверхностная концентрация жидких примесей во много раз уменьшается и их влияние становится сравнительно небольшим.

В области дисперсности более 10–20 м²/г измельчение порошков ряда твердых тел, как было показано выше, сопровождается агрегированием, приводящим к столь значительному искажению результатов измельчения, что какая-либо разумная их трактовка без учета этого факта становится невозможной. Значительные трудности возникают в связи с агрегацией и при дисперсионном анализе тонко измельченных порошков.

Во многих работах по теории измельчения не принималось во внимание, что разрушение твердых тел сопровождается пластической деформацией, на которую затрачивается некоторая доля подводимой энергии. Аморфизация и другие изменения кристаллической структуры, наблюдаемые при измельчении ряда твердых тел, позволяют считать наличие заметной пластической деформации при тонком измельчении распространенным явлением. Наряду с этим имеются и другие затраты энергии, в частности потери на работу трения и на образование и разрушение агрегатов, которыми также пренебрегали при выводе законов измельчения.

Работа трения, т. е. работа поверхностного деформирования и разрушения, энергия пластических деформаций и работа на образование и разрушение агрегатов зависят от дисперсности порошка. Можно полагать, что при постоянстве давления, создаваемого в мельнице, работа, затрачиваемая на трение, пропорциональна поверхности частиц. Энергия, расходуемая на пластические деформации, в первом приближении также пропорциональна поверхности. Это допущение основано на результатах приведенных выше опытов, в которых было показано, что при помоле кварца с водой происходит аморфизация его частиц,

причем содержание аморфной фазы растет пропорционально росту удельной поверхности порошков в значительном диапазоне дисперсности.

На основании этих положений получено уравнение связывающее затраты энергии на измельчение и дисперсность порошков с учетом затрат энергии на пластические деформации в поверхностных слоях и другие потери, растущие пропорционально росту удельной поверхности. Толщину слоев l , в которых совершаются пластические деформации, будем считать постоянной и не зависящей от крупности частиц в случае измельчения в активной жидкости, например кварца в воде. Будем считать несущественным масштабное упрочнение при измельчении.

В каждом отдельном акте разрушения затраты энергии на пластические деформации определяются объемом деформированной области, который для частиц любой формы $n^3 b [\delta_1^3 - (\delta_1 - 2l)^3] = b [\delta^3 - (\delta - 2l/a_1)^3]$, где $\delta_1 = a_1 \delta$ – средний размер осколков разрушения, b – объемный фактор формы, n^3 – среднее число осколков. Рассмотрим макроразрушение некоторой твердой частицы размером δ с учетом потерь энергии на необратимые деформации и эффекты на ее поверхности. Для разрушения частиц необходимо сообщить им энергию

$$U = b \{ U_c \delta^3 + U_\beta [\delta^3 - (\delta - l_1)^3] \} + (U_\gamma + a_2 U_\sigma) \delta^2,$$

где U_β – объемная плотность энергии пластических деформаций, предшествующих хрупкому разрушению, $l_1 = 2l/a_1$; U_γ – поверхностная плотность работы сил трения и энергии образования и разрушения агрегатов; U_σ – свободная энергия единицы поверхности; U_c – объемная плотность упругой энергии. Для частицы размером $\delta + \Delta\delta$ аналогичные затраты энергии

$$U + \Delta U = b \{ U_c (\delta + \Delta\delta)^3 + U_\beta [(\delta + \Delta\delta)^3 - (\delta + \Delta\delta - l_1)^3] \} + (U_\gamma + a_2 U_\sigma) (\delta + \Delta\delta)^2.$$

Учитывая прирост поверхности при разрушении $dS = 2a_2 \delta \Delta\delta$ с точностью до малых 2-го порядка, получим

$$\frac{dU}{dS} = \frac{3bU_c}{2a_2} \delta + \frac{3bU_\beta}{2a_2} \left[\delta - \frac{(\delta - l_1)^2}{\delta} + \frac{U_\gamma}{a_2} + U_\sigma \right]. \quad (1.4.47)$$

Учитывая, что $\delta = 6/S$, получим уравнение для затрат энергии на измельчение:

$$dU = \frac{9bU_c}{a_2} \frac{dS}{S} + \left(\frac{3bU_\beta l_1}{a_2} + U_\gamma + U_\sigma \right) dS - \frac{bU_\beta l_1^2}{4a_2} S dS. \quad (1.4.48)$$

В уравнении (1.4.48) первый член представляет собой затраты энергии на объемное деформирование твердого тела в соответствии с законом Кирпичева – Кика, второй – затраты энергии на неупругие деформации, работу сил трения и создание новых поверхностей, третий учитывает изменение объема области пластических деформаций в связи с изменением размеров частиц.

Из уравнения (1.4.48) следует, что при очень грубом помоле можно пренебречь всеми членами, кроме первого. В этом случае (1.4.48) принимает форму закона Кирпичева – Кика. При достаточно большом значении S , наоборот, значение логарифмического члена становится малым по сравнению с линейным. К тому же значение третьего члена в (1.4.48), которое никогда не превосходит

половины величины второго слагаемого, также достаточно мало по сравнению со вторым и измельчение совершается по закону Риттингера. При условии малости последнего члена по сравнению с суммой первых двух уравнение (1.4.48) сводится к двучленному закону измельчения (1.4.46). Область дисперсности, в которой справедлива та или иная форма закона измельчения, определяется величинами плотности энергий упругих и пластических деформаций. Поскольку для хрупких тел $U_\beta \gg U_\sigma$, необходимое условие выполнимости закона Кирпичева – Кика сводится к тому, что размер зерен должен быть на несколько порядков больше удвоенной толщины аморфного слоя, который при измельчении в воде равен 20 \AA . Учет потерь на пластические деформации позволяет обосновать существование некоторых известных законов измельчения и определить области их применения. Вывод уравнения измельчения (1.4.48) проведен при двух существенных предположениях, которые налагают известные ограничения на его применимость при диспергировании очень малых частиц.

Во-первых, это уравнение может быть справедливым только для частиц, размеры которых $\delta > l$. Положение о постоянстве глубины слоя пластических деформаций на частицах разной крупности в случае $\delta < l$, как это следует из условий вывода уравнения, теряет смысл. Расход энергии на пластические деформации при $\delta < l$ перестает увеличиваться с увеличением дисперсности и уравнение должно принять иную форму.

Во-вторых, при выводе уравнения измельчения (1.4.48) принималась в расчет только энергия, необходимая для разрушения частиц. Между тем доля энергии, затрачиваемой на пластические деформации и другие потери, уменьшается с уменьшением размеров частиц пропорционально их поверхности. Поэтому плотность затрат энергии, необходимой для разрушения частиц, в процессе измельчения должна увеличиваться.

Вместе с тем плотность энергии, которую мельница передает измельчаемому порошку в единичном акте разрушения, определяется конструкцией последнего и в каждом конкретном случае ограничена. Максимальное количество энергии, получаемой частицей в единичном акте, определим равным $U_{\max} V$. Часть этой энергии U_δ неизбежно расходуется на пластические деформации и другие потери. Если $U_{\max} V \leq U_\delta + \sigma_\sigma^2 V / 2E$, то измельчение частиц, объем которых меньше V , может происходить только усталостным путем, что вызывает резкий рост затрат энергии на этот процесс для частиц таких размеров. Поэтому в качестве первого приближения будем считать, что частицы меньшего объема вообще не измельчаются. Таких частиц, потребляющих энергию, но практически не измельчающихся, с увеличением дисперсности порошков накапливается все больше, что приводит к замедлению всего процесса.

Подсчитаем затраты энергии, которые приводят непосредственно к разрушению частиц. При этом будем полагать плотность затрат энергии на предельные пластические деформации и различные потери одинаковыми для частиц, размер которых превосходит δ_{\min} – минимальную величину измельчающихся частиц. Частицы размером $\delta < \delta_{\min}$ тем или иным путем либо рассеивают подведенную к ним энергию, либо частично эта энергия расходуется на пластиче-

ские деформации, приводящие к изменению структуры твердого тела. С учетом «балластных» частиц размером $\delta < \delta_{\min}$ из общих затрат, равных $V_0 dU$, где V_0 – суммарный объем частиц, количество энергии, расходуемой непосредственно на измельчение, в результате которого поверхность увеличивается на dS ,

$$dU_\delta = \left[\sum_{\delta} V_i - \sum_{\delta < \delta_{\max}} V_i \right] dU = dUV(1 - V_{0\max}/V_0),$$

где $V_{0\max}$ – суммарный объем частиц, размеры которых $\delta < \delta_{\max}$, значение $V_{0\max}/V_0$ равно нулю или очень мало вначале измельчения и близко к 1, когда длительность измельчения велика. Пусть S_m – удельная поверхность предельно измельченного порошка с размерами частиц $\delta < \delta_{\max}$. Принимая во внимание, что:

– отношение S/S_m имеет одни и те же значения в соответствующих предельных случаях;

– в широком диапазоне дисперсности между значениями удельной поверхности и весовым содержанием фракции с размерами частиц меньше данного наблюдается пропорциональность;

– соотношение между отношением S/S_m и относительным содержанием тонкой фракции почти не меняется при измельчении, поэтому можно написать:

$$dU_\delta = V_0(1 - S/S_m)dU. \quad (1.4.49)$$

Подставляя (1.4.49) в выражение (1.4.47), получим уравнение измельчения с учетом предельного значения плотности энергии, передаваемой мельницей измельчаемому твердому телу в единичном акте разрушения, и с учетом непроизводительных затрат энергии на деформацию малых частиц:

$$\frac{dU}{dS} = \frac{9bU_c}{a_2 S(1 - S/S_m)} + \frac{3bU_{\beta l} + U_\gamma + a_2 U_\sigma}{a_2(1 - S/S_m)} - \frac{bU_{\beta l} S}{4a_2(1 - S/S_m)}. \quad (1.4.50)$$

С учетом масштабного упрочнения $U_c = U_{c0}(1 + 1,6\sqrt{C_m/\delta} + 0,6C_m/\delta)$, где $\delta = 6/S$, а U_{c0} – работа упругого предельного деформирования массивных частиц:

$$dU/dS = \frac{b}{a_2}(1 - S/S_m)^{-1} \left[\frac{9U_c}{S} + 5,9U_{c0}\sqrt{\frac{C_m}{S}} + 3U_{\beta l} + 0,9U_{c0}C_m + \frac{U_\gamma + a_2 U_\sigma}{b} - \frac{U_{\beta l} S}{4} \right].$$

Для достаточно больших S уравнение (1.4.50) принимает вид

$$dU/dS = (1 - S/S_m)^{-1} (3U_{\beta l} + 0,9U_{c0}C_m + U_\gamma + a_2 U_\sigma)/a_2.$$

Выражение (1.4.50) при малых S , как ранее было показано, переходит в уравнение Кирпичева – Кика или Риттингера. Пренебрегая некоторыми величинами по сравнению с энергией пластических деформаций и с учетом затрат энергии на образование новой поверхности и работы сил трения для случая $l \ll \delta$, минимальный размер измельчающихся частиц найдется в виде $\delta_{\min} = a_2(U_{\beta l} + U_\sigma + U_\gamma/a_2)/[b(U_{\max} - U_c)]$. С учетом же затрат энергии на чисто поверхностные явления (на работу сил трения и образование и разрушение агрегатов) уравнение для δ_{\max} запишется в виде

$$\delta_{\min} = (a_2 U_\sigma + U_\gamma)/[b(U_{\max} - U_\beta - U_c)].$$

Интегрирование дифференциального уравнения измельчения (1.4.50) в пределах от S_0 до S и от $U = 0$ до U дает зависимость между затратами энергии и результатом измельчения в широком диапазоне дисперсности:

$$U = \frac{9bU_c}{a_2} \left(\ln \frac{S}{S_0} + \ln \frac{S_m - S_0}{S_m - S} \right) + \\ + \frac{S_m}{a_2} (3bU_{\beta l_1} + a_2 U_{\sigma} + U_{\gamma}) \ln \frac{S_m - S_0}{S_m - S} + \frac{bU_{\beta l_1}^2 S_m^2}{4a_2} \left(\frac{S - S_0}{S_m} - \ln \frac{S_m - S_0}{S_m - S} \right).$$

На основании вышеизложенного можно сделать вывод, что при рассмотрении задачи о механизме и закономерностях разрушения частиц при измельчении целесообразно в первую очередь исследовать зависимость удельной поверхности от энергии, передаваемой единице массы материала. Важнейшим этапом решения этой задачи является установление взаимосвязи затрат энергии и прироста поверхности в некотором элементарном акте разрушения частицы.

По приведенным на рис. 1.4.31 данным, прирост поверхности на единицу затрат энергии подобен в значительном интервале дисперсности для кварцевого песка, клинкера, угля и практически независим от измельчителя.

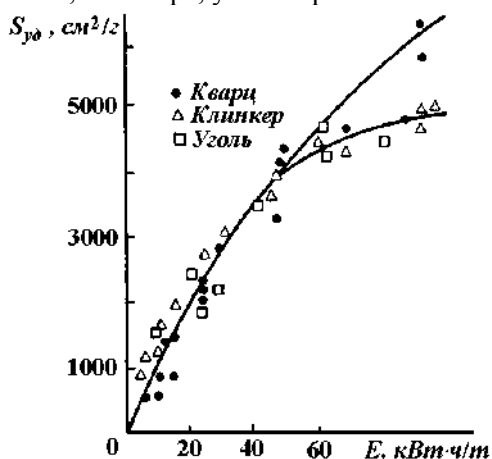


Рис. 1.4.31. Зависимость удельной поверхности кварца, клинкера, угля от затрат энергии на шаровое измельчение.

На рис. 1.4.32 представлена зависимость степени измельчения натриевой селитры от удельной затрачиваемой энергии на обработку в центробежно-вихревой мельнице (ЦВМ).

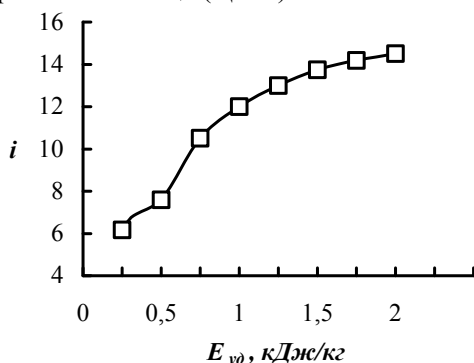


Рис. 1.4.32. Зависимость эффективности измельчения NaNO_3 от затрачиваемой энергии в центробежно-вихревой мельнице.

С ростом затрат энергии степень измельчения резко возрастает и при 3 кДж/кг достигает 15, мало изменяясь в дальнейшем. Вероятно, что следующая ступень роста степени измельчения селитры наступит при достижении более высокого энергетического уровня. Предыдущая ступень энергетического перехода заметна на начальном участке кривой при затратах энергии около 0,2 кДж/кг, и достигаемая степень измельчения при этом составляет около 6. Затраты энергии для центробежно-вихревых мельниц определялись по формуле $E_{y\partial} = N\tau/m$, где N – потребляемая мощность; τ – время обработки; m – масса загрузки.

На рис. 1.4.33 даны зависимости степени измельчения NaNO_3 от удельных затрат энергии в струйно-вихревом аппарате. Общий вид зависимостей аналогичен данным, полученным на ЦВМ, но по величине степени измельчения можно заключить, что процесс происходит на первой энергетической ступени $i < 6$, несмотря на то, что общие удельные затраты энергии очень значительны (до 50 кДж/кг).

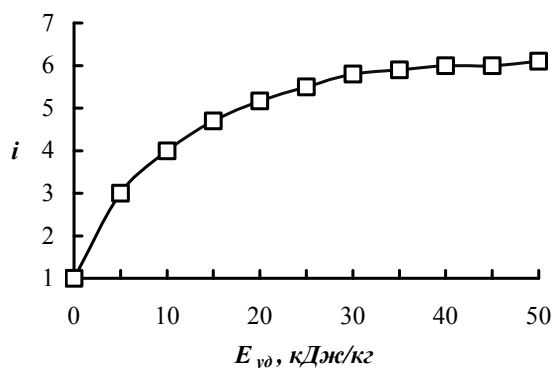


Рис. 1.4.33. Зависимость эффективности измельчения NaNO_3 от затрат энергии в струйно-вихревом аппарате.

Величина удельных затрат энергии для струйно-вихревого аппарата (СВА, см. рис. 1.4.33) $E_{sp} = \Delta P \cdot V_g / G_s$, где ΔP – давление газа на входе в аппарат; V_g – расход газа; G_s – массовый расход материала.

Если в ЦВМ доля затрат энергии собственно на механическую обработку материала составляет около 50%, то в СВА, как и в любом струйном аппарате для измельчения, КПД очень низок. Этим и вызвано такое резкое отличие в величине затрат энергии. При 6-кратном измельчении затраты энергии в ЦВМ составляют около 0,3 кДж/кг, а в СВА – более 40 кДж/кг. Величина прироста поверхности на единицу затраченной на измельчение энергии служит характеристикой измельчаемости материала. Наблюдалась пропорциональность затрат энергии приросту поверхности в области среднетонкого измельчения. Если принять степень измельчения кварца за единицу, то степень измельчения пирита будет равна 1,29, сфалерита – 3,31, кальцита – 4,34, галенита – 5,17.

Обстоятельные исследования зависимости между затратами энергии и приростом поверхности ряда материалов при их измельчении выполнены группой Пирета. Изучено не только раздавливание, но и ударное разрушение образцов. Удельная поверхность измерялась двумя методами – по воздухопроницаемости

и по низкотемпературной адсорбции этана. Результаты проведенных исследований в значительной мере обобщают ранее полученные данные и в ряде случаев имеют принципиальное значение. Поставленные позднее Гальпериным и Полоцким эксперименты, частично повторившие содержание этих работ, привели к аналогичным результатам. Характер разрушения статическим сжатием аналогичен стесненному удару. Отличием является то, что при стесненном ударе деформационные процессы протекают значительно медленнее, чем при статическом сжатии. Сравним прочностные свойства материала, разрушенного свободным и стесненным ударами.

На рис. 1.4.34 представлена зависимость удельной поверхности измельченного цементного клинкера от вида разрушения. На этом же графике приведены кривые зависимости прочности искусственного камня от энергии разрушения. Эти зависимости носят экстремальный характер, который можно объяснить увеличением поверхностной энергии продукта измельчения. При ударе подводимая энергия не только расходуется на образование новой поверхности, но и аккумулируется в зерне в виде энергии дефектов структуры. С повышением скорости нагружения доля поверхностной энергии растет, что приводит к агломерации. Характер изменения удельной поверхности можно объяснить образованием агломератов. Микроскопические исследования продукта разрушения подтвердили наличие агломератов в продукте.

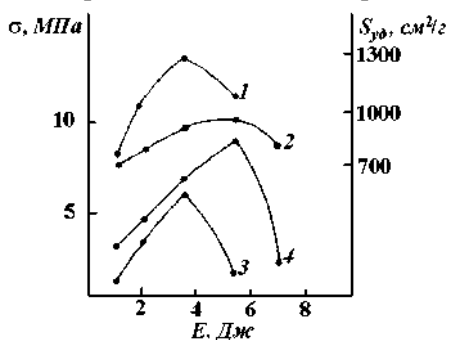


Рис. 1.4.34. Зависимость удельной поверхности порошка и прочности на сжатие цементного камня от вида нагружения: 1 – стесненный удар; 2 – свободный удар.

Изменение прочности:

3 – стесненный удар;

4 – свободный удар.

При измельчении дисперсного материала подведенная энергия аккумулируется не только на поверхности, но и внутри частиц в виде внутренней энергии (тепловое и электронное возбуждение, энергия разорванных химических связей). С увеличением скорости разрушения доля этой энергии растет. Именно этим следует объяснить тот факт, что при одинаковой работе разрушения прочность материала, полученного при разрушении цементного клинкера свободным ударом выше, чем при стесненном ударе (рис. 1.4.34, кривые 3 и 4).

Способ разрушения, а соответственно и конструкция мельницы оказывают большое влияние на технологические свойства порошков. Сравнение энергоемкости измельчения кварцевого песка ударом и сжатием (рис. 1.4.35) показывает, что в области дисперсности более $800 \text{ см}^2/\text{г}$ сжатие – более экономичный тип разрушения, а при разрушении сравнительно крупных частиц их эффективность одинакова.

На том же графике нанесена зависимость 3, полученная Гроссом и Циммерли для разрушения ударом. Удельная поверхность измерена по адсорбции эта-

на. Уменьшение эффективности удара с ростом дисперсности объясняется, по-видимому, затратами энергии на разрушение вторичных структур, возникающих в порошке. Порошок достаточно высокой дисперсности по отношению к внешнему воздействию ведет себя подобно вязкой жидкости, со свойственным ему некоторым временем релаксации. С увеличением удельной поверхности порошка число контактов в нем возрастает и соответственно повышается его сопротивление удару. В результате часть энергии ударной машины расходуется на преодоление сцепления между частицами, причем в заметно большей мере, чем при медленном сжатии. По этой причине можно считать сжатие больше соответствующим физике измельчения в чистом виде, чем ударное воздействие.

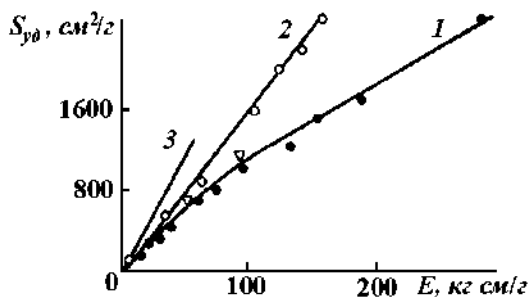


Рис. 1.4.35. Измельчение кварцевого песка: 1 — ударом, эксперимент; 2 — сжатием; 3 — ударом, теория.

Для случая сжатия характерна прямолинейная зависимость прироста поверхности от затрат энергии на разрушение, свойственная не только кварцу, но и многим другим твердым телам. Прямолинейный ход зависимости (рис. 1.4.35) при последовательном многократном разрушении группы частиц сжатием в ступке свидетельствует о влиянии процессов, препятствующих эффективному использованию энергии. Как и в случае удара, ими могут оказаться контактные связи и трение между частицами, вклад которых растет с ростом дисперсности порошка. Естественно, что при разрушении одиночных частиц сжатием их роль ничтожно мала. Принцип подобия не сохраняется при разрушении ударом, что, однако, может быть отнесено на счет не очень точного замера энергии, затраченной непосредственно на разрушение. Возможно, что при разрушении малых частиц в той же установке, что и больших, относительно большая часть неучтенной энергии теряется на ее деформацию. Точный учет полезной энергии удара весьма затруднителен.

Значение коэффициента пропорциональности между удельными поверхностями материала до и после разрушения зависит от его природы и условий разрушения и от энергии воздействия (в случае разрушения ударом). Приведенные на рис. 1.4.36 данные по разрушению частиц неправильной формы указывают на независимость затрат энергии на образование единицы поверхности от энергии удара и, следовательно, от его скорости.

Для других материалов повышение скорости вызывает понижение удельной поверхностной энергоемкости. Так, при увеличении скорости примерно в 4 раза она уменьшилась для канифоли в 1,33 раза, гипса и цемента — в 3 раза. Это явление, возможно, связано с пластичностью материалов, влияние которого уменьшается с ростом скорости деформаций.

Характерно, что пропорциональность затрат энергии вновь образованной поверхности сохраняется и при разрушении кристаллов кварца сжатием. В этом случае различной величине работы соответствовали различная прочность и пластичность разрушаемых кристаллов. Прочность для разных образцов изменялась от 500 до 10 000 кг/см². Несовпадение плотности упругой предельной энергии образцов с фактически затраченной работой может быть объяснено либо пластической деформацией кристаллов, либо наличием шероховатостей на поверхностях, разрушение которых ее имитирует. Для кварца полезные затраты энергии составляют соответственно от 1,7 до 26,5%. При измельчении в ступке кварцевого песка величина полезных затрат равна 1,4%.

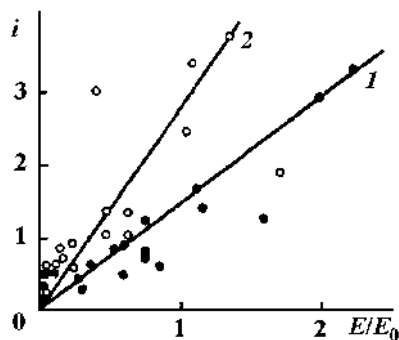


Рис. 1.4.36. Соотношение между затратами энергии на разрушение и площадью поверхности осколков: 1 – фактические затраты энергии; 2 – предельная упругая энергия.

В опытах была использована механическая ступка, в которой кварцевый песок сжимался медленнодвигающимся поршнем. Ход поршня и возникающие при сжатии усилия фиксировались, что дало возможность вычислить работу, затрачиваемую на измельчение. В рассчитанную величину работы входила также работа деформирования инструмента, сжатия объема кварцевого песка и его уплотнения. По окончании серии испытаний пробу песка дезагрегировали в воде, высушивали и определяли ее удельную поверхность методом воздухопроницаемости. Результаты опытов, приведенные на рис. 1.4.37, свидетельствуют о прямолинейной зависимости между затратами энергии и приростом удельной поверхности. Затраты энергии на образование единицы новой поверхности при таком способе разрушения оказались значительно выше, чем для случая измельчения в вибромельнице (рис. 1.4.37).

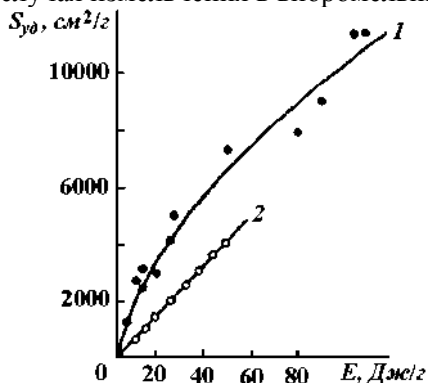


Рис. 1.4.37. Зависимость удельной поверхности кварцевого песка от затрат энергии на измельчение: 1 – в вибромельнице при различной частоте и амплитуде колебаний помольной камеры; 2 – в ступке.

Разница между этой величиной и затратами энергии в чистом виде определяет непроизводительный расход энергии на привод, деформацию мелющих тел, трение между частицами и преодоление сил сцепления между ними – дезагрегацию. Согласно рис. 1.4.38, по мере уменьшения размера шариков объемная плотность работы разрушения увеличивается. Разрушение стеклянных шариков сжатием – более выгодный процесс, чем разрушение ударом.

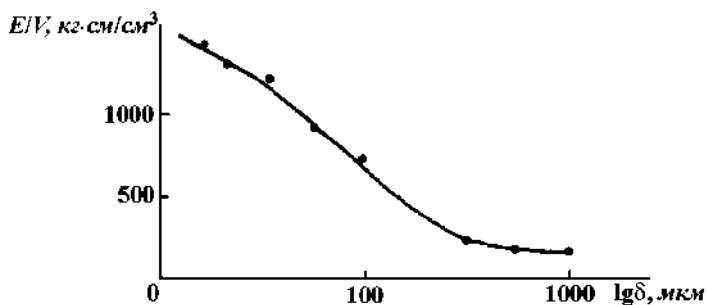


Рис. 1.4.38. Зависимость удельной работы разрушения стеклянных шариков от их диаметра.

Наблюдаемая экспериментально пропорциональность поверхности, образуемой при измельчении, величине энергии, затраченной на измельчение, послужила основанием для построения теории, согласно которой энергия разрушения расходуется в основном на создание новых поверхностей. Приведенные цифры ($\text{КПД} = 1,4\%$) отвергают возможность такой трактовки процесса. Эта трактовка, впервые предложенная Риттингером в 1887 г., долгое время господствовала в теории измельчения. Было предложено несколько гипотез в ее защиту и после того, как выяснилась ее несостоятельность. В частности, указывалось, что истинная величина свободной поверхностной энергии твердых тел фактически значительно больше общепринятой. Соотношение Риттингера скорее всего находит объяснение в свете отмеченного им эмпирического правила, согласно которому для твердых тел близкой категории, различающихся, однако, очень сильно по прочности, работа разрушения оказывается примерно пропорциональной удельной поверхностной энергии тел в данной среде. Характерно также, что удельная поверхностная энергия, непосредственно измеренная или рассчитанная теоретически, исходя из простейших представлений об энергии связи в идеальной кристаллической решетке по теории Борна, составляет, как указывалось, лишь малую долю работы разрушения и тем не менее определяет этот процесс. Уместно отметить, что и реальная прочность твердых тел, в сотни и тысячи раз меньшая теоретической прочности того же кристалла с идеальной решеткой, пропорциональна этой теоретической прочности.

Кривую изменения удельной поверхности различных материалов при измельчении можно описать следующим уравнением:

$$S_{yd} = S_g (1 - \exp \{-k_z \tau\}), \quad (1.4.51)$$

где S_g – предельная поверхность; k_z – константа; τ – время измельчения.

В соответствии с уравнением (1.4.51) после длительного измельчения достигается некоторая постоянная величина удельной поверхности. В табл. 1.4.1 представлена предельная величина поверхности при обработке в вибрационной мельнице для широкого класса веществ.

Таблица 1.4.1

Поверхность $S_{БЭТ}$ некоторых материалов после измельчения при различном времени обработки в вибрационной мельнице

Материал	Ni	Fe	Zn	Ni	NaCl	PbS	Sb ₂ O ₃
Время измельчения, τ , ч	14	14	15	14	1	150	150
$S_{БЭТ}$, $\text{м}^2/\text{г}$	0,1	0,3	1	1,5	0,4	1,8	1,9
Материал	Fe ₃ O ₄	Fe ₂ O ₃	WO ₃	CaF ₂	CaCO ₃	MgCO ₃	V ₂ O ₅
Время измельчения, τ , ч	5	1	50	2	3	2	1
$S_{БЭТ}$, $\text{м}^2/\text{г}$	3,3	6	7	7	6	11	10
Материал	Цемент	MgO	Апатит	Каолин	SiO ₂	Тальк	
Время измельчения, τ , ч	2,7	100	1	68	400	6	
$S_{БЭТ}$, $\text{м}^2/\text{г}$	17	18	18	115	40	122	

Предельная удельная поверхность чистых металлов и кристаллов галогенидов щелочных металлов лишь в специальных условиях превышает $1 \text{ м}^2/\text{г}$. Для оксидов, сульфидов, карбонатов и т. д. предельные величины поверхности составляют $1\text{--}10 \text{ м}^2/\text{г}$. Вещества с более сложной структурой решетки, такие как апатиты, SiO₂ и соединения силикатов, можно измельчить до более $10 \text{ м}^2/\text{г}$, а удельные поверхности некоторых силикатов, особенно филлосиликатов (каолин и тальк), могут превышать $100 \text{ м}^2/\text{г}$.

Кривые изменения удельной поверхности некоторых материалов в зависимости от времени измельчения представлены на рис. 1.4.39. При использовании материала с малой исходной поверхностью, например крупнокристаллического кварца, наблюдается изменение поверхности по кривой 1, быстрое ее увеличение в начале обработки и последующее достижение конечной стационарной величины, которая далее не изменяется. По мере обработки порошка с очень большой исходной удельной поверхностью, например аэросила, наблюдается непрерывное уменьшение его поверхности (рис. 1.4.39, кривая 2).

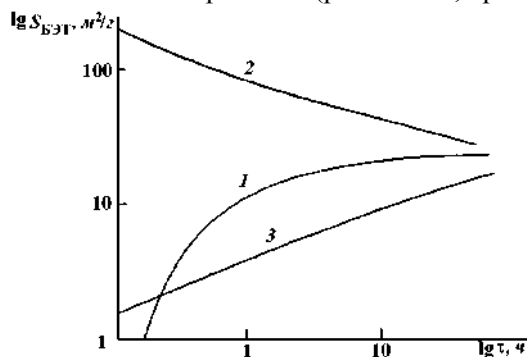


Рис. 1.4.39. Зависимость величины удельной поверхности $S_{БЭТ}$ от времени механической обработки: 1 – SiO₂; 2 – SiO₂; 3 – MgO.

Независимо от того, измельчаем ли мы материал с очень малой или очень большой удельной поверхностью, в результате устанавливается промежуточная величина поверхности, причем эта величина может заметно отличаться для разных материалов. Такое состояние является стационарным и часто называется равновесием Хюттига. Для большого числа материалов, таких как Zn, Al, Fe, стекло, мрамор, было показано, что после нарушения равновесия продолжение измельчения снова приводит к прежнему конечному состоянию. Равновесие характеризуется определенным гранулометрическим составом и величиной внешней поверхности частиц.

Если при измельчении не возникает внутренней поверхности, то поверхность БЭТ также остается постоянной при равновесии. Вместе с тем, при измельчении могут возникнуть условия, когда поверхность БЭТ продолжает расти при неизменной внешней поверхности (рис. 1.4.40). Это объясняется возникновением внутренней поверхности при пластическом деформировании. Следовательно, стационарное состояние по внутренней и внешней поверхности устанавливается не одновременно.

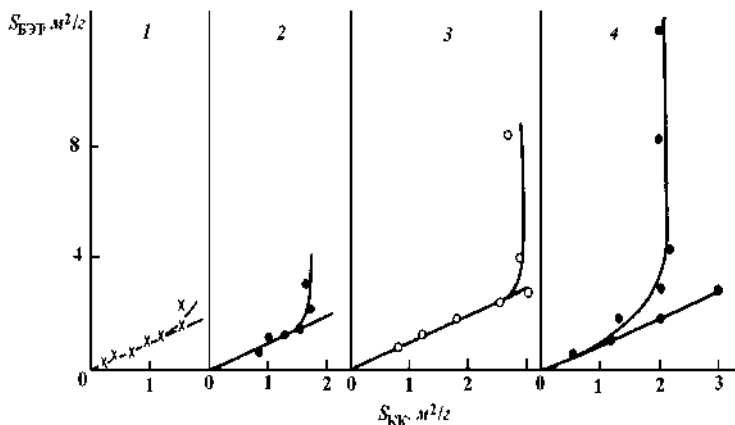


Рис. 1.4.40. Изменение величины удельной поверхности БЭТ и удельной внешней поверхности КК при измельчении:
1 – SiO₂; 2 – CaCO₃; 3 – MgCO₃; 4 – FeCO₃.

При более длительном измельчении устанавливается стационарное состояние и по отношению к внутренней поверхности. У материалов с различной исходной внутренней поверхностью после некоторого времени измельчения, зависящего от материала, величина внутренней поверхности выравнивается, как это показано на рис. 1.4.41. В приведенном примере внутренняя поверхность характеризуется объемом пор. Можно выделить следующие основные тенденции изменения внутренней поверхности и объема пор при измельчении:

- изменение объема пор при измельчении зависит от типа механического воздействия. При обработке порошка в аппаратах со свободным ударом, таких как струйные мельницы, обычно возникает большая пористость, чем при измельчении в вибрационных мельницах, в которых более высокая плотность из-

мельчаемого материала является результатом сжатия порошка между измельчающими телами при их соударении;

– при измельчении объем пор может как увеличиваться, так и уменьшаться, что зависит от величины исходной внутренней поверхности материала. При продолжительном измельчении устанавливается стационарное состояние, зависящее от свойств материала и способа обработки.

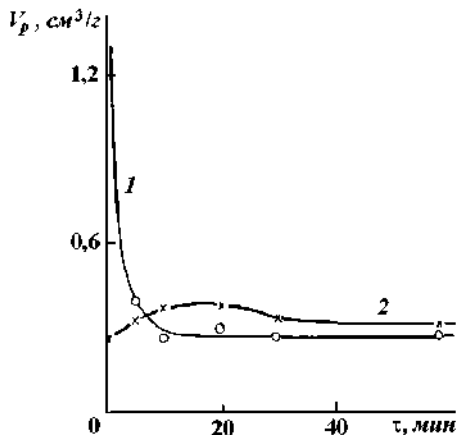


Рис. 1.4.41. Зависимость объема пор V_p двух образцов $\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$ от времени измельчения: 1 – $S_{\text{БЭТ}} = 41 \text{ м}^2/\text{г}$; 2 – $S_{\text{БЭТ}} = 2 \text{ м}^2/\text{г}$; при механохимическом равновесии $S_{\text{БЭТ}} = 6 \text{ м}^2/\text{г}$.

Для многих веществ кривая изменения удельной поверхности во времени имеет максимум. Возникновение максимума обусловлено одновременным протеканием двух процессов – разрушения и агрегации, которые противоположно влияют на изменение удельной поверхности. Очевидно, что разрушение доминирует в начале воздействия. При измельчении возрастает доля тонко измельченных частиц материала, растет концентрация дефектов решетки, возникают свободные валентности, увеличивается поверхностная плотность заряда, происходит истирание измельчающих тел и т. д. Все это в целом увеличивает тенденцию к агломерации по сравнению с условиями вначале измельчения и способствует уменьшению удельной поверхности, которое после достижения максимума зависит от свойств материала и интенсивности воздействия. Обычно наличие максимума наблюдают у материалов небольшой твердости, например Ni, CaCO_3 , апатита. Тенденция к агломерации возрастает с увеличением интенсивности удара. При измельчении в вибромельнице удельная поверхность апатита изменяется по уравнению (1.4.41); в то же время при обработке в планетарной мельнице, т. е. при более высокой интенсивности воздействия, наблюдается сначала максимальное значение поверхности и затем значительное ее уменьшение, связанное с интенсивной агломерацией уже в начале процесса.

Подведем итоги. Только внешне измельчение кажется простым. В действительности же с учетом характера, величины и направления сил, под действием которых материал разрушается, а также количественных результатов разрушения он является в высшей степени сложным, и стремление описать его каким-либо обобщенным уравнением едва ли может привести к исчерпывающему ответу на основной вопрос теории измельчения.

1.5. КОНЦЕПЦИЯ МЕХАНИЧЕСКОЙ ОБРАБОТКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

1.5.1. Механическая деструкция

Под механической деструкцией понимают изменения структуры кристаллических тел под действием внешнего механического воздействия. Разрушение, основанное на образовании нескольких объектов из кристалла, можно рассматривать как частный случай механической деструкции. Ее проявления очень разнообразны и включают большое число методов механической обработки в различных технологиях. Рассмотрим основные закономерности образования дефектов структуры кристаллов, вызванные механической обработкой. В структуре реального кристалла имеются отклонения от идеальной периодичности атомов бесконечного кристалла. Они обусловлены тепловым движением атомов и присутствием дефектов. *Деструкция* – это прежде всего образование различного рода дефектов.

Одним из важнейших свойств кристаллов является их поведение при механическом воздействии, которое зависит от таких параметров, как прочность, упругость, пластичность. В основе механической деструкции лежат механические напряжения, возникающие в кристаллах либо при ударе, либо при статическом нагружении. Изменения, активируемые таким способом, связаны с изменением структуры и физических свойств, они сложны и зависят от природы и интенсивности воздействия, а также от параметров, обусловленных структурой решетки и ее деформационных свойств. Энергия механического воздействия обычно меньше энергии химической связи, но локальные напряжения в момент удара, который длится 10^{-13} – 10^{-12} с, достаточны для заметной деформации. Деформация может сопровождаться релаксацией энергии с возбуждением внутренних степеней свободы или с перегруппировкой межатомных связей и устойчивым изменением химического строения. Одной из основных особенностей релаксации энергии является склонность к стабилизации структурных дефектов (принцип Я.И. Френкеля): состояние кристалла с энергией, сосредоточенной в структурных дефектах, с позиций термодинамики выгоднее состояния с той же энергией, но распределенной по межатомным связям.

В неравновесной термодинамике показано, что открытая система (деформируемый кристалл) способна к саморегулированию с уменьшением энтропии, т. е. она формирует каналы диссипации энергии (дефекты). Возникновение структурных дефектов при упругой деформации кристалла с позиций термодинамики выгодно, но осуществимо только при определенном энергетическом уровне и наличии свободного пространства для перегруппировки атомов. К наиболее затрудненным процессам относится гомогенное зарождение дефектов в идеальном кристалле, а их размножение в реальных кристаллах с уже существующими дефектами не требует преодоления высокого энергетического барьера. Поэтому следует различать гомогенное и гетерогенное образование дефектов.

Получить идеальные кристаллы практически невозможно, поэтому применяют реальные, с присутствующими в них разнообразными дефектами. Они так

или иначе влияют на свойства кристаллов. Некоторые из свойств в большей степени определяются кристаллохимическими особенностями вещества, для других решающее значение имеют дефекты, выступающие в роли носителей этих свойств.

Если абстрагироваться от метода механического воздействия на кристалл и допустить, что диссипация энергии равномерна по его объему, то на первой стадии возникает упругая деформация, приводящая к изменению длины связей. После превышения предела упругости наблюдается деструкция, т. е. пластическая деформация или разрушение. Механическое воздействие создает в кристалле с позиций термодинамики нестабильные состояния с избыточной энергией, при достижении определенного уровня которой появляется вероятность возникновения или ликвидации структурного дефекта. Неоднородность напряженного состояния и появление в кристалле концентраторов напряжений обуславливают возникновение в локальных областях атомных вакансий, в которых зарождаются дефекты.

По современным представлениям, деструкция кристалла включает в себя два взаимосвязанных процесса: возникновение в сплошном теле областей локальной неустойчивости и их распад в структурные дефекты. Области локальной неустойчивости – это отрицательные флуктуации плотности (дилатоны), которые возникают в кристалле спонтанно как следствие хаотического движения атомов. Дилатон можно рассматривать как структурный короткоживущий динамический дефект, который оказывается ловушкой для квантов упругих колебаний (фононов). Дилатон как область деформации растяжения поглощает проходящие через нее фононы. Это приводит к разогреву и тепловому расширению дилатонов до критической величины, распаду дилатонов и возникновению в кристалле устойчивых структурных дефектов.

Существует другой подход к описанию поведения кристалла в условиях внешних механических воздействий. Механические воздействия формируют в кристалле коллективные возбуждения, не связанные с фононами, называемые сильно возбужденными состояниями (СВС), которые для кристалла являются разрешенным структурным состоянием, поддерживаемым внешним воздействием. В кристалле формируются кластеры с большим параметром решетки. Вне кластеров СВС упругие смещения атомов минимальны. Эволюция СВС определяется характером напряженного состояния в зоне концентратора напряжений и представляет собой переход из локального минимума, соответствующего СВС, в другой, отвечающий иному структурному состоянию кристалла. При снятии напряжений кластеры СВС могут проявиться в виде структурных дефектов. Зарождение дефекта в таких состояниях более вероятно, поскольку для этого требуются меньшая энергия и смещения меньшего числа атомов. Энергетический критерий образования дефекта имеет вид

$$U_d \leq nl^3 U_h \eta, \quad (1.5.1)$$

где n – число атомов в единице объема; l – характерный размер концентратора напряжений; U_h – энергия, приходящаяся на один атом в СВС; η – концентрация атомов в нем.

Дефекты принято подразделять на несколько типов: точечные (вакансии, атомы примеси, междоузельные атомы); линейные (краевые или винтовые дислокации); поверхностные (границы зерен, дефекты упаковки, поверхность кристалла); объемные (аморфные области, поры, трещины).

Возникновение в кристалле дефектов является следствием контакта с окружающей средой и обмена с ней энергией и/или веществом. Ликвидация дефекта возможна либо при сохранении геометрических параметров кристалла, либо при его разрушении. Энергетический диапазон существования структурного дефекта определяется диссипируемой энергией, необходимой для его зарождения и ликвидации.

Точечные дефекты могут образовываться как при механическом, так и при тепловом воздействии на вещество, их иногда называют тепловыми дефектами (рис. 1.5.1). При подводе теплоты к кристаллу отдельные частицы при тепловых флуктуациях могут приобрести энергию, достаточную для того, чтобы покинуть регулярный узел и сместиться в междоузлие (дефект по Френкелю). Частица покидает узел, оставляя после себя вакансию, и уходит на поверхность кристалла, где достраивает решетку (дефект по Шоттки). Тип образующегося дефекта определяется более выгодным энергетическим состоянием системы. При абсолютном нуле вероятность возникновения этих дефектов равна нулю, при любой другой температуре вероятность существования дефектов отлична от нуля и определяется температурой или энергетическим уровнем. При увеличении температуры в веществе возрастает энтальпия, система становится менее стабильной, порядок решетки нарушается, растет энтропия.

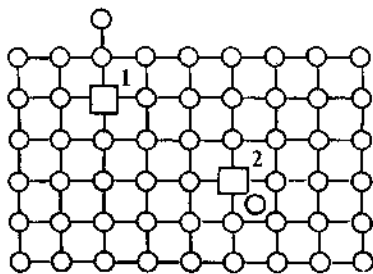


Рис. 1.5.1. Точечные дефекты:
1 – дефект по Шоттки; 2 – дефект по Френкелю.

Атомы примеси в чистом кристалле можно также рассматривать как точечные дефекты, они играют очень важную роль в физических и механических свойствах материалов. Они могут быть двух типов в зависимости от места, занимаемого ими в решетке (рис. 1.5.2): *замещения* (а), в этом случае основной атом замещается в решетке матрицы атомом примеси, и *внедрения* (б), в этом случае атом примеси занимает место в пространстве между узлами подобно междоузельным атомам, описанным выше.

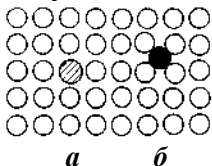


Рис. 1.5.2. Инородный атом: а – замещения; б – внедрения.

Точечные дефекты образуют локальные искажения в окружающей их совершенной решетке. Величина искажений и, следовательно, величина дополнительной энергии решетки, связанной с дефектами, зависит от размера введенных атомов и расстояния между ними. Когда удаление или введение атома локально изменяет электрический заряд решетки, появляются дополнительные эффекты. Они относительно мало заметны в кристаллах с металлической связью, но особенно отчетливо проявляются в кристаллах с ионной связью.

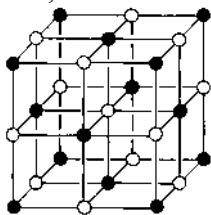


Рис. 1.5.3. Структура хлористого натрия, состоящая из двух гранецентрированных кубических.

На рис. 1.5.3 показана структура хлористого натрия. Каждый отрицательно заряженный ион хлора окружен шестью соседними положительно заряженными ионами натрия. Удаление иона натрия или иона хлора кроме образования вакансии приводит к появлению локального отрицательного или положительного заряда. Для сохранения общей нейтральности кристалла вакансии должны образовываться или а) в виде пары вакансий разного знака (*дефект Шоттки*), или б) одновременно с межузельным ионом того же знака (*дефект Френкеля*).

Если рассматривать кристалл как частично закрытую термодинамическую систему, в которой обмен веществом с окружающей средой отсутствует, а имеет место обмен энергией, то энергию образования точечного дефекта, в зависимости от его типа, можно определить через константу Шоттки или Френкеля (K_1): $U_{dl} = T(\Delta S_{os} - k \ln K_1)$, где T – температура, ΔS_{os} – колебательная энтропия, k – константа Больцмана.

Наибольшую трудность представляет определение колебательной энтропии, поэтому при получении оценочных данных ею часто пренебрегают. Энергию образования теплового дефекта можно оценить и по закону Гесса из термохимического цикла, она составляет около 1 эВ.

Область энергетического существования точечных дефектов практически бесконечна, поскольку их возникновение и ликвидация носит спонтанный обратимый характер. Однако само понятие нульмерного дефекта теряет смысл при определенном уровне энергии или степени нарушения порядка, поскольку узлы кристаллической решетки не являются точками, соответствующими каким-то абсолютным положениям равновесия атомов. Правильность в расположении последних является одновременно как причиной, так и следствием взаимодействия атомов друг с другом. Эта правильность представляет собой кооперативный эффект, зависящий от теплового движения.

Линейные дефекты – несовершенства решетки, проявляются прежде всего при пластической деформации в кристаллических материалах. Особенностью линейных дефектов (дислокаций) является то, что они соизмеримы с размерами самого кристалла, чаще всего они возникают при обрыве или смещении кристаллографических плоскостей (рис. 1.5.4). Образование дислокации или сдвиг

атомной плоскости требует больших энергетических затрат. Вероятность самопроизвольного образования дислокаций за счет тепловых флуктуаций чрезвычайно мала по сравнению с процессами, обусловленными большими напряжениями, возникающими при механической обработке. Возникающие при этом искажения решетки оказываются необратимыми, что вносит принципиальную разницу между тепловыми и линейными дефектами. В модели дилатонного механизма при взрыве на границе дилатона возникает перепад давлений, т. е. дилатон может являться точечным флуктуационным источником дислокаций.

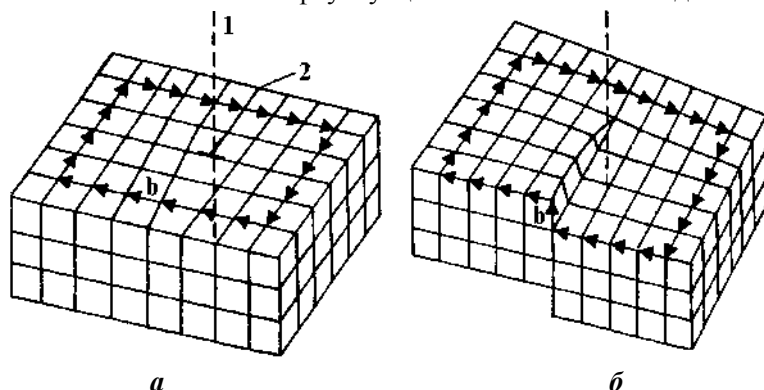


Рис. 1.5.4. Краевая (а) и винтовая (б) дислокации: 1 – линия дислокации; 2 – лишняя атомная плоскость; b – вектор Бюргерса.

Кристаллы, кроме некоторых особых случаев, содержат дислокации. В хорошо отожженных кристаллах дислокации расположены в виде неправильной сетки, так называемой **сетки Франка**, которая схематически показана на рис. 1.5.5. Плотность дислокаций N , – число дислокаций в единице объема, определяется как общая длина дислокации l в единице объема V или $N = l/V$; она обычно измеряется в единицах см^{-2} .

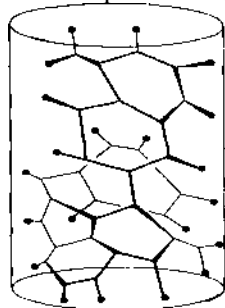


Рис. 1.5.5. Схема расположения дислокаций в хорошо отожженном кристалле, сетка Франка.

Менее точным является определение плотности дислокаций, но обычно более удобным – число дислокаций, пересекающих единицу площади. Эта величина также измеряется в единицах см^{-2} . В хорошо отожженных металлических кристаллах N обычно составляет 10^6 – 10^8 см^{-2} , после очень тщательной обработки эту величину можно уменьшить до 10^2 см^{-2} . Величина N быстро возрастает при пластической деформации, для сильно деформированного металла типичной величиной является плотность дислокаций порядка $5 \cdot 10^{11} \text{ см}^{-2}$. В неметаллических кристаллах N обычно ниже, чем в металлических кристаллах.

Типичная микрофотография расположения дислокаций в кристалле KCl показана на рис. 1.5.6. Ряды белых пятен указывают расположение дислокаций в виде сетки, на которых выпали частицы серебра.

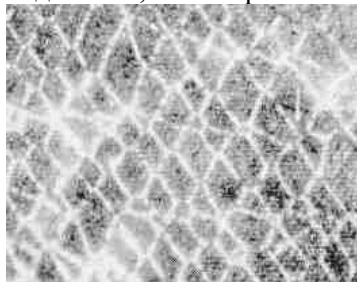


Рис. 1.5.6. Тонкий кристалл KCl.

Для образования дислокации требуется определенная энергия, которая, как показал Франк, пропорциональна квадрату вектора Бюргерса (b):

$$U_{d2} = K_2 \cdot l \cdot b^2, \quad (1.5.2)$$

где l – длина линии дислокации, K_2 – коэффициент пропорциональности.

Для винтовой дислокации $K_2 = G \ln(r_{ex}/r_{in})/4\pi$; для краевой дислокации $K_2 = G \ln(r_{ex}/r_{in})/[4\pi(1-\nu)]$, где G – модуль сдвига, ν – коэффициент Пуассона, r_{ex} и r_{in} – соответственно внешний и внутренний радиусы сдвига.

Под внутренним радиусом сдвига подразумевается та часть кристалла (ядро дислокации), где искажения решетки, вызванные дислокацией, максимальны. Она захватывает около трех периодов решетки ($3b \approx 10^{-3}$ мкм). Внешний радиус сдвига показывает расстояние между двумя соседними дислокациями, т. е. связан с плотностью дислокаций. Для ориентировочных оценок принимают $r_{in} \approx 0 - 10^4$ мкм. Одно из важнейших свойств дислокаций состоит в том, что они никогда не обрываются внутри кристалла, а либо выходят на его поверхность, либо замыкаются в петлю. Большинство дислокаций имеет смешанный характер (рис. 1.5.7).

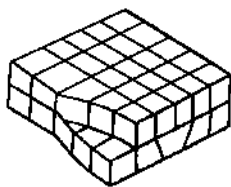


Рис. 1.5.7. Смешанная дислокация.

При подсчете энергии образования таких дислокаций их можно рассматривать как суперпозицию двух видов дислокаций. Величина энергии образования относительно нечувствительна к характеру дислокации и величинам радиусов сдвига, поэтому уравнение (1.5.2) можно переписать в виде $U_{d2} = \alpha \cdot G \cdot l \cdot b^2$, где $\alpha \approx 0,5-1,0$. Для большинства кристаллов энергия дислокации составляет величину порядка 1–100 эВ на одно межатомное расстояние. В мелких кристаллах (0,1 мкм) для выполнения неравенства (1.5.1) требуются напряжения, близкие к теоретической прочности. Вероятность образования дислокаций в крупных кристаллах выше.

Важнейшим свойством реального кристалла является его пластичность, под которой подразумевается перемещение атомных слоев. Идеальный кристалл такой способностью не обладает, а ее возникновение в реальном кристалле в основном связано с наличием дислокаций. Если для образования дислокации требуется высокая локальная концентрация энергии, обеспечивающая разрыв связей вдоль атомной плоскости, то для ее перемещения на один период потребуются гораздо меньшие усилия.

Дислокацию можно определить как границу между сдвинутой и несдвинутой частями кристалла. Кроме области вблизи дислокации, атомы расположены правильно. Чтобы сдвинуть дислокацию вдоль плоскости, как показано на рис. 1.5.8, нужно сравнительно малое напряжение. Это вытекает из следующих соображений. В совершенной решетке атомы выше и ниже плоскости скольжения находятся в положениях минимума энергии. Когда атомы смещаются, на них действует одна и та же сила, препятствующая движению. Когда в решетке есть дислокация, атомы, достаточно удаленные от дислокации, находятся в положении энергетического минимума, но вблизи дислокации это не так. Атомы, окружающие дислокацию, симметрично смещены в разные стороны от лишней полуплоскости, что вызывает равные и противоположные силы, стремящиеся их сдвинуть. В этом упрощенном описании суммарные силы, действующие на дислокацию, отсутствуют, напряжение, необходимое для движения дислокации, равно нулю. На практике определенные условия приводят к возникновению сопротивления решетки движению дислокации. Считают, что здесь действуют силы Пайерлса – Набарро, но это сопротивление гораздо меньше, чем теоретическое скалывающее напряжение совершенной решетки.

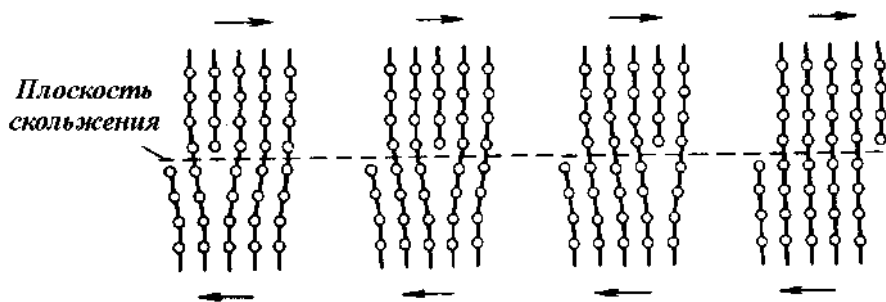


Рис. 1.5.8. Схема движения краевой дислокации.

Движение дислокации из одного положения в соседнее (рис. 1.5.8) включает только малое перераспределение атомных связей вблизи дислокации. Движение одной дислокации в плоскости скольжения к поверхности кристалла приводит к возникновению ступеньки скольжения, равной вектору Бюргерса дислокации. Направление скольжения всегда параллельно вектору Бюргерса дислокации, ответственной за скольжение. Пластическую деформацию в результате движения дислокации можно определить следующим образом. Если элемент дислокации с вектором Бюргерса b описывает площадь S на плоскости скольжения с общей площадью S_c , то две половины кристалла сместятся относительно одна другой на величину $(S/S_c)b$ и пластическая деформация увеличится на Sb/V , где

V – объем кристалла. Энергия активации, необходимая для движения дислокаций, составляет около 0,35–0,45 эВ.

При скольжении дислокации движутся со скоростями, зависящими от приложенного напряжения, чистоты и температуры кристалла и типа дислокации. Прямой метод измерения скорости дислокации был развит Джонстоном и Гилманом, которые использовали ямки травления для обнаружения положения дислокации на разных стадиях деформации. На кристалл, содержащий вновь образованные дислокации, которые обычно вводятся легкой деформацией поверхности, действуют импульсы напряжения определенной длительности. Из положения дислокации до и после приложения напряжения можно определить расстояние, пройденное каждой дислокацией, а следовательно, и среднюю скорость движения дислокации (рис. 1.5.9).

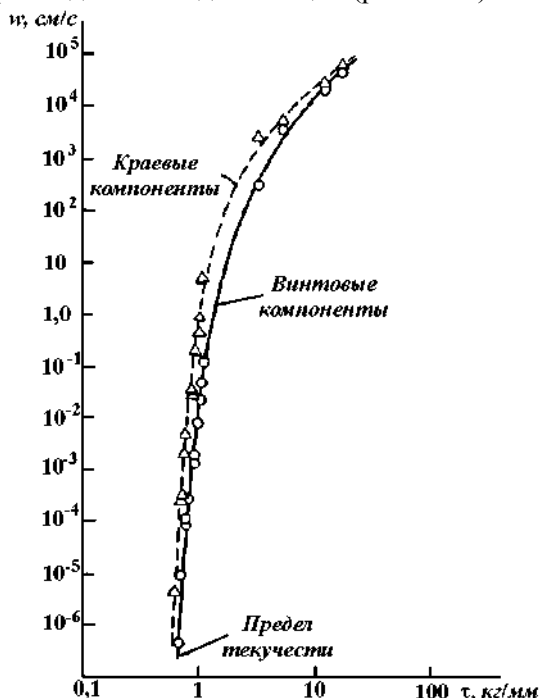


Рис. 1.5.9. Зависимость скорости движения краевых и винтовых дислокаций от напряжения в кристалле LiF.

Скорость дислокации является функцией приложенного напряжения $w = w_0 \exp(-A/\tau)$, где w – скорость; τ – компонента приложенного скалывающего напряжения в плоскости скольжения; w_0 , A – константы, зависящие от материала. Для скоростей, больших 10 см/с, с увеличением напряжения скорость перестает расти так быстро и стремится к пределу, близкому к скорости распространения упругих волн в данном материале. Скорости краевых и винтовых компонент дислокации измерялись независимо, оказалось, что в области низких скоростей краевые дислокации движутся в 50 раз быстрее винтовых.

Дислокации не относятся к дефектам, находящимся в термодинамическом равновесии, а являются результатом предшествующего воздействия на материал. Энергетический диапазон существования линейных дефектов лежит в об-

ласти пластичности. Пластичность кристаллов осуществляется главным образом путем развития и движения дислокаций. Пластическая деформация ϵ_p , возникающая при движении дислокаций, зависит от длины свободного хода дислокаций L и их плотности ρ_b $\epsilon_p \approx \rho_b bL$.

Теоретически подвижность дислокаций такова, что может обеспечить удлинение кристалла на одну треть за время 10^{-9} с. При увеличении их локальной концентрации может возникнуть ситуация, когда они начнут мешать друг другу двигаться, что приводит к снижению пластичности и увеличению прочности. Дислокация может перемещаться до выхода на поверхность, где она прекращает свое существование, превращаясь в ступеньку. Такое превращение – не единственный вариант ее исчезновения, другим вариантом может служить аннигиляция двух и более встречных дислокаций.

В поликристаллических материалах решеточные дислокации, попадая в границу, остаются дискретными дефектами кристаллического строения, и взаимодействие их с границами заключается в сложных структурных перестройках. Дислокация не обрывается на границе зерна, а продолжается в ней зернограничной дислокацией (одной или несколькими).

При механическом воздействии происходят накопление скалярной плотности дислокаций в кристалле и последовательная смена дислокационных субструктур (дислокационно-дислокационные, двойниковые и т. д.). Последовательность сменяемости субструктур носит закономерный характер. Переход от одной субструктуры к другой приводит к значительному изменению механических свойств. Каждый тип субструктуры существует в определенном интервале плотностей дислокаций. Формирование каждого типа субструктуры происходит под влиянием внешних напряжений и в результате перераспределения под действием сил взаимодействия между дислокациями. Движущей силой процесса перестройки дислокационных субструктур является стремление к относительно минимуму полной энергии дислокационной подсистемы.

Прочность кристалла зависит от плотности дислокаций в нем. Эта зависимость непрямая. При отсутствии дислокаций прочность кристалла должна быть максимальной. При сравнительно небольших или умеренных плотностях дислокаций, когда они свободно передвигаются по кристаллу, прочность понижается и кристалл становится пластичным. При увеличении же их плотности до значительной может возникнуть такая ситуация, когда они начнут мешать друг другу двигаться, что приводит к снижению пластичности и увеличению прочности. Сосуществующие в кристалле точечные и протяженные дефекты не индифферентны по отношению друг к другу. Они взаимодействуют между собой. Характер и результат такого взаимодействия зависят от природы точечных дефектов, и в первую очередь от того, образованы они собственными примесями или посторонними.

Если возникновение в кристалле точечных дефектов связано с собственными примесями (например, с нарушением стехиометрии), то их соприкосновение с дислокациями (или другими протяженными дефектами) приводит к перемещению последних (движению дислокаций), сами же точечные дефекты как кри-

сталлохимические индивиды прекращают свое существование. Действительно, допустим, что некий кристалл обогащен вакансиями и дислокациями. Так как концентрация вакансий – функция температуры, то путем ее изменения можно создать условия, при которых она окажется выше равновесной, вследствие чего избыток вакансий устремится к местам стока. При подходе вакансий к краю смещенной плоскости расположенные здесь метастабильные частицы обмениваются местами с вакансиями, вследствие чего дислокация «переползает», а вакансии перестают существовать.

Исчезновение вакансий высвобождает энергию, затраченную на их образование. Некоторая ее часть расходуется на перемещение дислокаций, остальная покидает кристалл, что и обеспечивает самопроизвольное движение. Такой способ движения дислокации называется «переползанием» или восхождением. В отличие от консервативного движения он является неконсервативным, поскольку при этом массы частей кристалла, разделяемых движущейся дислокацией, меняются.

Когда же кристалл обогащен посторонними примесями, то можно выделить два вида их взаимодействия с дислокациями. В первом случае примеси электронейтральны, а во втором несут на себе определенный эффективный заряд.

В первом случае самопроизвольность процесса обеспечивается за счет энергетического выигрыша, обусловленного снижением напряжения неизбежно возникающих в решетке при появлении дислокации и растворении примесей. В результате образования дислокации в непосредственной близости от нее одна часть решетки оказывается сжатой, а другая – растянутой. Внедрившимся в кристалл атомам примеси сравнительно больших размеров энергетически более выгодно располагаться в растянутых областях, чем в обычных (недеформированных) междоузлиях. Напротив, атомы примеси сравнительно малых размеров по тем же причинам стремятся занять сжатые области. Скопление атомов примеси вокруг дислокации называют *облаком Коттрелла*.

Второй случай относится к ионным кристаллам, в которых оборванные кристаллографические плоскости – дислокации – заселены ионами со свободными связями и несут на себе некоторый заряд. Атомы посторонних примесей, попадая в такой кристалл, как правило, ионизируются, также приобретая определенный эффективный заряд. Те из них, знак заряда которых противоположен знаку заряда дислокации, вступают с ней в электростатическое взаимодействие, что приводит к обрастанию дислокации ионной атмосферой.

В рассмотренных случаях дислокации служат центрами конденсации посторонних примесей. Это должно привести к изменению трех видов свойств кристалла: термодинамических, электрофизических и прочностных.

Изменение термодинамических свойств проявляется в том, что возрастает растворимость посторонних примесей в кристалле. Конденсация примеси на дислокации должна сдвигать равновесие реакции, т. е. увеличивать предел растворимости примеси в кристалле. Посторонние примеси, сконденсировавшиеся на дислокации, формируют здесь электрофизические свойства, отличные от свойств без части кристалла, не содержащей дислокации. В первую очередь это проявится в случае, когда примеси несут на себе определенный эффективный

заряд. Сгруппировавшись вокруг дислокации, они создают цилиндрический канал определенного знака, что оказывает влияние на сопротивление, фоточувствительные свойства этой части кристалла.

Изменение прочностных свойств, прежде всего, проявляется в изменении пластичности кристалла. Она тесно связана с движением дислокаций. Обрастая примесями, дислокации частично теряют свою подвижность, что приводит к падению пластической текучести и упрочнению материала.

Нарушения структуры в случае двумерных **поверхностных дефектов** распространяются за пределы межатомного расстояния в двух измерениях. Поверхность кристалла и границы зерен следует рассматривать как наиболее важные двумерные дефекты, наиболее часто возникающие при механической обработке. Несовершенные кристаллы ограничены в пространстве. Поверхности и границы зерен представляют собой области, где прерывается периодичность структуры и возникают ненасыщенные химические связи. Различия состоят в том, что поверхность кристалла – это граница раздела между дисперсной или непрерывной твердой фазой, с одной стороны, и непрерывной жидкой (газовой) фазой – с другой, границы зерен – это границы раздела между двумя непрерывными твердыми фазами.

Рассмотрим поверхностные дефекты, обусловленные кристаллографическими сдвигами в бинарных кристаллах. Основным конструктивным элементом решетки кристалла ReO_3 является октаэдр, вершины которого заняты кислородом, а центр – атомом металла. При формировании кристалла из таких элементов вершины октаэдров обобществляются, что приводит к возникновению новых (промежуточных) октаэдров, не занятых металлом. В сформировавшемся так идеальном кристалле ReO_3 одна половина октаэдрических пустот занята металлом, другая – остается вакантной (рис. 1.5.10, а).

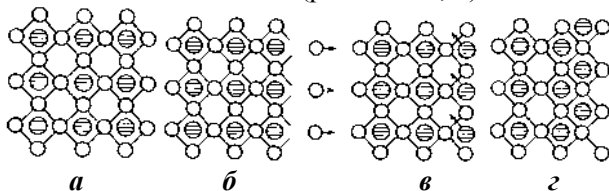


Рис. 1.5.10. Образование плоскости сдвига в кристалле типа ReO_3 по механизму Андерсона и Уодсли: а – идеальный кристалл; б – атомы кислорода покинули поверхность кристалла; в – коллективная диффузия атомов металла в соседние вакантные октаэдры; г – блочный кристалл (блоки разделены плоскостью сдвига).

При тепловом воздействии на такой кристалл наиболее благоприятная ситуация для перемешивания (самодиффузии) частиц внутри кристалла складывается у атомов металла – у каждого из них по соседству имеются вакантные октаэдрические пустоты. Иначе обстоит дело на поверхности кристалла, где преимущество на уход из своих узлов следует отдать атомам кислорода, слой которых имеет непосредственное соприкосновение со второй фазой, например с газовой. При достаточно высокой температуре они покидают поверхность кристалла (рис. 1.5.10, б), обрывая связи с соседями, в том числе с ближайшими

атомами металла, которые вследствие этого оказываются в метастабильном состоянии. Возможны два варианта движения таких атомов. Оставшиеся связи обрываются и атомы уходят в газовую фазу, что требует дальнейших энергетических затрат. Атомы переходят в соседние вакантные октаэдры, где они, извлекаясь от некоторой части запасенной энергии, становятся энергетически стабильными (рис. 1.5.10, в). Реализация второго варианта вероятна только при наличии энергетического выигрыша, что возможно, если сопровождающий такой переход энергетический эффект по своей величине окажется выше (или, по крайней мере, не ниже) энергии активации диффузии атомов металла.

После такой коллективной диффузии атомов металла в соседние вакантные октаэдры поверхность кристалла приобретает начальное состояние, и расположенные на ней новые атомы кислорода при дальнейшем нагревании кристалла могут покинуть его так же, как это сделали их предшественники. Коллективный переход атомов металла в соседние октаэдры на этот раз может быть осуществлен в том случае, если последние к тому времени окажутся вакантными, т. е. если некоторая часть оккупирующих их атомов металла покинет занимаемые ими места и совершит дальнейшее перемещение в еще не занятые октаэдры.

Кристаллические твердые тела обычно состоят из большого числа хаотически ориентированных зерен, разделенных между собой границами. Каждое зерно является монокристаллом и содержит дефекты, описанные выше. Так построены металлы, сплавы, спеченные материалы. Отдельные зерна слипаются по своим границам. В пределах отдельного зерна в результате скопления дислокаций могут возникать особые границы зерен – мало- и большеугловые. Области кристалла, имеющие различную ориентацию, разделены этими границами зерен, на которых структурная периодичность нарушается, но не прерывается. Разность ориентации в пределах от нескольких угловых секунд до 4° относятся к малоугловым границам зерен (рис. 1.5.11). Если угол больше, то говорят о большеугловых границах зерен. Они могут быть исключительно многообразны и с трудом поддаются количественному описанию.

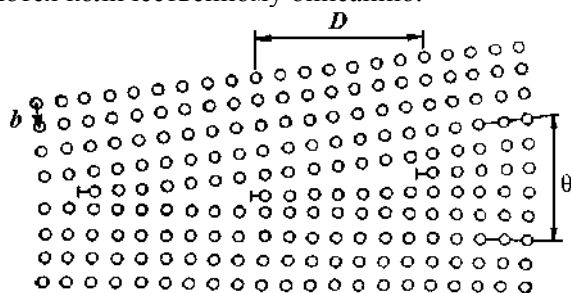


Рис. 1.5.11. Малоугловые границы зерен, образуемые краевыми дислокациями: b – вектор Бюргерса; θ – угол наклона; D – расстояние между точками пересечения дислокаций ($\theta = b/D$).

Существуют два подхода к рассмотрению структуры большеугловых границ. Согласно первому из них переходный слой с использованием кристаллографии не определяется. Между двумя кристаллическими областями имеется область сильно искаженной структуры, так называемый слой Бейлби.

Согласно второму подходу граница раздела содержит атомы, принадлежащие одновременно обеим частям кристалла (рис. 1.5.12). Границы двойникового- ния могут возникать в результате механической обработки. При этом две части кристалла идентичны и когерентно связаны друг с другом. Они располагаются наклонно по отношению к границе, которая является при этом плоскостью отражения (рис. 1.5.13).

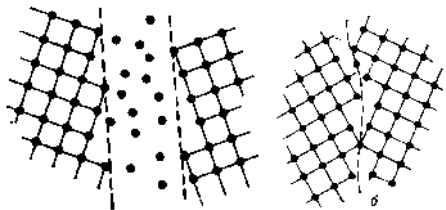


Рис. 1.5.12. Большеугловые границы зерен: *a* – слой Бейлби; *б* – вероятная структура.

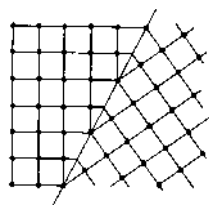


Рис. 1.5.13. Граница двойникового и когерентное двойникование.

Поверхностные дефекты являются принципиально иными объектами структуры по сравнению с линейными и тем более точечными. Энергетический диапазон их существования определяется не столько межатомными связями в решетке, сколько наличием дефектов других энергетических уровней.

Для описания дефектных структур, индуцированных путем механической обработки, среди прочего широко используются данные о размерах первичных кристаллитов. Любой реальный кристалл (монокристалл или отдельное зерно поликристалла) состоит из множества когерентно граничащих областей, называемых кристаллитами, первичными кристаллитами, субзернами и мозаичными блоками. Такое разделение на первичные кристаллиты возможно в рамках теории дислокаций. Дислокации образуют стенки, по которым граничат кристаллиты. Например, такая область может быть ограничена малоугловыми границами зерен. На рис. 1.5.14 показана модель отдельного зерна, состоящего из когерентно сдвинутых областей. Размеры этих областей соответствуют расстоянию между двумя дислокационными стенками (длине когерентности).

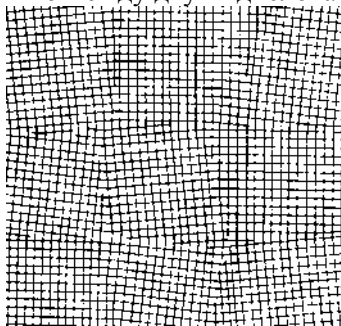


Рис. 1.5.14. Модель отдельного зерна, состоящего из когерентно сдвинутых областей.

Энергия образования межфазной поверхности поддается только эмпирической оценке. Основные виды поверхностных дефектов имеют общую топологическую основу. Величина энергии их образования определяется уравнением

$$U_{d3} = K_3 \cdot \Delta\Psi_3^n,$$

где K_3 – затраты энергии на приращение единицы межфазной поверхности Ψ_3 ; n – показатель, зависящий от свойств кристалла.

Экспериментальные оценки энергии образования поверхности для большинства кристаллов составляют более 5,0 Дж/м², а межзеренных границ – в пределах от 0,1 до 1,0 Дж/м².

Поверхность кристалла влияет на его прочностные свойства, поскольку имеет ряд особенностей динамики решетки. Поверхность кристалла устроена на атомно-молекулярном уровне иначе, чем объем, из-за отсутствия соседей с одной стороны границы раздела фаз. Это приводит к резкой нелинейности колебаний атомов в поверхностных слоях, которая проявляется в добавочном тепловом давлении. Тепловая добавка в сочетании с внешней нагрузкой ускоряет разрушение поверхности и всего кристалла.

Объемные дефекты с точки зрения атомного строения относятся к комбинациям дефектов других типов, однако как элемент процесса разрушения они выступают в роли важных структурных единиц.

Структура аморфных областей характеризуется отсутствием дальнего порядка и утратой периодического расположения атомов. Диапазон энергетического существования данных областей достаточно широк и связан как с термодинамической стабильностью системы, так и с внешними воздействиями на материал. Поры по морфологическим признакам разделяют на замкнутые и открытые, условия их энергетического существования аналогичны межфазной поверхности. Форма и распределение пор играют важную роль в реакционной способности кристаллов.

Одним из самых важных для разрушения объемным дефектом является трещина, которая образуется либо при взаимодействии дислокаций, либо при интенсивном локальном динамическом воздействии. Трещина является концентратором внутренних напряжений в материале и поэтому часто выступает причиной разрушения тела. Согласно энергетическому критерию Гриффитса, распространение трещин происходит, когда запас упругой внутренней энергии достаточен, чтобы скомпенсировать свободную поверхностную энергию образующихся поверхностей. В устье трещины напряжения столь велики, что превышают предел текучести и прочности на разрыв.

Энергию образования трещины в идеальном кристалле можно найти по уравнению $U_{d4} = V\sqrt{2EM\Omega/a^3}$, где V – условный объем трещины, E – модуль упругости, M – структурная постоянная, Ω – энергия атомизации, a – постоянная решетки. Теоретическое значение энергии образования трещины составляет $\approx 10^{10}$ Дж/м³.

Понятие структурного дефекта как нарушение расположения предполагает наличие некоторого правильного расположения атомов, нарушенного тем или иным способом. Топологическая характеристика дефекта имеет однозначный

смысл, лишь если остается еще достаточно большой объем, занятый идеальной структурой, по отношению к которой можно определить наличие дефекта, и если дефекты расположены достаточно далеко друг от друга, так что каждый из них можно однозначно идентифицировать. В противном случае локальный беспорядок невозможно отличить от общей структуры. По этой причине нельзя не остановиться на проблемах *порядка* и *беспорядка* как неотъемлемой части любого математического и физического описания структуры и свойств кристалла. Говоря о неупорядоченном состоянии, необходимо представлять идеал порядка. Высшая степень пространственного порядка наблюдается только в двух системах: абсолютный вакуум и идеальный бесконечный кристалл. Если описание первой системы не представляет особых проблем, то во втором случае необходимо рассматривать ансамбль бесконечно большого числа идентичных атомов или молекул, однородно упакованных в регулярные ряды и плоскости. Математически это сводится к инвариантности относительно трансляции в решетке, т. е. физические свойства в некоторой точке пространства точно воспроизводятся в любой другой точке. В неупорядоченном с позиций топологии материале, в газе от кристаллической решетки не остается и следа.

Простейший тип беспорядка реализуется в кристалле, когда возможна замена атома одного элемента атомом другого почти без искажения кристаллической решетки. Это пример беспорядка замещения, или ячеистого беспорядка. Изменение свойств наблюдается при переходе от ячейки к ячейке при сохранении с позиций топологии упорядоченной решетки. Существуют и другие типы ячеистого беспорядка, например магнитный.

Идеальный ячеистый беспорядок достигается редко, так как нельзя пренебрегать корреляциями между атомами или спинами, расположенными в соседних узлах решетки. При этом в системе возникает некоторая степень ближнего порядка. Дальний порядок возникает, например, в случае, когда одинаковым атомам энергетически выгодно сгруппироваться в большие кластеры, в результате чего возникает разделение фаз одного и другого материала. Другой пример дальнего порядка возникает, когда узлы решетки образуют две взаимопроникающие простые подрешетки так, что каждый узел первой окружен узлами второй, и наоборот.

Более высоким иерархическим уровнем беспорядка является топологический беспорядок, который определяет исходную кристаллическую решетку. Примером наиболее слабого топологического беспорядка в кристалле является дислокация, т. е. кристалл с дислокациями топологически не эквивалентен идеальной решетке. В кристалле со случайным распределением дислокаций дальний топологический порядок отсутствует, а явный беспорядок имеет место лишь в ядрах дислокаций. Фактически существуют три различных с позиций топологии фазы состояния вещества: кристаллическая, жидкая и газообразная, каждая из которых обладает своей степенью пространственного упорядочения.

При построении феноменологических теорий деструкции часто бывает удобно воспользоваться континуальным представлением, игнорируя атомную структуру вещества. Так следует поступать, рассматривая макроскопические процессы деструкции, например измельчение или механическую активацию кристалли-

ческого материала. Кристалл при этом рассматривается как непрерывная среда, состав которой определяет локальную плотность, упругость и т. д.

Структурные дефекты создают искажения в своей окрестности, которые являются причиной внутренних напряжений. Тип, концентрация и распределение дефектов определяют природу и интенсивность внутренних напряжений, возникающих в кристаллах. При механической обработке дефекты различного типа возникают обычно одновременно и топологически неупорядоченно, поэтому часто ограничиваются обобщенными характеристиками дефектного состояния кристалла: интегральным энергетическим уровнем дефектов и степенью упорядоченности.

При исследовании деструкции удобно воспользоваться значениями интегральных энергетических уровней дефектов, которые дают возможность оценить степень деструкции кристаллического материала в зависимости от затрат энергии. На рис. 1.5.15 представлена зависимость степени измельчения i дисперсных материалов от удельной энергии U диссипации. Наблюдается несколько энергетических зон структурной устойчивости и интегральных энергетических уровней дефектов при равенстве нулю производной функции деструкции.

Измельчение кристаллического материала реализуется по различным объемным дефектам, которые отличаются своими энергетическими диапазонами существования. Поэтому механическая деструкция происходит в несколько стадий по мере увеличения энергетического воздействия на материал.

Термин «**дефект**», связываемый с аномальностью явления, приобретает смысл обычного структурного элемента, определяющего свойства вещества. Многие свойства твердого вещества возникают исключительно вследствие дефектности. Например, пластическая деформация осуществляется в большей степени путем развития и движения дислокаций (см. выше). Механические и химические свойства кристаллических материалов зависят как от типа структурных дефектов, так и от их концентрации и распределения, т. е. от степени беспорядка.

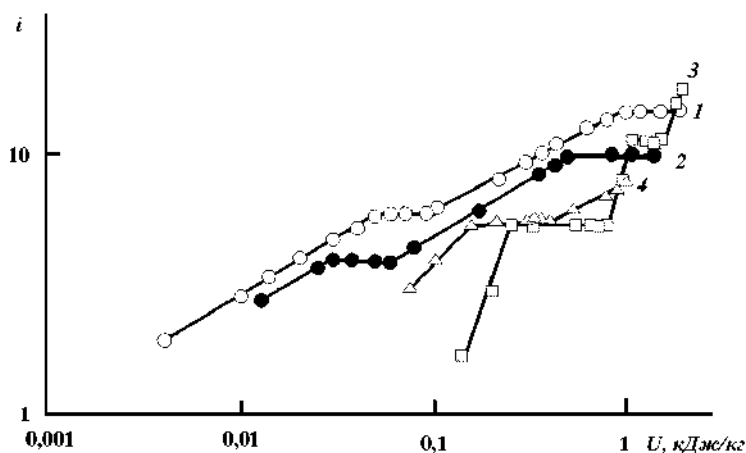


Рис. 1.5.15. Интегральные энергетические уровни дефектов кристаллических дисперсных материалов: 1 – NaNO_3 ; 2 – KCl ; 3 – NaCl ; 4 – $\text{Sr}(\text{NO}_3)_2$.

Следствием механодеструкции кристаллов является возрастание их химической реакционной способности, которая состоит в увеличении энтальпии вещества из-за изменения его реальной структуры. Прослеживается корреляция между накопленной энергией и реакционной способностью. Каждый тип дефектов вносит свой вклад в избыточную энергию кристаллов. Особенности протекающих реакций зависят от природы и распределения структурных дефектов.

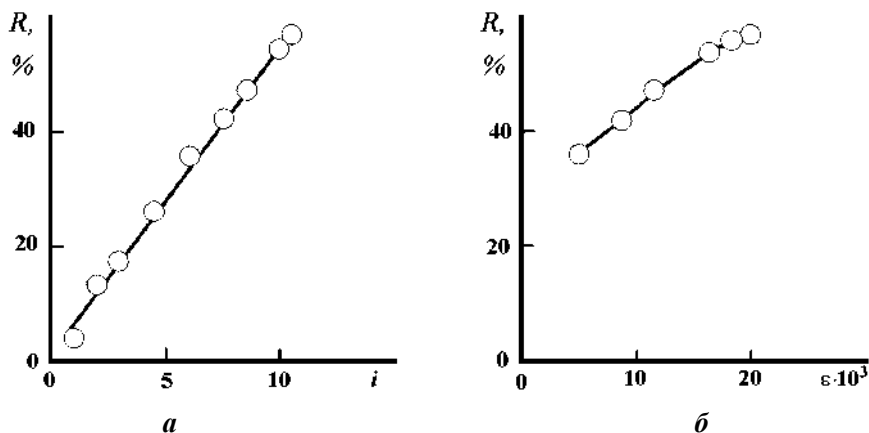
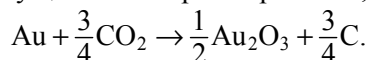


Рис. 1.5.16. Зависимость растворимости рутила в серной кислоте: а – от степени измельчения; б – от относительных микродеформаций.

На рис. 1.5.16 приведены данные по механической активации рутила. С увеличением степени измельчения и количества структурных дефектов его растворимость в серной кислоте непрерывно возрастает. Это изменение обусловлено не только увеличением поверхности, но и ростом дефектности. При установившейся степени измельчения существенное значение начинает приобретать увеличение дефектности кристаллической структуры, которое в данном случае выражается в изменении размеров относительных микродеформаций.

Возбужденные состояния кристалла, возникающие вследствие механического воздействия, имеют малое время существования и часто релаксируют в тепло, а не в структурные дефекты. Поэтому сочетание механической обработки с химической реакцией заметно повышает ее скорость и реакционную способность кристаллических материалов. Часто химические реакции при механической обработке дают продукты превращения, которые обычно не получают, а многие реакции даже неосуществимы при нагревании, например:



Точечные дефекты являются термодинамически обратимыми, а их концентрация определяется обычными термодинамическими параметрами, остальные дефекты с позиций термодинамики всегда являются неравновесными, и их состояние не может быть описано обычными приемами равновесной термодинамики. При диссипации энергии, сообщаемой кристаллу в результате его механической обработки, возбужденные состояния исчезают очень быстро, а сохраняются *замороженные* метастабильные состояния с нарушенной структурой.

При обычных условиях необратимый переход из метастабильных состояний к термодинамическому равновесию осуществляется очень медленно.

Непосредственно во время механического воздействия возникают условия, к которым закономерности равновесной термодинамики неприменимы. Химические реакции, протекающие при механическом воздействии, сопряжены с диссипацией энергии в твердой фазе, т. е. можно использовать соотношения термодинамики необратимых процессов.

Подведем итоги. Изменения механических свойств и реакционной способности кристаллических материалов под влиянием непосредственного механического воздействия или за счет накопления дефектов решетки (деструкции) занимают важное место в практической технологии, поскольку они влияют на поведение дисперсных материалов при их использовании.

1.5.2. Затраты энергии на морфоструктурную модификацию

Одной из основных задач теории механической обработки дисперсных материалов является установление взаимосвязи между параметрами морфоструктурной модификации и затратами энергии. Эти соотношения необходимы для определения оптимальных условий работы машин и аппаратов при их конструировании. Определим затраты энергии на морфоструктурную модификацию дисперсного материала. Воспользуемся единой системой обозначений, в которой первый индекс определяет вид механической обработки, а второй – объект обработки (материал, стенки аппарата и т. п.).

При механической обработке энергия затрачивается на:

- нагрев материала $U_{0,1}$;
- образование дефектов в материале (пластическое деформирование) $U_{1,1}$;
- образование новой поверхности материала по дефектам (морфологическая модификация $U_{2,1}$, измельчение $U_{3,1}$);
- образование новой поверхности материала при разрушении идеальных межзатомных связей $U_{4,1}$;
- нагрев рабочей поверхности стенок аппарата $U_{0,2}$;
- пластические деформации рабочей поверхности аппарата $U_{1,2}$;
- образование новой поверхности продуктов износа аппарата $U_{2,2}$;
- некоторые другие потери $U_{i,3}$.

Следовательно, общие затраты энергии $U = \sum U_{i,j}$, где i – номер параметра модификации, j – номер объекта, участвующего в процессе.

Затраты энергии на измельчение материала пропорциональны приращению поверхности продукта: $U_{3,1} = K \cdot \Delta S^n$, а так как различные виды механической обработки имеют общие физические основы, то можно предположить, что затраты энергии на любую морфоструктурную модификацию также пропорциональны ее параметрам: $U_{i,1} = K_{i,1} \cdot \Delta \Psi_{i,1}^{n_{i,1}}$, где $K_{i,1}$ – затраты энергии на приращение единицы параметра $\Psi_{i,1}$, $n_{i,1}$ – показатель, зависящий от свойств материала.

Для измельчения в качестве параметра морфоструктурной модификации может выступать удельная поверхность материала по методу Козени – Кармана

$S_{\text{КК}}$, для окатки – усредненный коэффициент сферичности ϕ , для активации – удельная поверхность по методу Брунауэра – Эммета – Теллера $S_{\text{БЭТ}}$ или обобщенные параметры реакционной способности.

Объединим нецелевые затраты энергии $U_{i,j \neq 1} = U_{i,2} + U_{i,3}$. Тогда

$$U = K_{i,1} \cdot \Delta\Psi_{i,1}^{n_{i,1}} + U_{i,j \neq 1}.$$

Для оценки сравнительной эффективности механической обработки введем обобщенное понятие степени морфоструктурной модификации: $I_{i,j} = \Psi_{i,j}^{\kappa} / \Psi_{i,j}^{\eta}$, где $\Psi_{i,j}^{\eta}$ и $\Psi_{i,j}^{\kappa}$ – начальное и конечное значения параметра.

Введем КПД, учитывающий целевые затраты энергии $\eta_{i,1} = U_{i,1} / U$, который определяется для конкретного аппарата в результате анализа экспериментальных данных по морфоструктурной модификации.

С учетом $\Delta\Psi_{i,1} = \Psi_{i,1}^{\kappa} - \Psi_{i,1}^{\eta}$ получим $I_{i,1} = (U\eta_{i,1} / K_{i,1})^{\frac{1}{n_{i,1}}} / \Psi_{i,1}^{\eta} + 1$.

Перейдя к удельным величинам и заменив общие затраты энергии U на удельную вводимую мощность N , получим уравнение для определения степени морфоструктурной модификации при механической обработке дисперсного материала: $I_{i,1} = (N \cdot \tau \cdot \eta_{i,1} / K_{i,1})^{\frac{1}{n_{i,1}}} / \Psi_{i,1}^{\eta} + 1$, где τ – время пребывания материала в зоне механической обработки.

При механической обработке $K_{i,1}$ и $n_{i,1}$ непрерывно изменяются, поскольку меняются размер и прочность частиц материала. Морфоструктурная модификация является стадийной. На первой стадии модификация идет по наиболее слабым областям структуры частиц. На следующих стадиях наблюдается постепенный переход к изменению структуры более устойчивых областей.

Морфоструктурная модификация является многоуровневой даже при неизменном виде обработки. Экспериментальные исследования подтвердили корректность предложенной модели и позволили определить величины $K_{i,1}$ и $n_{i,1}$ для некоторых материалов. Эксперименты проводились в аппаратах вихревого типа, в частности на центробежно-вихревых машинах и роторно-вихревых мельницах. В этих аппаратах реализуется эффективное динамическое воздействие на частицы дисперсного материала.

На рис. 1.5.17, а представлена зависимость степени морфоструктурной модификации (измельчения) $I_{3,1}$ натриевой селитры от удельной энергии на обработку. С ростом затрат энергии степень измельчения резко возрастает и при 3 кДж/кг достигает 15, мало изменяясь в дальнейшем. Достижимые для данного энергетического уровня дефекты структуры частиц раскрыты, и процесс измельчения прекратился. Следующая ступень роста степени измельчения селитры наступает при достижении более высокого энергетического уровня. Предыдущая ступень энергетического перехода заметна на начальном участке кривой при затратах энергии около 0,2 кДж/кг, и достигаемая степень измельчения составляет около 6.

Был проведен цикл экспериментальных исследований по выявлению уровней морфоструктурной модификации у различных дисперсных материалов.

Определялись интегральные параметры деструкции дисперсной фазы при разных энергетических уровнях механического воздействия. В результате определены энергетические уровни для некоторых кристаллических дисперсных материалов, что позволило построить их энергетические диаграммы.

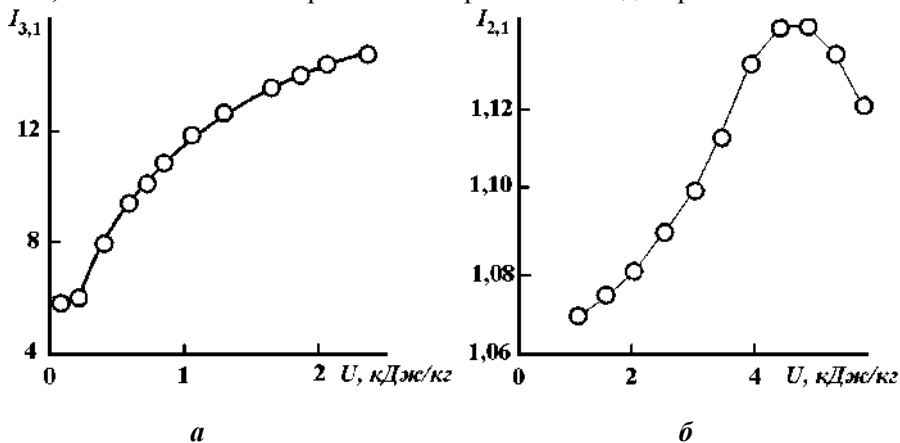


Рис. 1.5.17. Зависимость степени морфоструктурной модификации от удельных затрат энергии: *а* – измельчение NaNO_3 ; *б* – окатка SiO_2 (кварц).

На рис. 1.5.18 представлены диаграммы и уровни морфоструктурной модификации для SiO_2 (кварц) и Al_2O_3 (корунд), характеризующиеся граничными значениями R_i . Каждый режим морфоструктурной модификации постепенно дополняется следующим, но не заканчивается при этом.

Аналогично растет и степень морфологической модификации $I_{2,1}$ (окатки) с ростом удельных затрат энергии (рис. 1.5.17, *б*). При их увеличении до 5 кДж/кг рост степени окатки прекращается и сменяется резким падением, т. е. наблюдается переход к измельчению.



Рис. 1.5.18. Диаграмма энергетических уровней морфоструктурной модификации.

В табл. 1.5.1 приведены значения $K_{i,1}$ и n_{i1} для разных уровней морфоструктурной модификации некоторых материалов. Коэффициенты даны для конкретных видов механической обработки и диапазонов затрат энергии. Дисперс-

ный материал на разных энергетических уровнях характеризуется разными прочностными параметрами.

Таблица 1.5.1

Коэффициенты для расчета степеней морфоструктурной модификации

Материал	Окатка			
	$I_{2,1}$	$\sum U_{i,1}$, кДж/кг	$K_{2,1}$, кДж/кг	$n_{2,1}$
NaNO_3 , $\varphi'' = 0,8$; $S''_{\text{КК}} = 20 \text{ м}^2/\text{кг}$	1–1,1	до 0,3	10,38	1,39
Фарфор, $\varphi'' = 0,65$; $S''_{\text{КК}} = 55 \text{ м}^2/\text{кг}$	1–1,17	До 0,1	0,68	0,92
SiO_2 (кварц), $\varphi'' = 0,72$; $S''_{\text{КК}} = 25 \text{ м}^2/\text{кг}$	1–1,08	До 1	$2 \cdot 10^8$	6,67
	1,08–1,1	1–2	64,96	1,45
Al_2O_3 (корунд), $\varphi'' = 0,74$; $S''_{\text{КК}} = 15 \text{ м}^2/\text{кг}$	1–1,08	До 1,15	57,31	1,43
Материал	Измельчение			
	$I_{3,1}$	$\sum U_{i,1}$, кДж/кг	$K_{3,1}$, кДж/кг	$n_{3,1}$
NaNO_3 , $\varphi'' = 0,8$; $S''_{\text{КК}} = 20 \text{ м}^2/\text{кг}$	1–6	До 0,1	$4,3 \cdot 10^{-6}$	2,10
	6–15	0,1–1,5	$5,1 \cdot 10^{-7}$	2,60
Фарфор, $\varphi'' = 0,65$; $S''_{\text{КК}} = 55 \text{ м}^2/\text{кг}$	1–1,65	До 0,4	$2 \cdot 10^{-2}$	0,83
	1,6–2,6	0,4–1,4	$9,6 \cdot 10^{-8}$	3,7

Подведем итоги. Одной из основных задач теории механической обработки порошков является установление взаимосвязи между параметрами морфоструктурной модификации и затратами энергии. Эти соотношения, предложенные в данном разделе, необходимы для расчета машин и аппаратов при конструировании и определения оптимальных условий их работы.

1.5.3. Энергетическая концепция механической деструкции

Известные виды механической обработки дисперсных материалов имеют общие физические основы. Для реализации любого из них необходимо сформировать поле напряжений в кристалле в результате внешнего механического воздействия, а для получения ожидаемого результата требуется создать специальный характер этого поля как во времени и пространстве (объеме частицы), так и по энергетическому уровню. Механическая обработка обусловлена упругой или пластической деформацией, локализованной в тонком слое, прилежащем к поверхности наивысших напряжений, вдоль которой происходит деструкция частиц. Это приводит либо к формированию дефектов кристаллической структуры частиц (активация), либо к разрушению поверхностного слоя, на котором формируется напряжение (окатка), либо к измельчению.

В основном механохимические превращения проходят в тех местах, где имеет место формирование поля напряжений в кристалле. После того как поле напряжений сформировалось, наблюдается его релаксация. Возможны несколько механизмов релаксации. **Во-первых**, энергия может превращаться в тепло. **Во-вторых**, релаксация может происходить через пластическое течение кри-

сталла, поскольку физические механизмы, лежащие в основе пластического течения, связаны либо с перемещением точечных дефектов, либо с движением дислокаций в кристаллах, либо с изменением концентрации тех и других. Релаксация может привести к нарушению самой структуры кристалла, полной или частичной его аморфизации. *В-третьих*, при достижении энергетического уровня, достаточного для зарождения трещины, результатом релаксации может быть образование новой поверхности.

По мере увеличения мощности механического импульса и времени контакта происходит постепенный переход от релаксации в тепло, к накоплению в кристалле дефектов и образованию новой поверхности. Эту смену механизмов релаксации можно представить как изменение режима механической обработки, причем новый режим всегда сопровождается предыдущими.

Считается, что механическая активация сопутствует измельчению и не может осуществляться без него. Одновременно утверждается, что при достижении определенного размера частиц измельчение прекращается, а дальнейшее увеличение химической активности вызвано исключительно механохимической активацией. Это подтверждает, что на данном энергетическом уровне обработки измельчение частиц невозможно, а образование дефектов имеет место. Для эффективной механической активации необходимы высокие напряжения в частицах, но начинается она на значительно меньших энергетических уровнях.

По виду релаксации напряжений и результату механического воздействия можно выделить следующие режимы механической обработки:

- нагрев частиц без структурной физико-химической модификации;
- деструкцию частиц через образование дефектов (пластическую деформацию);
- деструкцию с образованием новой поверхности.

Кристаллический дисперсный материал является совокупностью частиц, каждая из которых обладает своим набором прочностных параметров и соответственно энергетическими уровнями режимов обработки. Поскольку большинство кристаллических порошков является продуктом измельчения крупных кусков либо ряда других технологических процессов, которые формируют однотипные механические или иные воздействия, приводящие к созданию в структуре частиц материала большого количества дефектов (пор, микротрещин, дислокаций), то можно предположить, что наличие уровней деструкции сохранится и для дисперсного кристаллического материала.

В качестве параметра для второго режима (механохимическая активация) можно принять химическую реакционную способность, которая связана с изменением энтальпии твердых веществ, подвергнутых механической обработке. Между накопленной энергией и реакционной способностью наблюдаются корреляции.

При коллективной обработке дисперсных материалов возникает их механическое взаимодействие, осуществляемое через межфазную поверхность, а концентрация дефектов на ней максимальна и уменьшается к центру. Поэтому образование новой поверхности идет в несколько стадий. На первой стадии частица будет терять свой поверхностный слой, т. е. происходит морфологиче-

ская модификация или окатка (овализация) частиц материала. Для этого режима деструкция характеризуется изменением формы частиц материала или степенью морфологической модификации, которая определяется отношением конечного и начального значений коэффициента сферичности. На второй стадии разрушение твердых тел идет по наиболее слабым местам (трещины, дефекты, поры, плоскости спайности). Поэтому следует различать окатку и измельчение, несмотря на то, что оба процесса приводят к росту дисперсности или удельной поверхности материала. На третьей стадии при увеличении уровня энергии сопротивление разрушению определяется микроструктурой твердых тел, т. е. величина механического импульса позволяет разрушать межатомные связи.

Для режима механической обработки – деструкции с образованием новой поверхности, чаще называемого измельчением, принимаем удельную поверхность материала по методу Козени – Кармана, в котором используется эффект фильтрации через слой порошка воздуха при атмосферном давлении.

На рис. 1.5.19 представлены обобщенные данные по механической обработке диоксида кремния (SiO_2), полученные в результате проведенных экспериментов. Результаты по активации характеризует растворимость кварцевого песка L в 30%-ном растворе NaOH при 100°C . Степень морфологической модификации J определялась отношением конечного и начального коэффициентов сферичности. Коэффициент сферичности, являющийся отношением удельной поверхности сферических частиц того же объема к удельной поверхности частиц исследуемого материала, оценивался с помощью прибора для определения сыпучести по методике, ставящей коэффициент сферичности в зависимость от времени просыпания стандартной навески материала через калиброванное отверстие диаметром 4 мм в конусе. Данные по удельной поверхности диоксида кремния S_{p0} получены на пневматическом приборе определения удельной поверхности. На графиках результаты механической обработки представлены в зависимости от удельной диссипации энергии U_d , которая оценивалась через потребляемую мощность, время обработки и коэффициент диссипации энергии.

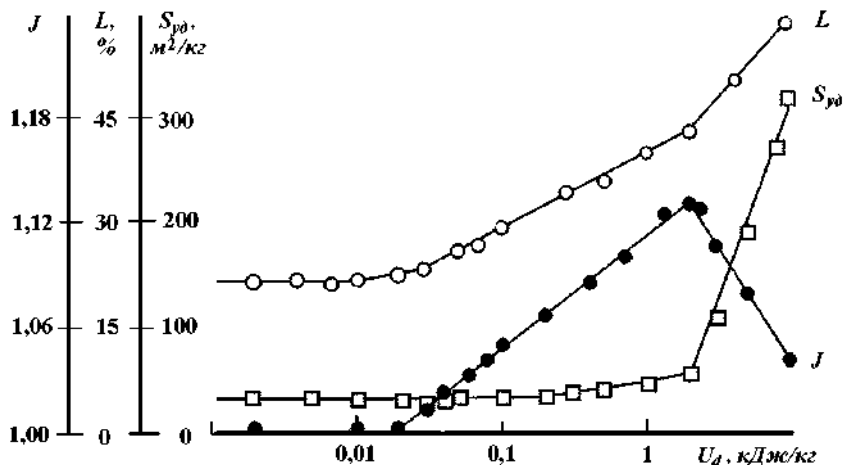


Рис. 1.5.19. Энергетические уровни деструкции кварцевого песка (SiO_2).

Первые признаки механической активации проявляются при удельной диссипации энергии около 0,01 кДж/кг, являющейся начальным энергетическим порогом активации. При увеличении энергетического уровня до 0,02 кДж/кг начинает проявляться поверхностное разрушение (морфологическая модификация), что несколько увеличивает и интенсивность механической активации. Реальное измельчение становится заметным при уровне более 2 кДж/кг, хотя некоторый рост удельной поверхности материала замечен и при более низком энергетическом уровне. Это вызвано разрушением поверхностного слоя частиц, которое приводит к увеличению дисперсности материала. Пик механической окатки приходится на порог измельчения, что хорошо согласуется с предложенной концепцией взаимосвязи процессов. Одновременно увеличивается и растворимость, вызываемая в данном случае ростом удельной поверхности.

Результаты исследований на примере SiO_2 подтверждают наличие уровней деструкции или режимов механической обработки для совокупности кристаллических частиц, т. е. дисперсных кристаллических материалов. Исследования показывают, что требуемый режим механической обработки дисперсных кристаллических материалов в промышленных аппаратах сопровождается другими с меньшими энергетическими уровнями. Максимальную эффективность режим обработки приобретает при приближении к следующему энергетическому уровню деструкции.

Переход от одного режима обработки к другому можно заметить на большинстве известных экспериментов. Проблеме связи реакционной способности и механической активации твердых тел уделено много внимания в монографиях Е.Г. Аввакумова, Г. Хайнике, где можно выделить аналогичные результаты. Подтверждающие данные по энергетическим уровням измельчения можно найти также у Г.С. Ходакова. На основании выдвинутых и экспериментально подтвержденных предположений о существовании различных энергетических уровней деструкции у дисперсных кристаллических материалов можно предложить единую энергетическую деструкционную концепцию режимов механической обработки. Основа этой концепции заключается в следующем:

- режим релаксации в тепло начинает сопровождаться деструкцией через образование дефектов, что определяется начальным напряжением образования дефектов σ_1 (первый уровень деструкции), которое функционально зависит от упругих свойств материала и пропорционально пределу упругости $\sigma_{\text{упр}}$;

- режим релаксации с образованием дефектов частично переходит в деструкцию, сопровождающуюся разрушением поверхностного слоя, что определяется напряжением разрушения σ_2 (второй уровень деструкции), которое эквивалентно пределу текучести σ_T ;

- режим поверхностного разрушения дополняется разрушением частицы по внутренним дефектам или плоскостям спайности, т. е. образованием нескольких однотипных объектов (третий уровень деструкции);

– четвертый уровень деструкции определяет появление релаксации через разрушение межатомных связей и пропорционален теоретическому пределу прочности σ_6 .

Создавая на поверхности частиц дисперсного материала различные по энергетическому уровню напряжения, можно осуществлять тот или иной вид механической обработки. При уровне напряжений от σ_1 до σ_2 будет проходить активация или упрочнение (запирание дефектов кристаллической решетки новыми дефектами). При уровне от σ_2 до σ_4 идет разрушение по дефектам. В этой области реализуются два вида обработки: потеря поверхностного слоя частицей – морфологическая модификация или окатка (σ_2 , σ_3) и более энергоемкий процесс разрушения по внутренним дефектам – измельчение (σ_3 , σ_4). При уровне больше σ_4 начинается разрушение частицы с разрывом идеальных межатомных связей. Последний режим представляется очень энергоемким, поскольку энергия связей в кристаллической решетке велика, а по результирующим геометрическим параметрам частиц он близок к разрушению по внутренним дефектам.

Основные виды механической обработки дисперсных материалов предлагаются рассматривать как разные режимы одного процесса, отличающиеся энергетическим уровнем.

Величина предельных напряжений определяется, кроме упругих и прочностных свойств материала, способностью к образованию дефектов и перемещению дефектов и зависит от предыстории материала или предварительной обработки частиц. Поэтому вместо них удобнее использовать деструкционные функционалы $R_i(\sigma_i)$, которые учитывают предысторию материала и его физико-химические свойства в зависимости от термодинамического состояния.

Рассмотрим ударное взаимодействие частиц материала. В качестве критерия примем величину критической скорости. Из всего многообразия способов ударного механического воздействия остановимся на соударении частиц обрабатываемого материала как наиболее характерного и часто встречающегося. Найдем необходимую скорость, которую должны иметь частицы материала, чтобы их кинетическая энергия оказалась достаточной для осуществления конкретного вида механической обработки при столкновении.

Опишем столкновение двух частиц материала с массой m , движущихся с относительной скоростью w . Согласно теории упругости энергия упругих деформаций $U_{упр.д} = \sigma^2 m / (2E \cdot \rho)$, где E – модуль упругости, ρ – плотность материала.

Энергия, переданная обрабатываемому материалу, $U' = mw^2(1 - \alpha^2)/2$, где α – коэффициент восстановления скорости после столкновения.

Коэффициент восстановления скорости пропорционален коэффициенту диссипации энергии: $\lambda = 1 - \alpha^2$, который является проявлением упругих и прочностных свойств материала. В результате получим критическую скорость первого уровня деструкции (активация): $w_1 = \sigma_1 / \sqrt{E \cdot \rho \cdot \lambda} = R_1(\sigma_{упр}) / \sqrt{E \cdot \rho}$, где $R_1(\sigma_{упр})$ – функционал предела упругости при наличии дефектов.

Функционал $R_1(\sigma_{упр})$ устанавливает предел упругости для кристаллических материалов с дефектами. Упругость зависит в основном от энергии взаимодей-

ствия составляющих кристалл частиц, но из-за анизотропии кристаллографических направлений и дефектности σ_{ynp} требует уточнения:

$$R_1(\sigma_{ynp}) = \frac{\sum_j A_{1,j} B_{1,j}}{j} \cdot \frac{\sigma_{ynp}}{\sqrt{\lambda}},$$

где $A_{1,j}$ – коэффициент кристаллографического ослабления упругости в j -м направлении; $B_{1,j}$ – коэффициент дефектного ослабления упругости в j -м направлении.

Механизм образования дефектов связан с пластическими деформациями материала. В наиболее общем виде энергия при пластическом деформировании

$$U_{пл.д} = \frac{\sigma^{(1+1/a)} \cdot m \cdot \epsilon_0}{2\sigma_T^{1/a} \cdot \rho},$$

где a , ϵ_0 – постоянные, зависящие от свойств материала (для большинства кристаллических материалов $\epsilon_0 = \sigma_T / E$, $a \approx 1$).

Тогда критическая скорость второго уровня деструкции (окатка)

$$w_2 = \sqrt{\frac{\sigma_2^{(1+1/a)} \cdot \epsilon_0}{\sigma_T^{1/a} \cdot \rho}} = \frac{R_2(\sigma_T)}{\sqrt{E \cdot \rho}}.$$

Предел текучести для большинства кристаллических материалов не может быть определен однозначно. Один и тот же материал в зависимости от характера напряженного состояния, температуры и скорости деформирования может проявлять себя как пластичный, так и как хрупкий.

Аналогично можно определить и критическую скорость для третьего уровня деструкции, используя функционал $R_3(\sigma_T)$.

Для четвертого уровня функционал предельных напряжений будет зависеть от теоретического предела прочности $R_4(\sigma_s)$.

В результате можно прийти к выводу, что критическая скорость для любого режима механической обработки описывается уравнением $w_i = R_i(\sigma_i) / \sqrt{E \cdot \rho}$.

Механическая обработка носит стохастический характер, это вынуждает использовать усредненные предельные напряжения или вводить функционалы $R_i(\sigma_i)$ деструкции, которые учитывают не только предысторию и прочностные параметры, но и зависимость их от размера частиц и физико-химических свойств материала. Данные для некоторых кристаллических дисперсных материалов по критическим скоростям режимов механической обработки и значения функционалов деструкции представлены в табл. 1.5.2.

Эмпирические выражения, встречаемые в литературе, позволяют находить критическую скорость, но для конкретного материала и аппарата. Использование функционалов физически более обоснованно и дает возможность уточнить методы определения критических скоростей, исключив экспериментальные исследования механической обработки. Значения критических скоростей и энергетических уровней деструкции являются оценочными и позволяют определить лишь наиболее вероятный режим механической обработки.

Таблица 1.5.2

**Результаты определения критических скоростей и функционалов
деструкции для различных режимов механической обработки**

Характеристики	Материал		
	NaNO ₃	SiO ₂ (кварц)	Al ₂ O ₃ (корунд)
Размер частиц, мкм	150	250	200
Значение критической скорости, м/с:			
w_1	1,5	15,0	20,0
w_2	2,0	20,0	22,0
w_3	7,0	150,0	200,0
w_4	> 105,0	> 300,0	> 320,0
Значение деструкционного функ- ционала, МПа:			
R_1	9,5	200,0	250,0
R_2	19,0	265,0	270,0
R_3	66,5	2000,0	2400,0
R_4	> 1000,0	> 4000,0	> 4000,0

Подведем итоги. Принятие многоуровневой энергетической гипотезы механической обработки кристаллических дисперсных материалов позволяет:

- предложить энергетическую концепцию деструкции, рассматривающую виды механической обработки дисперсных материалов как разные режимы одного процесса;
- ввести понятие функционала деструкции и энергетических уровней деструкции кристаллических материалов;
- получить обобщенное уравнение для расчета критических скоростей режимов механической обработки.

1.5.4. Морфоструктурная модификация одиночной частицы

Рассмотренные виды механической обработки дисперсных материалов имеют общие физические основы. Для реализации любого из них необходимо сформировать поле напряжений в кристалле в результате внешнего механического воздействия, а для получения ожидаемого результата требуется создать специальный характер этого поля как во времени и пространстве, так и по энергетическому уровню. Механическая обработка обусловлена упругой или пластической деформацией, это приводит либо к формированию дефектов кристаллической структуры частиц (активация), либо к разрушению поверхностного слоя (окавка или морфологическая модификация), либо к разрушению частицы (измельчение). Изучаемые процессы относятся к деструкции, и их можно объединить единым термином «**морфоструктурная модификация**». Основные их отличия состоят в величине и способе подвода механической энергии.

В настоящее время результаты механической обработки чаще всего представляют в виде кинетики изменения дисперсных, реакционных и морфологических параметров дисперсного материала. К ним относятся удельная поверхность, гранулометрический состав и др. Эти методы обладают существенными недостатками, поскольку не дают наглядного представления о взаимосвязи происходящих изменений и измеряемых параметров.

Размер и форма частиц являются основополагающими факторами, определяющими свойства дисперсного материала, а выявление их взаимосвязи в ходе механической обработки позволит эффективно решать задачи оптимизации и управления.

Рассмотрим движение единичной частицы в некотором поле механических воздействий, вызванном движением других частиц. Свойства поля меняются вместе с изменением параметров частиц. Исходная единичная частица представляет собой объект определенного размера, массы, формы и свойств. Опишем это следующими параметрами: площадь поверхности частицы S , диаметр частицы d , коэффициент сферичности ϕ .

Свойства материала в первом приближении опишем условной функцией R_i , зависящей от прочности связей, наличия и количества дефектов в структуре, упругих и адгезионных свойств.

Результат механического воздействия поля на частицу характеризуется напряжением, возникающим в ней, которое и определяет вид механической обработки. В список параметров необходимо добавить напряжение, зависящее от относительной скорости движения частиц w_p и скорости диссипации энергии, которая ее и определяет. Эти параметры являются взаимозависимыми и в большей или меньшей степени изменяются во время процесса.

Поскольку основными параметрами, характеризующими геометрию частицы, являются поверхность и форма, то можно записать дифференциальное уравнение первого порядка $F(S, \phi, d\phi/dS) = 0$, которое описывает некоторое векторное пространство или поле линейных элементов $(\phi, S, d\phi/dS)$, проходящих через точку (ϕ, S) с угловым коэффициентом $p = d\phi/dS = f(\phi, S)$. Каждый линейный элемент направлен по касательной к некоторой интегральной кривой однопараметрического семейства решений. Поле позволяет графически построить интегральные кривые. Условно разделим векторное пространство на четыре квадранта, определяющих разные виды морфоструктурной модификации. Коэффициент p зависит от ϕ и скорости столкновения частиц w и определяет вид обработки (рис. 1.5.20).

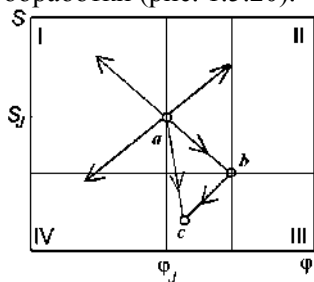


Рис. 1.5.20. Векторное пространство морфоструктурной модификации.

Квадрант I определяет направление, соответствующее механической активации материала, сопровождающейся ростом поверхности и уменьшением сферичности частиц.

Квадрант II определяет грануляцию, под которой мы понимаем формирование гранул, сопровождающееся ростом диаметра частицы.

Квадрант III определяет окатку, под которой мы понимаем процесс придания частицам овальной формы посредством скалывания выступающих частей.

Квадрант IV определяет направление, соответствующее измельчению материала.

Поскольку линейные элементы являются взаимозависимыми, то в каждой новой точке векторного пространства вид морфоструктурной модификации или угловой коэффициент p могут меняться (до противоположного). Примером может служить траектория, представленная на рис. 1.5.20. Под траекторией мы понимаем изменение геометрических параметров частицы в ходе механической обработки. Исходная частица точка a при данном наборе параметров претерпела окатку и перешла в точку b . В данном случае окатка описывается итоговым вектором \overline{ab} . В ходе процесса прочностные свойства изменились, и окатка поменяла вид на измельчение. Состояние частицы в ходе измельчения стало описываться новыми координатами в точке c , а траектория – вектором \overline{bc} . Итоговые изменения поверхности и формы частицы можно представить результирующим вектором \overline{ac} . Аналогично можно описать любые изменения геометрических параметров частиц.

С целью получения некоторых аналитических зависимостей не будем принимать во внимание возможность грануляции и учитывать низкоэнергетические изменения – активацию и нагрев материала частицы. В этом случае механическую обработку можно рассматривать как совокупность двух процессов – окатки и измельчения. При рассмотрении окатки мы приняли предположение, что частица представляет собой выпуклый многогранник и окатывается по закону правильных многогранников, т. е. стремится принять размер и форму вписанного в нее шара. С учетом определения коэффициента сферичности получим уравнение для окатки выпуклого многогранника, устанавливающее однозначную зависимость между поверхностью и формой такой частицы, $S = \pi d^2 / \varphi$, где d – диаметр вписанного в частицу шара.

Уравнение для векторного описания изменений геометрических параметров при измельчении удобно представить как разрушение шара, заключающееся в откалывании от нее шаровых сегментов толщиной h (рис. 1.5.21). Тогда площадь частицы $S = \pi \cdot (d^2 - h^2)$, а поверхность вписанного в нее шара $S_{ш} = \pi \cdot (d - h)^2$, следовательно, уравнение изменения формы частицы при измельчении имеет следующий вид:

$$S = \pi d^2 \cdot \left(1 - ((\varphi - 1)/(\varphi + 1))^2\right), \quad (1.5.3)$$

где d – диаметр исходного шара. При наших предположениях крайней стадией измельчения обладает полушар с диаметром вписанного шара, вдвое меньшим исходного.

Эти уравнения позволяют построить траектории взаимосвязанных процессов механической обработки в векторном пространстве. При построении кинетических зависимостей необходимо ввести дополнительную переменную – время, т. е. строить зависимости поверхности и формы частиц от времени $S(\tau)$, $\phi(\tau)$. Для представления измельчения и окатки в векторном поле направлений и математического описания были приняты следующие допущения:

- частицы в слое имеют идентичные начальные параметры;
- в ходе изменений частицы остаются идентичными, а образующиеся осколки не рассматриваются и в дальнейшем не учитываются;
- частицы претерпевают один и тот же вид обработки в данный момент времени, а переход в другой вид происходит одновременно для всех частиц;
- количество частиц достаточно велико, чтобы говорить о непрерывном поле механических воздействий;
- при анализе геометрического состояния рассматриваем единичную частицу и ее последующие воплощения без учета отделившихся частей. Даже если частица разделилась на две одинаковые части, то рассматриваем только одну из них. Следовательно, масса и диаметр рассматриваемой частицы постоянно уменьшаются;
- при учете геометрической формы частицы будем пользоваться коэффициентом сферичности (1.1) [10], который упрощает моделирование.

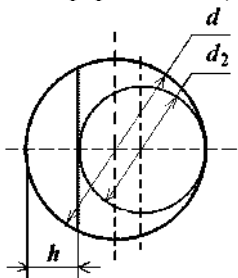


Рис. 1.5.21. Схема измельчения шара.

Пятое допущение позволяет устранить неопределенность при рассмотрении удельной поверхности слоя частиц и установить однозначную зависимость между параметрами площади поверхности S и коэффициентом сферичности ϕ .

На рис. 1.5.22 представлено векторное поле направлений морфоструктурной модификации, аналогичное рис. 1.5.20, но построенное для единичной частицы и в относительной системе координат по площади, т. е. площадь частицы делится на ее исходный диаметр в квадрате. В этом поле изображены траектория процесса окатки (линия 1), аналогичная рис. 1.5.20, и измельчения (линии 2–7), которые образуют общую диаграмму механической обработки.

Исходная частица представляет в этом поле точку a , лежащую на линии 1, и при окатке траектория изменения ее геометрических параметров однозначно определяется этой линией в направлении увеличения коэффициента сферичности. По мере окатки она может перейти в точку b , а из нее по мере измельчения в точку c (c'). Любой шар занимает положение точки III, и при измельчении процесс направлен по траектории 2 в направлении уменьшения сферичности.

Многие кристаллические материалы представляют собой частицы правильной геометрической формы, и для примера на рис. 1.5.22 нанесены точки, соответствующие правильным многогранникам: T – тетраэдр, K – куб, O – октаэдр, D – додекаэдр, $И$ – икосаэдр, $П$ – полушар (в условиях измельчения, т. е. по диаметру исходной частицы).

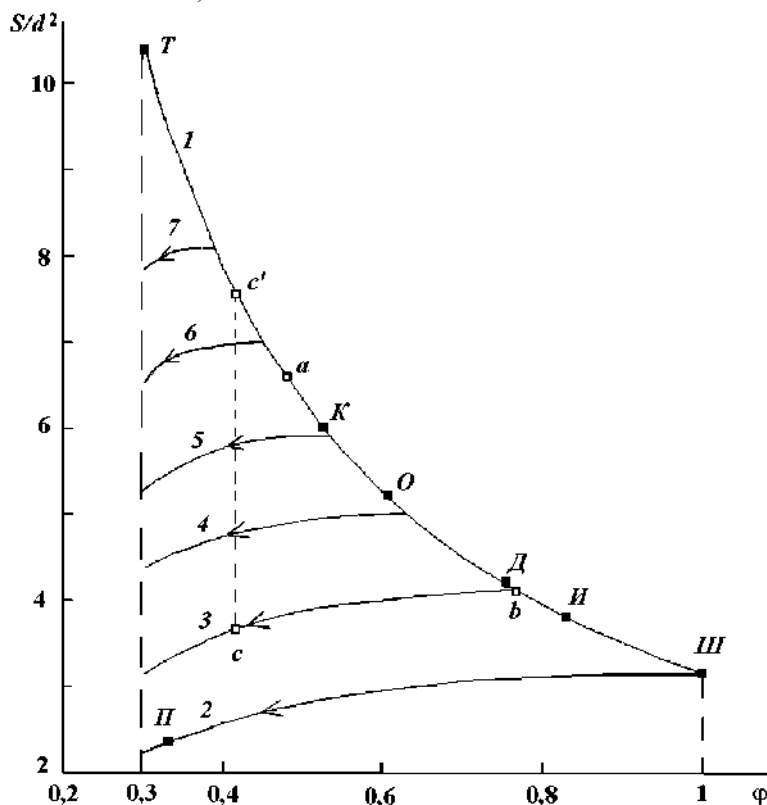


Рис. 1.5.22. Траектория окатки (линия I) и измельчения (линии 2–7) единичной частицы в векторном поле направлений механической обработки.

Предложенные траектории не отражают реального состояния частицы по мере обработки, а лишь являются идеальным представлением возможных состояний формы, реальная же частица изменяет свои параметры дискретно.

Допустим, что независимо от начальной формы частиц траектория измельчения описывается одинаковым законом (1.5.3). В поле направлений измельчения представляется семейством кривых или траекторий (линии 2–7), описывающими геометрические параметры измельчения частиц при любой их начальной форме. В поле направлений ограничим левую часть траекторий параметрами тетраэдра ($\phi = 0,3$), хотя коэффициент сферичности может быть и меньше.

Существует некоторое замкнутое пространство геометрических параметров частиц при окатке – измельчении, ограниченное осью ординат и линиями I и 2 .

Геометрические параметры частицы при данных режимах обработки не могут покинуть эту область без изменения вида механической обработки.

Опишем приведенный на рис. 1.5.20 режим обработки частицы по векторам \overline{ab} и \overline{bc} в поле направлений (рис. 1.5.22). Точка a определяет начальное состояние частицы. В процессе окатки она переходит в точку b , а затем после измельчения в точку c , которая в относительной системе координат адекватна точке c' для вписанного шара. В итоге траектория геометрических параметров частицы при механической обработке замкнута. В данном примере окатка в точке b сменилась измельчением при определенном наборе геометрических (φ , S), энергетических и прочностных параметров (w , R_i). По-видимому, точка b является точкой бифуркации, в таком состоянии окатка может либо продолжаться, либо при определенных энергетических и прочностных параметрах смениться измельчением, либо вообще прекратиться.

При механической обработке частица может неоднократно претерпевать переход из одного режима в другой в зависимости от прочностных параметров (наличие и количество дефектов структуры) и скорости диссипации энергии. Однако подобные многократные переходы маловероятны, и скорее всего вид обработки либо вообще сохранится постоянным, либо изменится один раз, в случае напряжений, близких к критическим, поскольку скорость диссипации энергии зависит от геометрических параметров частиц. Это возможно, например, при измельчении материала до определенного размера частиц, по достижении которого прочность их возрастает за счет уменьшения количества дефектов и достигает уровня, когда режим морфоструктурной модификации сменяется на менее энергоемкий – окатку. Или режим окатки частицы при достижении ею определенной сферичности, связанной с уменьшением коэффициента сопротивления и соответственно газодинамического торможения перед ударом о другую частицу или стенку, может смениться измельчением. Аналогично, к этому может привести постепенное накопление дефектов в кристаллической структуре по мере окатки и вследствие этого уменьшение прочности частицы.

Стадийность морфоструктурной модификации и траектории окатки экспериментально подтверждены. Для иллюстрации взаимосвязи и стадийности процессов механической обработки на рис. 1.5.23 представлена кинетика обработки единичной частицы в ЦВМ. Площадь поверхности единичной частицы уменьшается явно в несколько стадий, каждая стадия является результатом сочетания окатки и измельчения. Штриховыми линиями показаны средние параметры морфоструктурной модификации, которые обычно и представляются в качестве результата.

Результаты кинетики удобнее представить в абсолютной системе координат (рис. 1.5.24), в которой траектория окатки, как и траектория измельчения, представляется семейством кривых, отличающихся диаметром вписанного шара в исходную частицу. Диаграмма позволяет не только проследить ход и направление морфоструктурной модификации, но и определить текущий и конечный размер и форму частицы.

Приведенный пример (см. рис. 1.5.22) представлен на этой диаграмме точками a , b , c (резльтирующей вектор \overline{ac}). Направление результирующего вектора дает представление об итоговом процессе. Например, вектор \overline{ac} показывает, что происходил режим измельчения и частица уменьшилась в диаметре с одновременной потерей сферичности.

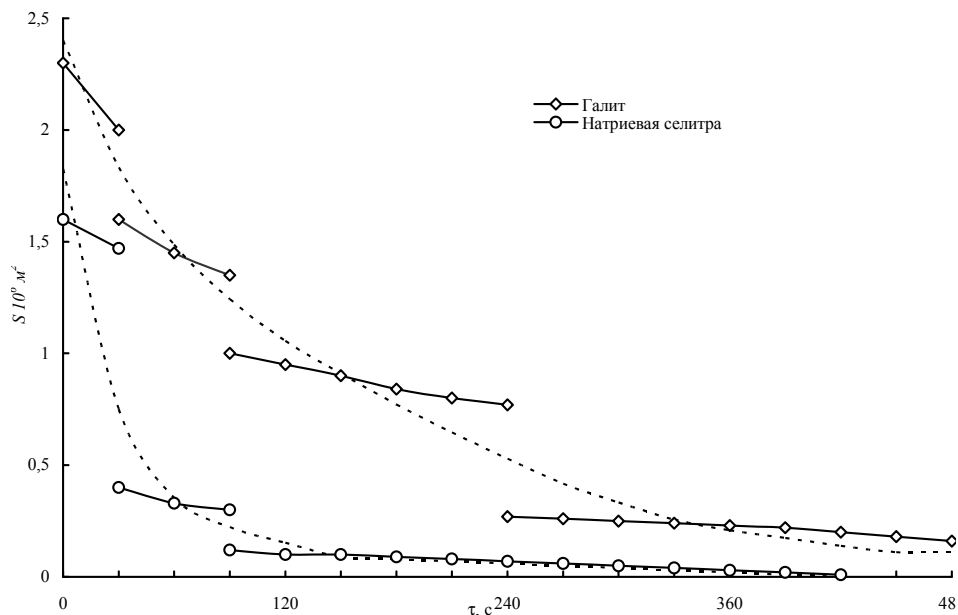


Рис. 1.5.23. Кинетика изменения площади поверхности единичной частицы.

Для материалов с идентичными прочностными и геометрическими параметрами положение точки смены режима обработки будет зависеть только от энергетики морфоструктурной модификации. Это наглядно представлено в трехмерном пространстве механической обработки, т. е. в поле направлений, дополненном координатой, отражающей скорость диссипации энергии.

Пример подобного пространства приведен на рис. 1.5.25. Зона (область) перемены режима, в которой возможен переход от одного вида обработки к другому, определяется скоростью диссипации энергии N_d . Ее существование обусловлено сложными физическими процессами, происходящими в частице при механическом воздействии. Это можно представить следующим образом.

При малых уровнях воздействия частица подвержена окатке от начала до конца морфоструктурной модификации, при большей мощности в какой то момент происходит смена режима на измельчение, вызванное постепенным накоплением дефектов, затем, после их «раскрытия», режим опять сменяется на окатку, которая продолжается до окончания обработки.

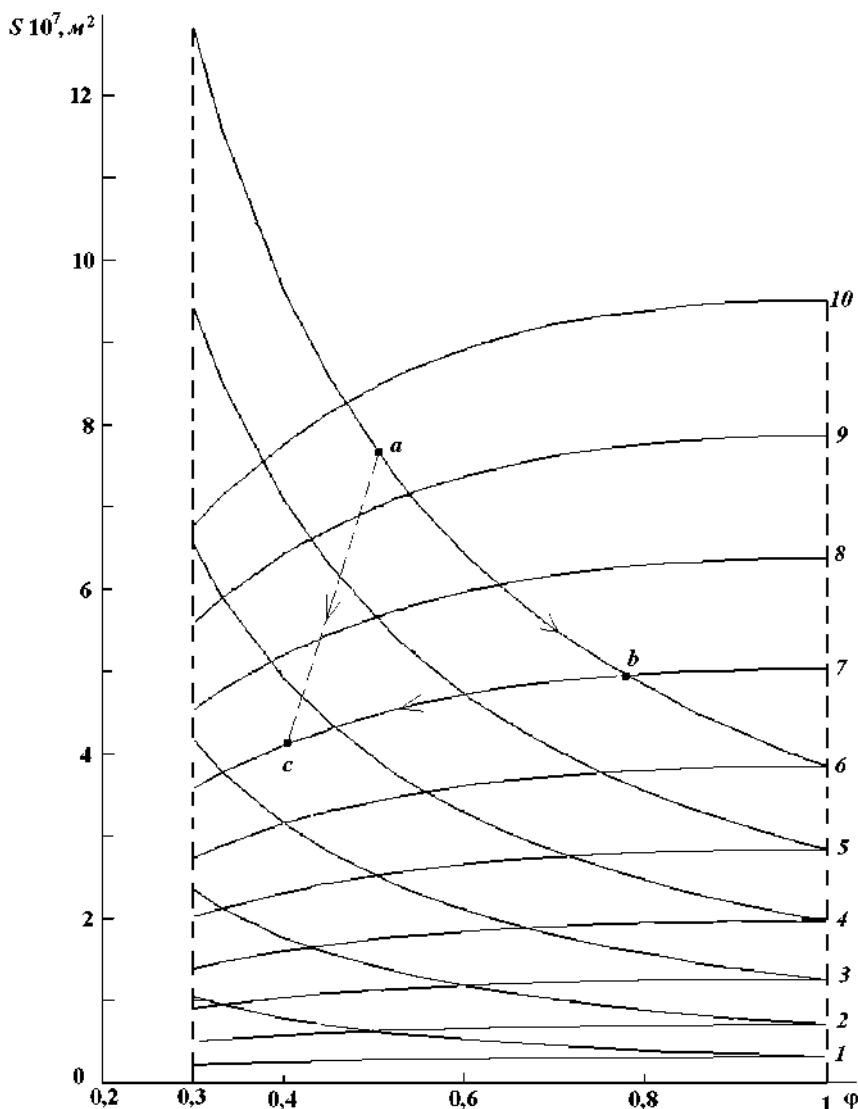


Рис. 1.5.24. Диаграмма механической обработки единичной частицы при d :
 1 – 100 мкм; 2 – 150 мкм; 3 – 200 мкм; 4 – 250 мкм; 5 – 300 мкм;
 6 – 350 мкм; 7 – 400 мкм; 8 – 450 мкм; 9 – 500 мкм; 10 – 550 мкм.

При определенном уровне мощности частица из исходного состояния сразу подвержена измельчению без периода окатки. На рис. 1.5.25 семейство кривых предварительной окатки создает верхнюю поверхность окатки, которая с ростом мощности вырождается в точку A , а окончательной окатки – в нижнюю. Зона измельчения представлена поверхностью измельчения, зарождающейся в точке и постепенно переходящей в доминирующую поверхность механической обработки. Линия 1 является линией исходных геометрических параметров частицы, линия 4 – теоретически возможных конечных параметров ($\phi = 1$). Кри-

вая 2 определяет переход режима предварительной окатки в измельчение, а кривая 3 – измельчения в окончательную окатку.

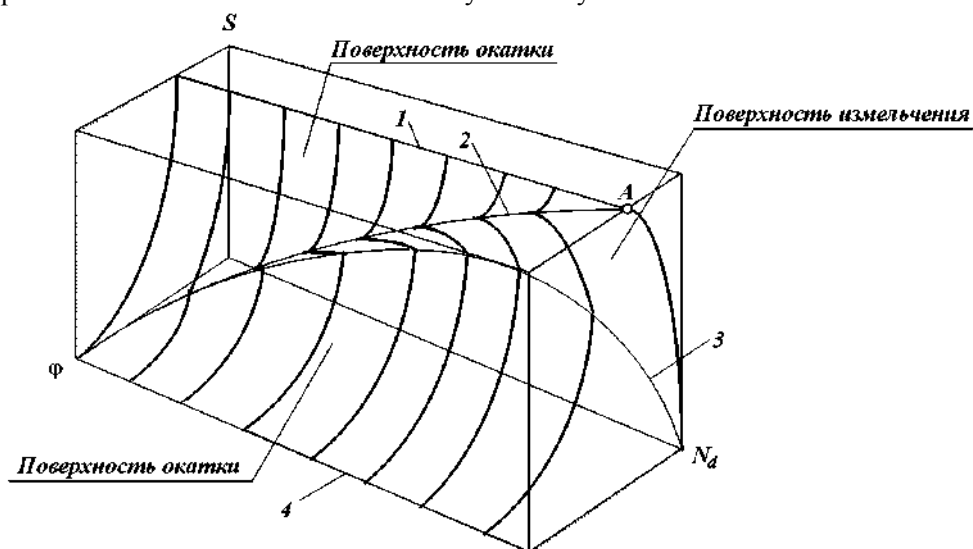


Рис. 1.5.25. Область перемены режима в пространстве механической обработки частиц (модель 1).

Если на рис. 1.5.25 представлено пространство для идеального с точки зрения теории накопления дефектов материала (модель 1), то на рис. 1.5.26 построено пространство обработки частиц согласно теории упрочнения при уменьшении размера (модель 2). Согласно ей частица с исходными геометрическими параметрами (линия 1) при достижении определенного уровня мощности начинает измельчаться, и в какой-то момент режим сменяется на окатку, причем чем мощность выше, тем при меньших размерах частица начинает окатываться. Линия 2 является кривой перехода измельчения в окатку, линия 3 – теоретически достижимая кривая окатки. Аналогично поверхности на рис. 5.25 зону измельчения формирует поверхность измельчения, а за линией 2 образуется поверхность окатки, которая с ростом скорости диссипации энергии асимптотически приближается к плоскости, соответствующей минимально достижимой поверхности частицы.

Данное пространство можно рассматривать как объемную диаграмму, позволяющую оценить изменение геометрических параметров частиц при разном уровне скорости диссипации энергии в ходе механической обработки.

Пространство, представленное на рис. 1.5.25 и 1.5.26, формируется следующими параметрами: площадь поверхности частицы S , коэффициент сферичности ϕ и скоростью диссипации энергии N_d . Если поверхность и скорость диссипации энергии не представлены конкретными значениями, зависящими от специфических свойств материала, а лежат в некотором произвольно выбранном диапазоне, то сферичность определена конкретными, теоретически возможными величинами $\phi = 0-1$.

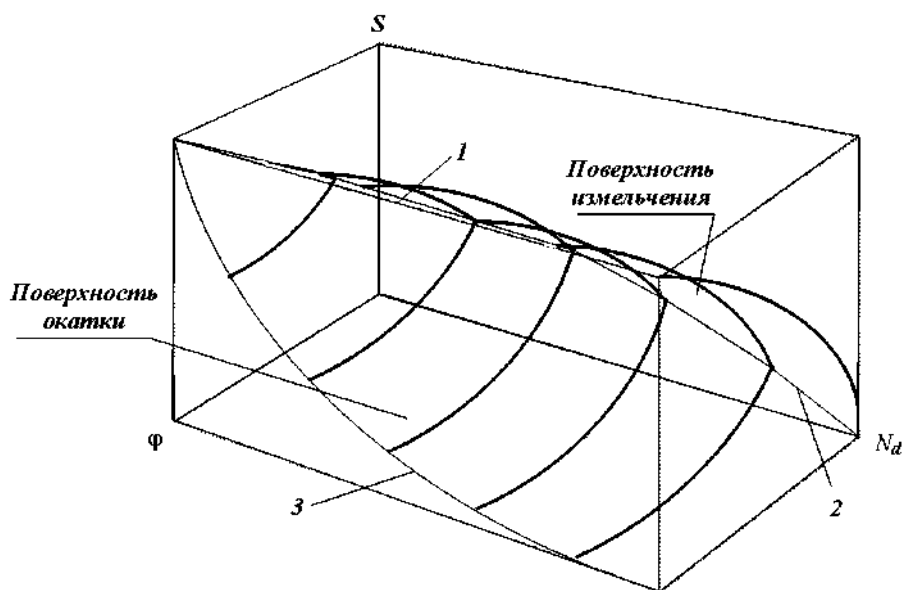


Рис. 1.5.26. Область перемены режима в пространстве механической обработки частиц (модель 2).

В соответствии с принятыми представлениями о механическом разрушении частиц (модели 1 и 2) критический уровень воздействия для перехода окатки в измельчение лежит в довольно широком диапазоне скорости диссипации энергии. Однако однозначно существуют значения скорости диссипации энергии, ниже и выше которых перемена режима обработки в ходе морфоструктурной модификации невозможна.

Предложенный взгляд на изменение геометрической формы и размера частиц в ходе морфоструктурной модификации позволяет однозначно и комплексно решать вопросы оптимизации и управления механической обработкой. Построение аналогичных диаграмм для слоя материала довольно сложно и во многом неоднозначно.

Параметры слоя во многом определяются его порозностью, которая, в свою очередь, зависит от свойств материала в целом, в первую очередь от особенностей его упаковки. Если при измельчении удельная поверхность слоя материала почти пропорциональна поверхности частиц его составляющих, то при окатке она зависит от его порозности, и удельная поверхность может как уменьшаться, так и возрастать с увеличением сферичности. Кроме того, в процессе обработки слоя частиц даже одинакового исходного размера и формы эти параметры меняются по-разному для разных частиц, и в слое может идти одновременно несколько разных видов обработки, поскольку частицы имеют различные скорости при столкновениях. Результатом морфоструктурной модификации в этом случае является сумма единичных актов взаимодействия, а его вид определяется преобладающим в данный момент режимом обработки.

В качестве примера векторного представления результатов механической обработки слоя дисперсного материала на рис. 1.5.27 представлены данные по обработке натриевой селитры и фарфора в роторно-вихревом аппарате.

Для натриевой селитры данные получены при частоте вращения ротора 2000 об/мин, причем использовалась селитра с начальной удельной поверхностью около $400 \text{ см}^2/\text{г}$, а для фарфора – при 3000 об/мин. Как для натриевой селитры (рис. 1.5.27, *а*), так и для фарфора (рис. 1.5.27, *б*) можно выделить две ветви кривой обработки, которые фактически являются траекториями морфоструктурной модификации. Траектория окатки (линия 1) стремится к $\varphi = 1$, т. е. к форме шарообразных частиц, траектория измельчения (линия 2) характеризуется резким ростом удельной поверхности материала с одновременным снижением сферичности.

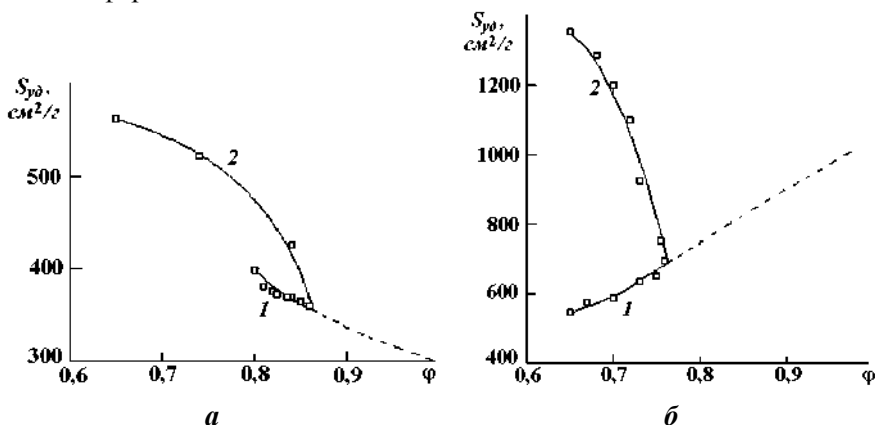


Рис. 1.5.27. Режимы механической обработки материала в векторном представлении морфоструктурной модификации: а – NaNO_3 ; б – фарфор.

Удельная поверхность слоя материала зависит от порозности, свойства материала и отдельных частиц, поэтому кривая окатки для слоя натриевой селитры сопровождается снижением его удельной поверхности, а траектория для фарфора – возрастанием. Эти материалы обладают различными свойствами и по-разному формируют слой частиц.

Траектория каждого режима характеризует постепенное изменение геометрических параметров слоя при обработке. На каждом графике существует точка, характеризующая сменой режима окатки на измельчение. Эти зависимости хорошо согласуются с теорией постепенного накопления дефектов в структуре частиц при механической обработке.

Подведем итоги. Анализ особенностей механической обработки одиночной частицы показал, что она может неоднократно претерпевать переход из одного вида обработки в другой в зависимости от прочностных параметров (наличие и количество дефектов структуры) и удельной скорости диссипации энергии. На практике подобные многократные переходы маловероятны. Поскольку скорость диссипации энергии зависит от геометрических параметров частиц, то скорее всего вид обработки либо сохранится, либо изменится один раз в случае достижения напряжений, близких к критическим.

1.5.5. Механическая деструкция как неоднородная цепь Маркова

Рассмотрим механическую обработку (механическую деструкцию) как процесс эволюции во времени большой системы частиц дисперсного материала. Частица дисперсного материала объемом V подвергается интенсивному энергетическому воздействию со стороны остальных частиц или инородных тел (элементов конструкции аппарата, машины). Состояние каждой частицы в аппарате определяется координатами ее центра массы, размером и формой. Чтобы упростить анализ, примем, что основной характеристикой частицы является ее объем, что дает возможность рассматривать ее как шар, объем которого равен объему частицы.

Истирание одиночной частицы шаровой формы при определенных энергетических воздействиях подчиняется общим законам механики, которые позволяют достаточно точно предсказать скорость ее истирания (износа). Если анализировать усредненное поведение коллектива одинаковых частиц (который всегда можно выделить из потока дисперсного материала), то можно говорить о среднем непрерывном изменении размера частиц на фоне флуктуаций этого изменения. Другими словами, скорость изменения объема частиц в коллективе одинаковых частиц можно представить как сумму средней непрерывной скорости истирания $\langle \eta(V) \rangle$ и случайной функции времени $\tilde{\eta}_V(\tau)$, отражающей колебания мгновенной скорости истирания относительно среднего значения:

$$dV/d\tau = \langle \eta(V) \rangle + \tilde{\eta}_V(\tau). \quad (1.5.4)$$

Под влиянием каждой отдельной флуктуации, вызванной изменением условий взаимодействия отдельных частиц со средой, происходит малое отклонение скорости истирания от ее среднего значения. Если мы не хотим входить в детали динамики взаимодействия системы многих частиц со средой (газом), то единственное утверждение, которое можно высказать относительно флуктуаций, заключается в том, что они весьма многочисленны и чрезвычайно нерегулярны по своей величине. Это утверждение дает нам необходимую основу для применения закона больших чисел и теории вероятностей в описании процесса. Мы не можем считать величину $\tilde{\eta}_V(\tau)$ заданной функцией времени, однако можем сделать разумные предположения о влиянии флуктуации при усреднении по большому числу одинаковых частиц, т. е. по их ансамблю. Аналогично мы не можем предсказать скорость истирания или объем частицы дисперсного материала в каждый момент времени τ , но можем предсказать средний результат большого числа экспериментов, выполненных в одинаковых условиях. Следовательно, подход к решению уравнения (1.5.4) должен отличаться от традиционной детерминированной задачи механической деструкции (истирания) частицы. Уравнение (1.5.4) является типичным представителем класса так называемых стохастических уравнений и относится к теории стохастических процессов. Поэтому остановимся на некоторых общих идеях и методах теории стохастических процессов, которые позволяют свести решение (1.5.4) к решению параболического дифференциального уравнения (1.5.11) для плотности распределения аэрозольных частиц по размерам $f(V, \tau)$.

Пусть через V обозначена интересующая нас переменная – объем частицы. Если бы переменная V была детерминированной величиной, то мы могли бы построить функцию времени τ , которая определяла бы значение V в каждый момент времени τ по соответствующим начальным условиям, заданным при $\tau = 0$. Однако если V – случайная переменная, то такой функции не существует. В каждый момент времени переменная V может принимать любое значение, лежащее в области изменения этой переменной. Однако каждому возможному значению V в момент времени τ присваивается некоторая вероятность, которая может принимать любое значение, заключенное между нулем и единицей. Чтобы получить представление о случайном процессе, обратимся к рис. 1.5.28.

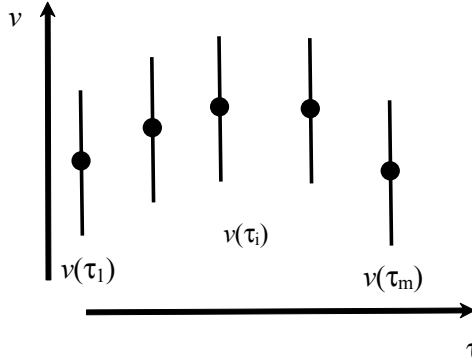


Рис. 1.5.28. Траектория случайного процесса во времени.

Наиболее вероятные значения V в последовательные моменты времени τ изображены жирными точками. Через эти точки можно провести наиболее вероятную траекторию. Вместе с тем ничто не препятствует существованию двух или большего числа равновероятных траекторий.

Модель дискретного марковского процесса истирания ансамбля частиц дисперсного материала (1.5.4) с учетом полученных результатов запишем

$$\varphi_i(n+1) = \varphi_i(n)p_{ii}(n) + \varphi_{i-1}(n)p_{i-1,i}(n) + \varphi_{i-2}(n)p_{i-2,i}(n), \quad (1.5.5)$$

где

$$p_{i-2,i} = \frac{1}{2} \frac{\Delta\tau}{\Delta V^2} D_V(V_{i-2});$$

$$p_{i-1,i} = \frac{\Delta\tau}{\Delta V^2} [\langle \eta(V_{i-1}) \rangle \Delta V - D_V(V_{i-1})]; \quad p_{i,i} = 1 - \frac{\Delta\tau}{\Delta V} \langle \eta(V_{i-1}) \rangle + \frac{1}{2} \frac{\Delta\tau}{\Delta V^2} D_V(V).$$

Согласно *физическому* определению вероятности под величиной $\varphi_i(n)$ можно понимать в момент времени τ_n объемное содержание в потоке газа частиц дисперсного материала с размерами от V_i до $V_i + \Delta V$:

$$\varphi_i(n) = V_i / \sum_{i=1}^k V_i \equiv V_i / V_{\Sigma}. \quad (1.5.6)$$

Подставив (1.5.6) в уравнение (1.5.5) и умножив его обе части на кристаллическую плотность дисперсного материала ρ_d , получим

$$M_i(n+1) = M_i(n)p_{ii}(n) + M_{i-1}(n)p_{i-1,i}(n) + M_{i-2}(n)p_{i-2,i}(n); \quad i = 1, 2, 3, \dots, k, \quad (1.5.7)$$

где $p_{ij}(n)$ образуют матрицу переходных вероятностей.

Структура матрицы задается выбранной схемой возможных переходов при окатке частиц дисперсного материала (рис. 1.5.29).

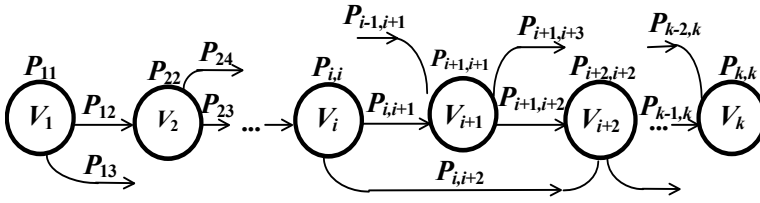


Рис. 1.5.29. Схема возможных переходов при истирании частиц дисперсного материала.

Предполагается, что переходы возможны как за счет истирания частиц с некоторой средней скоростью, так и из-за пульсаций скорости истирания, которые могут уменьшать или увеличивать среднюю скорость истирания. Данное явление отражает случайный характер изменения во времени объема частицы. Отличие в скоростях истирания одной и той же частицы за короткий промежуток времени может достигать 20–30%.

Соотношение (1.5.7) описывает изменение массы частиц дисперсного материала $M_i(n)$ различного объема во времени вследствие их истирания. Состояния системы должны выбираться таким образом, чтобы по возможности обеспечить равенство переходных вероятностей p_{ji} . При этом первое состояние соответствует частицам максимального размера. Однако для описания изучаемого процесса одного соотношения (1.5.7) недостаточно. Связано это с изменением содержания в потоке газа продуктов истирания – частиц минимальных размеров, следовательно, и снижения общей движущей силы процесса истирания.

Задача окатки ансамбля дисперсных частиц в своей общей постановке является довольно сложной и требует детального рассмотрения. В первую очередь необходимо найти объяснения падению скорости диссипации энергии (скорости истирания) с ростом числа частиц минимального размера – осколков.

Окатка ансамбля частиц дисперсного материала при постоянной скорости диссипации энергии. Предположим, что скорость истирания частиц дисперсного материала зависит от их размера, а величина, характеризующая флуктуации скорости истирания $D_V(V)$, пропорциональна этой скорости:

$$D_V = K_V \langle \eta(V) \rangle.$$

Коэффициент K_V имеет размерность м^3 . Выражение для вероятностей перехода может быть представлено следующим образом:

$$p_{i-1,i} = \left[\langle \eta(V_{i-1}) \rangle \Delta V - D_V(V_{i-1}) \right] \frac{\Delta \tau}{\Delta V^2} = \frac{\langle \eta(V_{i-1}) \rangle}{\eta_0} \left(1 - \frac{K_V}{\Delta V} \right), \quad p_{i-2,i} = \frac{\langle \eta(V_{i-2}) \rangle}{\eta_0} \frac{K_V}{2\Delta V}.$$

Приведенные соотношения не несут дополнительной информации, но позволяют правильно задать значения входящих в них переменных. Так, коэффициент $K_V / \Delta V$ должен быть меньше единицы. Отношение $\eta^*(V) = \langle \eta(V) \rangle / \eta_0$ выбирается так, чтобы выполнялись условия сходимости задачи. Поскольку по условиям задачи $\eta^*(V)$ зависит от объема частицы, то его максимальная величина не должна превышать $p_\alpha = 0,01\text{--}0,05$.

Согласно принятой модели частицы дисперсного материала могут иметь только определенные, заранее заданные размеры, т. е. находиться в одном из заранее заданных состояний. Выбор этих состояний (размеров) определяет как точность расчета функции распределения частиц по размерам, так и время решения задачи. Чем меньше шаг изменения объема, тем большее число итераций необходимо для достижения того же среднего размера частиц при постоянном значении p_α . Примем, что размеры частиц (возможные состояния) меняются по следующему закону: $V_i = V_0(1 + \Delta V i)$, $i = 0, 1, 2, \dots, k$.

Предполагается, что объем частицы максимальных размеров V_0 может совпадать с размером исходных частиц. В свою очередь, величина ΔV задает шаг изменения объема частиц, а общее число возможных состояний равно k . Чем меньше ΔV , тем больше состояний требуется для задания одного и того же интервала изменения размеров частиц. Пусть для скорости истирания имеет место степенная зависимость вида $\eta^*(V) = p_\alpha (V_i/V_0)^b$, $i = 0, 1, 2, \dots, k$. Соотношение для η^* задано так, что при $i = 0$ получим $\eta^*(V_0) = p_\alpha$, где p_α – относительная скорость истирания частицы максимального размера, которая зависит от достигнутой в аппарате скорости диссипации энергии. Значение b должно быть больше единицы и оговаривается областью размеров, в которой это уравнение применимо. Исходя из принятой постановки задачи, шаг по времени напрямую не участвует в расчетах. Он может быть рассчитан на основе условия

$$p_\alpha = \eta(V_0)/\eta_0 = \eta(V_0)\Delta\tau/\Delta V.$$

Подведем итоги. Как скорость истирания, так и коэффициент диффузии частиц в пространстве размеров зависят от размера (объема) частицы дисперсного материала и изменяются в течение времени, т. е. изучаемый процесс является неоднородным Марковским процессом, а основное рекуррентное соотношение (1.5.7) должно учитывать как коагуляцию, так и дробление дисперсных частиц.

1.5.6. Стохастическое моделирование кинетики измельчения

В самом общем случае измельчение может быть описано уравнением (1.5.16), разрешение которого в интересных для практики случаях невозможно. В связи с этим более продуктивным является поиск моделей, которые бы допускали достаточно простое их решение. При этом оказалось, что весьма эффективным инструментом конструирования математического описания является математический аппарат теории процессов Маркова. Как следует из статистического анализа измельчения дисперсных материалов в различных аппаратах, его можно рассматривать как случайный марковский процесс. На основе математического аппарата случайных процессов и постулируя для макрокинетических актов законы измельчения Кирпичева – Кика, Риттингера, Бонда, получено математическое описание изучаемого процесса. Учитывая дискретность структуры дисперсных материалов, полагаем, что для описания измельчения можно использовать и математический аппарат разрывных процессов Маркова.

Модель изменения среднего размера частицы. Представим измельчение в виде схемы (рис. 1.5.30), которая соответствует неоднородному процессу рождения Маркова. В этой схеме сочетание сплошных и пунктирных линий означает, что в данный момент времени происходит измельчение не всех частиц совокупности, а только части. Введем обозначения: пусть $N(\tau)$ – случайная величина, характеризующая число частиц в совокупности в момент времени τ , x – целочисленное значение, которое может принять эта случайная величина, $p(x, \tau) = p\{N(\tau) = x\}$ – вероятность того, что $N(\tau)$ примет значение x .

Исходя из представлений о неоднородном процессе рождения Маркова, будем полагать, что интенсивность $\lambda(N)$ пропорциональна числу частиц в совокупности в момент времени τ , умноженному на некоторую функцию от времени, ввод которой основан на следующем положении. По мере измельчения относительная доля частиц, которые при выбранном способе измельчения могут быть разрушены и находятся в зоне воздействия рабочих органов, уменьшается и при предельном значении времени измельчения $\tau = \tau_\infty$ становится равной нулю. Будем считать, что указанный факт характеризуется линейной функцией вида $\Phi(\tau) = 1 - \beta\tau$, где β – параметр, который определяет долю частиц, находящихся в зоне измельчения, на которые активно воздействуют рабочие органы. При достижении времени τ_∞ произведение $\beta\tau_\infty$ становится равным единице и процесс прекращается. В таком случае интенсивность неоднородного процесса Маркова запишется в виде

$$\lambda(x) = \lambda(1 - \beta\tau)x, \quad (1.5.8)$$

где λ – коэффициент пропорциональности.

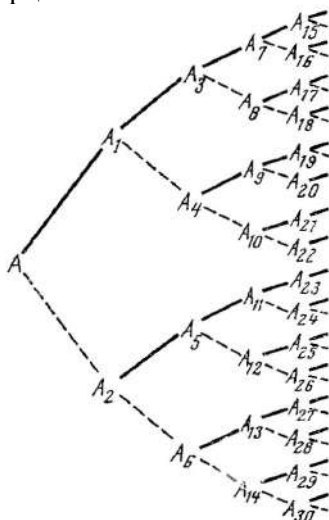


Рис. 1.5.30. Схема измельчения: A – количество исходных частиц.

Вероятность перехода $x \rightarrow x+1$ за время $\Delta\tau$ в соответствии с постулатами процесса рождения Маркова можно записать в виде

$$p(x, \tau + \Delta\tau) = [1 - \lambda(x)\Delta\tau] + \lambda(x-1)\Delta\tau p(x-1, \tau) + 0\Delta\tau. \quad (1.5.9)$$

Это выражение при $\Delta\tau \rightarrow 0$ приводится к системе дифференциальных уравнений Колмогорова. Подставив в (1.5.9) выражение (1.5.8), получим

$$\frac{dp(x, \tau)}{d\tau} = \lambda(x-1)p(x-1, \tau) - \lambda(x)p(x, \tau), \quad (1.5.10)$$

где $x = x_0, x_0 + 1, \dots, x_k$; x_0, x_k – минимальное и максимальное число частиц в совокупности в момент времени τ .

Перейдем в уравнении (1.5.10) к моментам распределения. Для этого умножим систему (1.5.10) на x и просуммируем по x , получим

$$\frac{d}{d\tau} \sum_{x=x_0}^{x_k} xp(x, \tau) = \sum_{x=x_0}^{x_k} [x\lambda(x-1)p(x-1, \tau) - x\lambda(x)p(x, \tau)].$$

Сумма в левой части уравнения представляет собой математическое ожидание числа частиц в совокупности $\sum_{x=x_0}^{x_k} xp(x, \tau) = m(x, \tau)$, а сумму в правой части пред-

ставим в виде $\sum_{x=x_0}^{x_k} [x\lambda(x-1)p(x-1, \tau) - x\lambda(x)p(x, \tau)] = \lambda(1 - \beta\tau)m(x, \tau)$.

Окончательно получим

$$dm(x, \tau)/d\tau = \lambda(1 - \beta\tau)m(x, \tau). \quad (1.5.11)$$

Математическое ожидание $m(x, \tau)$ в уравнении (1.5.11) можно выразить через средний размер измельчаемых частиц $\langle V(\tau) \rangle$ по формуле

$$m(x, \tau) = G / (\langle V(\tau) \rangle \rho_d), \quad (1.5.12)$$

где G – загрузка измельчающего аппарата; ρ_d – плотность измельчаемого материала. С учетом (1.5.12) уравнение (1.5.11) можно представить в виде

$$d\langle V(\tau) \rangle / d\tau = -\lambda(1 - \beta\tau)\langle V(\tau) \rangle. \quad (1.5.13)$$

Математический аппарат случайных процессов Маркова позволяет учесть и агломерацию измельчаемых частиц дисперсных материалов. Процессы, протекающие при измельчении дисперсных материалов, условно можно подразделить на основные (первичные) и побочные (вторичные). К первичным можно отнести деформацию тел, их разрушение, инициированные напряженным состоянием и внутренним тепловым нагревом. Среди побочных следует прежде всего выделить агрегирование частиц измельчаемого материала. Образование агрегатов можно рассматривать в два этапа:

- этап неустойчивого образования агрегатов измельченных частиц;
- этап устойчивого образования агрегатов (молекулярно-плотное агрегирование тонкоизмельченных частиц дисперсного материала).

Для первого этапа характерно образование точечных контактов между измельченными частицами материала, поэтому агрегаты легко разрушаются. С увеличением степени дисперсности частиц возрастает доля энергии, расходуемой на активацию поверхностного слоя (пластическую деформацию). В результате этого точечные контакты при наличии прижимающих частицы сил переходят в контакты по поверхности и прочность агрегатов растет. Являясь, по своей сути, способом уменьшения поверхностного потенциала измельченных

частиц материала, явление агрегирования снижает эффективность воздействий, направленных на инициирование основных процессов.

Для того чтобы учесть явление агрегирования измельчаемых частиц в рамках математического аппарата случайных процессов Маркова, введем наряду с интенсивностью $\lambda(x)$ (см. (1.5.10)), характеризующей измельчение, интенсивность переходов $x \rightarrow x-1$ за время $\Delta\tau$ в виде $\mu(x) = \mu x$, характеризующую агломерацию; μ – коэффициент интенсивности агрегирования. В соответствии с постулатами неоднородного процесса рождения и гибели уравнение Маркова, учитывающее измельчение и агломерацию частиц, будет иметь вид

$$dp(x, \tau)/d\tau = \lambda(x-1)p(x-1, \tau) - \lambda(x)p(x) + \mu(x+1)p(x+1, \tau) - \mu(x)p(x, \tau), \quad (1.5.14)$$

$$x = x_0, x_0 + 1, \dots, x_k.$$

Данную систему также можно свести к дифференциальному уравнению относительно среднего диаметра частиц:

$$d\langle V(\tau) \rangle / d\tau = -[\lambda(1 - \beta\tau) - \mu]\langle V(\tau) \rangle. \quad (1.5.15)$$

Выражения (1.5.13) и (1.5.14) подкупают своей простотой, поскольку число неизвестных параметров сведено к минимуму. Они могут быть использованы для описания кинетики измельчения, если нас интересует только некоторая осредненная характеристика дисперсного материала – средний размер частицы или удельная поверхность.

Модель динамики распределения числа частиц по размерам. В тех случаях, когда необходимо контролировать распределение частиц дисперсного материала по размерам, может быть использована следующая модель, которая также построена с использованием математического аппарата цепей Маркова. Модель имеет следующий вид:

$$\{f_{ik}\} = ([\delta_{ij}] - [p_{ij}])\{f_{ik-1}\} + [\lambda_{ij}][p_{ij}]\{f_{ij}\}, \quad \{f_{ik-1}\}_{k=1} = \{f_{i0}\} \quad k=1, 2, \dots \quad (1.5.16)$$

При записи выражения (1.5.16) были использованы следующие обозначения. Матрица-столбец $\{f_{ik}\}$ гранулометрического состава измельчаемого материала, полученного после k -го нагружения или в k -й момент времени (примем, что одно нагружение происходит за один момент времени) размером $N \times 1$:

$$\{f_{ik}\} \equiv \begin{pmatrix} f_{1k} \\ f_{2k} \\ \dots \\ f_{Nk} \end{pmatrix},$$

где $f_{1k}, f_{2k}, \dots, f_{Nk}$ – число измельченных частиц соответственно 1, 2, ..., N -й фракции в k -й момент времени; N – число фракций частиц или число размерных интервалов; 1 соответствует частицам самого маленького размера, а N – самого большого, т. е. 1-я фракция самая тонкая, а N -я – самая крупная; $\{f_{ik-1}\}$ – матрица-столбец размером $N \times 1$ гранулометрического состава измельчаемого материала в $(k-1)$ -й момент времени, а $\{f_{i0}\}$ – матрица-столбец исходного гранулометрического состава материала, подаваемого на измельчение в первый момент времени.

Диагональная матрица вероятностей разрушения $[p_{ij}]$ размером $N \times N$:

$$[p_{ij}] \equiv \begin{pmatrix} p_1 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & p_2 & \dots & 0 \\ 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 0 & \dots & p_N \end{pmatrix},$$

где p_1, p_2, \dots, p_N – вероятности разрушения частиц соответственно 1, 2, ..., N -й фракций. Треугольная матрица распределения $[\lambda_{ij}]$ размером $N \times N$:

$$[\lambda_{ij}] \equiv \begin{pmatrix} 0 & \lambda_{12} & \lambda_{13} & \dots & \lambda_{1N-1} & \lambda_{1N} \\ 0 & 0 & \lambda_{23} & \dots & \lambda_{2N-1} & \lambda_{2N} \\ . & . & . & . & . & . \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \lambda_{N-1N} \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 \end{pmatrix},$$

где $\lambda_{12}, \lambda_{13}, \dots, \lambda_{1N}$ – вероятности образования частиц 1-й фракции при разрушении более крупных частиц соответственно 2, 3, ..., N -й фракций; $\lambda_{23}, \lambda_{24}, \dots, \lambda_{2N}$ – вероятности образования частиц 2-й фракции при разрушении более крупных частиц соответственно 3, 4, ..., N -й фракций; λ_{N-1N} – вероятность образования частиц $(N-1)$ -й фракции при разрушении частиц N -й фракции.

Единичная матрица $[\delta_{ij}]$ размером $N \times N$:

$$[\delta_{ij}] \equiv \begin{pmatrix} 1 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 1 & \dots & 0 \\ . & . & \dots & . \\ 0 & 0 & \dots & 1 \end{pmatrix}, \text{ где } \delta_{ij} = \begin{cases} 0, & \text{если } i \neq j \\ 1, & \text{если } i = j \end{cases}.$$

Значения элементов матрицы вероятностей разрушения и матрицы распределения определяются экспериментально.

Покажем, что математическая модель (1.5.16) является частным случаем модели (1.5.15) измельчения в аппарате идеального смешения периодического действия. Перейдем от матричной формы записи (1.5.16) к системе уравнений следующего вида, учитывая правила перемножения матриц:

$$f_{ik} = (1 - p_i) f_{ik-1} + \sum_{j=1}^N \lambda_{ij} p_j f_{jk-1}; \quad i=1, 2, \dots, N; \quad k=1, 2, \dots \quad (1.5.17)$$

Так как матрица $[\lambda_{ij}]$ является диагональной, то сумму в правой части (1.5.17) можно записать в виде

$$\sum_{j=1}^N \lambda_{ij} p_j f_{jk-1} = \sum_{j=i+1}^N \lambda_{ij} p_j f_{jk-1}. \quad (1.5.18)$$

Причем при $i = N$ сумма (1.5.18) равна нулю – самые крупные частицы могут только разрушаться. С учетом (1.5.18) система (1.5.17) запишется:

$$f_{ik} = (1 - p_i) f_{ik-1} + \sum_{j=i+1}^N \lambda_{ij} p_j f_{jk-1}; \quad i=1, 2, \dots, N; \quad k=1, 2, \dots$$

Введем бесконечно малый интервал времени $\Delta\tau$ между $(k-1)$ -м и k -м моментами времени и разделим на него обе части уравнений, перейдя к пределу при $\Delta\tau \rightarrow 0$. Тогда получим

$$\lim_{\Delta\tau \rightarrow 0} \frac{f_{ik} - f_{ik-1}}{\Delta\tau} = -f_{ik-1} \lim_{\Delta\tau \rightarrow 0} \frac{p_i}{\Delta\tau} + \sum_{j=i+1}^N \lambda_{ij} f_{jk-1} \lim_{\Delta\tau \rightarrow 0} \frac{p_j}{\Delta\tau}; \quad i=1,2,\dots,N; \quad k=1,2,\dots$$

Согласно определению, левая часть представляет собой производную функции $f_i(\tau)$ по времени, а выражение $\lim_{\Delta\tau \rightarrow 0} \frac{p_i}{\Delta\tau} = \theta_i$ – вероятность разрушения частицы i -й фракции в единицу времени. С учетом этого получим

$$df_i/d\tau = -f_i\theta_i + \sum_{j=i+1}^N \lambda_{ij} f_j \theta_j.$$

Введем бесконечно малый интервал размера частиц ΔV между 1-й и 2-й, 2-й и 3-й, ..., $(N-1)$ -й и N -й фракциями частиц и разделим на него обе части уравнений, перейдя к пределу при $\Delta V \rightarrow 0$ и $N \rightarrow \infty$, получим

$$\frac{d}{d\tau} \left[\lim_{\substack{N \rightarrow \infty \\ \Delta V \rightarrow 0}} \frac{f_i}{\Delta V} \right] = - \lim_{\substack{N \rightarrow \infty \\ \Delta V \rightarrow 0}} \frac{f_i}{\Delta V} \theta_i + \lim_{\substack{N \rightarrow \infty \\ \Delta V \rightarrow 0}} \sum_{j=i+1}^N \frac{\lambda_{ij}}{\Delta V} \frac{f_j}{\Delta V} \theta_j \Delta V, \quad i=1,2,\dots,N.$$

Учитывая выражение определенного интеграла через предел суммы, а также то, что $\lim_{\substack{N \rightarrow \infty \\ \Delta V \rightarrow 0}} \frac{f_i}{\Delta V} = f(V, \tau)$ – плотность распределения числа частиц по размерам, а

$\lim_{\substack{N \rightarrow \infty \\ \Delta V \rightarrow 0}} \frac{\lambda_{ij}}{\Delta V} = f(V, V_1)$ – плотность распределения вероятности образования частицы

размера V_1 при разрушении частицы размера $V_i (V_1 > V)$, получим уравнение

$$\frac{\partial f(V, \tau)}{\partial \tau} = \int_V^{V_m} f(V_1, \tau) \theta(V_1) f(V, V_1) dV - \theta(V) f(V, \tau),$$

которое описывает измельчения в аппарате идеального смешения периодического действия и непосредственно вытекает из модели (1.5.14).

Подведем итоги. Практическое использование рассмотренной модели во многом зависит от правильности задания или экспериментального определения элементов матрицы $[\lambda_{ij}]$, определяющей вероятность образования частиц конкретных размеров при разрушении некоторой произвольной частицы. Таким образом, необходимо уметь прогнозировать характер разрушения частиц конкретных размеров в аппарате конкретной конструкции при известном механизме силового (энергетического) воздействия на частицу дисперсного материала. При этом рассмотренные модели не учитывают возможность накопления повреждений в частице, в результате которых она может разрушиться. Модели на основе математического аппарата цепей Маркова не обладают памятью.

ГЛАВА 2. КЛАССИФИКАЦИЯ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

2.1. ТЕХНИКА ВОЗДУШНОЙ КЛАССИФИКАЦИИ

Разделение дисперсных материалов по крупности основано на создании таких условий, под влиянием которых поведение крупных и мелких частиц становится резко отличным. Многие свойства частиц зависят от их размеров. При изменении размера частиц меняется их масса, электрический заряд, удельная поверхность, магнитные и оптические свойства. Наиболее реализуемыми являются методы, основанные на использовании двух основных параметров частиц – геометрического размера и плотности. Эти методы можно условно разделить на прямые и косвенные.

К прямым методам относится механическая классификация – грохочение и рассев смеси твердых частиц на ситах. Рассев на ситах применяется при разделении сыпучих мелкодисперсных материалов, а метод грохочения – крупнодисперсных и кусковых материалов. Имеющиеся недостатки ограничивают область применения механических способов разделения.

Наряду с прямыми методами широкое распространение получили гидравлическая и пневматическая классификации, относящиеся к косвенным методам разделения.

Принцип воздушной классификации основан на изменении траекторий движения частиц под действием гравитационного либо инерционного поля и сил взаимодействия частиц с воздухом. При создании классификаторов решаются проблемы обеспечения баланса инерционных и аэродинамических сил. Другая проблема связана с образованием агломератов и загрязнением продуктов классификации частицами противоположных классов. Эта проблема характерна в основном для тонкодисперсных и склонных к накоплению статического электричества материалов.

Косвенные методы основаны на том, что на частицы различного размера по-разному воздействует несущая их среда (газ или жидкость). Массовая сила зависит от плотности частицы, ускорения и объема, т. е. пропорциональна третьей степени характерного размера частиц δ . В качестве массовой, в зависимости от способа разделения и применяемого оборудования, выступают сила тяжести либо сила инерции.

Действующая со стороны несущей среды сила F_c обусловлена относительным движением частицы и пропорциональна площади сопротивления частицы. Сила аэродинамического сопротивления в общем случае зависит от размера частиц в некоторой степени α , значение которой изменяется в пределах от 1 до 2. При небольших значениях числа Рейнольдса для силы со стороны потока действителен закон Стокса, при больших – квадратичный закон сопротивления.

Если силы действуют в противоположном направлении, то для определенного размера частицы δ_p , называемого равновесным, должно соблюдаться хотя бы теоретически равновесие между массовой силой и силой со стороны несущего потока. Из-за разной зависимости действующих сил от размера более мел-

кие частицы с размером $\delta \leq \delta_p$ будут в большей степени подвержены воздействию силы сопротивления, более крупные – воздействию массовой силы. За счет этого удастся изменить траектории частиц разных размеров относительно друг друга и направить их к соответствующим поверхностям вывода.

Изменение траекторий частиц, приводящее к целенаправленному изменению дисперсного состава порошков, происходит в некоторой ограниченной элементами конструкции аппарата области, называемой зоной разделения.

Классификаторы, в которых классификация дисперсного материала происходит в жидкой среде, разделяют на гравитационные и центробежные в зависимости от преобладающих сил, используемых при разделении. Гравитационные гидравлические классификаторы используются при разделении материала с размером частиц выше 0,15 мм. Если требуется разделить материал с граничным размером ниже 0,15 мм, то с целью ускорения и повышения эффективности классификации разделение проводят во вращающемся потоке жидкости.

Недостатками гидравлических классификаторов являются большой расход воды, необходимость ее очистки, высокая энергоемкость процесса ввиду необходимости последующей сушки продуктов, а также невозможность разделения материалов, которые при смачивании изменяют свои физические свойства.

Этих недостатков лишены пневматические методы. Согласно терминологии технологических процессов разделения, пневматическая классификация – это метод разделения полидисперсных (преимущественно твердых) материалов по крупности, основанный на использовании различия направлений движения крупных и мелких частиц в двухфазном потоке газ – твердые частицы. При необходимости исключения контакта материала с кислородом воздуха процесс может быть организован в инертной среде.

Известные способы воздушной классификации можно разделить на инерционные, центробежные и гравитационные в зависимости от преобладающих сил, действующих на частицы в зоне разделения. Исходя из направления движения крупных частиц относительно потока газа с мелкими частицами аппараты делят на противоточные и с перекрестным потоком.

Влажным материалам и материалам, склонным к накоплению электростатического заряда, присуще свойство образовывать агломераты. Это приводит к тому, что проблема образования агломератов может возникнуть не только при разделении порошков с условно равновесным размером $\delta_p < 50$ мкм, но и с большими размерами. Поэтому для разделения материалов по границе менее 50 мкм используются только центробежные классификаторы. Искусственно создаваемая инерционная сила может превосходить силу тяжести в 10–100 раз. Соответственно должна быть увеличена и сила сопротивления со стороны потока. Увеличение масштаба силового воздействия на частицы способствует разрушению агломератов и повышению эффективности классификации.

Инерционное силовое поле может создаваться за счет придания воздуху с распределенными в нем частицами вращательного движения. В литературе такие классификаторы называются центробежными. Эти классификаторы применяются для разделения тонких и особо тонких дисперсных материалов.

По способу создания вращательного движения среды классификаторы можно разделить на пневматические и механические. В пневматических классификаторах закрутка потока осуществляется неподвижными элементами аппарата, такими как закручивающие лопатки, жалюзи. При необходимости разделения высокодисперсных порошков, содержащих частицы с размером порядка нескольких микрометров, используются механические классификаторы с вращающимися элементами конструкции, например закручивающим поток ротором с лопатками или дисками. При этом рабочее пространство зоны разделения может быть ограничено как неподвижными, так и вращающимися поверхностями и элементами конструкции.

Области применения центробежных и гравитационных классификаторов можно представить в виде графика зависимости граничного размера от плотности частиц (рис. 2.1.1). В области соотношений размеров и плотности частиц I предпочтительно использование центробежных аппаратов, а в области II — гравитационных.

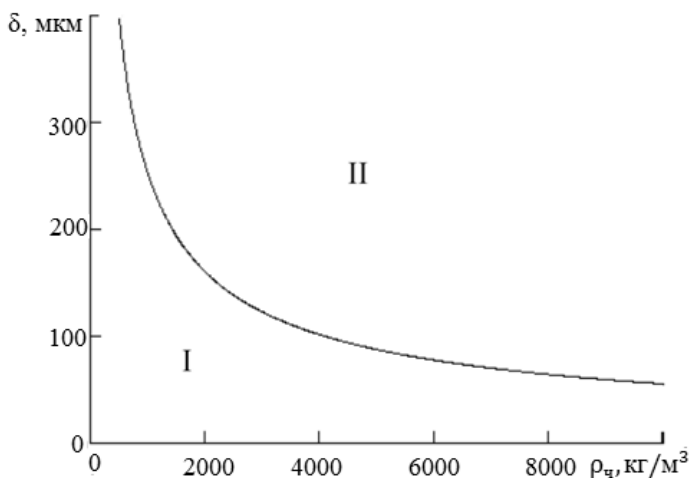


Рис. 2.1.1. Области применения центробежных (I) и гравитационных (II) классификаторов.

В противоточных классификаторах направления силы аэродинамического сопротивления и массовой силы образуют угол 180° . Это дает возможность теоретически указать частицу такого размера, для которой усредненные по времени значения сил равны. Такая частица будет находиться в равновесии внутри аппарата сколь угодно долго. Реализующие данный принцип классификаторы называются равновесными.

Если направления сил составляют угол, отличный от 180° , то даже теоретическое равновесие находящейся в аппарате частицы любого размера невозможно. В этом случае можно говорить о граничном размере разделения δ_c — размере частиц, выход которых в продукты классификации (в случае разделения на два класса) составил 50%. В общем случае значения граничного δ_c и равновес-

ного δ_p размеров классификации не равны друг другу, а сами понятия имеют разный смысл.

Для характеристики классификаторов и результатов классификации необходимы такие параметры, как диапазон изменения граничной крупности разделения, производительность, эффективность разделения.

Важной и информативной характеристикой классификаторов служат кривые разделения и рассчитанные на их основе критерии эффективности. Важными показателями процесса являются степень извлечения, степень загрязнения продуктов классификации частицами противоположных классов и другие критерии качества, которые рассмотрены в параграфе 1.4.3.

2.1.1. Инерционные классификаторы

Инерционные классификаторы наиболее просты по исполнению и применяются при разделении материала с размером частиц 50–100 мкм с эффективностью $\chi = 0,6$. В них направление движения частиц материала и потока воздуха составляет угол, отличный от 180° . Определяющую роль при этом играет сила инерции. В зависимости от способа возникновения силы инерции классификаторы делятся на метательные и поворотные.

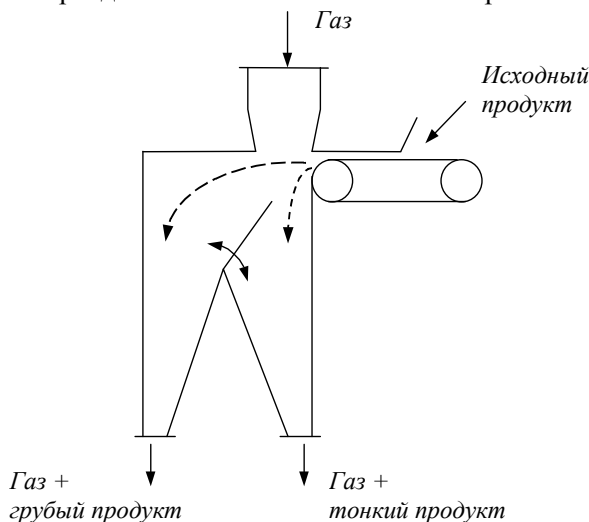


Рис. 2.1.2. Схема инерционного метательного классификатора.

В инерционных метательных классификаторах исходный материал с некоторой скоростью выбрасывается в камеру разделения с неподвижным воздухом. Крупные частицы благодаря большей массе пролетают дальше мелких. В соответствующем месте установлены перегородки и приемники продуктов разделения. По способу перевода материала в подвижное состояние инерционные классификаторы делятся на воздушные и механические.

Схема простейшего механического метательного классификатора представлена на рис. 2.1.2. Исходный материал разгоняется на ленте транспортера и выбрасывается в камеру разделения.

Воздух способствует разделению частиц по крупности и одновременно служит для транспортирования частиц из камеры осаждения. Схема воздушно-метательного классификатора представлена на рис. 2.1.3. Исходный материал подается по патрубку 4 в сепарационное пространство 1. Через патрубок 5 производят отсос воздуха с тем, чтобы избежать возникновения циркуляционных потоков внутри аппарата, которые могут ухудшить условия классификации. Мелкие частицы материала при взаимодействии с воздухом быстрее теряют скорость и оседают в расположенные ближе к питателю приемники 3, а более крупные частицы — в более отдаленные приемники 2.

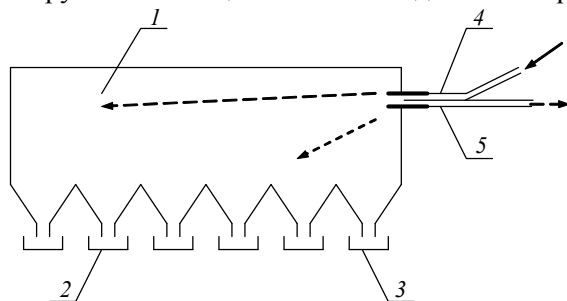


Рис. 2.1.3. Инерционный метательный классификатор: 1 – герметичная камера; 2, 3 – приемники фракции; 4 – патрубок ввода материала; 5 – газотводящий патрубок.

Классификатор, представленный на рис. 2.1.4, обладает более высоким, по сравнению с классификатором, представленным на рис. 2.1.2, показателем эффективности за счет предварительной классификации материала на лопастях метателя 3 за счет различной величины центробежной силы, действующей на частицы. Угол вылета частиц тем больше, чем больше их крупность. На качество разделения оказывает влияние также то, что порция движущегося по лопасти 3 материала ограждается криволинейной крышкой 4 и не испытывает воздействия воздушных потоков. Поэтому при разделении частицы не измельчаются.

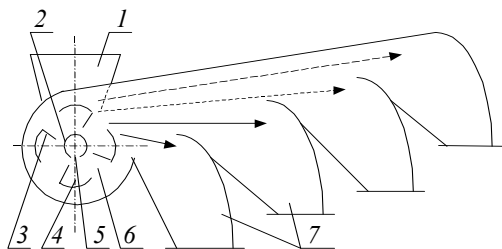


Рис. 2.1.4. Инерционный метательный классификатор: 1 – загрузочный бункер; 2 – трубопровод; 3 – лопасти метателя; 4 – крышки продольные; 5 – щель продольная; 6 – зазор; 7 – приемник фракций.

В инерционных классификаторах невозможно обеспечить одинаковые начальные скорости для всех частиц на входе. К недостаткам метательных классификаторов следует также отнести одноактность разделения, неравномерность поля скоростей по сечению рабочей зоны, отсутствие специальных устройств для разрушения агломератов, возможное налипание материала даже с незначительными адгезионными свойствами на наклонные стенки, находящиеся напротив места ввода. Взаимные столкновения частиц из-за ограниченных размеров зоны разделения также являются причиной понижения эффективности разделения.

ния. Отклоняемые потоком мелкие частицы увлекают за собой часть крупных, а часть мелких частиц, находясь в зоне аэродинамической «тени», попадают в крупный продукт. Снижению вредных эффектов способствует уменьшение концентрации твердой фазы в зоне разделения и увеличение размера зоны разделения, но при этом невозможно поддерживать равномерным поле скоростей потока.

В некоторых классификаторах для разделения материала по крупности используется поворот пылегазового потока. В этом случае на частицы дополнительно воздействуют центробежными силами. Схема инерционного классификатора, использующего двукратное изменение направления движения газа, представлена на рис. 2.1.5. Материал попадает в зону разделения, двигаясь по криволинейной траектории в первом повороте. Крупные частицы не успевают повернуть вслед за потоком воздуха во втором повороте и осаждаются в камере грубого продукта; мелкие же частицы увлекаются воздухом и выходят вместе с ним в верхней части аппарата.

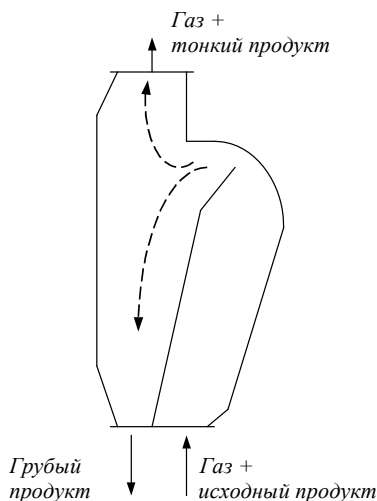


Рис. 2.1.5. Схема инерционного поворотного классификатора.

Подведем итоги. Эффективность разделения, достигаемая в инерционных классификаторах, составляет $\chi = 0,6$ при разделении в диапазоне граничных размеров 50–100 мкм.

Граничную крупность разделения регулируют путем изменения начальной скорости ввода материала в зону разделения, а также расхода воздуха. К достоинствам поворотного классификатора можно отнести простоту конструкции, отсутствие подвижных частей. Недостатки поворотного классификатора те же, что и у метательного классификатора.

2.1.2. Гравитационные аппараты

Гравитационная классификация применяется для разделения по крупности достаточно однородных по объемному весу и форме зернистых материалов. Принцип разделения основан на изменении траектории движения частиц материала под действием силы тяжести, сил инерции и силы взаимодействия с несущей частицы средой. Преобладающее воздействие на частицы оказывают силы тяжести.

В зависимости от направления силы взаимодействия частиц материала со средой классификаторы делятся на аппараты с горизонтальным потоком (направление силы нормально к силе тяжести), с вертикальным потоком (сила взаимодействия частиц со средой и сила тяжести взаимно противоположны) и аппараты с наклонными потоками. Схемы гравитационных классификаторов, в которых реализованы горизонтальные и вертикальные потоки воздуха, приведены на рис. 2.1.6–2.1.8.

Наиболее простейшим из гравитационных классификаторов является классификатор с горизонтальным воздушным потоком (рис. 2.1.6). В подобных устройствах наряду с классификацией может проводиться очистка материала от примесей.

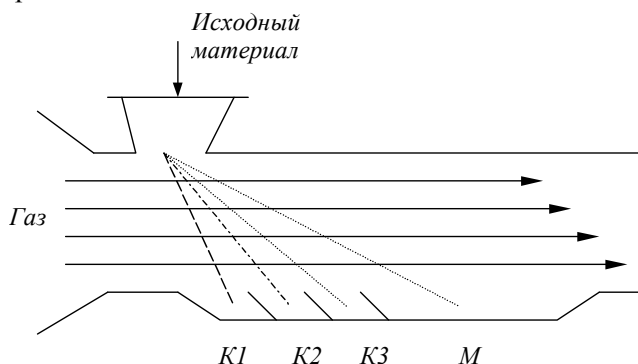


Рис. 2.1.6. Схема гравитационного классификатора с горизонтальным воздушным потоком.

Характерным для классификаторов этого типа является большая (до 20 м) протяженность зоны разделения, что дает возможность одновременного получения нескольких продуктов различной крупности. На входе в аппарат часто устанавливают вибрационный распределитель материала по ширине входной поверхности. Одновременно распределитель не допускает падения материала комками.

В зависимости от крупности частицы перемещаются по определенным траекториям, которые заканчиваются в сборниках продукта в нижней части классификатора. Количество сборников может достигать до 20. Дисперсный состав исходного материала может содержать значительно отличающиеся по размеру частицы. Например, при классификации молотого стекла в производстве стеклянных микрошариков в исходном продукте содержатся частицы с размером от нескольких микрон до 5 мм. Крупные частицы возвращаются в мельницу, а

частицы с размером до 50 мкм выносятся из аппарата вместе с воздухом и улавливаются в циклоне.

Возможны конструкции классификаторов, аналогичные показанной на рис. 2.1.6 конструкции с дополнительной подачей воздуха в нижней части аппарата через приемные устройства, которые в этом случае конструктивно оформляются соответствующим образом. Недостатком классификатора является невозможность создания равномерного поля скоростей в зоне разделения из-за больших размеров вертикального поперечного сечения аппарата. Другой причиной снижения эффективности разделения являются взаимные столкновения частиц во время движения, вследствие чего частицы изменяют свою траекторию. При большом количестве сборников дисперсный состав порошков в соседних сборниках отличается незначительно. На практике после разделения вышедшие в соседние сборники части порошка объединяют.

Классификатор (рис. 2.1.7) дополнительно снабжен каналом 7 для импульсной подачи воздуха в камеру 1. Основной поток обеспечивается вентилятором 2. Периодическое воздействие вертикального воздушного потока обеспечивает перемещение и вынос легкой примеси в верхнюю часть камеры, а действие горизонтального воздушного потока – их вынос из аппарата.

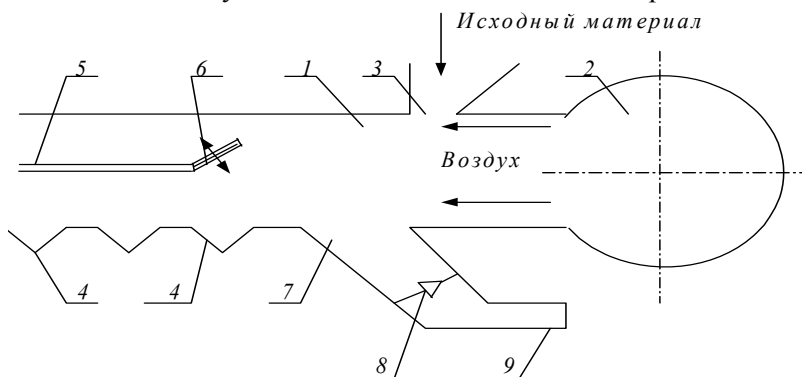


Рис. 2.1.7. Гравитационный классификатор с горизонтальным и пульсирующим вертикальным потоками: 1 – камера классификации; 2 – вентилятор; 3 – питающий лоток; 4 – приемники; 5 – пластина; 6 – шибер; 7 – дополнительный воздухоподводящий канал; 8 – золотник; 9 – компрессор.

В нижней части камеры частицы переносятся горизонтальным воздушным потоком в зону приемников. Регулирование условий классификации производится шарнирно-соединенным с пластиной 5 шибером 6, установленным с возможностью изменения угла наклона. Пульсирующая струя воздуха не дает частицам «проскочить» свою зону осаждения. Классификатор, изображенный на рис. 2.1.7, представляет собой переходную модификацию между горизонтальными и вертикальными гравитационными классификаторами.

Классификатор с вертикальным воздушным потоком (рис. 2.1.8) в простейшем случае представляет собой вертикальную полую шахту, в которую на некотором уровне производят ввод исходного материала.

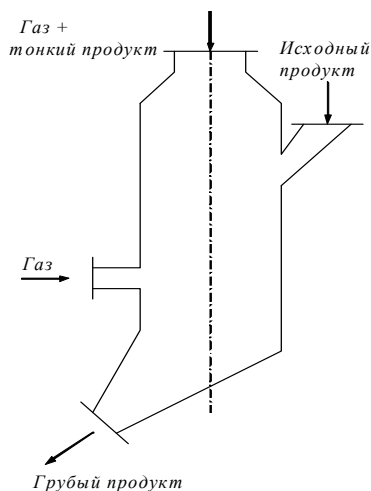


Рис. 2.1.8. Гравитационный классификатор с вертикальным воздушным потоком.

Восходящий поток воздуха, подхватывая материал, выносит мелкие частицы вверх. Крупные частицы, двигаясь навстречу общему потоку, падают вниз. Эффективность разделения в вертикальных классификаторах достигает значения $\chi = 0,7$ при граничной крупности $\delta_g = 400\text{--}3000$ мкм. Наличие частиц неправильной формы, значительно отличающихся от шаровидной, может ухудшить результаты классификации. При уменьшении граничной крупности эффективность разделения также быстро падает вследствие усиления неравномерности поля скоростей и ухудшения условий разрушения агломератов.

Фактор неравномерности поля скоростей по сечению аппарата можно снизить за счет применения профилированной наборной решетки (рис. 2.1.9).

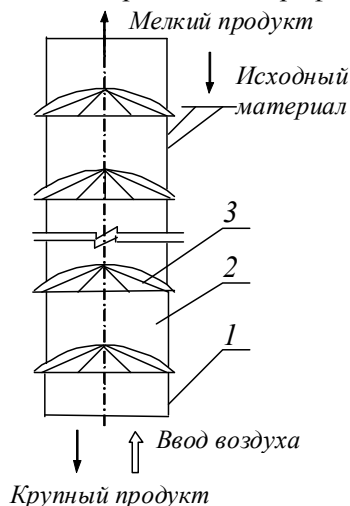


Рис. 2.1.9. Гравитационный классификатор: 1 – корпус; 2 – секция; 3 – решетка профилированная.

Решетка состоит из сегментов, размер отверстий которых уменьшается от периферии к центру. Такая конструкция способствует выравниванию скорости воздушного потока по сечению классификатора и обеспечивает равномерное распределение материала по поперечному сечению секции. Это создает условия

для направленного организованного движения одновременно сплошной и дисперсной фаз.

Добиться эффекта разрушения агломератов можно в некоторой степени за счет применения ситовых поверхностей. Схема одной из конструкций приведена на рис. 2.1.10. Поток воздуха подается в зону разделения через патрубок 2. Материал, подаваемый на решетку 3 загрузочным устройством 4, приводится во взвешенное состояние. Часть материала увлекается в каналы 7, где собственно и происходит разделение. Двигаясь по каналам, мелкие частицы покидают аппарат через патрубок 6 в его верхней части. Крупные частицы выпадают обратно на перфорированное дно 3 и перемещаются вдоль решетки к разгрузочному приспособлению 5.

Ситовая поверхность способствует выравниванию концентрации твердой фазы в поперечном сечении зоны разделения. В кипящем слое над ситовой решеткой реализуются благоприятные условия для разрушения агломератов. Наряду с положительными воздействиями на классификацию применение ситовой решетки 3 и каналов 7 вызывает появление вихрей и пульсаций давления, которые способствуют перемешиванию частиц, снижая эффективность разделения ($\chi = 0,5-0,7$).

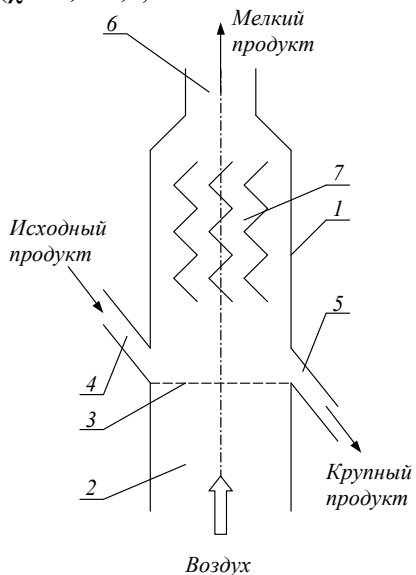


Рис. 2.1.10. Гравитационный классификатор: 1 – корпус; 2 – подвод воздуха; 3 – перфорированное дно; 4 – загрузочное устройство; 5 – разгрузочное устройство; 6 – выход воздуха; 7 – канал.

Классификаторы с кипящим слоем по физическому принципу близки к гравитационным противоточным классификаторам с ситовой поверхностью.

Максимальная эффективность разделения описанных конструкций гравитационных классификаторов не превышает значения параметра $\chi = 0,7$. С целью получения дисперсных материалов с более узким фракционным составом проводят повторную классификацию в каскаде последовательно подключенных однотипных (или работающих по другому принципу) аппаратов. В них производят повторную пересортировку крупного продукта.

При исследовании вертикального гравитационного классификатора, представляющего собой трубу, было установлено, что поворот потока воздуха с частицами значительно увеличивает показатели эффективности. Наибольшее увеличение эффективности наблюдается при использовании плавного поворота потока с большим радиусом.

Элементом классификатора с поворотом потока может быть зигзагообразный канал (рис. 2.1.11). В качестве такого канала может выступать зигзагообразная труба с гладкой внутренней поверхностью без каких-либо внутренних частей. По трубе снизу вверх продувается воздух.

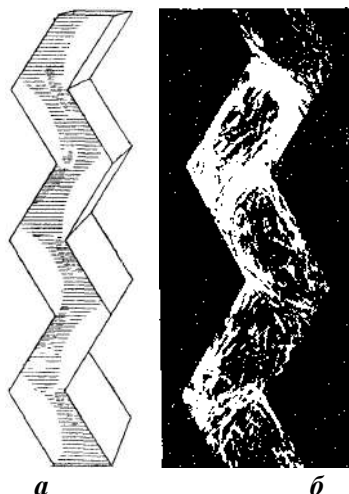


Рис. 2.1.11. Схема зигзагообразного канала.

Плотность штриховки на рисунке 2.1.11, *а* характеризует величину средней скорости потока. На рисунке 2.1.11, *б* показаны траектории гранул пластмассы при скорости воздуха, соответствующей границе разделения, равной диаметру гранул $\delta_p = 3$ мм. В каждой отдельной секции классификатора образуется вихревой поток, вращающийся вокруг горизонтальной оси. Соскальзывающий с наклонной поверхности вниз материал пересекает поток воздуха, поднимающийся вверх. При каждом пересечении происходит обогащение поднимающегося и движущегося вниз материала частицами соответствующих классов. Эффективность отдельной секции невысока. В целом удовлетворительных результатов можно достичь за счет дублирования процесса в однотипных участках зоны разделения. Процесс напоминает работу ректификационной колонны.

Некоторые преимущества реализованного принципа классификации можно сформулировать следующим образом. Благодаря частому столкновению со стенками происходит интенсивное разрушение агломератов. В однотипных секциях происходит дублирование процесса. Имеется возможность наращивать число ступеней классификации и тем самым повышать эффективность.

В 1963 г. данный метод был реализован в зигзагообразном классификаторе, который из-за своей формы получил название «Зигзаг» (рис. 2.1.12).

Исходный материал поступает в среднюю часть классификатора, а воздух — в нижнюю. Наибольшая скорость потока наблюдается на выступающем углу элемента классификатора, в противоположном углу скорость наименьшая.

Работа отдельной секции аппарата, заключающаяся в обогащении движущихся вниз и вверх потоков частицами соответствующих классов, проиллюстрирована на рис. 2.1.13. Классификация в отдельной секции носит поперечно-поточный характер, что значительно изменяет локальную картину движения частиц по сравнению с одномерным противотоком, наблюдающимся в вертикальном гравитационном классификаторе.

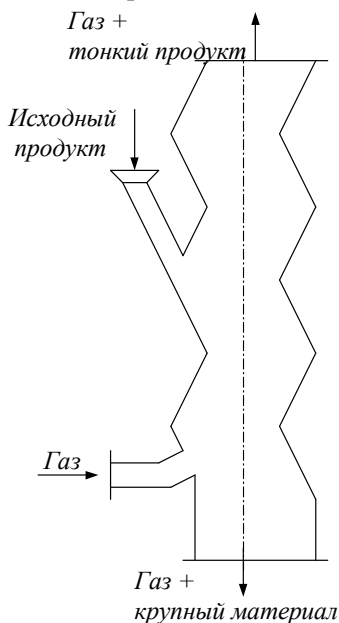


Рис. 2.1.12. Схема гравитационного классификатора типа «Зигзаг».

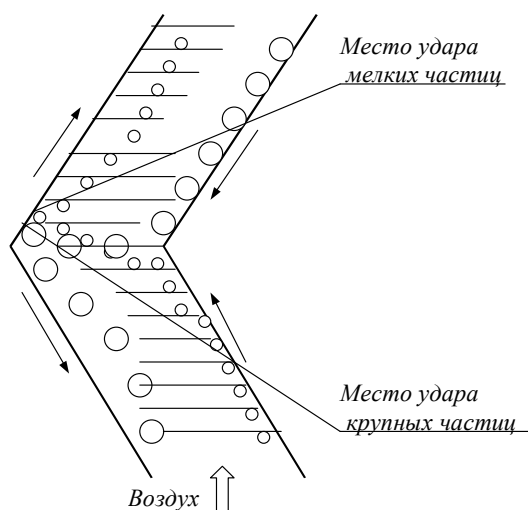


Рис. 2.1.13. Схема разделения в классификаторе «Зигзаг».

Эффективность разделения в классификаторе «Зигзаг» по сравнению с простой шахтой повысилась за счет дублирования классификации в каждой секции, лучшего распределения материала по сечению и увеличения времени пребывания частиц в зоне разделения. Взаимодействие частиц со стенками приводит к перераспределению концентрации материала от центра аппарата к периферии. Для устранения этого явления необходимо отводить материал от стенок в центр потока.

В 1960-е гг. в Советском Союзе были разработаны устройства, учитывающие описанные явления и устраняющие эффекты стенок. Наилучшие результаты, с точки зрения эффективности разделения, были получены в классификаторе с пересыпными полками. Аппарат представляет собой вертикальную шахту прямоугольного сечения, внутри которой размещены полки, образующие каскад (рис. 2.1.14). Исходный материал подается в центральную часть классифи-

катора, мелкие частицы выносятся воздушным потоком в верхнюю часть аппарата и улавливаются в циклонах, а крупные выпадают из нижней части аппарата в бункер сбора крупной фракции. Практически эти условия могут нарушаться, так как на разделение оказывают влияние факторы, имеющие случайный характер.

Протекающий в классификаторе с пересыпными полками процесс является неравновесным в отличие от вертикального шахтного классификатора, где можно указать размер равновесной частицы. В классификаторе с пересыпными полками можно говорить об условном равновесии при усреднении во времени.

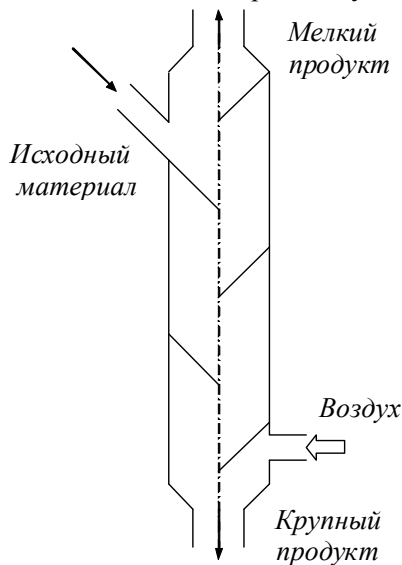


Рис. 2.1.14. Гравитационный классификатор с пересыпными полками.

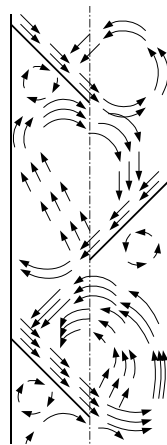


Рис. 2.1.15. Схема разделения в отдельных ступенях классификатора с пересыпными полками.

Воздух, двигаясь снизу вверх, получает зигзагообразное восходящее движение. Дисперсный материал с частью воздуха образует на каждой ступени классификатора устойчивый вихрь с горизонтальной осью вращения (рис. 2.1.15). Аналогично процессу в аппарате «Зигзаг» материал, ссыпаясь с полки, двигается к противоположной стенке и пересекает поток в поперечном направлении. Происходит перераспределение частиц между восходящим и нисходящим потоками. Часть их, обогащенная мелочью, поднимается вверх, а другая часть опускается вниз. На каждой ступени происходит дополнительная пересортировка продукта.

В классификаторе типа «Зигзаг» и классификаторе с пересыпными полками повышение показателя эффективности разделения до значений $\chi = 0,77$ стало возможно за счет возмущения потока несущей среды в отличие от попыток решить проблему путем гомогенизации условий классификации, реализуемых в других методах. Усреднение условий взаимодействия воздуха и материала в

аппаратах с пересыпными полками, как и в аппарате «Зигзаг», происходит во времени, а не за счет создания в зоне разделения равномерного поля скоростей.

Наличие препятствий при движении потока воздуха с частицами способствует разрушению агломератов, что очень важно при повышенных концентрациях разделяемого материала. Дальнейшее совершенствование классификаторов типа «Зигзаг» и классификаторов с пересыпными полками шло по пути уменьшения влияния эффекта стенок. С целью улучшения качества разделения в классификаторе с пересыпными полками были установлены подогреваемые полки в виде сита для сушки влажных материалов. Предлагалось форму поперечного сечения аппарата делать увеличивающейся снизу вверх.

Известны также другие модификации, например, для исключения зависания материала предложено полки устанавливать на шарнирах. В классификаторе типа «Зигзаг» может быть увеличена площадь поперечного сечения верхней части по сравнению с нижней. Для предотвращения налипания мелких частиц в качестве наклонных стенок можно применять бесконечные движущиеся ленты. С целью устранения пристеночного эффекта и застойных зон зигзагообразную форму канала предложено заменить волнообразной.

Представляют интерес конструкции аппаратов, приведенных на рис. 2.1.16. В аппарате скорость воздуха в нижней части аппарата выше, чем в его верхней части. За счет этого возникает своеобразная «потенциальная яма» для некоторого класса частиц, условные равновесные скорости которых находятся в пределах между значениями скоростей воздуха в верхнем и нижнем сечениях. Время пребывания таких частиц в аппарате увеличивается. Их выход из аппарата становится возможен благодаря нестационарным эффектам.

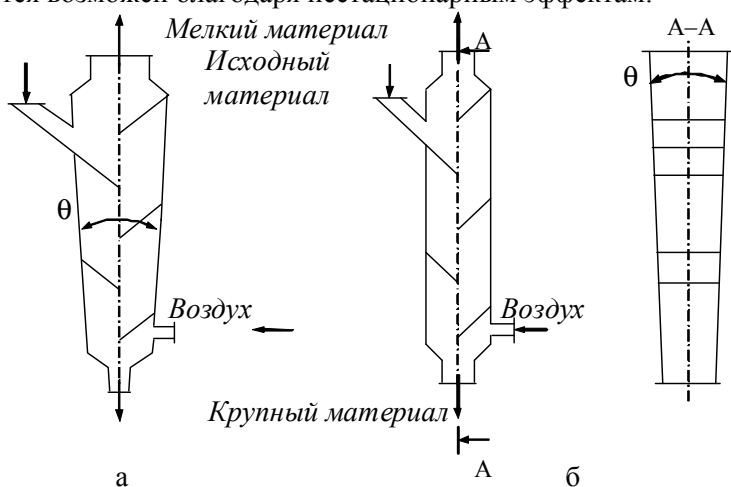


Рис. 2.1.16. Схемы классификаторов с наклонными стенками.

Возможности повышения эффективности за счет расширения проходного сечения ограничены ввиду нарушения условий течения в зоне разделения. В этой связи предлагается схема классификатора (рис. 2.1.16, б) с наклоном стенок в плоскости, нормальной к установленным в аппарате полкам. Но и эта схема не решает проблемы регулирования условий разделения. Основным ее

недостатком, как и схемы на рис. 2.1.16, *а*, является нарушение условий разделения при значительном увеличении угла наклона стенок аппарата θ .

В связи с этим предлагается новая схема организации процесса разделения. В этой схеме изменение скорости воздуха, а значит, и равновесного размера, по высоте аппарата реализуется не за счет конструктивного изменения формы, а за счет отвода части воздуха из секции, расположенной выше места ввода (рис. 2.1.17). В верхних секциях аппарата (выше места ввода исходного материала) скорость воздуха меньше, чем в верхних секциях, расположенных выше места отвода части потока. Материал, унесенный воздухом, вновь попадает на вход классификатора. Для предложенной схемы необходимо определить наиболее оптимальные значения количества отбираемого воздуха и места, из которого осуществляется рецикл.

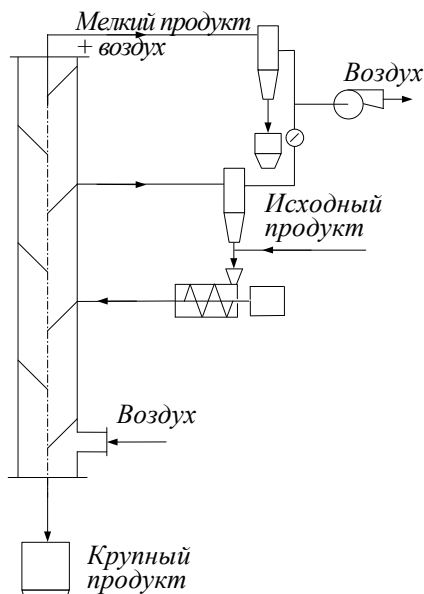


Рис. 2.1.17. Схема аппарата с отводом части потока.

Использование предлагаемой схемы позволяет решить две задачи. Первая заключается в получении более чистой крупной фракции, в которую попадали бы частицы с размером выше граничного. Скорость воздуха в нижней части аппарата должна несколько превышать скорость витания частиц граничного размера. Скорость воздуха в верхней части должна быть соизмеримой со скоростью витания. В результате вероятность попадания в бункер сбора крупной фракции частиц с размером ниже граничного будет значительно снижена.

Применение термина «скорость витания» здесь условно. В условиях неравновесного процесса в шахте с изменяющимся поперечным сечением речь идет об условно равновесной скорости для определенного размера частиц.

Вторая задача заключается в получении чистой мелкой фракции. В этом случае скорость воздушного потока в нижней части аппарата должна быть равна или немного превышать скорость витания частиц граничного размера. Ско-

рость воздуха в верхней части должна быть ниже скорости витания. При этом в бункер сбора мелкой фракции не попадают частицы с размером выше граничного. Управление процессом классификации для решения указанных задач может быть осуществлено путем изменения количества отбираемого воздуха и номера секции классификатора, из которого осуществляется отбор.

Увеличение поперечного размера классификаторов с пересыпными полками приводит к ухудшению эффективности классификации. Поэтому для повышения производительности рекомендуется не увеличивать размер секции, а соединять их параллельно. На рис. 2.1.18 схематически изображен составной классификатор, в котором соединены несколько классифицирующих колонн.

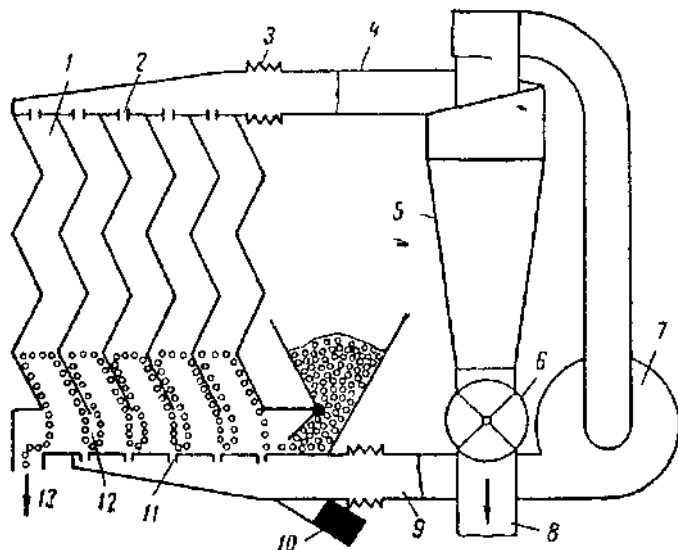


Рис. 2.1.18. Схема составного классификатора с сепарирующими колоннами: 1 – сепарирующая колонна; 2 – дроссель; 3 – упругое соединение; 4 – трубопровод мелкого продукта; 5 – циклон; 6 – лопастной затвор; 7 – вентилятор; 8 – выход мелкого продукта; 9 – подача воздуха в классификатор; 10 – вибратор; 11 – сопла; 12 – траектория движения крупных частиц; 13 – выгрузка крупного продукта.

Унос мелких частиц воздухом производится из взвешенного слоя, который формируется в нижней части аппарата. Характерной особенностью конструкций является подача всего воздуха в нижнюю часть классификатора. Обычно в аппаратах подобного типа проводят совмещение основного процесса с классификацией. Классификатор со взвешенным слоем не имеет преимуществ с обычными гравитационными классификаторами с точки зрения эффективности, которая достигает значений $\chi = 0,5$. Чистота продуктов классификации достигается соответствующим числом секций в вертикальном направлении и количеством колонн. Загружаемый материал транспортируется вибрационным способом

и перемешивается за счет струйной подачи воздуха через щели в нижней части аппарата.

Загружаемый материал транспортируется вибрационным способом и перемешивается за счет струйной подачи воздуха через щели в нижней части аппарата. Воздух движется в замкнутом цикле и обеспыливается циклоном. С помощью лопастного затвора выгружается мелкий продукт, а крупная фракция свободно выпадает из аппарата, проходя под сепарирующими колоннами.

Производительность опытного классификатора, состоящего из 10 колонн, каждая из которых имела 12 секций размером $60 \times 100 = 6000 \text{ мм}^2$ составила до 200 кг/ч при крупности исходного материала 0,2 мм и до 3000 кг/ч при крупности до 1 мм. Производительность классификатора зависит от склонности к налипанию и влажности загружаемого материала.

Подведем итоги. В рассмотренных классификаторах каскадного типа качество разделения достигает $\chi = 0,8$ и зависит от числа секций, места ввода материала, угла наклона стенок аппарата. Определение связи этих параметров с эффективностью разделения требует большого объема экспериментов. Влияние конструктивных параметров на результаты классификации может быть определено путем моделирования. Для построения модели, которая позволяла бы связать критерии качества с начальными условиями и отражала бы физическую сущность разделения, необходимо провести анализ особенностей взаимодействия газовой и дисперсной фаз.

2.1.3. Циркуляционные воздушные классификаторы

Существует класс аппаратов, в которых воздух не выходит за пределы аппарата, а циркулирует внутри него. Твердая фаза, подхватываемая циркулирующим воздухом, в зависимости от размера частиц осаждается и выводится за пределы аппарата в разных местах. Действующие по такому принципу аппараты называются циркуляционными или воздушно-замкнутыми. Обычно альтернативной воздушному сопротивлению силой в этих аппаратах выступает инерционная сила, вызванная вращением воздуха за счет встроенных лопаток или лопастей. Поэтому циркуляционные аппараты одновременно являются центробежными. В некоторых случаях используются одновременно несколько массовых сил, действующих в различных направлениях, например сила тяжести и центробежная сила. Форма линий тока большей частью нарушается деталями аппарата, находящимися в зоне классификации. Возникает сложная картина течения с неравномерным распределением скорости в зоне разделения. Такие системы с трудом поддаются точному расчету. Поэтому усовершенствование конструкций циркуляционных воздушных классификаторов за их более чем 100-летнюю историю производили в основном эмпирическим путем.

Изобретение воздушного классификатора с циркулирующим внутри него воздухом относится к концу XIX в. Изобретатели Томас Мумфорд и Роберт Муди в 1885 г. получили патент на сортировочную машину, разделяющую в потоке воздуха крупные и мелкие частицы. Предложенный изобретателями ап-

парат (рис. 2.1.19) уже в то время имел существенные признаки воздушных циркуляционных классификаторов, используемых в наше время.

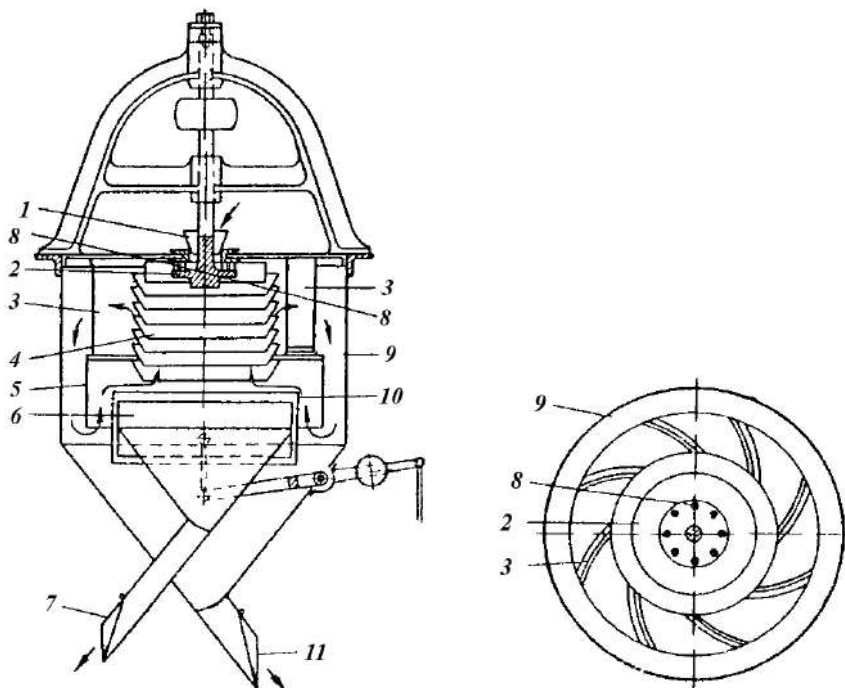


Рис. 2.1.19. Классификатор Мумфорда и Муди (1885): 1 – загрузка; 2 – распределительная тарелка; 3 – колесо; 4 – камера разделения; 5 – кожух; 6 – камера крупного материала; 7 – выход крупного продукта; 8 – стержни; 9 – камера мелкого продукта; 10 – регулировочное кольцо; 11 – выход мелкого продукта.

Разделяемый материал через воронку, расположенную по окружности приводного вала, попадает на вращающуюся распределительную тарелку, которая отбрасывает его в камеру разделения. Камера разделения снаружи окружена рядом конических колец, расположенных друг над другом. Колесо вентилятора, верхний приводной шкив которого соединен с загрузочным диском несколькими стержнями, вращается в разделительной камере и через прорезы между коническими кольцами всасывает циркулирующий воздух. Воздух уносит из разделительной камеры мелкие частицы в камеру 9, откуда они выпадают из аппарата через разгрузочное отверстие. Крупные частицы, оседающие в разделительной камере, собираются в камере 6 и выводятся из аппарата. Чтобы добиться лучшей эффективности разделения, под нижним коническим кольцом установлен кожух, вертикальная стенка которого охватывает верхнюю часть воронки для крупного материала. Той же цели служит кольцо, находящееся по окружности воронки. С помощью кольца можно регулировать диаметр промежутка между камерами мелких и крупных фракций, через который в разделительную камеру возвращается очищенный от мелких частиц воздух.

В усовершенствованном в 1889 г. фирмой «Машиненфабрик Гебрюдер Пфейфер» аппарате Мумфорда и Муди (рис. 2.1.20) колесо вентилятора было сделано более плоским и помещено выше загрузочного диска и разделительной камеры. Регулировка граничного размера осуществляется изменением числа оборотов колеса вентилятора путем замены приводных шкивов.

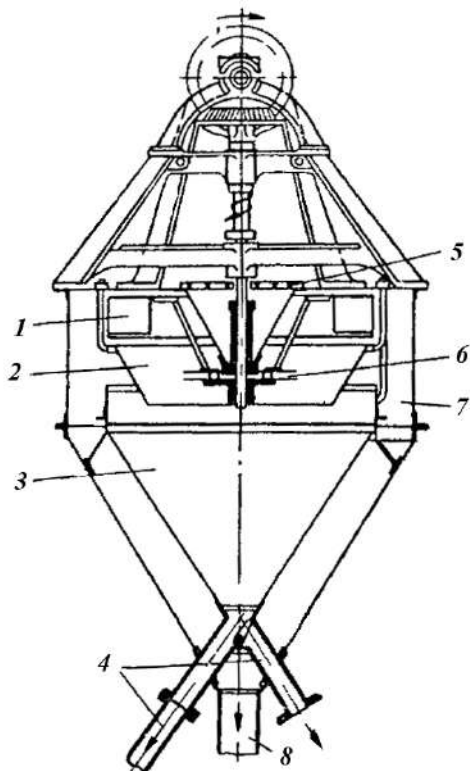


Рис. 2.1.20. Циркуляционный воздушный классификатор:
1 – вентиляторное колесо;
2 – камера разделения;
3 – камера крупного продукта;
4 – выход крупного продукта;
5 – загрузка; 6 – распределительная тарелка; 7 – камера мелкого продукта; 8 – выход мелкого продукта.

Воздушными насыпными классификаторами называют аппараты, в которых классифицируемый материал подается в поток воздуха внутри классификатора, а сам воздух циркулирует внутри классификатора или проходит через него. Напротив, в воздушных поточных классификаторах классифицируемый материал подается вместе с воздушным потоком. У этого вида аппаратов поток воздуха образуется вне классификатора, а мелкий продукт отделяется в дополнительном циклоне.

Одним из вариантов конструкции воздушного насыпного классификатора является циркуляционный классификатор (рис. 2.1.21), большая часть существенных признаков которого имела уже в первоначальной конструкции.

Конструкции большинства воздушных циркуляционных классификаторов включают систему лопастей, которая благодаря своему вращению сообщает вращательное движение потоку воздуха, поднимающемуся в разделительную камеру. Это значительно увеличивает действующую на частицы инерционную силу. Благодаря системе лопастей удастся переместить граничный размер в область меньших значений.

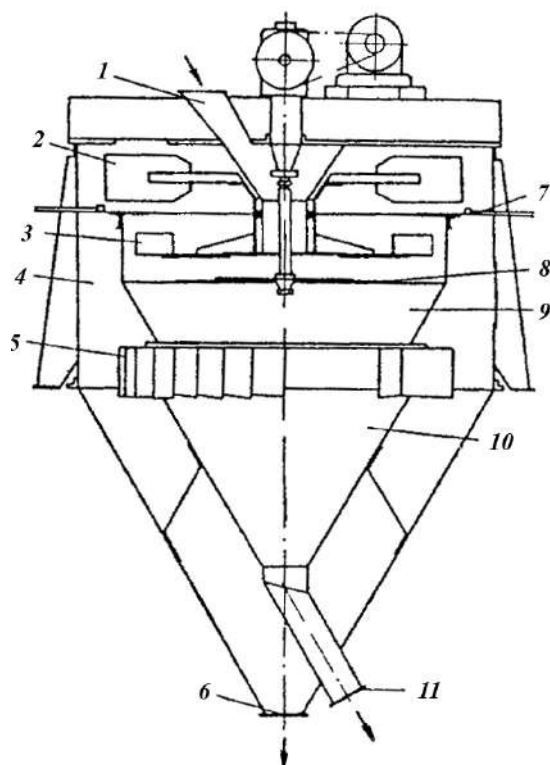


Рис. 2.1.21. Циркуляционный воздушный классификатор:

1 – загрузка; 2 – вентиляторное колесо; 3 – система лопастей; 4 – камера мелкого продукта; 5 – жалюзи; 6 – выход мелкого продукта; 7 – воздушная заслонка; 8 – распределительная тарелка; 9 – камера разделения; 10 – камера крупного продукта; 11 – выход крупного продукта.

В конструкциях современных аппаратов в месте, где очищенный от материала воздух возвращается в камеру разделения, устанавливают жалюзи, обеспечивающие первоначальную закрутку потока. В качестве примера на рис. 2.1.21 показан воздушный циркуляционный классификатор такого типа.

Система лопастей обеспечивает регулирование граничного размера разделения. На дисперсный состав продуктов классификации оказывают влияние форма, размер и число лопастей. Лопасти могут быть установлены в строго радиальном направлении или под некоторым углом, что увеличивает или уменьшает внешний диаметр системы лопастей и дросселирует воздушный поток.

Для изменения границы разделения без остановки аппарата в некоторых циркуляционных классификаторах, как и у показанного на рис. 2.1.21, в соответствующем месте устанавливают воздушную заслонку, при помощи которой можно изменять расход циркулирующего воздуха.

Изменение границы разделения во время работы можно осуществлять путем изменения скорости вращения лопастей. В этом случае классификатор должен быть снабжен приводом с изменяемой частотой вращения ротора. В некоторых

конструкциях колесо вентилятора и распределительная тарелка приводятся в движение от одного и того же вала, а привод лопастной системы осуществляется снизу. Регулируемый электродвигатель устанавливают внутри, ниже или сбоку классификатора.

В аппарате, показанном на рис. 2.1.22, внутренний вал с распределительной тарелкой и системой лопастей вращается гидравлическим приводом, скорость вращения которого изменяется регулируемым насосом. Для колеса вентилятора служит отдельный привод.

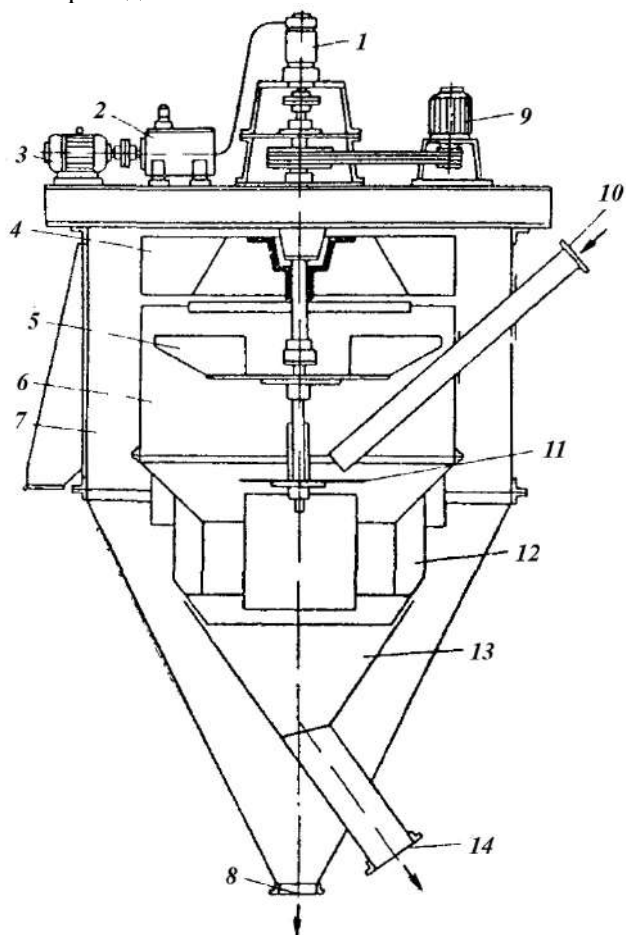


Рис. 2.1.22. Циркуляционный классификатор с регулируемой скоростью вращения лопастей: 1 – гидропривод лопастей; 2 – масляный резервуар с насосом; 3 – приводной двигатель насоса; 4 – колесо вентилятора; 5 – система лопастей; 6 – камера разделения; 7 – камера мелкого продукта; 8 – выход мелкого продукта; 9 – привод колеса вентилятора; 10 – загрузка; 11 – распределительная тарелка; 12 – жалюзи; 13 – камера крупного материала; 14 – выход крупного материала.

В классификаторе (рис. 2.1.23) забираемый из атмосферы или внешнего подогревателя воздух небольшим вентилятором подается непосредственно под жалюзи. Подаваемый извне воздух дополнительно очищает оседающие крупные фракции от оставшихся мелких частиц. Одновременно может осуществляться охлаждение выгружаемого материала или его подсушивание горячим воздухом, что может быть полезным в том случае, если классификатор работает совместно с размольным оборудованием. Избыточный воздух через отводящий патрубок удаляется из классификатора в обеспыливающую установку.

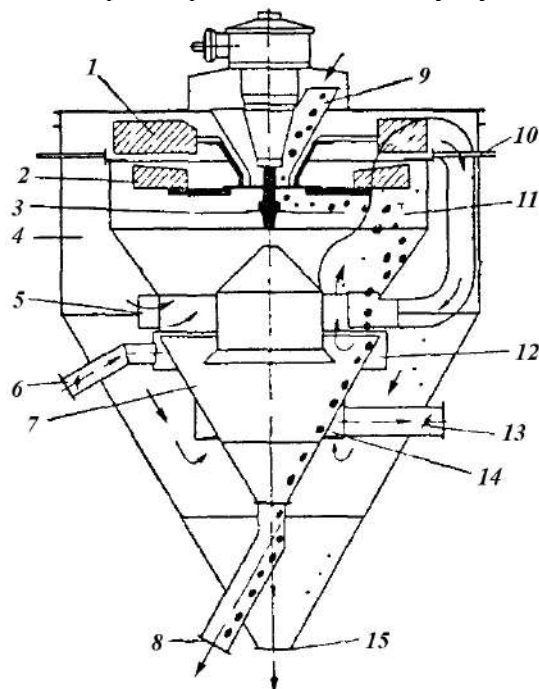


Рис. 2.1.23. Циркуляционный классификатор:

1 – колесо вентилятора; 2 – система лопастей; 3 – распределительная тарелка; 4 – камера мелкого продукта; 5 – жалюзи; 6 – вход чистого воздуха; 7 – камера крупного продукта; 8 – выход крупного продукта; 9 – загрузка; 10 – заслонка; 11 – камера разделения; 12 – кольцевой канал; 13 – выход воздуха на очистку; 14 – отводящий канал; 15 – выход мелкого продукта.

В циркуляционном классификаторе-циклоне (рис. 2.1.24) исходный материал, попадая на распределительную тарелку, подается в камеру разделения, через которую снизу вверх поднимается воздушный поток. Воздух благодаря лопастям, приводимым в движение валом распределительной тарелки, приобретает вращательное движение.

В данной конструкции примечательным является то, что циркуляция воздуха осуществляется вентилятором, находящимся вне корпуса классификатора. Воздух с мелким продуктом отводится из верхней части камеры разделения через тангенциальные отверстия. Затем воздух проходит ряд циклонов, установ-

ленных на внешней окружности разделительной камеры, где осуществляется осаждение мелкого продукта. Колесо вентилятора, засасывающее очищенный в циклонах воздух, подает его в нижнюю часть разделительной камеры, где у входа установлены обдуваемые вставки, увеличивающие время пребывания материала в разделительной камере и благодаря которым достигается дополнительный классифицирующий эффект.

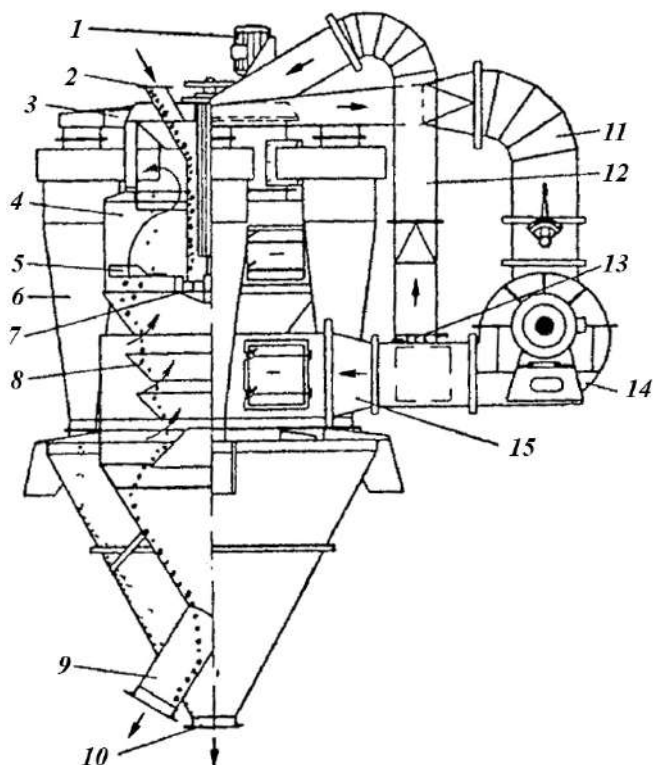


Рис. 2.1.24. Классификатор-циклон: 1 – привод распределительной тарелки и системы лопастей; 2 – загрузка; 3 – коллектор воздухопровода; 4 – камера разделения; 5 – лопасти; 6 – циклон; 7 – распределительная тарелка; 8 – обдуваемые вставки; 9 – выход крупного продукта; 10 – выход мелкого продукта; 11 – воздухопровод от циклона к вентилятору; 12 – регулировочный воздухопровод; 13 – клапан регулирования дисперсного состава; 14 – вентилятор; 15 – воздуховод к камере разделения.

Дисперсный состав продуктов разделения можно регулировать за счет изменения расхода воздуха. Другую возможность изменения дисперсности дает использование регулятора скорости вращения лопастей.

Установка вентилятора за пределами собственно классификатора позволяет осуществлять охлаждение или просушивание материала. Воздух для подогрева может в определенном месте отбираться из циркулирующего потока и подаваться на обеспыливающую установку. Воздух также может подаваться в клас-

сификатор-циклон непосредственно из мельницы в случае его работы совместно с размольным оборудованием.

Отличительной особенностью конструкции насыпного конусного классификатора, изображенного на рис. 2.1.25, является отсутствие в камере разделения подвижных частей. Часть воздуха подается к нижней части двойного конуса навстречу ссыпавшемуся с верхней части конуса загружаемому материалу. Другая часть воздуха подается в завихритель потока в верхней части аппарата, где ему сообщается вращательное движение.

В регулируемом снаружи зазоре между внешней стенкой классификатора и верхней половиной двойного конуса засыпаемый в классификатор материал ускоряется. Зазор сужается книзу таким образом, что поперечное сечение потока, а тем самым и скорость остаются постоянными. В конце кольцевого зазора скорости частиц и воздуха выравниваются.

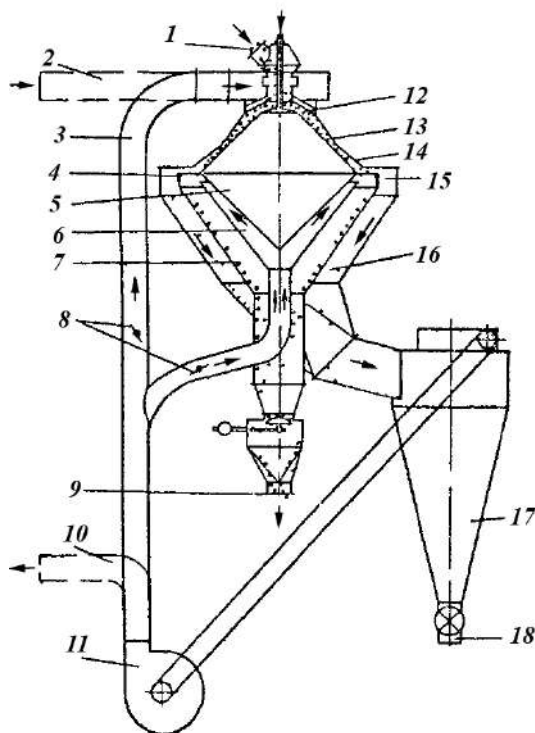


Рис. 2.1.25. Насыпной конусный классификатор тип А: 1 – загрузка; 2 – подача воздуха из мельницы; 3 – трубопровод верхнего воздуха; 4 – разделительный воротник; 5 – двойной конус; 6 – подача воздуха снизу; 7 – камера крупнозернистого материала; 8 – дроссельный клапан; 9 – выход крупнозернистого материала; 10 – подача воздуха на очистку; 11 – вентилятор; 12 – завихритель потока; 13 – канал ускорения; 14 – диффузор; 15 – зона разделения; 16 – камера тонкого продукта; 17 – циклон; 18 – выход тонкого продукта.

Далее в диффузоре поперечное сечение расширяется. Благодаря этому уменьшается скорость воздуха. За счет сил инерции и уменьшения скорости воздуха в конце диффузора при выходе в основную зону разделения крупные частицы имеют более высокую скорость, чем мелкие. В основной зоне разделения поток воздуха отклоняется, проходит над разделительным воротником и объединяется с воздухом, поднимающимся снизу. Высоту воротника регулируют снаружи. Для более мелких частиц результирующая силы со стороны потока и силы инерции направлена так, что мелкие частицы через разделительные воротники вместе с потоком воздуха попадают в камеру мелкого продукта. Напротив, более крупные частицы падают вниз и собираются в камере крупного материала, откуда они отводятся через клапанный шлюз.

Мелкие частицы и воздух из классификатора попадают в циклон, в котором мелкий продукт осаждается. Поэтому вентилятор, встроенный в агрегат за циклоном, изнашивается в незначительной степени. С напорной стороны вентилятора воздух возвращается в классификатор. Таким образом реализуется циркуляционная схема, аналогичная схеме с использованием классификаторов с вращающимися деталями. Классификатор может быть включен в агрегат совместно с размольным оборудованием. В этом случае воздух после вентилятора подается в обеспыливающую установку.

В описанном классификаторе роль вращающихся деталей, обеспечивающих циркуляцию потока и распределение материала в зоне разделения, выполняет вынесенный за пределы аппарата вентилятор. Вместе с тем, классификатор является воздушно-замкнутым, поскольку очищенный в циклоне воздух возвращается в классификатор.

Граничный размер регулируется за счет изменения расхода подаваемого снизу воздуха либо за счет перемещения разделительного воротника. При дросселировании воздуха или перемещении разделительного воротника вверх, граница разделения смещается в сторону меньших значений. В случае определенного положения разделительного воротника благодаря изменению расхода воздуха остаток на сите с ячейкой 90 мкм может изменяться в пределах 2–20%.

В конструкции конусного классификатора (тип В), показанного на рис. 2.1.26, в отличие от классификатора (тип А), камера крупного материала находится снаружи, в то время как воздух и мелкий продукт отклоняются в направлении камеры, расположенной внутри и примыкающей к двойному конусу.

Такое взаимное расположение камер крупного и мелкого продуктов в большей мере соответствует направлению действия центробежных сил, вызванных вращательным движением воздуха и частиц материала в кольцевом канале. Другим отличием от классификатора типа А является отсутствие вторичного воздуха, подаваемого в зону разделения снизу. Границу разделения можно регулировать за счет расхода воздуха либо за счет изменения поперечного сечения кольцевого канала при перемещении двойного конуса.

Подведем итоги. Циркуляционные классификаторы как механические, так и пневматические для создания инерционных сил используют закрутку потока. Это позволяет по сравнению с гравитационными классификаторами снизить

граничный размер разделения до 20–100 мкм, а в отдельных установках до 10 мкм. Несмотря на широкое распространение таких аппаратов, эффективность классификации в них довольно низка – $\chi = 0,2\text{--}0,35$.

В случае изменения фракционного состава исходного порошка или требований к готовому материалу конструкции классификаторов допускают переналадку режимов работы за счет регулирования закрутки потока и взаимного расположения деталей в зоне разделения. В случае использования выносных вентиляторов и циклонов параллельно с основным процессом классификации можно дополнительно осуществлять подсушивание материала.

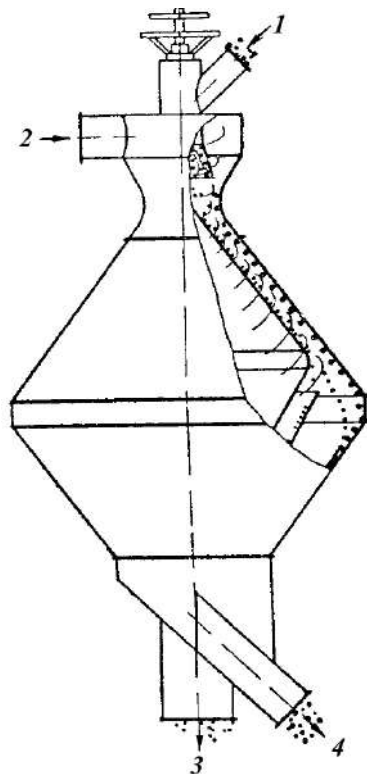


Рис. 2.1.26. Насыпной конусный классификатор (тип В): 1 – загрузка; 2 – подача воздуха; 3 – выход тонкого продукта; 4 – выход крупного продукта.

Классификаторы легко встраиваются в схемы с размольным оборудованием, где их невысокая эффективность сказывается на общем процессе в незначительной степени, нежели когда классификатор работает отдельно и в основном определяет конечный результат.

Относительная простота и технологичность изготовления циркуляционных воздушных классификаторов, возможность регулирования граничной крупности разделения путем изменения частоты вращения диска с закручивающими лопатками или колеса вентилятора, их высокая производительность привлекают внимание многих фирм, продолжающих работу по их совершенствованию.

2.1.4. Классификаторы с вращающейся зоной разделения

В ряде классификаторов с целью интенсификации вихревого движения используются вращающиеся конструктивные элементы, в основном определяющие параметры вращательного движения. Зона разделения может быть полностью или частично окружена вращающимися элементами, что обеспечивает более гладкий профиль скорости воздуха и снижает возможность отрыва потока от поверхностей с образованием вихрей, обладающих энергией и количеством движения, достаточными для изменения траекторий мелких частиц. Классификаторы такого типа предназначены для разделения в основном высокодисперсных материалов по граничному размеру в пределах 2–50 мкм. Указанный диапазон относителен и зависит от плотности частиц материала. Эффективность разделения в таких классификаторах составляет $\chi = 0,5\text{--}0,65$, а в некоторых конструкциях достигает значения $\chi = 0,8$.

Вихревое движение может формироваться за счет тангенциального ввода материала, а вращающие элементы конструкции поддерживают его и изолируют от неподвижных поверхностей, относительно которых воздух движется со значительной скоростью. В других случаях, например в отбойно-вихревом классификаторе (КОВ), источником вихревого движения является вращающийся конус с отбойными лопастями.

Условия формирования вихревого потока могут оказывать существенное влияние на условия классификации. В плоском потенциальном потоке несжимаемой жидкости при наличии стока в центре распределение скорости соответствует потенциальному течению, в котором линейная окружная скорость возрастает по мере смещения к центру вращения. В случае наличия радиальных лопаток среда вращается как квазитвердое тело, а окружная скорость падает обратно пропорционально радиусу вращения.

Уменьшение граничного размера до нескольких микрометров приводит к значительному снижению масштаба действующих сил. Вместе с тем, поверхность мелких частиц становится более активной. В этих условиях для успешной классификации могут стать решающими факторы образования агломератов и способности конструкции к их разрушению еще до попадания материала в зону разделения. При механической загрузке классификаторы должны быть снабжены узлом, основная функция которого состоит в переводе материала в газодисперсное состояние. Однако и в этом случае, как и в случае подачи материала вместе с потоком в пневматических классификаторах, одного только перемещения материала в воздухе может оказаться недостаточно для эффективного разрушения агломератов. В этом случае требуются дополнительные меры, направленные на обеспечение одинаковых условий взаимодействия со средой всех частиц порошка.

Проблема образования агломератов не столь остро стоит для аппаратов, работающих в составе измельчительных комплексов совместно со струйными мельницами, где вновь образованные частицы попадают в воздушный поток непосредственно после их диспергирования. Обычно струйные мельницы уже

имеют встроенный классификатор, проходя через который часть материала возвращается в зону измельчения. Вышедший из мельницы материал отделяют от воздуха в циклонах и подвергают дополнительной классификации с целью выделения целевых фракций.

Уменьшение размера частиц и действующих на частицу сил неизбежно влечет уменьшение производительности классификаторов, поскольку радиальная скорость воздуха связана с его расходом. Для успешной классификации необходим минимальный расход воздуха – не менее 1 кг на 1 кг материала. Одновременно должно соблюдаться условие равенства окружных скоростей воздуха и материала, что особенно важно для насыпных аппаратов, в которых материал подается отдельно от воздуха. Некоторая компенсация потери производительности обеспечивается параллельной установкой нескольких одинаковых зон разделения, окруженных вращающимися на одном валу деталями.

Для исключения существенного обмена импульсов между взаимодействующими средами вектор скорости частиц материала на входе в зону разделения должен в минимальной степени отклоняться от вектора скорости воздуха.

Примером конструкции классификатора с вращающейся зоной разделения может служить разработанный в НИИ прикладной математики и механики при Томском государственном университете центробежный классификатор (рис. 2.1.27). Классификатор имеет пакет дисков с центральными отверстиями для вывода воздуха с мелкими частицами и выполненную в виде спирали концентрическую щель для вывода крупных частиц.

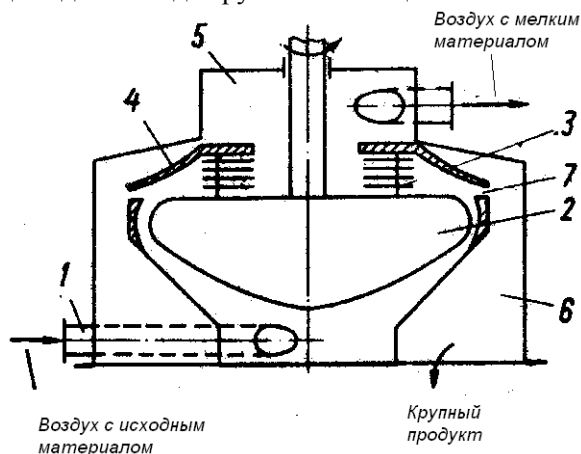


Рис. 2.1.27. Схема центробежного классификатора с вращающейся зоной разделения: 1 – входной патрубок; 2 – вращающееся центральное тело; 3 – пластины; 4 – профилированная крышка; 5 – коллектор сбора мелкого продукта; 6 – коллектор сбора крупного продукта; 7 – поверхность вывода крупного продукта.

В аппарате реализована профилированная зона разделения, в которой для повышения поперечной однородности потока размещены кольцевые вставки. Профиль зоны разделения должен определяться с учетом распределения ок-

ружной скорости воздуха по радиусу и изменения действующих на частицу сил. Основным недостатком конструктивного оформления зоны разделения является противоречие между распределением по радиусу окружной скорости в ядре потока (потенциальное или близкое к нему течение) и граничным условием на вращающейся поверхности (квазитвердое вращение), в результате чего образуется существенная неоднородность окружной скорости по высоте зоны, сопровождающаяся снижением эффективности. Другой недостаток конструкции – воздух с распределенным в нем материалом попадает не в центр зоны разделения, а на внешнюю ее часть, примыкающую к границе вывода крупного продукта. Неизбежно часть мелкого продукта попадет в крупную фракцию, что скажется на показателе извлечения. Аппарат лишен узлов, способствующих разрушению агломератов, поэтому область его применения ограничена порошками с относительно крупными размерами частиц.

В классификаторе (рис. 2.1.28) эффективность разделения составила $\chi = 0,7$ в диапазоне значений граничного размера от 25 до 100 мкм.

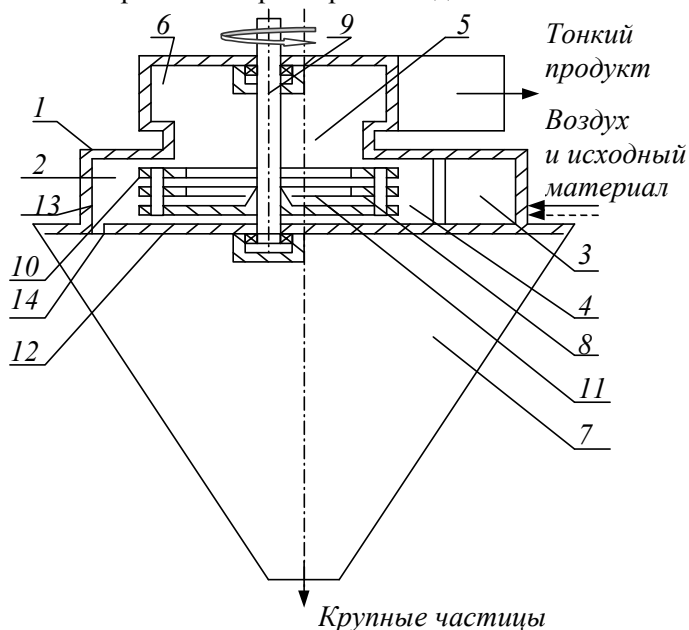


Рис. 2.1.28. Центробежный классификатор: 1 – корпус; 2 – спиральная камера; 3, 4 – патрубки подачи потоков воздуха и исходной смеси; 5 – патрубок для вывода воздуха с мелкими фракциями; 6 – улитка выходная; 7 – бункер грубого продукта; 8 – пакет дисков; 9 – вал; 10 – радиально-тангенциальные каналы; 11 – аксиальный канал; 12 – днище камеры; 13 – боковая стенка камеры; 14 – концентрическая щель для вывода крупных фракций.

Закрутка потока в аппарате возникает в результате тангенциальной подачи воздуха в зону разделения. Линейная скорость внешней границы дисков должна быть согласована с окружной скоростью воздуха. Поскольку стенка неподвижна

на, а диски вращаются, то неизбежно возникнут завихрения и перемешивание частиц в радиальном направлении, что ухудшает условия классификации.

Для равномерного распределения воздуха по поверхности стока пространство вокруг дисков выполнено в виде улитки. Что касается распределения материала, то попадая в зону разделения вместе с воздухом, часть его оказывается в непосредственной близости от поверхности вывода мелкой фракции (внешняя поверхность дисков). Другая часть материала оказывается вблизи поверхности вывода крупной фракции (щелевое отверстие в нижней части зоны разделения). Частицы, оказавшиеся при входе в зону разделения в непосредственной близости от выводных поверхностей, находятся в зоне разделения короткое время и не имеют возможности быть сориентированными действующими силами соответствующим образом для попадания в «свой» класс относительно некоторого граничного размера. Поэтому, как и в большинстве конструкций пневматических классификаторов с вращающейся зоной разделения, в данной конструкции не разрешено противоречие между удобным и естественным стремлением подавать материал вместе с воздухом и требованием равномерной подачи материала в центр зоны разделения на равном удалении от поверхностей вывода продуктов разделения.

Предложено усовершенствовать конструкцию классификатора (рис. 2.1.28) за счет размещения в приосевой зоне ротора системы каналов, соединяющих зазоры 7 между дисками с камерой 4 вывода несущей среды с мелким продуктом (рис. 2.1.29).

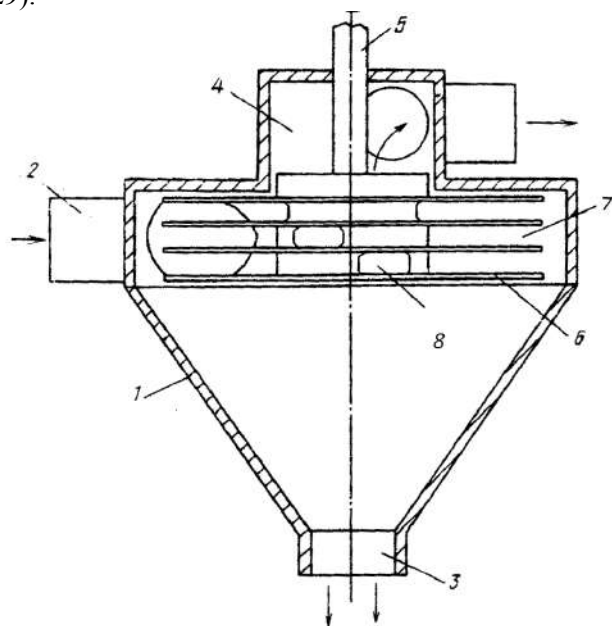


Рис. 2.1.29. Центробежный классификатор: 1 – корпус; 2 – подача воздуха и исходного материала; 3 – патрубок для вывода крупного продукта; 4 – выход воздуха с мелким продуктом; 5 – вал; 6 – диски; 7 – зона разделения; 8 – отверстия для стока воздуха.

Равновеликие каналы распределены равномерно по окружности. Система каналов и окон симметрична в объеме ротора относительно оси вращения. Благодаря тому, что зазоры между дисками сообщаются с патрубком вывода воздуха с мелким продуктом по отдельным каналам, эффективность классификации в устройстве в целом оказывается равной эффективности классификации в одиночном зазоре между дисками. Несмотря на это частное улучшение, недостатки, присущие рассмотренным аппаратам, относятся и к данной конструкции.

С приближением стенки аппарата к краям дисков, а вместе с ней и входной поверхности на конце подводящего патрубка, поступающий воздух не успевает равномерно распределиться по всей лежащей на концах дисков цилиндрической поверхности стока, что приводит к нарушению равномерности радиальной скорости в окружном направлении.

Для того чтобы устранить или по возможности максимально ослабить влияние некоторых неблагоприятных факторов, предложено изменять площадь поперечного сечения канала ротора по радиусу. Диски ротора при этом выполнены переменной толщины от периферии к оси вращения ротора. Другой попыткой усовершенствования конструкции зоны разделения является использование зигзагообразных каналов на вращающемся колесе (рис. 2.1.30), к которым снаружи подают воздух с исходным материалом.

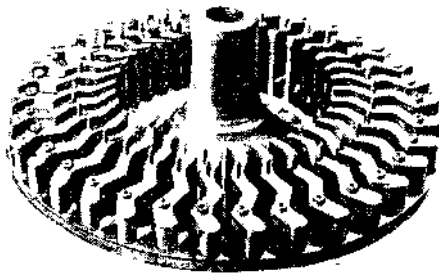


Рис. 2.1.30. Классифицирующее колесо с зигзагообразными каналами (дисковая крышка снята).

Мелкий продукт отводится из отверстия в центре колеса, крупная фракция остается на периферии и выводится в соответствующем месте конструкции. Схема классификатора представлена на рис. 2.1.31. Граница разделения регулируется изменением числа оборотов и расхода воздуха. Верхняя граница разделения при малых числах оборотов ограничена требованием того, чтобы для предотвращения осаждения материала вызванное силой инерции ускорение в наиболее близкой к оси вращения секции было приблизительно в 10 раз больше ускорения силы тяжести. Практически значение этой границы приблизительно равно 100 мкм.

Со стороны меньших размеров диапазон классификации ограничен тем, что из соображений прочности колеса и возрастания потерь давления окружную скорость нельзя повышать в любой степени. Уменьшение расхода воздуха с целью снизить граничный размер разделения приводит к катастрофическому падению производительности, что ограничивает применение классификатора ла-

бораторными опытами. Практически в лабораторном классификаторе разделились частицы известняка величиной около 1 мкм.

Исходный материал подается в классификатор через загрузочное приспособление 2, воздух – через патрубок 6. Частицы крупной фракции попадают из патрубка 2 и каналов 7 в каналы 4, где под действием центробежной силы преодолевают встречное движение воздуха и вылетают из ротора 3 в полость корпуса 1. Под действием силы тяжести крупные частицы опускаются вниз и выгружаются через патрубок 5. Частицы мелкой фракции, попадающие в каналы 4, увлекаются потоком воздуха и через патрубок 8 попадают в циклон.

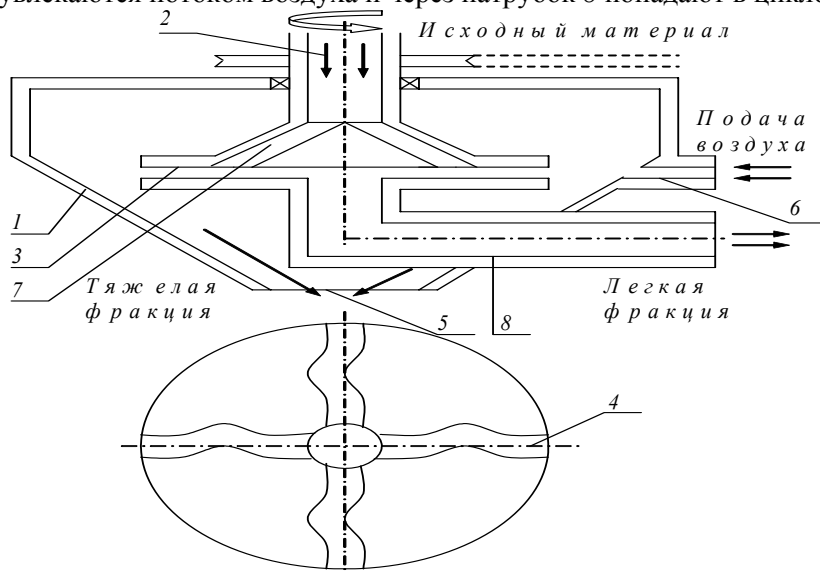


Рис. 2.1.31. Центробежный классификатор с зигзагообразными каналами:
1 – корпус; 2 – загрузочное приспособление; 3 – ротор; 4 – каналы зоны
разделения; 5 – патрубок вывода крупной фракции; 6 – патрубок подачи
воздуха; 7 – каналы; 8 – патрубок вывода воздуха и мелкой фракции.

Достоинством классификатора является способ подачи исходного материала в центр зоны разделения. При этом окружные скорости частиц и воздуха близки по значению. Воздух так же, как и материал, имеет возможность после выхода из подводящего патрубка равномерно распределиться по зигзагообразным каналам. Несмотря на несомненные достоинства, аппарат не лишен недостатков. Внутри каналов реализован режим квазитвердого вращения среды. В результате этого окружная скорость потока с уменьшением радиуса падает, происходит также изменение действующей на частицы массовой силы в радиальном направлении. Кроме того, не предусмотрены меры по разрушению агломератов. Эффективность разделения в аппарате достигла значения $\chi > 0,7$ в диапазоне значений граничного размера 15–100 мкм.

В классификаторе (рис. 2.1.32) предпринята попытка воссоздать условия разделения, которые имеют место в гравитационном классификаторе с пересыпными полками.

Аппарат содержит корпус с помещенным в него ротором с дисками. На внутренних поверхностях дисков установлены перфорированные усеченные конусы, а также патрубки для ввода воздуха с исходным материалом и вывода мелкой и крупной фракций. Вал ротора приводится во вращение электродвигателем. Перемещение среды с классифицируемым материалом обеспечивается создающим разрежение внешним источником, присоединенным к выходному патрубку мелкого продукта.

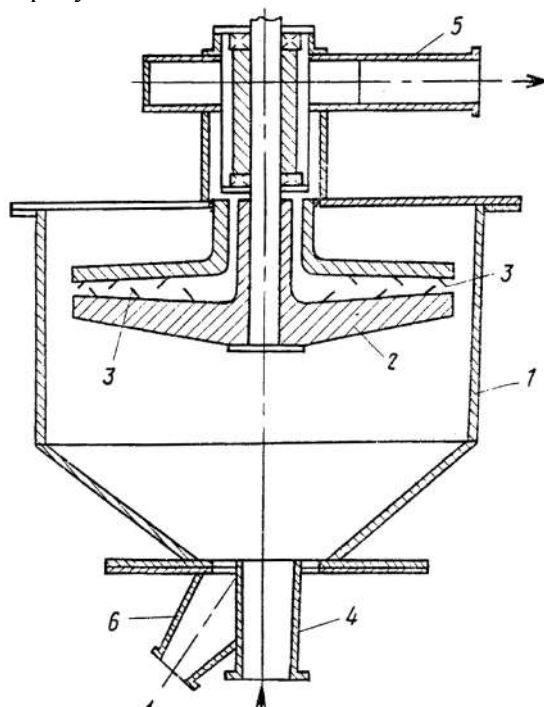


Рис. 2.1.32. Центробежный классификатор: 1 – корпус; 2 – ротор; 3 – конусные полки; 4 – патрубок ввода воздуха с исходным материалом; 5, 6 – патрубки вывода продуктов разделения.

Классифицируемый материал с воздухом подается внутрь корпуса. Места ввода исходного материала и вывода крупной фракции практически совмещены. Мелкие частицы имеют возможность выйти в крупный продукт непосредственно при входе в аппарат, минуя зону разделения.

Испытания модели аппарата на порошке кварцевого песка показали, что содержание в мелком продукте частиц более 10 мкм составило 7,2%. Полученный результат необходимо рассматривать совместно с показателями извлечения целевых фракций и производительности. При наличии в исходном порошке примеси мелких, склонных к электризации частиц с размером менее 1 мкм следует ожидать их осаждения на внутренней поверхности ротора и постепенного «за-растания» проходного сечения.

Аппарат (рис. 2.1.33) имеет сходные с классификатором (рис. 2.1.31) достоинства и недостатки. Исходный материал подается в центр зоны разделения че-

рез кольцевой зазор 1 между крышкой 2 и вращающимся диском 3. Воздух равномерно распределен по проходному сечению зоны разделения и входит в нее через наружную границу, за пределами которой он предварительно закручивается лопастями. В зоне разделения установлены радиальные лопатки, определяющие движение воздуха в режиме квазитвердого вращения. Профиль воздушного потока в зоне разделения плавно сопряжен с участком вывода мелкой фракции.

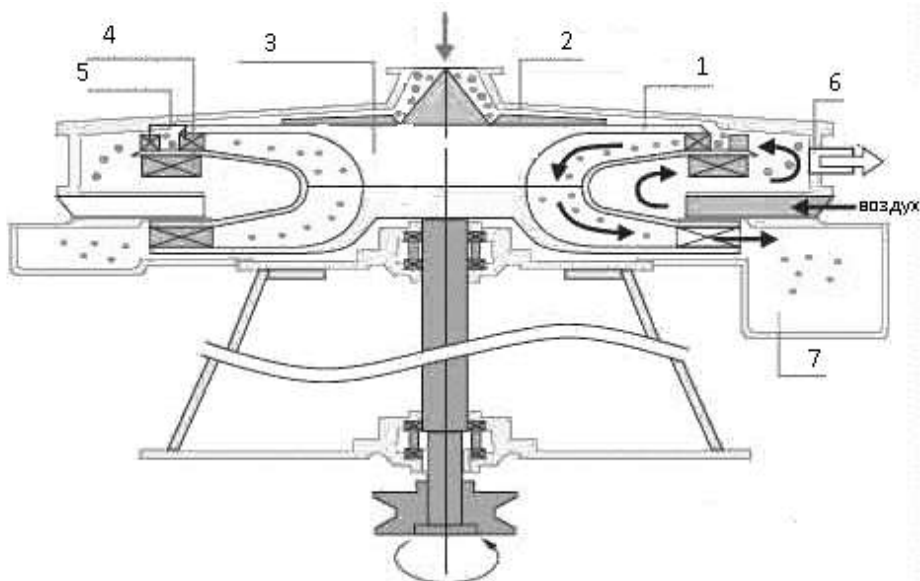


Рис. 2.1.33. Центробежный классификатор: 1 – кольцевой зазор; 2 – крышка; 3 – диск; 4 – лопасти; 5 – радиальные лопатки; 6 – выход крупного продукта; 7 – сборник мелкого продукта.

Несмотря на ряд достоинств, следует отметить следующие недостатки конструкции. Расположенная ближе к внутренней границе часть зоны разделения ограничена вращающимися деталями, в то время как примыкающая к наружной границе часть сверху ограничена неподвижной крышкой 2, а снизу — вращающимся ротором 3. Такое расположение вращающихся и неподвижных деталей, ограничивающих зону разделения, может приводить к поперечному вихревому движению воздуха и не способствует поддержанию устойчивого профиля скорости.

Проходя по щелевому каналу между крышкой и ротором, материал на входе в зону разделения предварительно не распределен в воздухе и попадает в зону разделения в виде агломератов. В результате часть мелкого материала теряется, успевая выйти в составе агломератов в крупный продукт.

В результате неизбежного контакта части материала с вращающимся ротором, а другой его части с неподвижной крышкой следует ожидать значительного отличия начальных скоростей частиц на входе в зону разделения. Схема опытно-промышленного классификатора с вращающейся зоной разделения

конструкции кафедры машин и аппаратов химических производств показана на рис. 2.1.34.

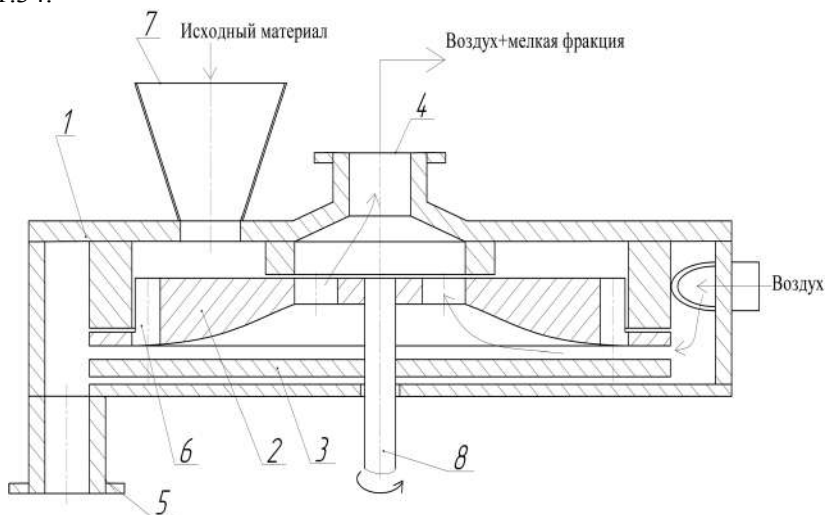


Рис. 2.1.34. Воздушно-центробежный насыпной классификатор конструкции кафедры МиАХП СПбТИ (ТУ): 1 – корпус; 2, 3 – диски; 4 – выход воздуха; 5 – выход крупного продукта; 6 – распределительные каналы; 7 – подача исходного материала; 8 – вал.

Исходный материал через загрузочную воронку 7 подается в вихревые распределительные каналы 6, где происходит разрушение агломератов непосредственно перед попаданием частиц в ограниченную вращающимися дисками 2 и 3 зону разделения на равном удалении от внешней и внутренней поверхностей вывода разделенных продуктов. Воздух подается в аппарат через равномерно распределенные на боковых стенках корпуса патрубки, приобретает вращательное движение и распределяется по проходному сечению зоны разделения. Центральная часть аппарата между вращающимися дисками находится под разрежением, что обеспечивает сток воздуха от периферии к центру. Достигшие внутренней поверхности мелкие частицы вместе с воздухом выводятся через патрубок 4. Крупные частицы, достигшие внешней границы зоны разделения, выводятся через патрубок 5.

После оптимизации геометрии каналов 6 и проходного сечения зоны разделения эффективность классификации при разделении сферического карбида кремния с производительностью 4,5 кг/ч по граничному размеру 5,1 мкм составила $\chi_{\phi} = 0,82$. Обработка результатов одного из экспериментов с расчетом кривой разделения, на основании которой получено указанное значение χ_{ϕ} , приведено в параграфе 1.4.3. Для увеличения производительности проектируются классификаторы с одновременной установкой на валу до 8 зон разделения с одинаковым профилем проходного сечения.

Высокое значение показателя эффективности в аппарате (рис. 2.1.34) достигнуто за счет реализации в конструкции следующих основных принципов:

- равномерного распределения воздуха и исходного материала по всему проходному сечению зоны разделения;
- подачи материала в центр зоны разделения на равном удалении от границ вывода продуктов классификации;
- эффективного разрушения агломератов частиц непосредственно перед входом в зону разделения;
- минимальной разницы окружных скоростей частиц и воздуха при входе в зону разделения;
- гладкого и прогнозируемого профиля скорости воздуха, что обеспечивается взаимодействием воздуха только с вращающимися поверхностями и отсутствием неподвижных деталей на границах зоны разделения;
- оптимизации геометрии подводящих материал каналов и проходного сечения зоны разделения.

При получении ультрадисперсных твердых материалов при значении граничного размера разделения 1–10 мкм для снижения расхода воздуха можно рекомендовать применение в размольной камере мельницы не более двух разгонных сопел. Снижение общего расхода и радиальной скорости воздуха позволяет в этом случае иметь меньшую площадь радиального стока воздуха и вместо лопаток использовать установленные на валу параллельные диски. Применение дисков позволяет избежать лобовых ударов твердых частиц и сформировать гладкий профиль скорости воздуха. Один из возможных вариантов конструкции выносного классификатора для работы совместно со струйной мельницей показан на рисунке 2.1.35. Нижняя часть классификатора 2 (днище) соединена с выходом воздуха из мельницы. Поднимающийся снизу-вверх воздух закручивается в нижней части корпуса и через жалюзи 5 направляется к поверхности стока. Мелкие частицы увлекаются воздухом к центру аппарата и выносятся из него через патрубок 3. Часть воздуха за счет инжекционного эффекта струи воздуха из разгонных сопел циркулирует по замкнутому контуру, возвращая крупные частицы в помольную камеру. Циркулирующий воздух выходит из аппарата через патрубки 4, которые соединены с находящимся под разряжением участком мельницы.

Поверхность стока и количество дисков рассчитываются исходя из условия равновесия частицы определенного размера на внешней границе дисков. Угол установки пластин жалюзи согласован с окружной и радиальной скоростями воздуха на внешней границе дисков.

Подведем итоги. Классификация тонкодисперсных материалов по граничным размерам в пределах 2–50 мкм осуществляется в аппаратах с вращающимися элементами конструкции. При классификации тонкодисперсных материалов по мере снижения граничного размера классификации возрастают поверхностные силы взаимодействия между частицами. Разрушение агломератов частиц только в несущем воздушном потоке становится недостаточным.

Для насыпных классификаторов присущи недостатки, связанные с трудностью преодоления противоречия между требованием подачи распределенного в

воздухе материала в центр зоны разделения и обеспечением равномерного распределения воздуха в радиальном направлении.

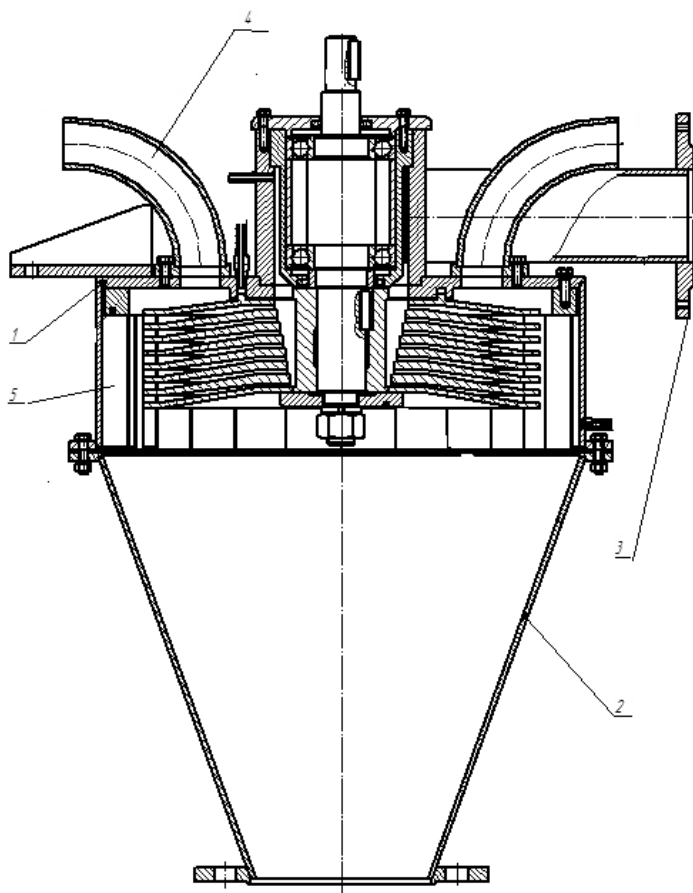


Рис. 2.1.35. Воздушно-центробежный проходной классификатор конструкции кафедры МиАХП СПбТИ (ТУ): 1 – корпус; 2 – днище; 3 – патрубок выхода избыточного воздуха; 4 – патрубок выхода циркулирующего воздуха; 5 – жалюзи.

В большинстве классификаторов с вращающимися элементами конструкции воздух с материалом подается на периферию зоны разделения, примыкающую к границе вывода крупного продукта. Общим недостатком таких конструкций является недостаточная степень извлечения мелкого продукта. В тех же классификаторах, где материал подается в центр зоны разделения, возникает проблема его распределения в воздухе, который подается с внешней границы зоны разделения.

Подведем итоги. Противоречивые требования к рациональной организации классификации в настоящее время находят разрешение в новых конструкциях классификаторов. Работы в этом направлении остаются актуальными.

2.2. КЛАССИФИКАЦИЯ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ В АППАРАТЕ С ПЕРЕСЫПНЫМИ ПОЛКАМИ

2.2.1. Методы расчета классификации

Основу методов расчета и оптимизации различных классификаторов составляют математические модели. Конечной целью математического моделирования процесса является получение расчетных зависимостей, связывающих кривую разделения и дисперсный состав продуктов классификации с конструктивными и режимными параметрами. При моделировании процессов аэродинамической классификации широкое распространение получили детерминированные и стохастические модели.

Некоторые модели для получения кривой разделения используют расчет траекторий частиц с последующей статистической обработкой результатов расчетов. Детерминированные модели представляют процесс как движение не взаимодействующих частиц в стационарном потоке газа. Модель включает уравнения движения частиц с начальными условиями

$$m \frac{d\vec{W}_q}{d\tau} = \sum \vec{F}; \quad \vec{W}_x = \frac{d\vec{X}}{d\tau}; \quad \tau = 0, \quad \vec{W}_q = \vec{W}_{q(0)}, \quad r = r_0$$

и уравнения, описывающие поле скоростей несущего газа $\vec{W}_g = \vec{W}_g(X)$.

К приведенным уравнениям необходимо добавить уравнения поверхностей, ограничивающих объем зоны разделения с выделением на них поверхности ввода исходного материала и поверхностей вывода продуктов разделения. При уточнении модели системы уравнений можно дополнить зависимостями, учитывающими особенности конкретного процесса. Например, могут быть учтены взаимные столкновения частиц и их взаимодействие со стенкой.

При подготовке исходной информации для моделей, основанных на расчете траекторий частиц, наибольшую проблему представляет правильное задание поля скоростей несущего газа. Зона разделения большинства аэродинамических классификаторов имеет сложную форму и для точного описания поля скоростей необходимо экспериментальное исследование на модельных аппаратах. Современная вычислительная техника позволяет использовать методы визуализации потоков с определением необходимых для расчета параметров.

Практическое использование детерминированных моделей состоит в проведении массовых численных экспериментов на ЭВМ. Для частиц определенного размера при заданных начальной скорости и месте ввода рассчитываются траектории частиц и их доля, выводимая в мелкий продукт. По физическому смыслу величина этой доли тождественна значению кривой разделения для данного размера частиц. Для восстановления кривой разделения во всем интервале размеров исходного продукта расчет осуществляется для нескольких размеров с некоторым шагом. Современные компьютеры позволяют осуществлять расчет нескольких тысяч траекторий частиц с шагом по размеру в 1 мкм.

В случае если учет случайных факторов производится не в полной мере (например, случайным образом задаются только начальные условия – координаты

и скорости частиц), кривая разделения получается близкой к идеальной. Поэтому рассчитывать большое количество траекторий имеет смысл в том случае, если имеется достаточно информации о всех случайных факторах, влияющих на поведение частиц в зоне разделения. В противном случае кривую разделения восстановить не удастся, а применение детерминированной модели ограничивается определением некоторых существенных для данного способа классификации параметров.

Для случая разделения в однородном восходящем потоке уравнение движения частиц сферической формы вдоль вертикальной оси запишется в виде

$$m \frac{d\vec{W}_q}{d\tau} = m \cdot \vec{g} + \vec{F}_c; \quad \frac{dW_q}{d\tau} = -g + \frac{3}{4} \frac{\rho_z}{\rho_q} \frac{\lambda}{\delta} (W_g - W_q) \cdot |W_g - W_q|. \quad (2.2.1)$$

Решая уравнение движения для частицы, находящейся в относительном равновесии в зоне разделения и имеющей нулевую скорость вдоль оси, получаем выражение для величины равновесного размера

$$\delta_p = \frac{3}{4} \frac{\rho_z}{\rho_q} \frac{\lambda}{g} \cdot W_g^2. \quad (2.2.2)$$

Зависимость коэффициента λ аэродинамического сопротивления частицы потоку от величины критерия Рейнольдса, построенного по диаметру частицы и скорости движения частиц относительно воздуха $Re = \delta |\vec{U}| / \nu$, где ν – коэффициент кинематической вязкости среды, известна как опытная кривая Релея. Существуют многочисленные аналитические аппроксимации кривой Релея, одна из возможных формул имеет вид $\lambda = a \cdot Re^{-n}$. Параметры a и n в соответствующих диапазонах чисел Re принимают значения:

$a = 24, n = 1$ при $Re \leq 3,4$, что соответствует закону сопротивления Стокса;

$a = 13, n = 0,5$ при $3,4 \leq Re \leq 873$ – закон сопротивления Аллена;

$a = 0,48, n = 0$ при $Re \geq 873$ – соответствует закону сопротивления Ньютона.

Применение аппроксимирующих формул для коэффициента λ позволяет в ряде наиболее простых случаев, каким является движение в восходящем потоке воздуха в канале с постоянным поперечным сечением, получить аналитические решения уравнения движения для всего диапазона чисел Re :

$$\delta_p = \left[\frac{3}{4} \cdot a \cdot \frac{\rho_z}{\rho_q} \frac{\nu^n}{g} \cdot W_g^{2-n} \right]^{1/(1+n)}. \quad (2.2.3)$$

Для точного расчета кривых разделения необходимо учитывать стохастическую природу процесса классификации. На движение частиц в воздушном потоке, кроме известных сил, оказывают влияние факторы, имеющие вероятностный характер. К ним относятся: взаимодействие частиц при столкновении, силы сцепления между ними, пульсации потока воздуха, неравномерность подачи материала, обратные потоки и многие другие факторы.

Основным уравнением стохастической модели классификации диффузионного типа является дифференциальное уравнение сохранения массы узкой фракции исходного продукта шириной $(\delta, \delta + \Delta\delta)$ на небольшом участке зоны разделения:

$$\frac{d}{dX} \left(\beta_{\text{л}} W_{\text{к}} - D \frac{d\beta_{\text{л}}}{dX} \right) = q(X, \delta),$$

где $\beta(X, \delta)$ – линейная концентрация частиц фракции; $W_{\text{к}}$ – скорость квазистационарного движения фракции; D – коэффициент макродиффузии частиц; $q(X, \delta)$ – плотность подвода частиц фракции от внешнего источника.

Уравнения скорости движения частиц на концах участка:

$$\left(\beta_{\text{л}} W_{\text{к}} - D \frac{d\beta_{\text{л}}}{dX} \right)_{h=h_0} = W_{f_0} \beta_{\text{л}}(h_0), \quad \left(\beta_{\text{л}} W_{\text{к}} - D \frac{d\beta_{\text{л}}}{dX} \right)_{h=h_k} = W_{f_k} \beta_{\text{л}}(h_k),$$

где W_{f_0} , W_{f_k} – скорости переноса частиц фракции через границы зоны разделения; h_0 , h_k – границы зоны разделения.

Если расход частиц определенного узкого интервала размеров $(\delta, \delta + \Delta\delta)$ в исходном материале в месте ввода принять равным единице, то расход частиц этой фракции через одну из границ зоны разделения будет соответствовать одной точке кривой разделения $\varphi(\delta)$.

Расчет кривой разделения в гравитационном классификаторе можно провести для случая $D = \text{const}(X, \delta)$. С учетом допущений о том, что классификатор представляет собой шахту постоянного сечения и ширина сечения ввода частиц Δr мала по сравнению с протяженностью зоны разделения H , получено уравнение:

$$\varphi(\delta) = \frac{1 - \delta/\delta_p \exp[-S (1 - \delta/\delta_p) (1 - i/H)]}{1 - (\delta/\delta_p)^2 \exp[-S (1 - \delta/\delta_p)]},$$

где i – место ввода исходного материала.

Стохастический параметр модели S описывает рассеяние траекторий частиц относительно математического ожидания. Параметр также компенсирует погрешности, вносимые разными допущениями. Переходя к относительным величинам и полагая, что исходный материал подается в центр зоны разделения ($i = H/2$), уравнение кривой разделения можно преобразовать к виду

$$\varphi(\tilde{\delta}) = 1 + (\tilde{\delta}) \exp[-S (1 - \tilde{\delta})/2]^{-1}. \quad (2.2.4)$$

Вид кривых разделения при различных значениях параметра $S = 2, 6, 12, 20$ показан на рис. 2.2.1.

Большому значению параметра S соответствует случай более эффективной классификации (кривая расположена ближе к вертикальной линии $\tilde{\delta} = 1$). Полученное уравнение может быть использовано в качестве удобной аппроксимирующей зависимости.

В качестве аргумента для построения кривой разделения может быть выбран не размер частицы, а критерий Фруда Fr , в котором в качестве линейного размера используется размер частицы $Fr = g\delta/\bar{U}^2$.

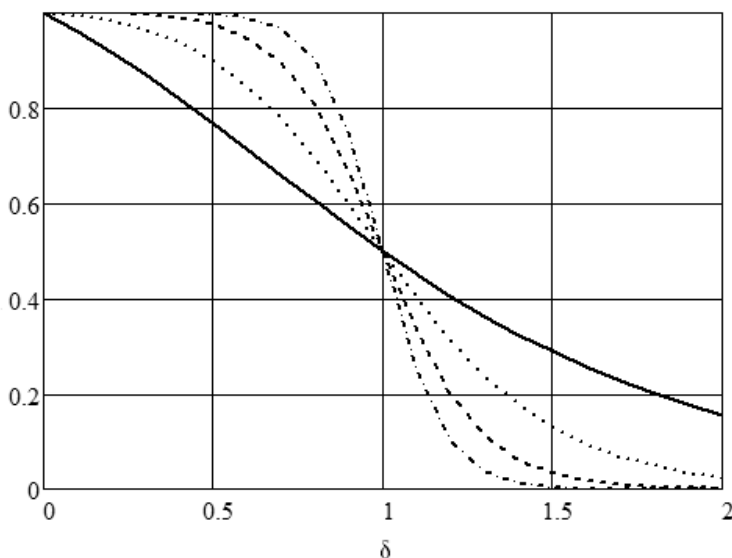


Рис. 2.2.1. Кривые разделения при различных значениях параметра S .

Критерий Фруда характеризует относительную величину силы тяжести по сравнению с силами инерции в восходящем потоке газа с частицами. При построении кривых разделения с использованием критерия Фруда все кривые при различных значениях режимных параметров классификатора и исходного состава сливаются в одну линию. Этот результат был получен при экспериментальном изучении различных типов воздушных гравитационных классификаторов при разделении материала с размером частиц от 60 мкм до 10 мм. При этом зависимость между критерием Фруда и кривой разделения может быть приведена к виду

$$\varphi(\text{Fr}) = 0,5 \exp[-2,3k(\text{Fr} - \text{Fr}_0)]. \quad (2.2.5)$$

В данном уравнении коэффициент k характеризует конструкцию классификатора. Значение Fr_0 соответствует граничной точке кривой разделения и может быть рассчитано по формуле $\text{Fr}_0 = g \delta_c / W_{e(0)}^2$. Оптимальная скорость воздуха для любого размера определяется как $W_e = \sqrt{g\delta / \text{Fr}_0}$.

Критерий Fr_0 и коэффициент k зависят от многих конструктивных параметров: размеров секции аппарата, длины полок, высоты аппарата, плотности разделяемого материала. При изменении некоторых характеристик (места ввода материала, размеров зоны разделения, числа секций и т. д.) параметры, входящие в уравнения (2.2.4), (2.2.5), изменятся. Сложная зависимость критерия Фруда от многих параметров затрудняет расчет, что делает область применения методики расчета ограниченной.

Подведем итоги. Определение кривых разделения с высокой точностью и учетом конструктивных и режимных параметров может быть проведено только на основании вероятностного подхода к описанию процесса.

В моделях классификации используются параметры, которые определяются для конкретной конструкции аппарата экспериментальным путем. Более предпочтительными следует считать модели, лишенные трудноопределимых параметров, в которых основные конструктивные особенности входят в расчетную схему непосредственно. Ниже приводится построение универсальной модели гравитационной классификации порошков как для аппаратов традиционных конструкций (в том числе аппаратов с пересыпными наклонными полками), так и для предложенной схемы организации процесса с отводом воздуха и рециркуляцией части материала. Другая предлагаемая модель является усовершенствованием детерминированной модели классификации в аппарате с вращающейся зоной разделения. Усовершенствование касается учета случайного смещения частиц в результате турбулентных пульсаций потока воздуха.

2.2.2. Предлагаемая модель классификации

Анализ гидродинамической обстановки в зоне разделения гравитационного классификатора с пересыпными полками позволяет сделать вывод о вероятностном характере процесса разделения. Это утверждение подтверждается результатами анализа дисперсного состава продуктов классификации. И в крупном, и в мелком продуктах присутствуют частицы практически всех размеров, содержащихся в исходном материале, что дает основание для построения вероятностной модели процесса.

Главным фактором, оказывающим влияние на движение частиц и, следовательно, на формирование дисперсного состава, является скорость воздушного потока. В то же время данный параметр является трудноопределимым. Сечение аппарата, благодаря установленным полкам, меняется по высоте. На вертикальную скорость потока накладывается вихревое движение в пределах отдельных ячеек. В отдельных зонах вектор скорости воздуха направлен вниз. Кроме того, на регулярное течение воздуха накладываются турбулентные пульсации. В этих условиях расчет траекторий движения частиц становится трудноразрешимой задачей. Однако в данном случае можно говорить о вероятности движения частицы в том или ином направлении.

На основании ярко выраженных конструктивных особенностей в аппарате с пересыпными полками можно выделить зоны, отличающиеся одинаковым гидродинамическим режимом. Такими зонами (или ячейками) может служить пространство, ограниченное стенками аппарата и соседними полками (рис. 2.2.2, а). С точки зрения конечного результата классификации нет необходимости рассматривать движение частиц материала как непрерывный в пространстве процесс. Движение частицы от места ввода к выходу из аппарата можно представить как дискретный процесс смены ячеек аппарата через определенные промежутки времени $\Delta\tau_1, \Delta\tau_2, \dots, \Delta\tau_i, \dots, \Delta\tau_n$.

Принимая во внимание вероятностный характер процесса, введем вероятность α_δ перехода частицы размером δ из ячейки j в ячейку, расположенную выше, и вероятность β_δ перехода в ячейку, расположенную ниже ячейки j . Дру-

гим исходом в течение промежутка времени $\Delta\tau_i$ является возможность остаться в ячейке j . Ввиду малости промежутка времени $\Delta\tau_i$ и стремления к нулю вероятностей перехода в другие ячейки, из условия нормировки вероятность остаться в ячейке j будет равна $\gamma_\delta = 1 - \alpha_\delta - \beta_\delta$.

Ввиду одинаковых условий взаимодействия частиц материала с воздухом в каждой отдельной ячейке и с учетом возможных переходов можно построить схему дискретного движения частиц в аппарате (рис. 2.2.2, б). Ячейки с номерами 1, 2, ..., z являются отображением частей объема аппарата, ограниченных стенками и соседними полками. Ячейки 0, ($z+1$) учитывают частицы, вышедшие за пределы аппарата. Вероятность возврата из этих ячеек равна 0.

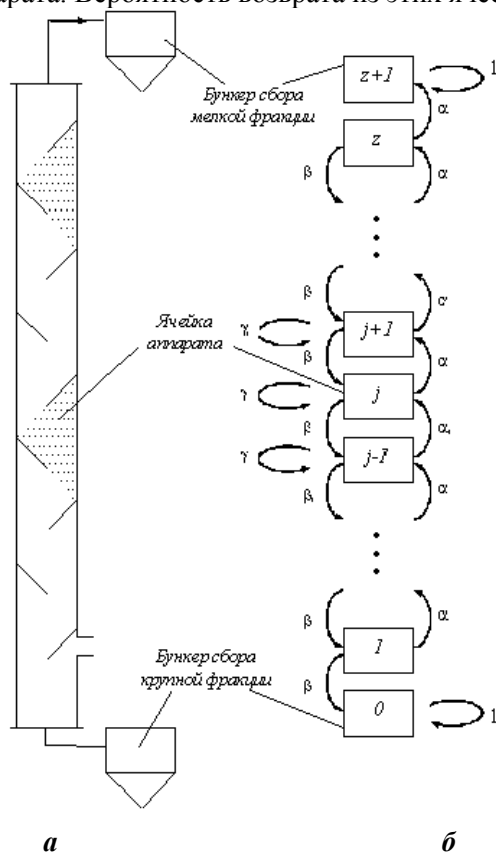


Рис. 2.2.2. Схема классификатора с пересыпными полками (а) и схема дискретного движения частиц в зоне разделения (б).

Процесс, протекающий по описанной схеме, известен как случайное блуждание с поглощающими экранами. С точки зрения практики представляет интерес распределение вероятностей нахождения частицы в ячейках аппарата в произвольный момент времени τ .

В случае равенства промежутков времени $\Delta\tau_i$, в течение которых рассматривается возможное изменение положения частицы, вероятности γ_δ в общем

случае имеют отличные от нуля значения. Величина γ_δ связана со временем достижения частицей одной из границ разделения. Для расчета дисперсного состава материала не имеет значения время движения той или иной частицы к верхней или нижней границе аппарата. Важен только факт перехода частицы к одной из границ. Промежуток времени $\Delta\tau_i$, в течение которого рассматривается изменение положения частицы ограничен и может быть выбран равным отрезку времени от момента входа частицы в некоторую ячейку до момента выхода из нее. В этом случае остается только два возможных исхода – переход в верхнюю или нижнюю ячейку, а величина γ_δ для ячеек $1, 2, \dots, z$ равна нулю.

С позиций вычислительного аспекта моделирования проведено сравнение результатов расчета с различной величиной γ_δ . Оказалось, что значения кривой разделения инвариантны по отношению к значениям γ_δ в пределах $0 < \gamma_\delta < 1$. Отличие наблюдается только во времени проведения расчетов. С точки зрения изменения положения частицы по высоте можно говорить о переходе в соседнюю ячейку как о шаге. В предположении, что переходы между ячейками независимы между собой, изменения положения частицы являются дискретным процессом Маркова с конечным числом состояний, в роли которых выступают ячейки $0, 1, \dots, j-1, j, j+1, \dots, z, (z+1)$.

Введем вектор $P(n)$ с элементами $p_{\delta,j}(n)$ ($j = 0, 1, \dots, z, z+1$) — вероятностями перехода частицы размером δ в состояние (ячейку) j на шаге n . В момент времени $\tau = 0$ (на шаге $n = 0$) элементы вектора $P(0)$ исходных вероятностей имеют значения:

$$P_{\delta,k} = 1, k = i, \delta = \delta_{\min} \dots \delta_{\max}; \quad P_{\delta,k} = 0, k \neq i, \delta = \delta_{\min} \dots \delta_{\max}.$$

Данные уравнения означают, что в момент времени $\tau = 0$ частица находится в ячейке i (место ввода). Согласно основному уравнению цепей Маркова, расчет распределения вероятностей на шаге n производится исходя из состояния на предыдущем шаге с учетом матрицы переходных вероятностей, которая в соответствии со схемой переходов (рис. 2.2.2) имеет вид

$$Q_\delta = \begin{vmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \beta_\delta & 0 & \alpha_\delta & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & \beta_\delta & 0 & \alpha_\delta & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 0 & \beta_\delta & 0 & \alpha_\delta & 0 & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \beta_\delta & 0 & \alpha_\delta \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 1 \end{vmatrix},$$

где $\alpha_\delta, \beta_\delta$ — вероятности перехода частицы размером δ на одну ячейку вверх или вниз соответственно. Для формирования матрицы достаточно знать хотя бы одно из значений указанных вероятностей.

Элементы матрицы Q_δ не зависят от номера ячейки, что означает подобие условий разделения в каждой ячейке. В случае увеличения проходного сечения аппарата по высоте (например, за счет наклона боковых стенок) вероятности

α_δ и β_δ будут зависимы от номера ячейки j , что должно найти отражение при их расчете. Это касается и схемы с отводом части воздуха и рециркуляцией материала (рис. 2.1.17).

Состояние системы на шаге n найдется путем умножения вектора $P(n-1)$ на матрицу Q_δ , получим $P_\delta(n) = P_\delta(n-1) Q_\delta$. С учетом независимости элементов матрицы Q_δ от числа шагов n имеем $P_\delta(n) = P_\delta(0) Q_\delta^n$. Особенностью систем блуждания с поглощающими экранами является вид стационарного распределения при большом числе переходов $\lim_{n \rightarrow \infty} P_\delta(n) = P_\delta(0) Q_\delta^n$. Предельные стационарные вероятности примут значения: $p^*_{\delta,j}(n) = \lim_{n \rightarrow \infty} p_{\delta,j}(n) = 0$, $j = 1, 2, \dots, z$, $p^*_{\delta,(z+1)}(n) = \lim_{n \rightarrow \infty} p_{\delta,(z+1)}(n) = b_\delta$, $p^*_{\delta,0}(n) = \lim_{n \rightarrow \infty} p_{\delta,0}(n) = a_\delta$, $a_\delta + b_\delta = 1$. Значения, отличные от 0, будут иметь только два крайних элемента вектора $P(n)$ $\lim_{n \rightarrow \infty} P(n) = (a_\delta \ 0 \ 0 \ 0 \dots 0 \ b_\delta)$.

Физическая трактовка данного факта состоит в том, что любая частица рано или поздно приходит к одной из границ и остается в ячейках с номером 0 либо $(z+1)$ (т. е. в бункерах сбора готового продукта), прекращая блуждание в пределах зоны разделения. При этом остальные элементы вектора $P(n)$ стремятся к нулю. Это означает, что при большом числе шагов вероятность остаться в объеме аппарата также стремится к нулю. Величины a_δ и b_δ являются вероятностями выхода частицы соответственно в крупную и мелкую фракции.

Исходя из выводов центральной предельной теоремы теории вероятностей, величины a_δ и b_δ при достаточно большом числе испытаний N сходятся к частоте появления этих событий в N испытаниях с какой угодно точностью.

Если кривая разделения строится по выходу мелкого продукта, то по физическому смыслу вероятность b_δ совпадает со значением кривой разделения для данного размера частиц. Значение кривой разделения частиц размером δ найдется из соотношения: $\varphi(\delta) = b_\delta$, либо $1 - \varphi(\delta) = a_\delta$.

Распределение частиц по размерам в продуктах классификации с учетом определенных для каждого δ значений функции $\varphi(\delta)$ и исходного дисперсного состава найдется из уравнений:

$$F_{кр}(\delta) = \frac{\int_{\delta_{\min}}^{\delta} \varphi_{кр}(l) f_{ucx}(l) dl}{\int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \varphi_{кр}(l) f_{ucx}(l) dl}, \quad (2.2.6)$$

$$F_M(\delta) = \frac{\int_{\delta_{\min}}^{\delta} \varphi_M(l) f_{ucx}(l) dl}{\int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \varphi_M(l) f_{ucx}(l) dl}. \quad (2.2.7)$$

Разработанная модель движения после установления ее адекватности может быть положена в основу расчета классификаторов с пересыпными полками.

Для того чтобы приведенная модель могла быть реализована, ее необходимо дополнить уравнениями для расчета вероятностей α_δ и β_δ . Очевидно, что искомые условные вероятности перехода связаны с физическими факторами, действующими на частицу в пределах отдельных ячеек. Причем эти факторы должны иметь численное выражение. Тогда вероятности α_δ и β_δ могут быть найдены как отношение суммы факторов, действующих в том или ином направлении к сумме всех действующих факторов.

Сделаем предположение о возможности расчета вероятностей α_δ и β_δ с учетом сил, действующих на частицу. Наиболее устойчивое направленное воздействие на частицу оказывают сила тяжести и регулярное движение воздуха. Остальные силы либо малы по величине, либо в различные моменты времени имеют случайное направление, в результате чего могут способствовать движению частицы как вверх, так и вниз. При частых остановках, а также после частичной потери скорости при взаимодействии с другими частицами и с преградами следуют периоды, в течение которых происходит разгон частиц. При этом сила инерции способствует сохранению частицей своего положения и скорости. Поэтому действие силы инерции скорее определяет отношение между вероятностью остаться в ячейке γ_δ и вероятностью выхода из нее, чем отношение между величинами α_δ и β_δ . Это дает основание исключить из расчета вероятностей α_δ и β_δ силу инерции. Тогда вероятности α_δ и β_δ найдутся по формулам

$$\alpha_\delta = F_c / (F_m + F_c), \quad \beta_\delta = F_m / (F_m + F_c),$$

где F_c – усредненная во времени вертикальная составляющая силы со стороны воздуха, определяемая по средней относительной скорости частиц. Вертикальная составляющая средней во времени скорости относительного движения $w_{o\delta}$ может быть определена из следующих соображений. При периодическом столкновении с преградами частица полностью или частично теряет скорость. При потере частицей скорости ($w_c \rightarrow 0$) относительная скорость $w_{o\delta}$ будет близка к величине w_δ , вычисленной через отношение расхода воздуха к площади поперечного сечения: $w_{o\delta} = w_\delta$. В другом крайнем случае, после разгона частицы, относительная скорость воздуха будет равна скорости витания $w_{o\delta} = v_\delta - w_c = w_{sum}$. Исходя из этих рассуждений, можно предложить уравнение для приближенного расчета усредненной во времени скорости обтекания частицы воздухом в гравитационном классификаторе с пересыпными полками. Если теперь использовать обозначение $w_{o\delta}$ для некоторого среднего между двумя

крайними случаями значения скорости и ввести поправочный коэффициент ψ , то получим уравнение для средней относительной скорости воздуха:

$$w_{об} = (w_с + w_{вум})\psi.$$

В предложенном уравнении скорость витания частиц должна быть определена с учетом формы и концентрации частиц, а также с учетом влияния стенок. Величина скорости, полученная в последнем выражении, используется для определения значения числа Рейнольдса, необходимого для расчета коэффициента сопротивления, и величины самой силы сопротивления F_c .

Расчет классификатора можно провести в соответствии со схемой, представленной на рис. 2.2.3. Исходными данными для проведения расчета являются дисперсный состав исходного материала, производительность аппарата G , требования к дисперсному составу продуктов классификации, задаваемых функциями распределения $(F_{кр}(\delta), F_m(\delta))$, свойства материала и несущего потока (ρ_u, ρ_s, w_s) .

Исходный гранулометрический состав материала представляется в виде кривой полных проходов $F_{исх}(\delta)$, для которой подбирается подходящая аналитическая функция.

При дифференцировании функции распределения может быть получена плотность распределения исходного материала $f_{исх}(\delta)$. С учетом ограничения по концентрации материала в потоке μ и значению производительности классификатора G определяется расход воздуха G_s :

$$G_s = G/(3600\mu). \quad (2.2.8)$$

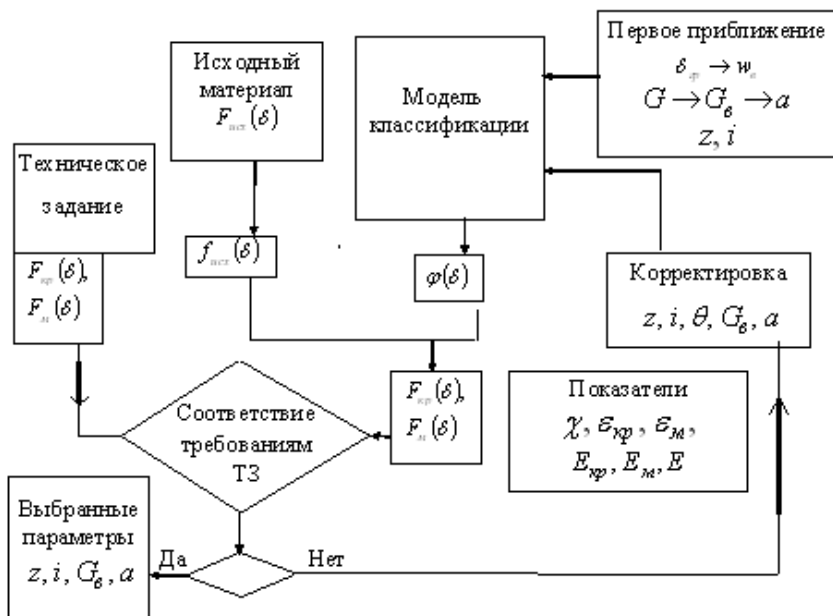


Рис. 2.2.3. Схема расчета гравитационного классификатора.

Далее путем совместного анализа дисперсного состава исходного материала и требований к гранулометрическому составу продуктов разделения принимается ориентировочное значение граничного размера δ_{cp} , по которому в первом приближении дается оценка величине средней расходной скорости воздушного потока:

$$w_g = \sqrt{\frac{4g\delta_{cp}(\rho_c - \rho_v)}{3\rho_c\lambda}}. \quad (2.2.9)$$

По значениям скорости потока воздуха w_g и расхода воздуха G_g определяются площадь и размер стороны поперечного сечения классификатора:

$$S = \frac{G_g}{w_g}, \quad a = \sqrt{S}. \quad (2.2.10)$$

Далее выбираются конструктивные параметры классификатора: число секций z , номер секции, в которую производится ввод материала i . Если нет оснований для выбора других значений, величина z может быть принята равной 9, а в качестве места ввода может быть выбрана ячейка с номером $i = 5$.

Для классификатора с изменяющимся поперечным сечением рассчитанные по уравнениям (2.2.9), (2.2.10) значения скорости воздуха, площадь и размер стороны сечения аппарата относятся к 1-й нижней секции. Скорость воздуха и площадь поперечного сечения каждой лежащей выше секции определяются с учетом угла наклона стенок аппарата θ .

Для схемы с рециркуляцией скорость w_g ниже секции отвода воздуха r определяется по уравнению (2.2.9). Скорость воздуха выше этой секции уменьшается на величину $w_g x$ и составляет $w_{gf} = w_g(1 - x)$, $f \geq r$, где x – значение доли отводимого потока.

Результатом расчета в соответствии с описанной схемой являются кривые разделения, построенные для выноса крупного $\varphi_{кр}(\delta)$ и мелкого $\varphi_{м}(\delta)$ продуктов разделения. Обе функции связаны между собой соотношением $\varphi_{кр}(\delta) + \varphi_{м}(\delta) = 1$. По формулам (2.2.6), (2.2.7) определяется гранулометрический состав продуктов классификации $F_{кр}(\delta)$, $F_{м}(\delta)$. Если не удастся подобрать аппроксимирующее выражение для кривых разделения, а сами кривые при расчете получаются в виде табличных значений, соответствующие интегралы в уравнениях могут быть заменены суммами:

$$F_{кр}(\delta) = \frac{\sum_{j=\delta_{\min}}^{\delta} \varphi_{кр}(j) f_{ucx}(j)}{\sum_{j=d_{\min}}^{\delta_{\max}} \varphi_{кр}(j) P_{ucx}(j)}, \quad F_{м}(\delta) = \frac{\sum_{j=\delta_{\min}}^{\delta} \varphi_{м}(j) f_{ucx}(j)}{\sum_{j=\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \varphi_{м}(j) f_{ucx}(j)}.$$

Далее проводится проверка соответствия полученных функций распределения требованиям технического задания. Если гранулометрический состав целевого продукта не соответствует требованиям технического задания, то необходимо изменить исходные данные – число секций аппарата z , номер секции ввода материала i либо принять новую величину граничного размера δ_{cp} . Далее

расчет повторяют с новыми параметрами. При получении удовлетворительных результатов рассчитываются показатели эффективности классификации, а также относительный массовый вынос крупной и мелкой фракций

$$1 - \bar{G} = \int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} f_{\text{уцх}}(l) \varphi_{\text{кр}}(l) dl, \quad \bar{G} = \int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} f_{\text{уцх}}(l) \varphi_{\text{м}}(l) dl.$$

При заданной массе m подаваемого в классификатор исходного продукта, массы выделенных крупной $m_{\text{кр}}$ и мелкой $m_{\text{м}}$ фракций определяются через относительный выход продуктов из выражений $m_{\text{кр}} = m \cdot (1 - \bar{G})$, $m_{\text{м}} = m \cdot \bar{G}$.

В случае расчета каскада классификаторов или при проведении в одном аппарате многократной обработки для проведения дальнейших расчетов определяются плотности распределения крупного $f_{\text{кр}}(\delta)$ и мелкого $f_{\text{м}}(\delta)$ продуктов:

$$f_{\text{кр}}(\delta) = dF_{\text{кр}}(\delta)/d\delta, \quad f_{\text{м}}(\delta) = dF_{\text{м}}(\delta)/d\delta.$$

Один из продуктов после первой обработки является целевым, другой подлежит дальнейшей переработке и принимается в качестве исходного материала на втором этапе обработки. При этом полученные функции $f_{\text{кр}}(\delta)$ или $f_{\text{м}}(\delta)$ используются в дальнейших расчетах в качестве плотности распределения исходного материала.

На основании рассчитанных значений $\varphi_{\text{кр}}(\delta)$, $\varphi_{\text{м}}(\delta)$, $F_{\text{кр}}(\delta)$ и $F_{\text{м}}(\delta)$ могут быть рассчитаны многочисленные показатели работы классификатора, а также характеристики дисперсного состава – средний размер частиц и однородность состава в пределах заданных границ $Ko_{\text{кр}} = (F_{\text{кр}}(\delta_2) - F_{\text{м}}(\delta_1)) 100\%$, $Ko_{\text{м}} = (F_{\text{м}}(\delta_2) - F_{\text{м}}(\delta_1)) 100\%$, где $Ko_{\text{кр}}$ и $Ko_{\text{м}}$ – соответствующие характеристическим размерам δ_1 и δ_2 коэффициенты однородности крупной и мелкой фракций соответственно. По значениям кривых разделения, функций и плотностей распределения частиц определяются показатели эффективности классификации (см. параграф 1.4.3).

Подведем итоги. Модель дискретного движения частиц может быть положена в основу инженерной методики расчета классификаторов с пересыпными полками. Свободным параметром модели является коэффициент ψ , который подлежит экспериментальному определению. Преимуществом модели является независимость коэффициента ψ от основных конструктивных и режимных параметров классификации, которые учитываются в модели непосредственно. Коэффициент ψ в отличие от параметра диффузионной модели классификации S нуждается только в однократном определении и в дальнейшем может быть использован для расчета классификаторов с пересыпными полками различных конструкций, в том числе каскадных многопродуктовых классификаторов. При этом методика расчета классификаторов для получения нескольких продуктов классификации остается прежней, а изменения в расчете касаются лишь формирования матрицы переходных вероятностей.

2.2.3. Оптимизация параметров классификации

Оптимизация конструкции классификаторов и режимов их работы с использованием построенной модели возможна после установления ее адекватности и проверки точности расчета дисперсного состава продуктов разделения при различных режимных и конструктивных параметрах.

На кафедре машин и аппаратов химических производств СПбТИ (ГУ) были получены собственные результаты, охватывающие диапазон числа ячеек от 9 до 13. На рис. 2.2.4 приведены функции полных проходов после разделения порошка кварца в 4-секционном классификаторе.

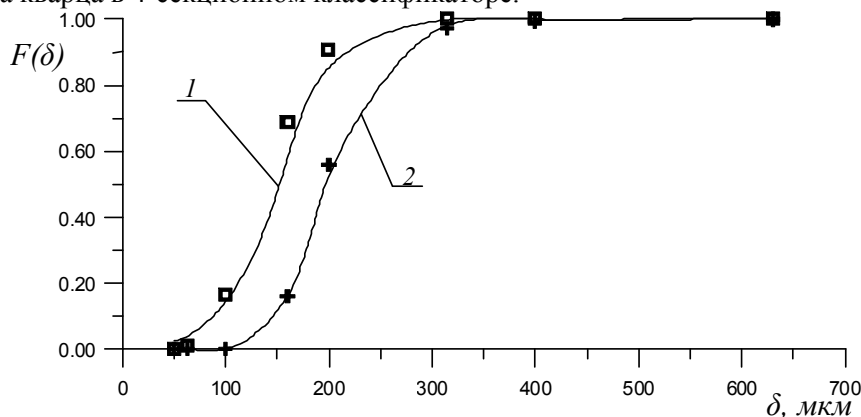


Рис. 2.2.4. Функция полных проходов, $z = 4$, $i = 3$: \blacksquare – экспериментальные значения; линии 1, 2 – расчетные значения.

Для сравнения приводятся результаты классификации в 11-секционном классификаторе (рис. 2.2.5) при скорости потока воздуха 2,5 м/с. Наилучшее приближение расчетных и экспериментальных данных обеспечивается при значениях свободного параметра модели ψ в пределах 0,33–0,37. Для дальнейших расчетов значение параметра ψ было принято равным 0,35.

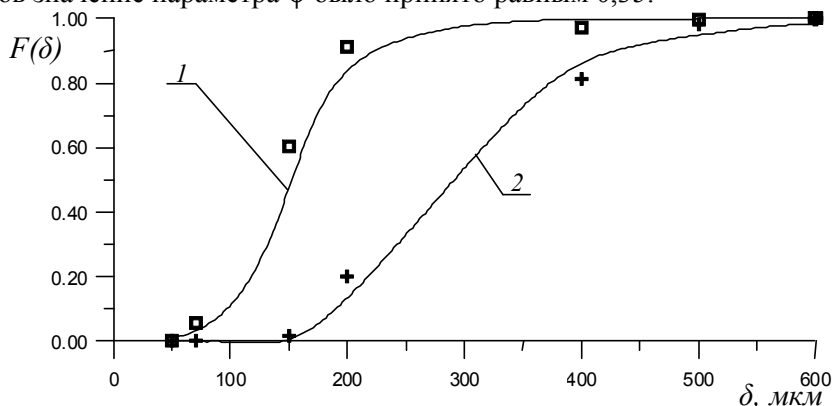


Рис. 2.2.5. Функция полных проходов, $z = 11$, $i = 8$, $G_g = 23 \text{ м}^3/\text{ч}$: $+$, \blacksquare – экспериментальные значения; линии 1, 2 – расчетные значения.

Построенная модель классификации адекватно описывает процесс в широком диапазоне значимых параметров (рис. 2.2.4 и 2.2.5). Дополнительные данные для проверки модели получены на модельном аппарате с поперечным размером шахты 50×50 мм. В качестве классифицируемого материала использовались порошки кварцевого песка и молотого стекла с плотностью 6000 кг/м^3 с диапазоном размеров частиц в пределах от 50 до 600 мкм. Приводимые результаты получены при значениях концентрации материала $\mu < 1,5 \text{ кг/м}^3$.

Установлена адекватность модели при воспроизведении результатов экспериментов, полученных в опытах с различным местом ввода и числе секций классификатора с пересыпными полками. В дальнейшем модель использовалась для оптимизации процесса разделения, изучения классификации в схеме с рециклом, а также для расчета многопродуктовых классификаторов.

Основное влияние на разделение оказывает скорость воздуха. При малой скорости воздушного потока в бункер сбора мелкой фракции попадают наиболее мелкие частицы, в бункере сбора крупной фракции присутствуют частицы почти всего диапазона размеров. При увеличении скорости фракционное извлечение мелких частиц начинает возрастать, а крупных падать. При значительном увеличении скорости воздушного потока в мелкий продукт полностью извлекаются частицы почти всех классов крупности. Фракционный состав этого продукта все более приближается к составу исходного продукта.

Исследования по влиянию места ввода (номера секции i) на дисперсный состав продуктов разделения проводились с использованием модели при значении параметра (числа секций) $z = 9$. На рис. 2.2.6 приведены расчетные функции распределения мелкого и крупного продуктов после разделения при различном месте ввода материала. При вводе материала в нижнюю часть аппарата в бункер сбора мелкой фракции попадает наиболее узкий состав материала (кривая 1).

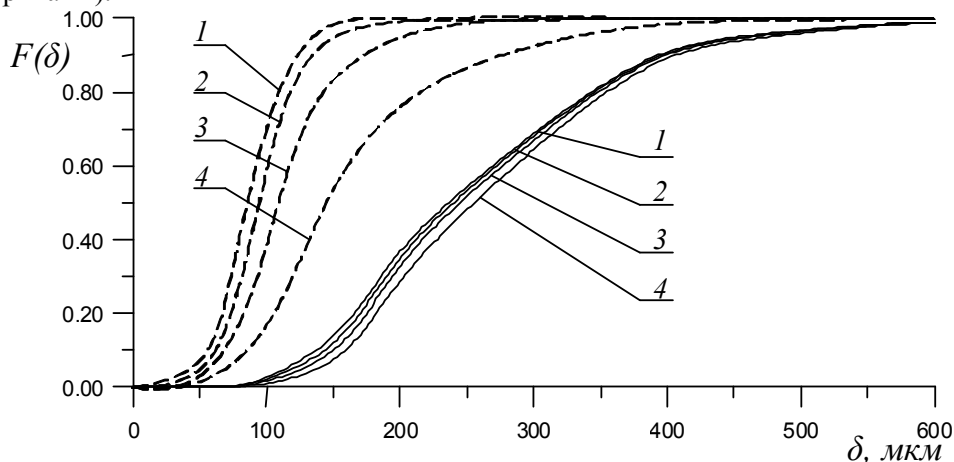


Рис. 2.2.6. Функции распределения при $z = 9$; $G_e = 3,33 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$: — — — крупная фракция; — — — мелкая фракция; 1 — ввод в секцию № 2; 2 — ввод в секцию № 4; 3 — ввод в секцию № 6; 4 — ввод в секцию № 8.

В бункер сбора крупной фракции, наоборот, попадает материал с широким дисперсным составом. При вводе в 8-ю, последнюю секцию аппарата фракционный состав мелкого продукта классификации расширяется, а крупного — сужается (кривая 4). При вводе материала во 2-ю, нижнюю секцию классификатора в бункер сбора крупной фракции, располагающийся внизу аппарата, попадает смесь частиц с дисперсным составом, близким к составу исходного порошка. Ввод разделяемого материала в нижней части аппарата (во 2-ю секцию) увеличивает чистоту выхода мелкой фракции. Для получения наиболее чистой крупной фракции ввод разделяемого материала необходимо производить ближе к верхней секции аппарата. Скорость воздушного потока должна соответствовать границе деления ближе к максимальному размеру частицы в пределах исходного распределения $\delta_{cp} \rightarrow \delta_{max}$. Для получения наиболее чистой мелкой фракции ввод материала следует проводить в секцию, расположенную в нижней части аппарата, а скорость движения воздуха должна соответствовать границе $\delta_{cp} \rightarrow \delta_{min}$. Полученные при моделировании результаты находятся в соответствии с известными закономерностями классификации в аппарате с пересыпными полками.

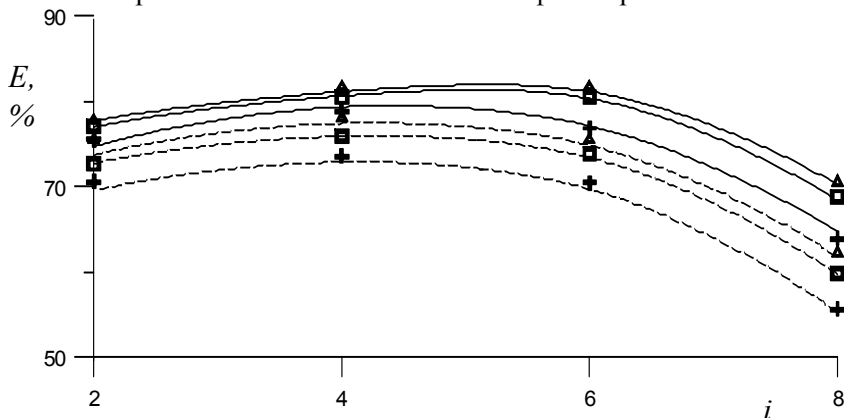
По графикам на рис. 2.2.6 можно качественно судить о влиянии различных факторов на дисперсный состав продуктов. Большую информацию о процессе можно получить при анализе показателей эффективности, характеризующих различные аспекты классификации. На рис. 2.2.7 приведены графики изменения показателя эффективности E (см. параграф 1.4.3), а на рис. 2.2.8 — показателей извлечения мелкой и крупной фракций в зависимости от места ввода исходного материала. По рисункам можно также судить о влиянии скорости потока. Показатели ϵ_m извлечения мелких частиц в выход мелкого продукта и ϵ_{kp} извлечения крупных частиц (относительно граничного размера) в крупную фракцию при построении графических зависимостей на рис. 2.2.8 рассчитываются по формулам

$$\epsilon_m = \frac{\int_{\delta_{cp}}^{\delta_{min}} f_{ucx}(\delta)\varphi(\delta)d\delta}{\int_{\delta_{min}} f_{ucx}(\delta)d\delta}, \quad \epsilon_{kp} = \frac{\int_{\delta_{cp}}^{\delta_{max}} f_{ucx}(\delta)(1-\varphi(\delta))d\delta}{\int_{\delta_{cp}}^{\delta_{max}} f_{ucx}(\delta)d\delta}.$$

График на рис. 2.2.7 позволяет судить о влиянии скорости воздушного потока и выбора значения граничного размера на эффективность классификации. Большее значение показателя эффективности достигается для малых значений граничного размера при невысоких скоростях потока. При больших значениях граничного размера и большей скорости потока эффективность снижается (сплошные и пунктирные линии).

В общем случае для проведения разделения в оптимальном режиме и с высокой эффективностью необходимо осуществлять ввод материала в центр классификатора. При этом значения показателей извлечения и загрязнения принимают средние значения. Подтверждением этого вывода служат зависимости по-

казателей эффективности от места ввода материала, представленные на рис. 2.2.7. Аналогичные результаты наблюдаются и для классификаторов с другим числом секций. В случае, когда требования к продуктам таковы, что успешное проведение процесса в большей мере характеризуется показателями извлечения или загрязнения, может быть выбрано место подачи исходного материала ближе к верхней или нижней части классификатора.



**Рис. 2.2.7. Зависимость показателя эффективности разделения E от места ввода материала i , $z = 9$: $+$ – $\theta = 0^\circ$; \square – $\theta = 2^\circ$; \triangle – $\theta = 3^\circ$;
 — — — — — расход воздуха – $3,33 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$; — — — — — $6,39 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$.**

Кроме классификаторов с постоянным поперечным сечением исследовался аппарат с изменяющимся поперечным сечением. Увеличение угла наклона стенок до 3° приводит к незначительному увеличению эффективности (рис. 2.2.7), одновременно усложняет конструкцию аппарата. При большем увеличении угла наклона может нарушаться структура потока.

На рис. 2.2.7 приведены данные по изменению показателей извлечения материала в зависимости от места ввода разделяемого порошка и скорости потока воздуха. Опытные данные, обобщенные по параметрам $\epsilon_{кр}$ и ϵ_m , хорошо согласуются с расчетными данными. Увеличение скорости воздушного потока приводит к выносу частиц из классификатора в сборник мелкой фракции, увеличивая показатель ϵ_m (рис. 2.2.8, а), показатель извлечения крупных частиц в крупную фракцию разделения при этих условиях уменьшается (рис. 2.2.8, б).

При вводе смеси во 2-ю (нижнюю) секцию аппарата в бункер сбора мелкого продукта попадает лишь узкая фракция материала, при этом значительная часть мелких частиц попадает в бункер сбора крупной фракции.

Значение показателя загрязнения крупного продукта мелким продуктом $K_{кр}$ в этом случае максимально. В бункер сбора крупной фракции попадают почти все частицы с размером больше граничного и показатель извлечения крупного продукта в выход крупной фракции $\epsilon_{кр}$ высок (рис. 2.2.7(б)). Показатель загрязнения мелкого продукта крупным K_m низкий. При вводе материала в ячейку, расположенную выше, показатель ϵ_m увеличивается (рис. 2.2.8, а), а $\epsilon_{кр}$ уменьшается (рис. 2.2.8, б).

Ввод разделяемого материала в 8-ю, последнюю, секцию уменьшает извлечение частиц большой крупности в сборник крупного продукта до минимального значения. В этом случае почти вся мелочь (частицы с размером меньше граничного) попадает в бункер сбора мелкой фракции и показатель извлечения мелочи максимален (рис. 2.2.8, а).

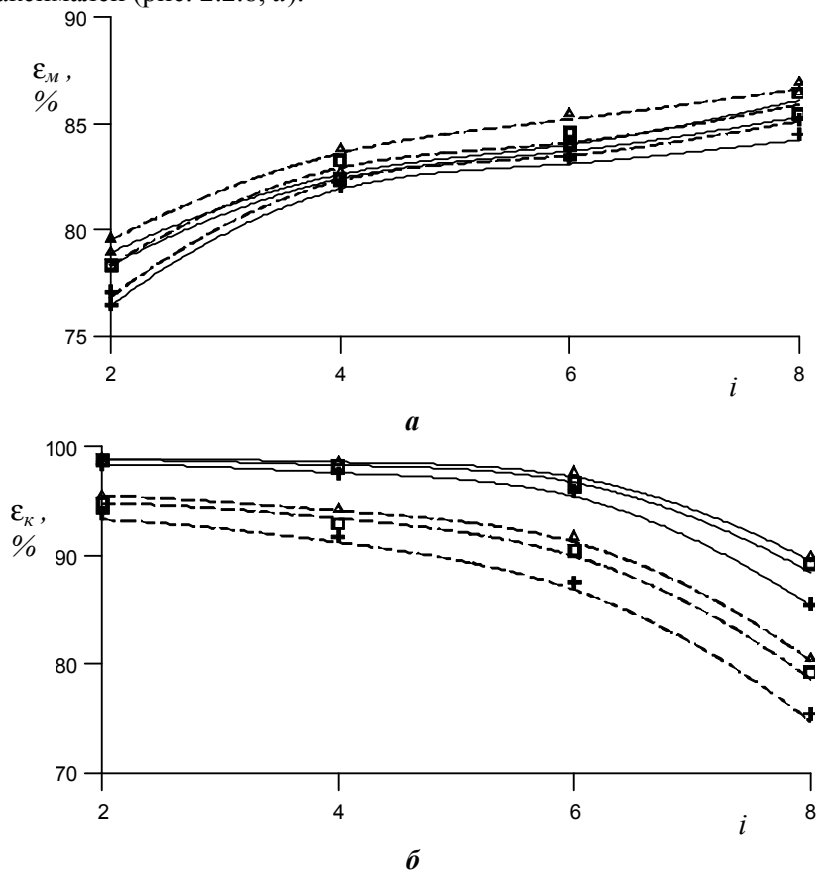


Рис. 2.2.8. Зависимость показателей извлечения мелкого продукта в мелкую фракцию ϵ_m и показатель извлечения крупного продукта в крупную фракцию $\epsilon_{кр}$ от места ввода материала i при $z = 9$ (см. обозначения на рис. 2.2.7).

Часто при проведении разделения необходимо определять значения граничного размера и выхода крупного или мелкого продукта. На рис. 2.2.9 показано влияние условий классификации на дополнительные показатели – граничный размер и относительный выход мелкой фракции.

При вводе материала в нижнюю секцию разделения весь крупный продукт и часть мелкого выпадают в бункер сбора крупной фракции. При этом выделившаяся мелкая фракция имеет узкий состав с минимальным средним размером. Граничный размер разделения δ_{cp} и выход мелкой фракции \bar{G} при этих условиях невелики (рис. 2.2.9). При вводе материала в расположенную выше секцию

разделения увеличивается масса материала, попадающего в бункер сбора мелкой фракции за счет более крупных частиц. При более высоком месте ввода разделяемого материала граничный размер и выход мелкого продукта увеличиваются. Так, регулирование дисперсного состава материала может производиться не только за счет расхода воздуха, но также за счет перемещения места ввода исходного материала по высоте аппарата.

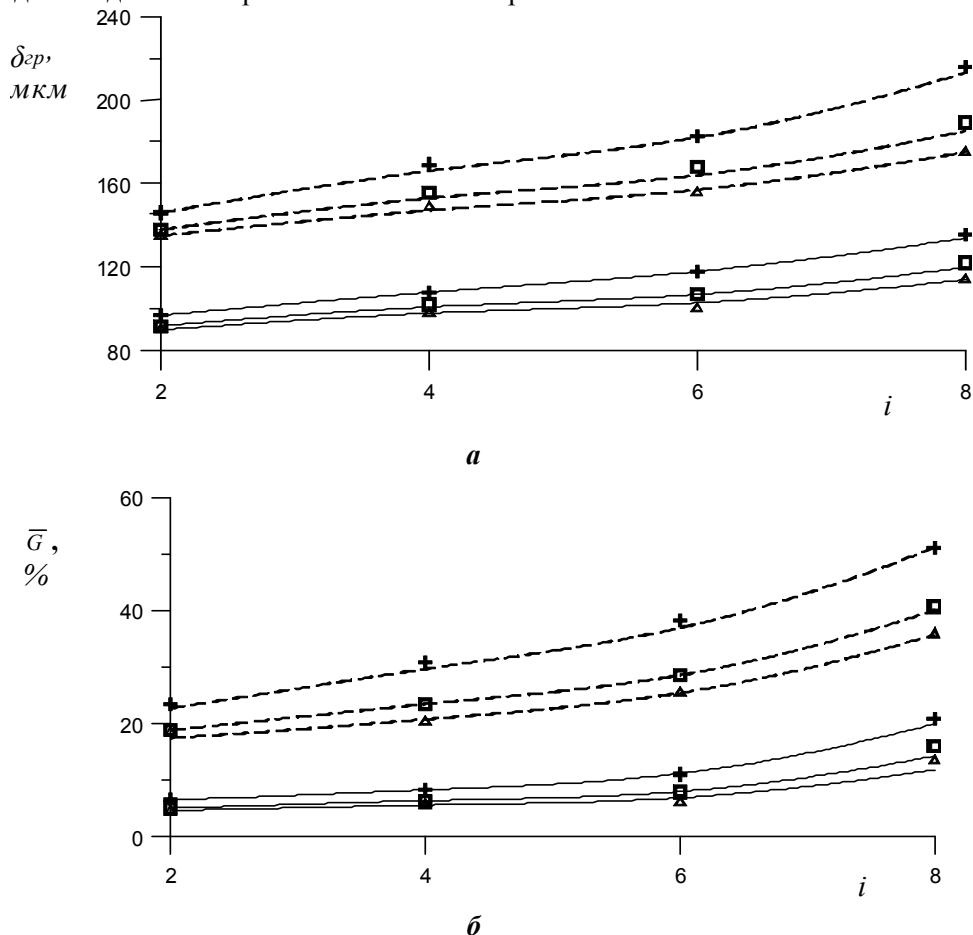


Рис. 2.2.9. Зависимость параметров разделения от места ввода материала i , $z = 9$: а – граничный размер разделения $\delta_{гр}$; б – выход мелкой фракции \bar{G} (см. обозначения на рис. 2.2.7).

При вводе материала в нижнюю секцию аппарата при небольшой скорости воздуха и изменении угла наклона стенок классификатора от 0 до 3° дисперсный состав крупной фракции не изменяется. Это можно объяснить тем, что при низкой скорости воздушного потока частицы крупной фракции не успевают участвовать в разделении. Фракционный состав мелкого продукта разделения изменяется в более широких пределах, так как частицы с размером ниже граничного проходят всю зону разделения. При этом фракционный состав мелкой

фракции при разделении в классификаторе с углом наклона стенок $\theta = 3^\circ$ более узок, чем при разделении в аппарате постоянного поперечного сечения.

При вводе материала в 8-ю секцию аппарата частицы крупной фракции проходят всю зону разделения, и зависимость кривых полных проходов от угла наклона стенок классификатора становится более заметной. При увеличении расхода воздуха частицы мелкой и часть крупной фракции попадают в бункер мелкого продукта, частицы крупной фракции проходят всю зону разделения, очищаясь от мелких включений, и выпадают в бункер сбора крупного продукта. Из-за увеличения расхода воздуха в бункер сбора крупной фракции попадают только частицы с размером значительно выше граничного, а в бункер сбора мелкой фракции, кроме мелкого продукта, попадают частицы с размером выше $\delta_{гр}$. При вводе материала во 2-ю секцию аппарата в бункер мелкой фракции попадают не все частицы с размером ниже граничного. В бункер крупной фракции выпадают все крупные частицы и часть мелких, при этом показатель извлечения крупных частиц в крупный продукт разделения $\epsilon_{кр}$ высокий (рис. 2.2.8, б). При вводе материала в 8-ю секцию разделения наблюдается обратный эффект и показатель извлечения мелочи в мелкий продукт разделения ϵ_m становится выше, чем в первом случае (рис. 2.2.8, а).

Зависимость граничного размера разделения от угла наклона стенок аппарата представлена на рис. 2.2.9, а. Уменьшение граничного размера при увеличении угла наклона стенок классификатора можно объяснить уменьшением скорости потока воздуха в каждой лежащей выше секции при одинаковом расходе. Анализируя разделение в классификаторах с углом наклона стенок аппарата $0 < \theta < 3^\circ$, можно сделать вывод, что при прочих равных условиях эффективность разделения несколько выше (рис. 2.2.7) по сравнению с классификатором постоянного поперечного сечения. Крупный продукт разделения в меньшей степени загрязняется мелким, а мелкий — крупным. Вместе с тем увеличение угла наклона стенок усложняет конструкцию и при большом количестве ячеек может привести к нарушению структуры потока.

Заметный рост эффективности классификации имеет место при увеличении числа секций от 4 до 9. Увеличение числа секций больше 9 не приводит к значительному повышению эффективности. При разделении материала в 4-секционном классификаторе эффективность классификации, рассчитанная по методу Ханкока – Луйкена, составила $E = 0,409$ (при скорости 2,5 м/с) и $E = 0,4$ (при скорости потока воздуха 3 м/с) соответственно. Максимальные значения эффективностей для аппаратов, состоящих из 9, 11 и 13 секций, равны $E = 79,3$, $E = 81,5$, $E = 84,1$ соответственно.

Увеличение числа секций разделения приводит к увеличению показателей извлечения крупных частиц в сборник крупной фракции $\epsilon_{кр}$ и мелочи в сборник мелкой фракции ϵ_m (рис. 2.2.10) при вводе исходного сырья в центральную часть классификатора. Это происходит благодаря очистке разделяемого материала в дополнительных секциях аппарата.

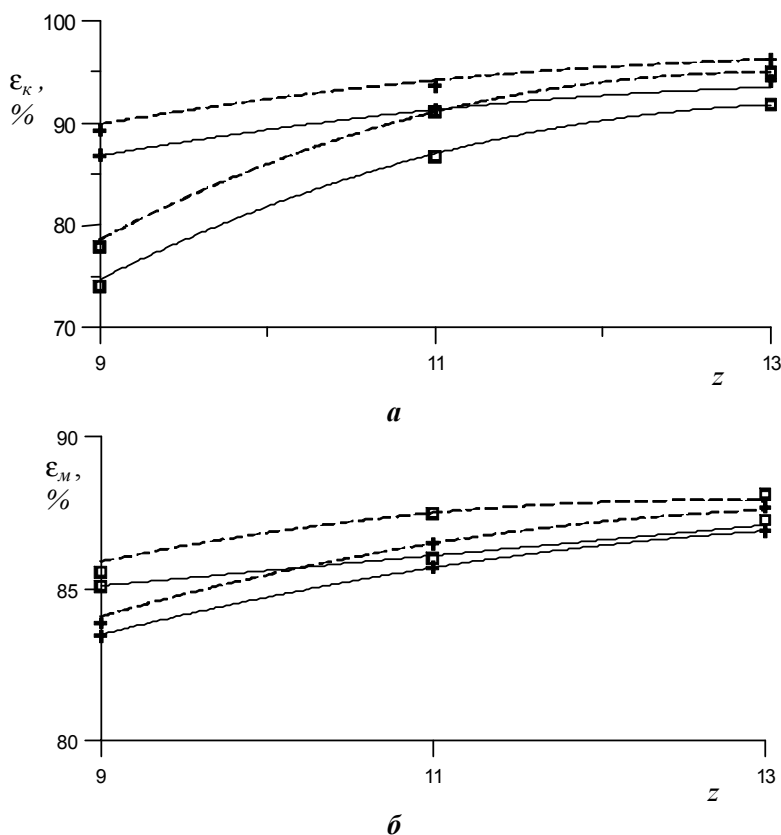


Рис. 2.2.10. Зависимость показателей извлечения крупного продукта в крупную фракцию $\epsilon_{кр}$ и извлечения мелочи в мелкий продукт ϵ_m от числа секций классификатора z при $G_a = 6,39 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{ч}$: + – $i = 6$; \square – $i = 8$; — — — — $\theta = 2^\circ$.

Зависимость показателя эффективности классификации χ_ϕ от числа секций z ($5 \leq z \leq 13$) обобщена в виде уравнения $\chi_\phi = 0,96 \cdot \exp(-1,5/z)$. Уравнение получено для случая ввода материала в центр опытного аппарата.

При большой высоте увеличение угла наклона стенок аппарата θ приводит к нарушению условий разделения в верхних секциях. В связи с этим предлагается схема организации разделения с отводом части воздуха из секции, расположенной выше места ввода материала. Выносимый отводимым воздухом материал осаждается в циклоне и возвращается в классификатор. В результате обеспечивается повышение эффективности процесса разделения. Для проверки этого предположения были проведены экспериментальные исследования классификации, организованной в соответствии со схемой (рис. 2.1.17).

Эксперименты проводились на классификаторе с числом секций $z = 11$. Целью их являлось определение оптимального расположения места ячейки r , из которой осуществляется отвод воздуха, относительно места ввода материала i и доля отводимого воздуха x . Величина x изменяется в пределах 0–0,9. Значение

$x = 0$ соответствует отсутствию рецикла. Показатели работы классификатора обобщены в виде зависимостей показателей эффективности E от параметров r и x и представлены на рис. 2.2.11.

Показатель эффективности E рассчитывался с учетом ввода материала в одну из секций аппарата. Наибольшее значение E наблюдается при отводе части потока из ячейки, расположенной выше на одну позицию места ввода исходного материала. Отвод части материала повышает эффективность и показатели извлечения мелочи в мелкую фракцию и понижает показатели загрязнения мелкого материала частицами с размером выше граничного.

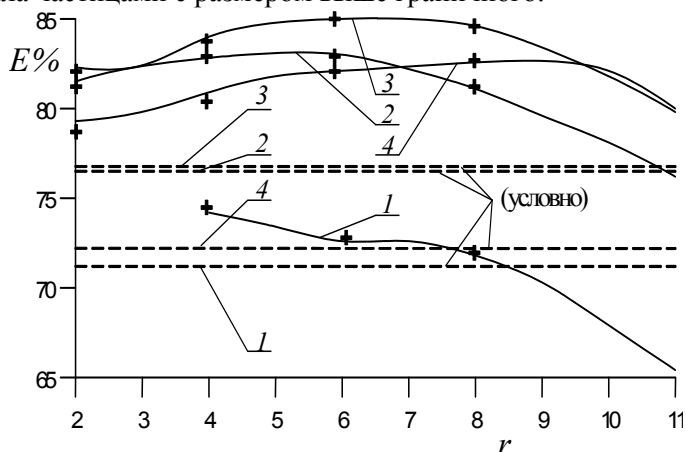


Рис. 2.2.11. Зависимость эффективности разделения E от координаты точки отбора потока r : — — — схема с рециклом; — — — — схема без рецикла; 1 — $i = 2$; 2 — $i = 4$; 3 — $i = 6$; 4 — $i = 8$.

Показатели работы аппарата в схеме с отводом части потока значительно выше, чем без отвода, что позволяет рекомендовать ее для практического применения. Были проведены исследования показателей работы для случая $i = 6$, $r = 7$ при различной величине доли потока, участвующего в рецикле (рис. 2.2.12). При увеличении доли потока x , участвующего в рецикле до значения 0,8, эффективность E увеличивается. Дальнейшее увеличение доли потока, участвующего в рецикле, не приводит к увеличению эффективности, что объясняется загрязнением крупной фракции мелкими частицами. При $x > 0,8$ для мелких частиц возрастает вероятность выхода в крупный продукт.

Применение схемы с отводом части потока позволяет значительно увеличить эффективность разделения по сравнению со схемой без отвода. Ячейка с номером r , из которой осуществляется отвод потока, должна находиться выше на одну позицию места ввода исходного материала, а значение доли потока, участвующего в рецикле, должно находиться в пределах 0,6–0,8. Следует отметить одновременное с повышением эффективности снижение производительности аппарата при применении рецикла. Поэтому схему с рециклом следует использовать при необходимости улучшить дисперсный состав продуктов разделения в том случае, когда есть запас по производительности аппарата.

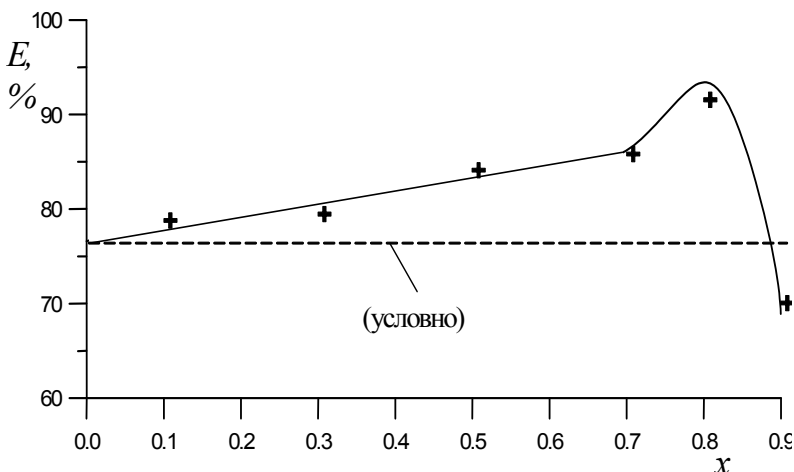


Рис. 2.2.12. Зависимость эффективности разделения E от доли отбираемого потока x : точки – эксперимент.

Подведем итоги. Предложенная модель с достаточной для практических расчетов точностью воспроизводит закономерности разделения в классификаторе с пересыпными полками. Относительное отклонение расчетных данных от экспериментальных при расчете функций распределения и показателей эффективности не превышает 10%. Все основные конструктивные параметры входят в модель непосредственно и задаются в виде численных значений. Это позволяет положить разработанную модель в основу расчета дисперсного состава продуктов классификации, а также показателей эффективности разделения и проводить с ее помощью поиск оптимального сочетания конструктивных параметров классификатора, в том числе числа секций, места ввода материала, размеров и угла наклона стенок аппарата для достижения определенных целей.

Универсальность предложенной модели позволяет использовать ее для расчета модифицированных схем классификации – схемы с отводом части воздуха и рециклом материала, а также аппаратов для разделения на несколько (более двух) продуктов. При определении параметра ψ для аппарата «Зигзаг» модель может применяться и для аппаратов этой конструкции.

2.3. КЛАССИФИКАЦИЯ ТОНКОДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ В АППАРАТЕ С ВРАЩАЮЩЕЙСЯ ЗОНОЙ РАЗДЕЛЕНИЯ

2.3.1. Модель классификации

Для аппаратов с гладкими проточными частями и определяемым полем скоростей возможно построение модели классификации на основе расчета траекторий частиц. Это позволяет непосредственно учитывать конструктивные особенности аппарата. Примем, что частицы не взаимодействуют между собой и стенками аппарата, скорость воздуха по высоте канала не меняется.

Детерминированная математическая модель классификации во вращающейся зоне разделения, при которой центробежная сила инерции значительно превышает силу тяжести, с учетом принятых допущений может быть описана уравнениями движения частицы в плоском симметричном относительно оси потока (рис. 2.3.1). В полярной системе координат уравнения имеют вид

$$\frac{dw_r}{d\tau} = \frac{w_\phi^2}{r} - \zeta[w_r - v_r(r)], \quad (2.3.1)$$

$$\frac{dw_\phi}{d\tau} = -\frac{w_\phi w_r}{r} - \zeta[w_\phi - v_\phi(r)], \quad (2.3.2)$$

$$\frac{dr}{d\tau} = w_r, \quad (2.3.3)$$

$$\frac{d\phi}{d\tau} = w_\phi, \quad (2.3.4)$$

$$\zeta = \frac{3}{4} a \frac{v^n}{\delta^{n+1}} \frac{\rho_c}{\rho_d} \left[\sqrt{(w_r - v_r)^2 + (w_\phi - v_\phi)^2} \right]^{1-n}, \quad (2.3.5)$$

где w_r и w_ϕ – радиальная и окружная скорости движения частицы; v_r и v_ϕ – радиальная и окружная скорости потока; r и ϕ – радиальная и угловая координаты частицы.

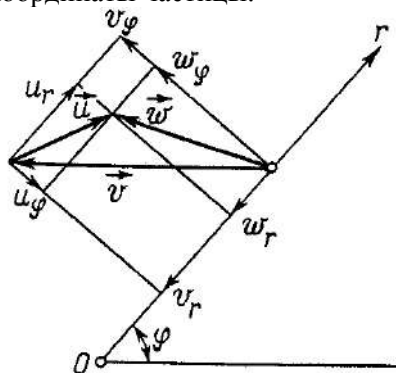


Рис. 2.3.1. Векторы и проекции скоростей движения частицы, потока и относительного движения в полярной системе координат.

В уравнении (2.3.5) величины a и n являются параметрами аппроксимации для коэффициента сопротивления вида $\xi = a \text{Re}_\delta^{-n}$, значения которых приведены в параграфе 2.2.1. Слагаемое w_ϕ^2/r в уравнении (2.3.1) соответствует ускорению, вызванному силой инерции, а величина $w_\phi w_r/r$ в уравнении (2.3.2) – силе инерции Кориолиса.

В плоском потенциальном потоке идеальной несжимаемой жидкости при наличии точечного стока в начале координат распределение скоростей описывается формулами

$$v_r = R_H v_{rH} / r = -v_{rH} / \bar{r}, \quad (2.3.6)$$

$$v_\phi = R_H v_{\phi H} / r = v_{\phi H} / \bar{r}^k, \quad (2.3.7)$$

где R_H , r и $\bar{r} = r/R_H$ – наружный, текущий и относительный радиусы потока; k – опытный коэффициент, зависящий от особенностей вращающейся зоны раз-

деления. Параметр k в уравнении (2.3.7) обобщает возможные случаи вихревого движения воздуха от потенциального $k = 1$ до квазитвердого $k = -1$.

Начальные условия для системы дифференциальных уравнений (2.3.1)–(2.3.4) имеют вид при $\tau = 0$:

$$r = r_0, \varphi = \varphi_0, w_r = w_{r0}, w_\varphi = w_{\varphi 0}. \quad (2.3.8)$$

Начальные условия частиц на входе могут быть определены исходя из конструкции каналов, через которые частицы попадают в зону разделения. Расчетная схема для определения случайного начального положения и случайной начальной скорости частицы представлена на рис. 2.3.2.

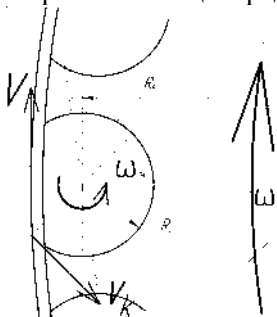


Рис. 2.3.2. К расчету начальных скоростей.

Случайное положение частицы может быть рассчитано исходя из равной вероятности ее нахождения в любой точке поперечного сечения канала.

Угловую частоту вращения вихря во входном канале можно оценить исходя из равенства линейных скоростей диска w_D и скорости воздуха на периферии вихря v_K . Угловая частота вращения вихря составит

$$\omega_B = w_D / R_K. \quad (2.3.9)$$

Разыгрывая случайное расстояние от центра вращения вихря, получаем выражение для скорости частиц:

$$w_\Delta = \omega_B r. \quad (2.3.10)$$

Общая скорость частицы будет равна:

$$w_{r0} = \omega_B R_b + \omega_B r. \quad (2.3.11)$$

Проекция скорости w_{r0} на соединяющую точку ввода с центром аппарата прямую даст начальную радиальную скорость частицы, а ее нормальная к этой прямой составляющая – начальную окружную скорость частицы на входе в зону разделения. При численном исследовании закономерностей классификации прибавка w_{r0} определялась как случайная нормально распределенная величина с некоторой дисперсией и математическим ожиданием, равным нулю.

Результатом численного интегрирования системы уравнений (2.3.1)–(2.3.4) являются траектории отдельных частиц без учета турбулентных пульсаций (рис. 2.3.3).

Некоторые частицы с размером, близким к равновесному размеру, находят равновесные траектории и не имеют возможности выхода из зоны разделения. В большей степени это заметно при потенциальном вихревом течении. В центробежном классификаторе в равновесном состоянии находится спектр частиц с размерами, лежащими в интервале между размерами частиц, находящихся в

равновесии на внешнем и внутреннем радиусах потока (рис. 2.3.3). Теоретически любая частица из этого спектра не имеет возможности выхода за пределы зоны разделения, что затрудняет построение кривой разделения только на основании детерминированной модели.

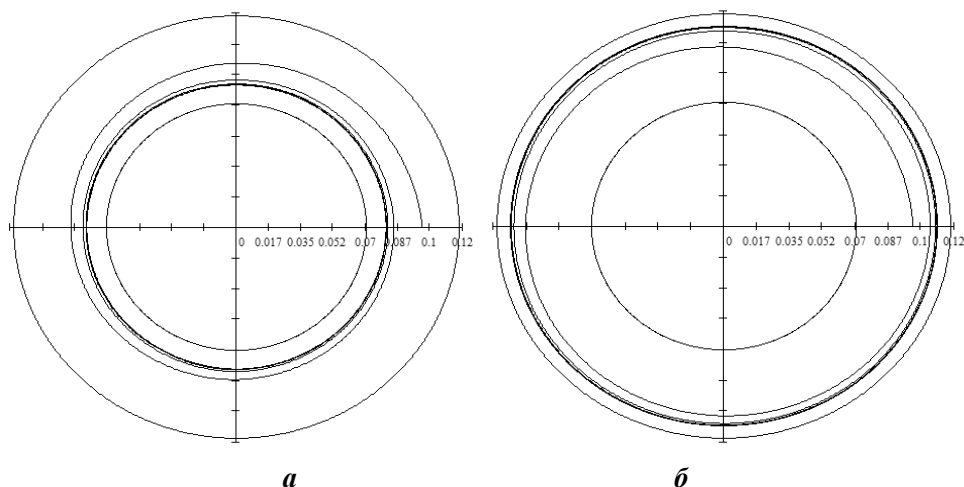


Рис. 2.3.3. Траектории частиц, рассчитанные на основании детерминированной модели: *a* – $\delta = 15$ мкм; *б* – $\delta = 21$ мкм, $R_{вод} = 0,1$ м.

В реальных условиях из-за увлечения турбулентными пульсациями воздуха частицы рано или поздно вытесняются со своих равновесных траекторий в один из продуктов разделения. Учет данного фактора на основе модели турбулентности затруднен из-за сложности определения ее параметров применительно к конкретному режиму течения воздуха. Другой возможностью учета пульсаций потока является определение случайного смещения частицы Δr за промежутки времени Δt :

$$\Delta r = \gamma \sqrt{2D_T \Delta t}, \quad (2.3.12)$$

где D_T – коэффициент турбулентной диффузии; γ – случайная величина, распределенная по нормальному закону с математическим ожиданием, равным нулю, и среднеквадратическим отклонением σ_r , являющимся параметром модели.

Величина Δr прибавляется к перемещению, вычисленному на основании действия на частицу, в течение промежутка времени Δt , массовой силы и силы сопротивления, вычисленных по осредненным характеристикам течения в данной точке.

Коэффициент турбулентной диффузии частиц в потоке воздуха D_T определяется кинематической турбулентной вязкостью μ_T :

$$D_T \approx \mu_T / [\rho_c (1 + \omega_T \tau_p)], \quad (2.3.13)$$

где τ_0 – время релаксации, определяемое по уравнению (2.2.15):

$$\tau_0 = \delta^2 (\rho_g + 0,5 \rho_c) / 18 \mu_c, \quad (2.3.14)$$

ω_T – характерная частота турбулентных пульсаций:

$$\omega_T = u^* / 0,1 H, \quad (2.3.15)$$

где H – характерный масштаб пульсаций (в данном случае высота канала), u^* – динамическая скорость.

Турбулентная вязкость потока μ_T , определяемая поперечными пульсациями, может быть аппроксимирована зависимостью Оуена:

$$\left. \begin{aligned} \frac{\mu_T}{\mu} &= 0,001\eta^3 \quad \text{при } 0 \leq \eta \leq 5, \\ \frac{\mu_T}{\mu} &= 0,012(\eta - 1,6)^2 \quad \text{при } 5 \leq \eta \leq 20, \\ \frac{\mu_T}{\mu} &= 0,4(\eta - 10) \quad \text{при } \eta \geq 20. \end{aligned} \right\} \quad (2.3.16)$$

Здесь $\eta = u^* \rho_c / \mu$, где y – расстояние от стенки. Результатом численного интегрирования системы уравнений (2.3.1)–(2.3.4) с учетом уравнений (2.3.12)–(2.3.16) являются траектории отдельных частиц, которые при массовых расчетах могут служить основанием для построения кривых разделения и оценки эффективности. Величина параметра модели σ_r как функция размера частиц определялась экспериментально при совпадении опытных и расчетных кривых разделения. Построенная модель классификации с учетом турбулентных пульсаций воздуха использовалась для численного изучения закономерностей классификации в аппарате с вращающейся зоной разделения.

Недостатком модели является трудность корректного определения параметров турбулентного движения в широком диапазоне режимов работы классификатора. При дальнейшем исследовании классификации в аппарате с вращающейся зоной разделения для расчета кривой разделения в диапазоне граничных размеров 3–10 мкм было сделано упрощение модели, которое состояло в отказе от расчета трудноопределимой величины коэффициента турбулентной диффузии в широком диапазоне размеров частиц. Величина случайного смещения частицы за промежуток времени Δt оценивалась по уравнению

$$\Delta r = \gamma \cdot \Delta t, \quad (2.3.17)$$

где γ – случайная величина, распределенная по нормальному закону с математическим ожиданием, равным нулю, и среднеквадратическим отклонением $\sigma_{\Delta r}$, которое определялось экспериментально как функция размера частиц для конкретной конструкции аппарата. Схема аппарата, для которого проводилась оценка параметра $\sigma_{\Delta r}$ показана на рис. 2.1.40.

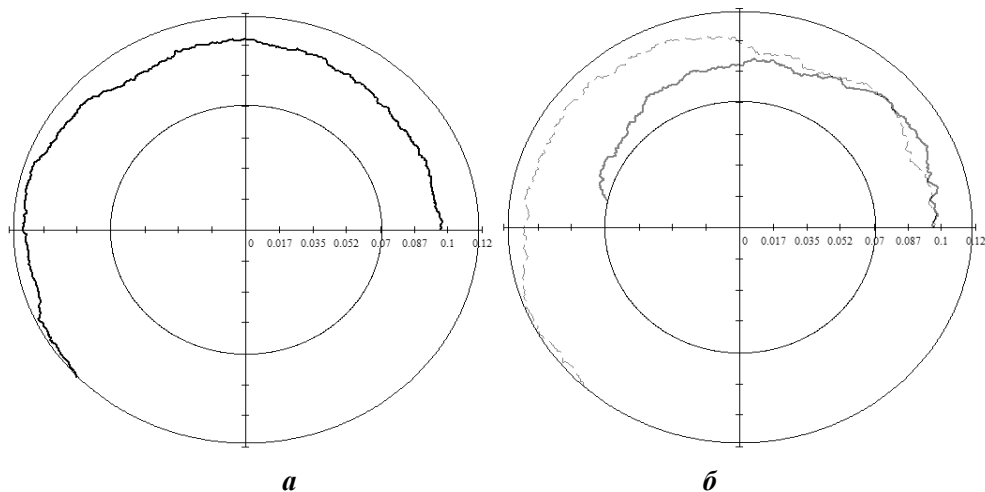
Уравнение (2.3.17) для более длительных промежутков времени $\tau \gg \Delta t$ приводит к зависимости для среднего квадрата смещения частицы $\langle r^2 \rangle$ вдоль направления движения r от времени τ :

$$\langle r^2 \rangle = k \cdot \tau, \quad (2.3.18)$$

где коэффициент пропорциональности k является аналогом коэффициента D диффузии частиц в известном уравнении Эйнштейна – Смолуховского для среднего квадрата смещения $\langle X^2 \rangle = 2 \cdot D \cdot \tau$, полученного для броуновского движения частиц. Связь между уравнениями (2.3.17) и (2.3.18) проверена при

усреднении квадрата смещения по значительному (до 5000) числу случайных траекторий и различном соотношении между промежутками времени Δt и τ с использованием метода Монте-Карло.

Траектории частиц, построенные с учетом пульсаций потока, показаны на рис. 2.3.4. При наличии пульсаций частица имеет возможность достижения с некоторой вероятностью поверхностей вывода как мелкого, так и крупного продуктов (рис. 2.3.4, б), что позволяет сформировать кривую разделения.



**Рис. 2.3.4. Траектории частиц с учетом турбулентных пульсаций:
а – $\delta = 30$ мкм; б – $\delta = 25$ мкм; $R_{\text{ввод}} = 0,1$ м.**

Расчет кривых разделения проводится в соответствии с блок-схемой, приведенной на рис. 2.3.5.

Первоначально задаются исходные данные: расход воздуха Q , скорость вращения ротора n , минимальный и максимальный размер частиц, внутренний R_B и наружный R_H радиусы внутренней и наружной границ зоны разделения, радиус ввода материала в зону разделения $R_{\text{ввод}}$.

Для каждого размера частиц из диапазона $\delta_{\min} - \delta_{\max}$ с шагом 1 мкм рассчитывается K траекторий. Расчет каждой отдельной траектории заканчивается при достижении частицей внутренней или внешней границы зоны разделения. При выполнении последнего условия счетчик достижений частицами размером δ одной из границ разделения увеличивается на 1.

Расчет траекторий частиц с размером δ продолжается до тех пор, пока число траекторий не достигнет заданного значения K , после чего выбирается следующий размер частицы и цикл повторяется. Число достижений частицами размером δ границы выхода мелкого продукта $N_{M\delta}$, отнесенное к общему числу K рассчитанных для этого размера траекторий, совпадает со значением кривой разделения

$$\varphi(\delta) = N_{M\delta} / K. \quad (2.3.19)$$

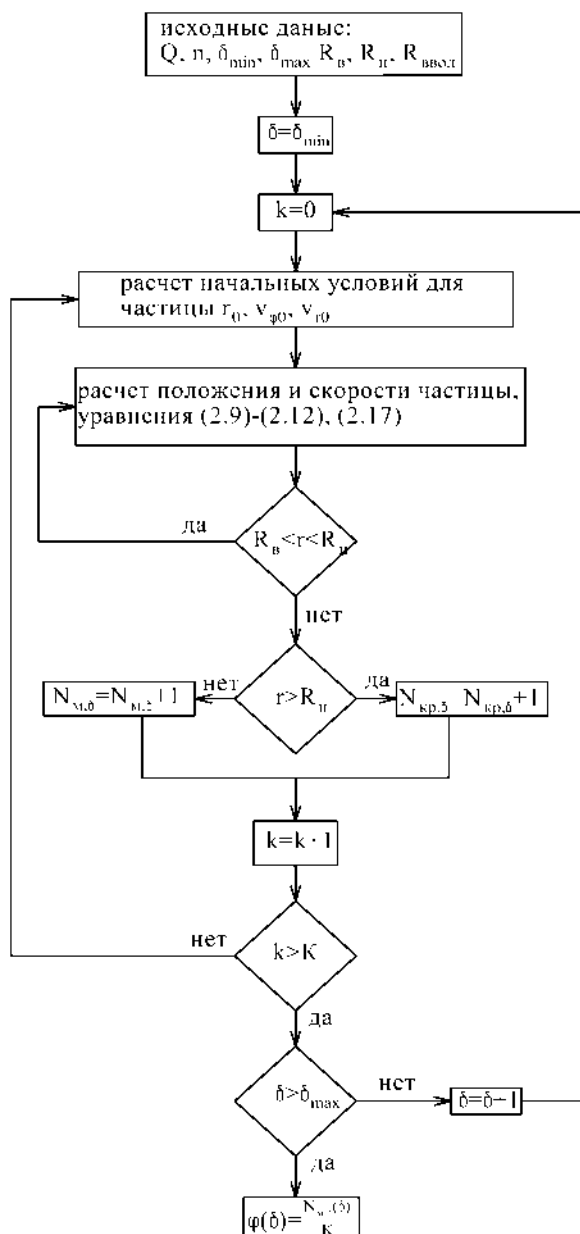


Рис. 2.3.5. Блок-схема расчета кривой разделения: K – число расчетных траекторий для частиц размером δ ; $N_{m,\delta}$, $N_{kp,\delta}$ – число достижений частицами с размером δ границы вывода мелкого и крупного продуктов разделения соответственно.

Подведем итоги. Учет случайных начальных условий движения, а также турбулентных пульсаций потока дает частице возможность достижения одной из границ зоны разделения, после чего частица считается вышедшей в соответствующий продукт разделения. В модели не учитываются случайные столкно-

вения частиц, которые при рекомендуемых в литературе концентрациях редки и не вносят существенного вклада в результаты классификации. По сравнению с детерминированной моделью, учет случайного смещения частиц и других значимых случайных факторов дает возможность формирования кривых разделения. Рассчитанные в соответствии с приведенной на рис. 2.3.5 схемой кривые разделения используются в дальнейшем для исследования влияния геометрии зоны разделения и условий классификации на эффективность процесса.

2.3.2. Численное исследование модели

Построенная модель является инструментом для исследования факторов, которые могут оказать влияние на результаты классификации дисперсных материалов во вращающейся зоне разделения, расчетная схема которой представлена на рис. 2.3.6. Использование модели для изучения закономерностей процесса имеет то преимущество, что изучение влияния отдельного фактора может быть осуществлено по отдельности, при исключении влияния других факторов, что невозможно при экспериментальных исследованиях, когда все факторы действуют одновременно.

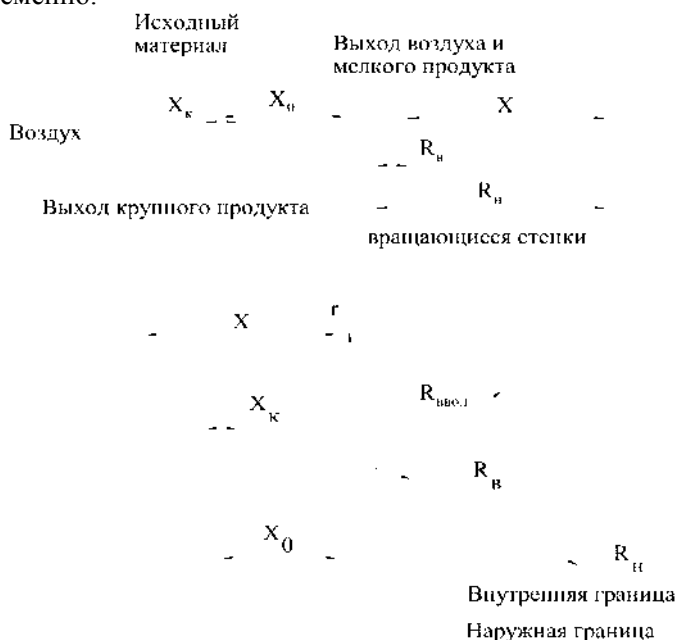


Рис. 2.3.6. Схема зоны разделения с вращающимися стенками:
 X_0 – расстояние от внутренней границы до центра подводящего канала;
 X_k – ширина подводящего канала; X – ширина зоны разделения.

Проанализируем влияние расположения места ввода частиц X_0 на эффективность классификации. Кривые разделения (рис. 2.3.7) рассчитаны при условии, что поле скоростей несущего газа соответствует потенциальному течению среды.

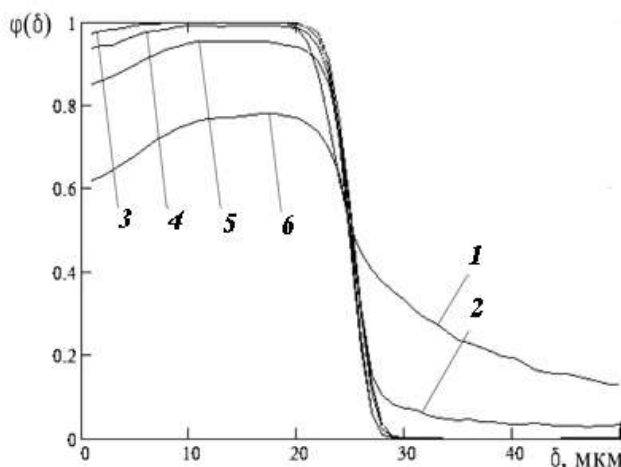


Рис. 2.3.7. Кривые разделения при различном месте ввода с учетом разброса начальных скоростей: 1 – $\bar{X}_0 = 0,9$; 2 – $\bar{X}_0 = 0,8$; 3 – $\bar{X}_0 = 0,5$; 4 – $\bar{X}_0 = 0,3$; 5 – $\bar{X}_0 = 0,2$; 6 – $\bar{X}_0 = 0,1$.

В реальных условиях начальная скорость частиц на входе может отличаться от скорости воздуха. Для оценки этого фактора построены кривые разделения (рис. 2.3.7) при различном положении места ввода и разбросом начальных скоростей. Начальная скорость частиц рассчитывалась как сумма скорости воздуха v и прибавки w_Δ . Прибавка w_Δ рассчитывалась как равномерно распределенная случайная величина со значением от $-v$ до v .

Оценка влияния положения места ввода осуществлялась по величине отношения коэффициента полезного действия к степени проскока $K = \mu/\varepsilon$ (см. параграф 1.4.3), называемого критерием качества классификатора. Эффективность классификации достигает максимума при вводе материала в центр зоны разделения $\bar{X}_0 = 0,5$ (рис. 2.3.8). Наихудший результат получается, когда место ввода материала находится близко к внутренней $\bar{X}_0 = 0,1$ или наружной $\bar{X}_0 = 0,9$ границе зоны разделения. Это связано с увеличением выхода крупных частиц в мелкий продукт и потерей мелких частиц соответственно. Из полученных результатов моделирования можно сделать вывод об отрицательном влиянии приближения места ввода к границам ввода продуктов классификации даже в случае отсутствия разброса начальных скоростей частиц. При подаче материала в центр зоны разделения эффект разброса начальных скоростей сказывается на результатах классификации в незначительной степени.

Для обеспечения подачи материала в зону разделения подводящий канал должен иметь некоторую ширину X_k . При этом на входе будет иметь место распределение частиц по радиусу, что может приводить к снижению эффективности классификации. Для оценки влияния данного фактора построены кривые разделения, соответствующие различной ширине X_k .

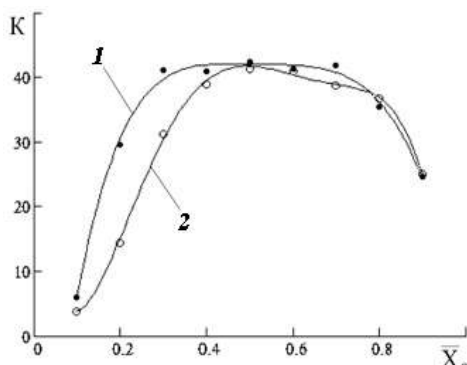


Рис. 2.3.8. Критерии качества классификатора при различном относительном месте ввода: 1 – без учета разброса начальных скоростей; 2 – с учетом разброса начальных скоростей.

Предположим, что частицы на входе равномерно распределены по ширине зоны, центр которой совпадает с центром зоны классификации, $X_0 = X/2$. Обозначим за $\bar{X}_k = X_k / X$ относительную ширину зоны разделения (см. схему на рис. 2.3.6).

С увеличением величины \bar{X}_k наблюдается снижение эффективности классификации (рис. 2.3.9). При $\bar{X}_k \rightarrow 0$ кривая разделения совпадает с кривой разделения для точечного ввода частиц. Некоторое снижение эффективности наблюдается при ширине подводящего канала $\bar{X}_k > 0,3$. Кроме того, чем больше ширина подводящего канала, тем большее влияние имеет фактор распределения начальных скоростей частиц. Полученный результат относится к случаю потенциального течения воздуха. Ширину подводящего канала следует выбирать такой, чтобы, с одной стороны, обеспечить беспрепятственную подачу исходного материала, с другой стороны – не допустить значительного снижения качества классификации. По результатам численного исследования для потенциального потока может быть рекомендована относительная ширина подводящего канала $\bar{X}_k < 0,3$. Для случая квазитвердого течения среды рекомендуемая относительная ширина канала составляет $\bar{X}_k < 0,1$.

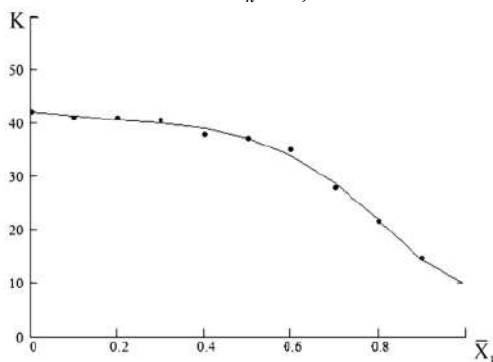


Рис. 2.3.9. Зависимость критерия качества классификатора от относительной ширины подводящего канала.

На эффективность разделения влияют как место ввода частиц, так и ширина подводящего канала. В большей степени влияние данных факторов проявляется, если на входе имеет место распределение частиц по скоростям. При значительном разбросе начальных скоростей данный фактор может оказать решающее значение на эффективность классификации. Следовательно, при конструировании классификаторов следует обращать внимание на узел ввода, в котором формируются начальные условия частиц на входе в зону разделения.

В большинстве центробежных классификаторов зона разделения представляет плоский канал. По мере смещения частицы в радиальном направлении в сторону одной из границ разделения изменяется величина массовой силы. Изменение площади проходного сечения приводит к изменению величины силы сопротивления. С целью увеличения эффективности классификации представляет интерес регулирование соотношения действующих на частицу сил путем изменения проходного сечения зоны разделения в радиальном направлении.

Рассмотрим ограниченную вращающимися стенками зону разделения (рис. 2.3.10) с изменяющейся по степенному закону высотой h проходного сечения:

$$h = H(R_{ввод} / r)^\alpha, \quad (2.3.20)$$

где H – высота зоны разделения в месте ввода материала; $R_{ввод}$ – расстояние от центра вращения до места ввода; r – текущий радиус; α – показатель степени, определяющий форму проходного сечения и являющийся параметром. Его величину необходимо определить исходя из требования обеспечения максимальной эффективности разделения.

Величина α определяет площадь проходного сечения и скорость воздуха на любом расстоянии от центра вращения. При $\alpha = 0$ канал принимает форму плоского, при $\alpha = 1$ высота проходного сечения возрастает от периферии к центру в соответствии с показательным законом.

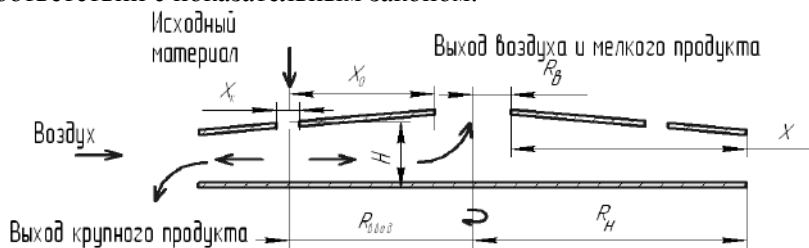


Рис. 2.3.10. Схема зоны разделения с переменной высотой проходного сечения: X_0 – расстояние от внутренней границы до центра загрузочного канала; X_k – ширина загрузочного канала; X – ширина зоны разделения; H – высота канала в месте ввода материала.

Примем, что ввод частиц производится в центре зоны разделения. Частицы равномерно распределены по ширине подводящего канала $\bar{X}_K = 0,1$. Высота зоны разделения в месте ввода материала $H = 7$ мм.

В результате расчета построены кривые разделения и рассчитаны показатели эффективности классификации для различных значений параметра α для

случаев потенциального (рис. 2.3.11) и квазитвердого (рис. 2.3.12) вращения воздуха.

При квазитвердом вращении расширяющееся от периферии к центру проходное сечение способствует увеличению эффективности классификации. Это объясняется компенсацией изменения инерционной силы по радиусу за счет снижения радиальной силы со стороны потока. По результатам численного исследования можно рекомендовать величину параметра α в уравнении (2.3.12) в пределах 1,7–2. Увеличение высоты между вращающимися стенками в радиальном направлении может иметь отрицательное влияние.

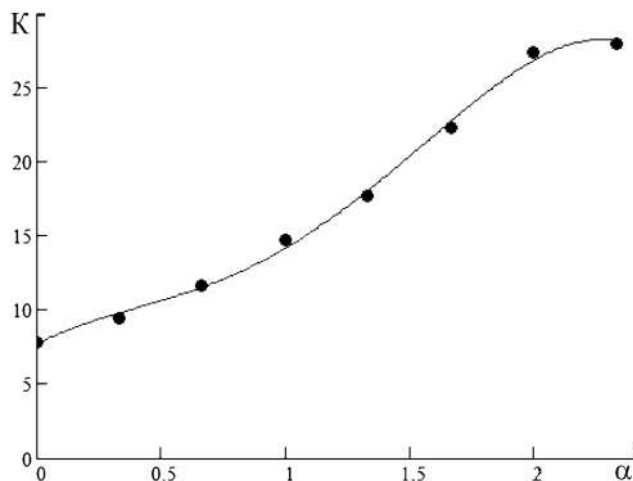


Рис. 2.3.11. Зависимость критерия качества классификатора от параметра α .

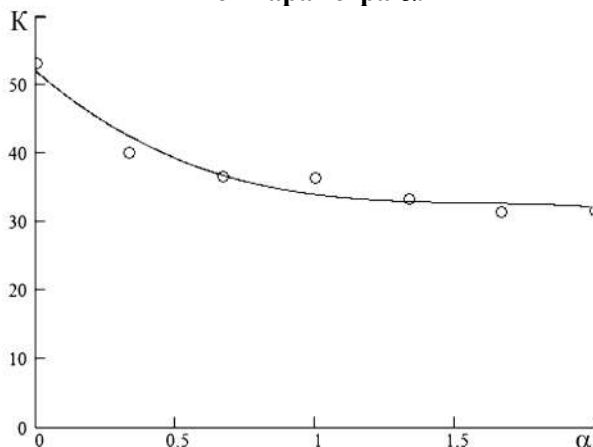


Рис. 2.3.12. Зависимость критерия качества классификатора от параметра α (потенциальное течение воздуха).

Механизмом возможного снижения эффективности, который может проявиться при чрезмерной кривизне формы проходного сечения, может быть отрыв потока от стенки канала с образованием вторичного вихревого движения.

Влияние указанного и других, связанных с профилированием зоны разделения факторов, требует проведения дополнительных исследований.

При потенциальном течении расширение проходного сечения отрицательно сказывается на эффективности классификации (рис. 2.3.12). По результатам исследования можно рекомендовать использование плоского канала при потенциальном поле скоростей несущего воздуха.

Отличие результатов расчета параметра α объясняется закономерностями изменения профиля скорости в окружном и радиальном направлении для рассмотренных случаев потенциального и квазитвердого вращения воздуха.

Для оценки влияния на эффективность разделения технологических параметров были подобраны несколько пар значений расхода воздуха Q и частоты вращения ротора n , так, чтобы граничный размер оставался одинаковым. Кривые разделения рассчитаны для значений $X_0 = 0,1$ м, $X_K = 0,014$ м, $H = 7$ мм и $\alpha = 0$. При повышении частоты вращения растет вероятность выхода крупных частиц в мелкий продукт. Данный эффект становится более заметным с увеличением размера частиц, что объясняется их большей инерционностью. Эффект попадания части крупных частиц в мелкий продукт связан с совпадением случайных неблагоприятных факторов (в том числе случайных условий на входе) для этой группы частиц. Наблюдаемый эффект говорит о необходимости корректировки конструкции узла ввода материала с целью уменьшения влияния условий на входе. Для принятой конструкции узла ввода материала не рекомендуется увеличивать частоту вращения больше 2000 об/мин (рис. 2.3.13).

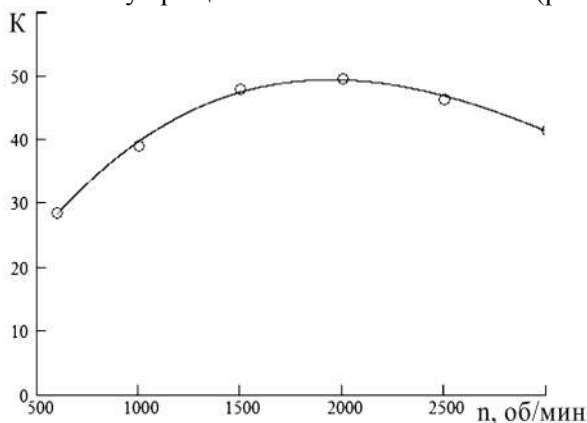


Рис. 2.3.13. Зависимость критерия качества классификатора от частоты вращения ротора.

Характер изменения критерия качества классификатора от частоты вращения ротора объясняется закономерностями изменения коэффициента сопротивления в зависимости от режима обтекания частиц воздухом и особенностями формирования начальных условий на входе в зону разделения.

Подведем итоги. В результате численных исследований выданы рекомендации по выбору технологических параметров, а также установлены закономерности влияния конструктивных факторов на эффективность классификации. Рас-

смотрено влияние геометрии зоны разделения для случаев потенциального и квазитвердого вращения воздуха. В соответствии с полученными результатами даны рекомендации по конструктивному оформлению зоны разделения.

2.3.3. Опытная проверка модели классификации

С целью определения параметров модели и возможности ее использования для практических расчетов проведены экспериментальные исследования классификации тонкодисперсных порошков. Ставилась задача проверки воспроизведения опытных данных при расчете кривых разделения и функций распределения продуктов разделения при разных технологических режимах. Изучалось также влияние на результаты разделения производительности классификатора и минимальной границы разделения. Проверялась возможность получения продуктов с узким гранулометрическим составом путем удаления из исходного материала мелких и крупных частиц.

Для изучения работы классификатора использовалась экспериментальная установка, принципиальная схема которой представлена на рис. 2.3.14. На установке проводили разделение порошка карбида кремния с плотностью частиц 3200 кг/м^3 и известным гранулометрическим составом с медианным размером частиц 25 мкм . Изучение разделения дисперсного материала в классификаторе проводилось при частоте вращения ротора в пределах $300\text{--}1400 \text{ об/мин}$ и расходе воздуха в пределах $0,05\text{--}0,1 \text{ м}^3/\text{с}$. Установлено, что проводить классификацию при частотах вращения менее 600 об/мин не целесообразно. Качество классификации при пониженной частоте заметно падает в результате недостаточно эффективного разрушения агломератов в вихревых каналах на входе в зону разделения. Замечание относится в первую очередь к граничным размерам $5\text{--}15 \text{ мкм}$.

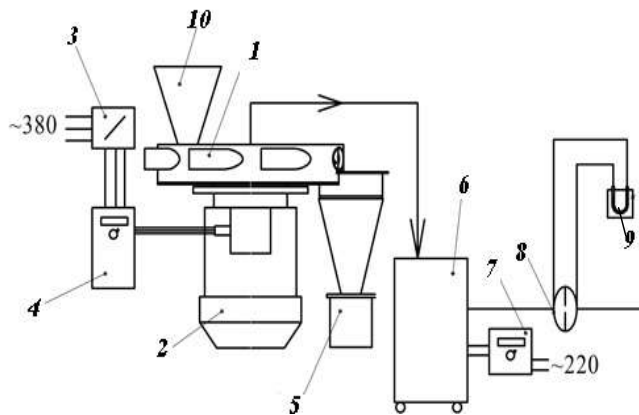


Рис. 2.3.14. Схема экспериментальной установки: 1 – центробежный классификатор; 2 – электродвигатель; 3 – автомат сети; 4 – частотный преобразователь; 5 – сборник крупной фракции; 6 – источник разряжения, совмещенный с фильтром; 7 – регулятор напряжения; 8 – диафрагма; 9 – дифференциальный манометр; 10 – загрузочное устройство.

Производилось сравнение эффективности классификации при различной производительности аппарата. Установлено, что в пределах рекомендуемых в литературе значений концентрации до 1 кг материала на 1 кг воздуха увеличение производительности аппарата не приводит к снижению эффективности.

Во время проведения каждого опыта выбирался равновесный размер разделения, в соответствии с которым определялись расход воздуха и частота вращения ротора. Перед началом опыта указанные величины после включения пылесоса 6 и привода 2 устанавливались при помощи регулятора напряжения 7, дифференциального манометра 9 и преобразователя частоты 4. Навеска порошка равномерно дозировалась в аппарат из загрузочного устройства со шнековым питателем 10. Фиксировалось время дозирования и определялась производительность по исходному материалу. Разделенные продукты выгружались из приемных устройств и взвешивались, после чего определялись выход мелкого и крупного продуктов. Анализ гранулометрического состава осуществлялся с использованием лазерного анализатора частиц MicroSizer 201.

Степень отклонения результатов классификации, полученных при моделировании, и в эксперименте устанавливалась при сравнении опытных и расчетных кривых разделения и функций распределения размера частиц. При обобщении экспериментальных данных установлена зависимость параметра модели от размера частиц, при которой обеспечивается наилучшее приближение расчетных и экспериментальных данных. Для модели, основанной на уравнениях (1.6.1)–(1.6.16) [10], выражение для параметра $\sigma_r(\delta)$ имеет вид

$$\sigma_r(\delta) = 2 + 6,2/[1 + \exp(4,6 - 0,5\delta)].$$

Величина параметра в уравнении (2.3.7) составляет $k = 1$, что свидетельствует о потенциальном течении среды в зоне разделения.

Для описания дисперсного состава исходного материала и продуктов классификации использовалось уравнение $D(\delta) = a/[1 + \exp(b - c\delta)]^{1/d}$, в котором параметры a , b , c , d определялись для каждого образца использованного исходного материала. Дифференцированием данного выражения получали плотность распределения размера частиц. После определения выхода и анализа дисперсного состава продуктов разделения рассчитывались экспериментальные кривые разделения в соответствии с приведенными в параграфе 1.4.3 уравнениями. На рис. 2.3.15 приведено сравнение плотностей распределения размера частиц в продуктах классификации, которые соответствуют разной частоте вращения ротора и расходу воздуха.

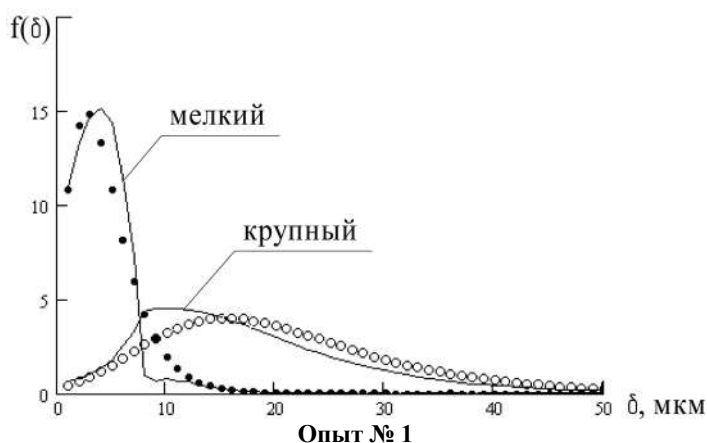
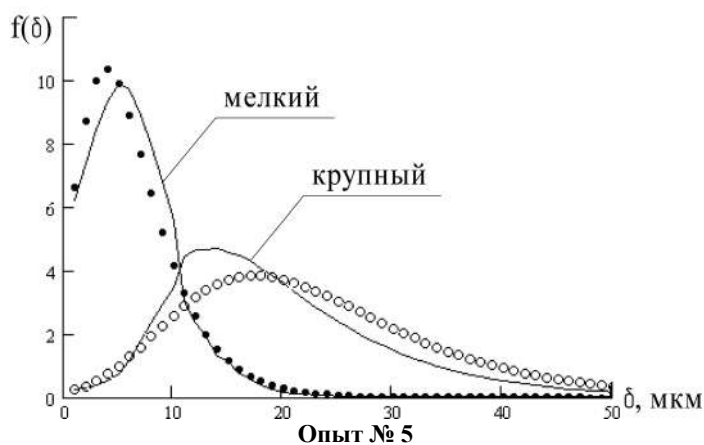


Рис. 2.3.15. Плотность распределения частиц в продуктах разделения:
линия – расчет; точки – опытные данные.

Некоторое отклонение экспериментальных кривых от расчетных значений может быть связано с недостаточно точным определением выхода разделенных продуктов и трудностью расчета параметров турбулентного движения воздуха, приводящее к случайным смещениям частиц.

В ходе экспериментальной проверки возможностей аппарата получены порошки карбида кремния с содержанием 90% массы частиц размером менее 5 μm (рис. 2.3.16, кривая 1).

Путем двукратной обработки материала в аппарате после удаления мелких и крупных частиц из исходного материала получены порошки карбида кремния с массовым содержанием основной фракции размером 5–30 μm 96% (рис. 2.3.16).

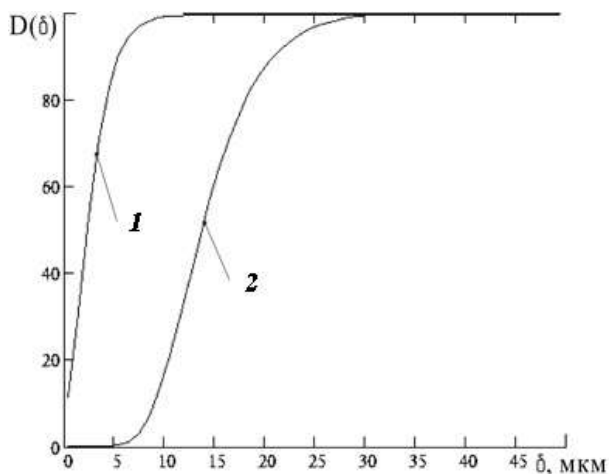


Рис. 2.3.16. Распределение размера частиц в продуктах классификации карбида кремния.

Рис. 2.3.16 иллюстрирует возможности классификатора по выделению порошков с заданным гранулометрическим составом и получению тонкодисперсных порошков при разделении по границам 5–10 мкм.

Подведем итоги. Результаты сравнения опытных и расчетных данных свидетельствуют о том, что предложенная модель классификации воспроизводит закономерности классификации с достаточной для практических расчетов точностью. Это дает основание считать достоверными основные выводы, полученные при численном исследовании закономерностей классификации в аппарате с вращающейся зоной разделения, а также позволяет положить разработанную модель в основу расчета показателей эффективности и дисперсного состава продуктов разделения.

2.3.4. Пример расчета классификатора

В качестве примера проведем расчет классификатора порошка карбида кремния производительностью 50 кг/ч по исходному материалу. Примем, что в аппарате реализовано квазитвердое вращение воздуха, например за счет установленных во вращающейся зоне разделения радиальных лопаток, в плоском ассиметричном вращающемся канале. Материал подается в центре зоны разделения. Описанный случай соответствует схеме на рис. 2.1.33.

Требования к дисперсному составу целевого продукта могут быть сформулированы в виде значений функции полных проходов в контрольных точках. Например, массовая доля частиц менее 5 мкм в целевом продукте не должна превышать 2% ($D(5) \leq 0,02$), а доля частиц с размером менее 30 мкм должна быть больше 99% ($D(30) \geq 0,99$). Частицы с размером более 50 мкм не допускаются ($D(50) = 1$).

Целью проектного расчета является определение геометрических и технологических параметров аппарата, при которых обеспечивается максимально воз-

можно для данной конструкции извлечение целевой фракции при соблюдении требований ТЗ.

Для удобства анализа дисперсного состава исходного материала данные могут быть представлены в виде графической зависимости (рис. 2.3.17), в которой табличные значения аппроксимированы аналитическим выражением.

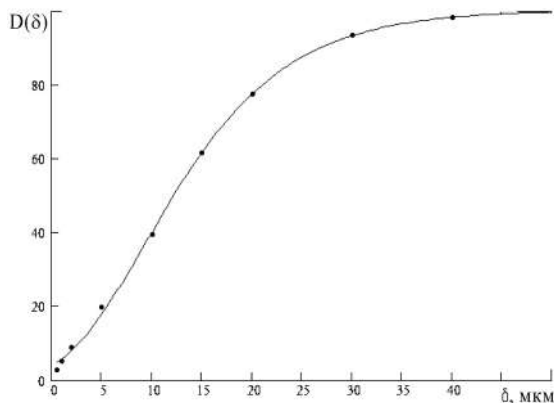


Рис. 2.3.17. Дисперсный состав исходного материала.

Анализ дисперсного состава исходного материала показывает наличие до 20% мелкой фракции с размером частиц более 5 мкм и до 10% крупной фракции, которые должны быть удалены. Порошок требуемого дисперсного состава из исходного продукта может быть получен минимум за два приема, которые предполагается проводить последовательно в одном аппарате.

Таблица 2.3.1

Размеры проектируемого классификатора

Размер, мм	R_n	R_6	$R_{ввод}$	X_k	α
	180	70	140	14	0

Поскольку при снижении граничного размера классификации требуется меньший расход воздуха с одновременным снижением производительности, то геометрические размеры аппарата будут определяться условиями разделения по нижней границе. Чтобы воспользоваться моделью классификации, необходимо задать первые приближения геометрических параметров зоны разделения и значений частоты вращения и расхода воздуха. Выбрать рекомендуемое соотношение расходов материала и воздуха в потоке μ_m кг/кг (объемная концентрация $\mu_v = 0,00038 \text{ м}^3/\text{м}^3$). Необходимый для классификации расход воздуха определяется по заданному значению производительности классификатора $G = 50 \text{ кг/ч}$ по уравнению $Q = G/\rho_c \mu_m$.

По графику (рис. 2.3.17) ориентировочно выберем границу разделения для удаления мелких ($\delta \leq 5 \text{ мкм}$) частиц в соответствии с требованиями технического задания. Для быстрого получения первого приближения значения граничного размера классификации и соответствующей ему частоты вращения ротора можно воспользоваться программой расчета траекторий отдельных частиц. Для

этого, назначая различные значения частоты вращения и следя за изменением траекторий частиц, выбираем такое значение частоты, при котором частица заданного размера имеет равновесную траекторию в центре зоны разделения. В нашем случае выбираем равновесный размер $\delta_p = 7$ мкм, которому соответствует частота вращения ротора 1500 об/мин. Для расчета кривых разделения используется построенная модель классификации. Результатом расчета являются функции полных проходов разделенных продуктов.

Путем сравнения содержания мелких частиц в полученном после разделения порошке с требованиями ТЗ принимается решение о необходимости корректировки равновесного размера. Для этого частота вращения уменьшается при необходимости сократить содержание мелкой фракции в целевом крупном продукте, либо увеличивается, если содержание мелкой примеси значительно меньше требуемого в ТЗ уровня и есть возможность повысить извлечение целевого продукта.

В нашем случае для выбранных значений расхода воздуха $Q = 0,02$ м³/с и скорости вращения ротора $n = 1500$ об/мин расчетное распределение частиц по размеру представлено на рис. 2.3.18.

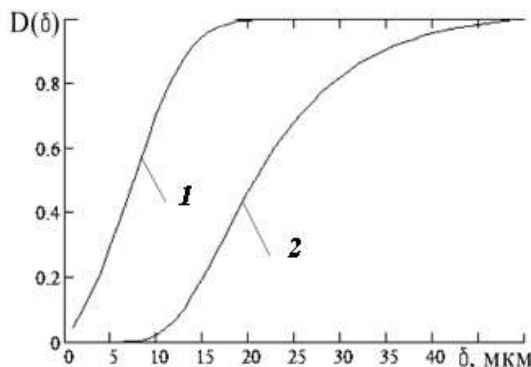


Рис. 2.3.18. Распределение частиц по размеру (предварительный расчет):
1 – удаленная мелкая фракция; 2 – обеспыленный крупный продукт.

В целевом крупном продукте (кривая 2) значение функции полных проходов для контрольного размера 5 мкм составляет $D(5) = 0$, что удовлетворяет требованию ТЗ. Требование выполнено с некоторым запасом и имеется возможность повысить выход целевого крупного продукта за счет его некоторого загрязнения мелкими частицами, не снижающего качества готового материала.

В нашем случае откорректированное значение частоты вращения ротора составило 2500 об/мин. Содержание мелкой примеси в крупном продукте увеличилось и составило $D_{кр}(5) = 0,012$, что соответствует требованиям ТЗ. Относительный выход мелкого продукта составил $\bar{G}_1 = 0,15$, а целевого крупного продукта соответственно $1 - \bar{G}_1 = 0,85$. Расчетные кривые полных проходов для целевого продукта и удаленной мелкой примеси после корректировки режима классификации приведены на рис. 2.3.19.

Если значение частоты получается больше 3000 об/мин, рекомендуется откорректировать геометрические размеры с тем, чтобы требуемая производительность аппарата достигалась при частоте в пределах 1000–3000 об/мин.

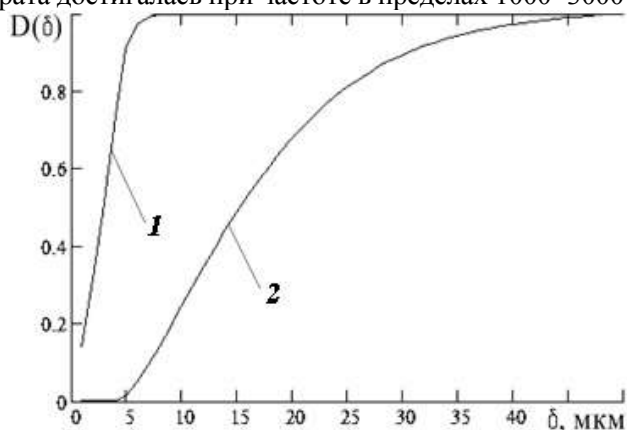


Рис. 2.3.19. Дисперсный состав продуктов после корректировки режима классификации: 1 – удаленная мелкая фракция; 2 – целевой крупный продукт.

На втором этапе расчета необходимо определить параметры работы классификатора для удаления крупной примеси с размером частиц крупнее 30 мкм. Исходным продуктом на втором этапе обработки является крупная фракция, выделенная на предыдущем этапе. Геометрические размеры аппарата уже выбраны на предыдущем этапе расчета и теперь следует выбрать технологические параметры, а также провести оценку производительности классификатора при удалении крупной примеси. Второй этап расчета является проверочным.

Проверочный расчет может иметь самостоятельное значение и проводится для аппаратов с заданными геометрическими размерами, например с целью корректировки технологических режимов при изменяющемся составе исходных продуктов, а также при настройке классификатора на переработку нового продукта. В этом случае дисперсный состав подлежащего обработке продукта может задаваться табличными значениями функции полных проходов.

Целью второго этапа обработки является удаление из исходного материала крупной фракции с наименьшими потерями частиц целевой фракции. Заданым значением частоты вращения ротора 2000 об/мин. Большим значениям частоты вращения будет соответствовать больший расход воздуха и большее сопротивление классификатора, узла очистки воздуха и транспортных магистралей. Общее сопротивление сети не должно превышать значения, определяемого техническими характеристиками устройства для создания потока воздуха в проектируемом агрегате. Для расчета сопротивления сети и определения производительности на втором этапе обработки необходимо определить расход воздуха. Примем, что для выбранного значения частоты вращения ротора сопротивление аппарата и сети не превышает допустимой величины. Назначая различные значения расхода воздуха, добиваемся того,

чтобы в расчетных кривых полных проходов содержание частиц размером более 30 мкм было не более 1%. Добиться такого результата возможно лишь с потерей части целевого продукта, поскольку граничный размер разделения должен быть выбран меньше 30 мкм.

Для частоты вращения $n = 2000$ об/мин и расходе воздуха $Q = 0,037$ м³/с выход целевого мелкого продукта на втором этапе составил $\bar{G} = 0,41$. Расчетные кривые полных проходов для целевого мелкого (кривая 1) продукта и удаленной крупной примеси приведены на рис. 2.3.20.

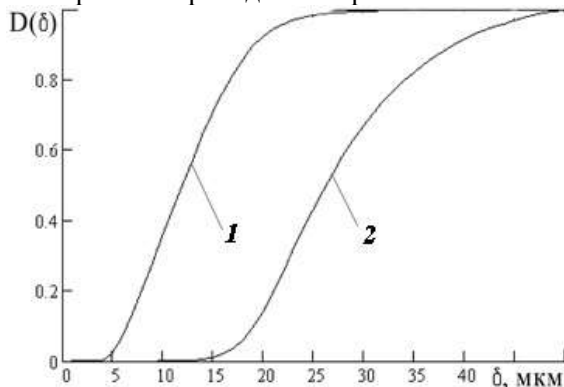


Рис. 2.3.20. Дисперсный состав на втором этапе обработки:

1 – целевой продукт; 2 – удаленный крупный продукт.

Если полученное значение расхода воздуха слишком велико и приводит к неприемлемо высокому гидравлическому сопротивлению сети, значение частоты вращения ротора может быть откорректировано в сторону уменьшения с последующим определением нового, меньшего по величине значения расхода воздуха.

Выход кондиционных частиц составил $\bar{G}_3 = (1 - \bar{G}_1)\bar{G}_2 = (1 - 0,15) \cdot 0,41 = 0,35$. Таким образом, выход частиц годных размеров в целевой продукт по отношению к их содержанию в исходном продукте после двух этапов обработки составил 50%.

Полученный результат объясняется достаточно жесткими требованиями технического задания, а также выбором не вполне оптимального режима течения среды в зоне разделения (кваситвердое вращение). Недостатки такого режима отмечались при обсуждении конструкций классификаторов с вращающейся зоной разделения в 2.3.1.

Подведем итоги. Приведенный пример показывает возможность расчета конструктивных и режимных параметров для достижения заданной цели с использованием модели классификации в аппарате с вращающейся зоной разделения. Построенная модель позволяет проводить сравнение различных вариантов конструктивного оформления зоны разделения и проводить оптимизацию значимых параметров процесса.

2.4. ОСОБЕННОСТИ СОВМЕЩЕНИЯ КЛАССИФИКАТОРОВ И АППАРАТОВ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

По расположению относительно мельницы классификаторы в агрегатах замкнутого цикла могут быть разделены на вынесенные, примкнутые к размольной камере и встроенные в размольную камеру или расположенные между ее отдельными ступенями.

Некоторые особенности работы классификаторов совместно с измельчительным оборудованием приведены в параграфе 2.1.4 при рассмотрении конструкций центробежных классификаторов. В частности, приведены примеры организации работы струйных мельниц совместно со встроенными и вынесенными классификаторами. Особенностью таких агрегатов является необходимость согласования подаваемого на измельчение расхода воздуха с площадью проходного сечения и частотой вращения ротора классификатора.

Типичным примером агрегата измельчения с вынесенным классификатором является помольная установка замкнутого цикла с шаровой барабанной мельницей, выполненная по схеме, показанной на рис. 2.4.1.

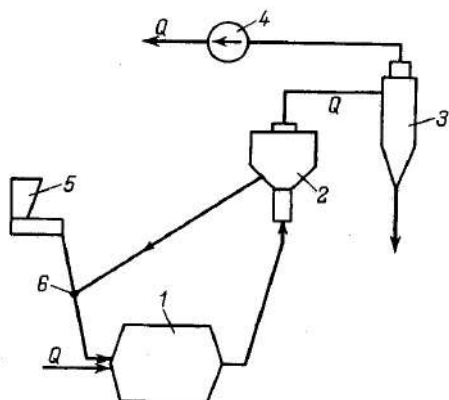


Рис. 2.4.1. Схема замкнутого цикла измельчения: 1 – мельница; 2 – классификатор; 3 – система улавливания готового продукта; 4 – мельничный вентилятор; 5 – бункер; 6 – узел смешивания.

В подобных схемах классификатор расположен выше мельницы, что обеспечивает естественное ссыпание возвращаемого на вход мельницы продукта. Важной особенностью вынесенного классификатора является полное исключение пересечения потоков мельничного продукта и возврата. В схеме рис. 2.4.1 это достигается высокой скоростью пневмотранспорта материала в восходящем трубопроводе за мельницей, заведомо превышающей скорость витания самой крупной частицы, которая может оказаться в материале после измельчения. Если выгрузка материала из мельницы механическая, то даже расположенный в непосредственной близости от нее классификатор считается вынесенным, так как возвращаемый материал подается только на вход мельницы.

При исследовании вынесенных классификаторов в промышленных или стендовых агрегатах удастся отобрать несколько продуктов (исходный, готовый и возвращаемый материал) и построить кривые разделения. Вынесенные классификаторы позволяют обеспечить высокий уровень организации пото-

ков массы материала в мельничной установке, но значительно увеличивают ее габариты. Непосредственно примкнутые к размольной камере классификаторы позволяют уменьшить габаритную высоту установки и скомпоновать ее в единый агрегат. Примкнутые классификаторы преимущественно используют со среднеходными валковыми и шаровыми мельницами, а также с быстросходными молотковыми, центробежными и ударно-отражательными мельницами.

На рис. 2.4.2 схематично представлена среднеходная валковая мельница с примкнутым к размольной камере центробежным классификатором. Исходный материал подается через точку 1, попадает на вращающийся размольный стол 2 и движется под действием центробежных сил к его периферии, где размещены вращающиеся на неподвижных осях мелющие валки 3. Частицы материала попадают под валки и разрушаются под действием усилия, передаваемого на валки пружинами 5 через рычаги 4. Центробежные силы сбрасывают размоленные частицы со стола. Через короб 6 в мельницу подается воздух, который проходит через сопловой аппарат 7, размещенный по периферии размольного стола, где он закручивается, разгоняется и подхватывает частицы, сброшенные с размольного стола. Кольцевая струя газа после соплового аппарата, попадая в размольную камеру 8, снижает свою скорость, в результате чего из потока на размольный стол выпадают крупные частицы. Большинство частиц транспортируется воздухом в первую ступень классификатора 9. В ней выделяются и возвращаются на размольный стол крупные частицы. Воздух с оставшимися частицами закручивается лопатками 10 и попадает во вторую, центробежную ступень 11 классификатора, откуда кондиционный материал выносится воздухом через патрубок 12. Отделенные от воздуха на этой ступени классификации частицы оседают и, проходя через вырезанные в точке сырья отверстия, объединяются с потоком исходного материала.

Первичное разделение продукта происходит в потоке воздуха, проходящего через сопловой аппарат в размольную камеру. Расходную скорость воздуха на выходе из соплового аппарата задают достаточно большой (до 60 м/с), закрутка потока достигает 60°. За счет большой скорости струй исключается провал крупных частиц через лопатки под размольный стол. Вместе с тем, рационально спроектированный сопловой аппарат не препятствует провалу кусков породы и не подлежащих дроблению примесей, а также некондиционно крупного сырья, которое не может быть затянута под валок. Для удаления провала под размольным столом устанавливают специальные скребки, которые на рис. 2.4.2 не показаны. Непосредственно в сопловом аппарате осуществляется гравитационная классификация материала по крупности и плотности.

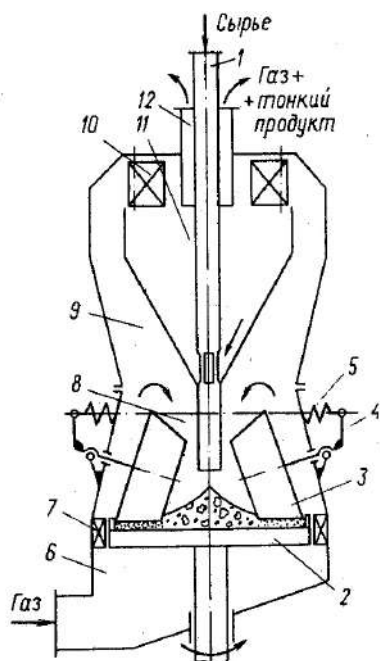


Рис. 2.4.2. Схема среднеходной валковой мельницы с центробежным классификатором: 1 — течка сырья; 2 — размольный стол; 3 — мелющие валки; 4 — рычаги системы нажатия; 5 — пружины; 6 — короб подвода вентилирующего газа; 7 — сопловой аппарат; 8 — размольная камера; 9 — первая ступень классификатора; 10 — закручивающие лопатки; 11 — вторая ступень классификатора; 12 — патрубок отвода тонкого продукта.

Известна конструкция мельницы, где сопловой аппарат является единственным классификатором. Частицы некондиционных размеров в таком аппарате проваливаются и возвращаются в размольную камеру элеватором. Малая осевая протяженность соплового аппарата не позволяет рассчитывать на достижение высоких показателей эффективности разделения. Важна равномерность скоростей движения газа в межлопаточных каналах, так как образование зон с пониженной скоростью может привести к выпадению в провал кондиционного материала, даже если средняя скорость удовлетворяет условию его пневмотранспорта.

Классификация продукта в относительно узкой струе газа, примыкающей к внутренней поверхности размольной камеры, является инерционной. Крупные частицы за счет неизбежных поперечных пульсаций выходят из ядра струи в зону резкого снижения осевой скорости и выпадают из нее на размольный стол.

Классификация материала в первой ступени примкнутого мельничного классификатора происходит так же, как и в вынесенном классификаторе с той существенной разницей, что поток возврата из первой ступени для достижения размольного стола должен пересечь поток исходного материала, транспортируемого в первую ступень кольцевой струей воздуха. Это приводит к хаотичности движения материала в объединенном объеме размольной камеры и первой ступени классификации, что сопровождается значительным снижением эффективности разделения. Работа центробежной ступени полностью аналогична ее работе в вынесенном классификаторе.

При экспериментальном исследовании примкнутых классификаторов трудно определить места отбора исходного для классификации материала и возврата из-за их взаимозависимого движения. Поэтому построение кривых разделе-

ния для таких классификаторов затруднено, а их сравнение производится на вынесенных аналогах. На рис. 2.4.3 показана схема оснащения стендовой среднеходной мельницы, позволяющая преодолеть указанные трудности.

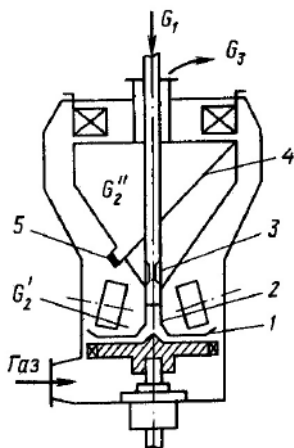


Рис. 2.4.3. Схема оснащения среднеходной мельницы для опытного исследования кривых разделения: 1 – дефлектор; 2 – патрубок с течкой сырья; 3 – окна; 4 – перегородки; 5 – течка.

Для испытания классификатора валки приподнимают над размольным столом и под ними устанавливают с зазором по отношению к столу дефлектор, соединенный с течкой сырья. Валки исключают из работы, но оставляют для сохранения гидродинамической обстановки.

На рис. 2.4.4 приведены кривые разделения классификаторов стендовой среднеходной мельницы со вторыми ступенями. Кривая разделения с квазиплоской центробежной ступенью имеет более высокие показатели эффективности разделения. Применение этой ступени повышает производительность стендовых установок до 25% по сравнению с установками, в которых в качестве второй ступени классификации используется ступень циклонного типа.



Рис. 2.4.4. Опытные кривые разделения классификаторов среднеходной мельницы с циклонной и квази-плоской вторыми ступенями классификации.

Максимальный размер уносимых воздухом частиц значительно превосходит граничный размер разделения (рис. 2.4.4), однако он все же ограничен значением $4\delta_{гр}$ для квазиплоской ступени и значением $5\delta_{гр}$ для циклонной ступени.

Основные схемы серийно выпускаемых отечественной промышленностью молотковых мельниц с примкнутыми классификаторами показаны на рис. 2.4.5. В зависимости от вида размалываемого материала используют инерционные (а) или центробежные (б) классификаторы. В этих мельницах более высок уровень организации потоков массы материала, так как весь возвращаемый материал

попадает по отдельной течке на вход мельницы и с мельничным продуктом не пересекается. Особенностью работы классификаторов молотковых мельниц является высокая скорость движения частиц на входе в аппарат. По порядку величины она совпадает с окружной скоростью ротора (50–80 м/с).

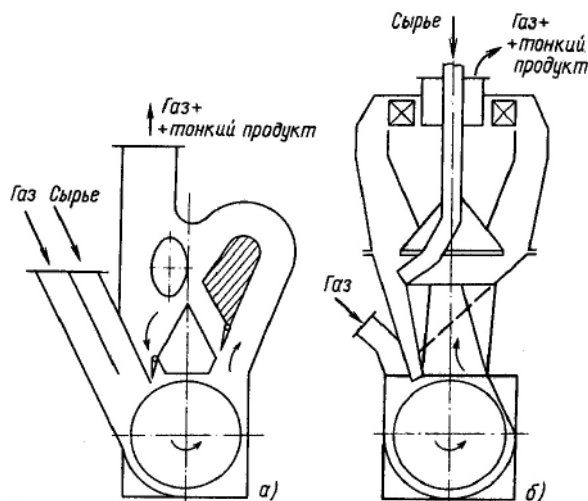


Рис. 2.4.5. Схемы молотковых мельниц с примкнутыми инерционным (а) и центробежным (б) классификаторами.

Для гашения скорости материала на входе с целью снижения износа деталей классификатора по ходу потока устанавливают броневые плиты. Высокие скорости частиц на входе в классификаторы молотковых мельниц затрудняют отбор проб материала, необходимых для экспериментального построения кривых разделения. Поэтому агрегаты с молотковыми мельницами рассматривают как единый агрегат без раздельного моделирования размольной камеры и классификатора. К числу параметров, определяющих условия классификации, добавляются показатели измельчения. Внутренняя классификация материала в размольном пространстве является резервом повышения производительности и экономичности агрегата измельчения.

На рис. 2.4.6 показана конструкция мельницы, которая содержит три ступени измельчения и рециркуляцию материала с третьей ступени измельчения на вход первой. Через полый вал и отверстия в нем продувают воздух, в результате чего между дисками отдельных ступеней создают квазиплоские центробежно-противоточные зоны классификации. Диаметры ступеней возрастают, а материал, прошедший каждую ступень, попадает в сформировавшийся вихревой поток с центральным стоком и разделяется в нем по крупности. Мелкие частицы выводятся воздухом через отверстия в полом валу, а крупные движутся к периферии и попадают в следующую ступень измельчения. При одинаковой производительности и тонине помола удельные затраты энергии за счет оперативного вывода мелких частиц снижаются до 20%.

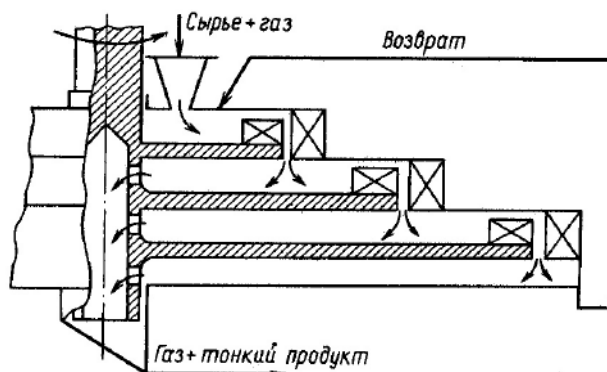


Рис. 2.4.6. Центробежная ударно-отражательная мельница со встроенными классификаторами.

При многоступенчатом измельчении с внутренней классификацией материала следует подбирать такие параметры классификации, при которых граничный размер разделения в отдельных ступенях мельницы оставался бы постоянным. В противном случае вышедший с воздухом продукт будет иметь широкий гранулометрический состав.

В описанной мельнице обеспечить одинаковые граничные размеры разделения в отдельных ступенях возможно путем подбора зазоров между дисками. Необходимые значения радиусов зон измельчения определяют исходя из условий эффективного измельчения, а зазоры между дисками — исходя из обеспечения одинаковых параметров классификации. Соотношение размеров зазора вытекает из условия подобия центробежной классификации, которое при постоянном расходе воздуха для случая закона сопротивления Стокса приводит к формуле $H_i = H_1 (R_{i1} / R_{11})^3$, где H_1 и H_i — размеры первого и i -го зазоров между дисками, R_{11} и R_{i1} — радиусы первой и i -й ступеней мельницы. Обычно технологические схемы производств тонкодисперсных и ультрадисперсных материалов состоят из нескольких видов оборудования, в том числе они включают струйную мельницу, классификаторы, бункеры-дозаторы и приемные бункеры готового материала и промежуточных продуктов, систему аспирации.

Одна из возможных схем показана на рис. 2.4.7. Схема разработана на кафедре машин и аппаратов химических производств СПбГТИ (ТУ) и предназначена для производства высокодисперсных абразивных порошков с узким дисперсным составом, таких как карбид кремния, корунд, карбид вольфрама с производительностью 50–100 кг/ч. Схема предполагает двукратную классификацию измельченного порошка с удалением крупных частиц при работе классификатора КЛ1 совместно с мельницей МЛ1 и последующее удаление мелких частиц с размером менее 2–5 мкм на втором этапе в насыпном классификаторе КЛ2. В разработанных классификаторах, описание работы которых дано в параграфе 2.1.4, решена проблема образования агломератов частиц, что является залогом их эффективного функционирования.

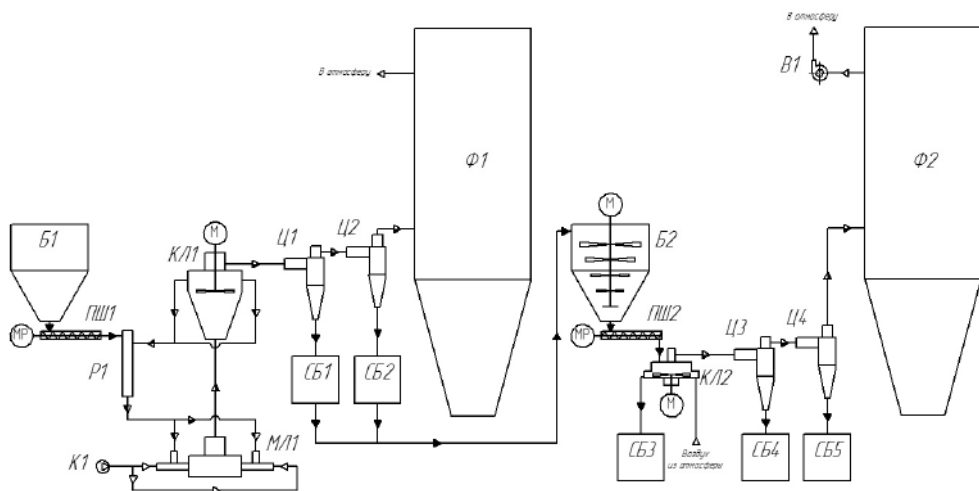


Рис. 2.4.7. Схема получения высокодисперсных материалов с выносным пневматическим и насыпным классификатором.

Схему отличает компактность входящего в нее основного оборудования. Основные узлы (струйная мельница МЛ, классификаторы КЛ1, КЛ2, циклоны и бункеры-дозаторы Б1, Б2) разработаны непосредственно на кафедре. В качестве стандартного оборудования, выпускаемого промышленностью, в схеме используются фильтры Ф1, Ф2 тонкой очистки с регенерируемой поверхностью. Оборудование прошло проверку в условиях опытного производства. По результатам опытных наработок тонкодисперсных материалов внесены усовершенствования в конструкцию классификаторов, эффективность разделения в которых доведена до значения $\chi_\phi = 0,8$. Особенностью схем, аналогичных приведенной на рис. 2.4.7, является согласование проходных сечений каждой единицы оборудования с расходом воздуха на этапах обработки.

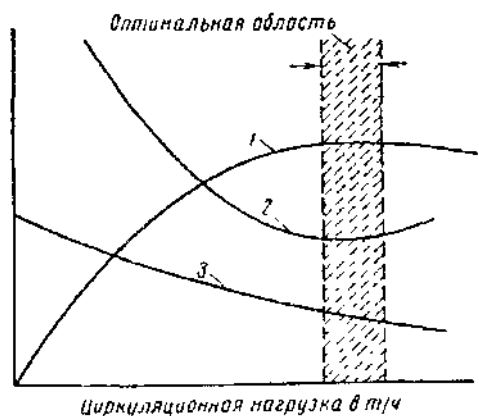


Рис. 2.4.8. Характеристика мельницы с классификатором:
1 – производительность по готовому продукту; 2 – удельный расход энергии; 3 – крупность поступающего в классификатор материала.

На рис. 2.4.8 приведены характеристики работы мельницы со встроенным классификатором. Для работы измельчающих агрегатов со встроенными классификаторами бывает трудно подобрать единый критерий эффективности их работы. Поэтому частные показатели должны анализироваться совместно. На рис. 2.4.8 показаны отдельные характеристики работы агрегата с выделением для определенных условий оптимальной области, отвечающей наиболее эффективной работе агрегата в целом. Выделение области оптимальных значений соответствует определенным условиям и может быть иным при изменении внешних условий.

Подведем итоги. Взаимосвязь различных аспектов измельчения при использовании встроенных классификаторов проиллюстрирована на примере работы схемы (рис. 2.4.7) и на рис. 2.4.8. Благодаря дополнительному регулированию процесса с использованием воздушного классификатора поддерживается постоянство крупности готового продукта. С увеличением количества циркулирующего материала выход готового продукта повышается, а удельный расход энергии понижается. С дальнейшим увеличением циркулирующего материала выход мелкого продукта и удельный расход энергии стабилизируются. За пределами оптимальной области обе кривые имеют противоположную направленность. Повышение производительности приводит к снижению точности разделения. Эффективная работа измельчающих агрегатов обеспечивается согласованностью внешних и внутренних параметров измельчения и классификации.

ГЛАВА 3. СУШКА ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Сушка – весьма сложный комплекс тепловых, диффузионных, а часто биологических и химических явлений, особенно если это интенсивная сушка. Более 20% затрат топлива и электроэнергии в химии расходуется на выпарку и сушку. В химической промышленности производство более 200 тысяч различных видов продукции включает стадию сушки. Это продукты горнодобывающей, содовой промышленности, военной химии, минеральных удобрений и пластмассы, разнообразные красители и средства защиты растений и химические реактивы. Производительность сушилок для многих реактивов – сотни граммов в час, а для продуктов горно-химической промышленности – сотни тонн. В основном разрабатывают типовые установки для большого класса сходных по своим свойствам материалов. Их создание стало возможным благодаря проведенной классификации высушиваемых материалов как объектов сушки, в основу которой положена теория сушки, разработанная школой академика А. Лыкова. Многочисленные исследования позволили интенсифицировать работу промышленных сушилок, реализовать новые методы высокоинтенсивной сушки, например в кипящем и фонтанирующем слое материала. В ряде случаев удалось совместить сушку с другими технологическими процессами.

Интенсификация сушки невозможна без знания ее закономерностей и свойств высушиваемого материала. Когда-то сушку отождествляли с испарением со свободной поверхности. Сейчас хорошо известно, что только часть уделяемой влаги свободна, остальная ее масса (во многих случаях до 15–20% по весу) связана. По классификации академика П. Ребиндера различают несколько видов связанной влаги: капиллярная, адсорбционная, химическая, осмотическая. Последняя характерна для так называемых коллоидных тел. Это влага, захваченная структурой и способная благодаря осмотическим силам проходить сквозь клетки веществ. Наиболее прочно энергетически связана с веществом адсорбционная влага, особенно мономолекулярной адсорбции. Установлено, что для разрыва связей в мономолекулярном слое нередко требуется больше затрат тепла, чем на перевод свободной жидкости в пар.

При сушке некоторых материалов удаляется также химически связанная влага, что особенно характерно для материалов, содержащих органические жидкости, которые способны образовывать с ним различные комплексные соединения, разрушающиеся при сушке. Для удаления одних видов связанной влаги требуется только быстрый подвод значительного количества тепла и максимальная поверхность контакта материала с теплоносителем, а других – определенное время для диффузии влаги к поверхности материала и последующего ее удаления. Основная задача интенсификации – организация максимального подвода тепла при удалении свободной влаги, а также той части связанной влаги (макрокапилляров, адсорбционной), которая может быть удалена интенсификацией теплообмена и турбулизацией пограничного слоя между высушиваемым материалом и сушильным агентом.

3.1. ТЕХНИКА СУШКИ

3.1.1. Классификация сушилок

Сушка материалов, полупродуктов или готовых изделий используется практически во всех отраслях промышленности. Для сушки применяют разнообразные сушилки, отличающиеся по ряду признаков, которые положены в основу классификации, приведенной в табл. 3.1.1.

Таблица 3.1.1

Классификация сушилок

Признак классификации	Типы сушилок
Давление в рабочем пространстве	Атмосферные, вакуумные, под избыточным давлением
Режим работы	Периодического или непериодического действия
Вид теплоносителя	Воздушные, на дымовых или инертных газах, на насыщенном или перегретом паре, на жидких теплоносителях
Направление движения теплоносителя относительно материала	Прямоточные, противоточные, с перекрестным током, реверсивные
Характер циркуляции теплоносителя	С естественной и принудительной циркуляцией
Способ нагревания теплоносителя	С паровыми воздухоподогревателями, с топочными устройствами, с электронагревателями, комбинированные
Кратность использования теплоносителя	Прямоточные или рециркуляционные
Способ удаления влаги из сушилки	С отходящим теплоносителем, с продувочным воздухом, компенсационные, с химическим поглощением влаги
Способ подвода тепла к материалу	Конвективные, контактные, с лучистым нагревом (радиационные), с нагревом токами высокой частоты, с акустическим или ультразвуковым нагреванием
Вид высушиваемого материала	Для крупнодисперсных, тонкодисперсных, пылевидных, ленточных, пастообразных материалов, жидких растворов или суспензий
Гидродинамический режим	С плотным неподвижным слоем, перемешиваемым слоем, взвешенным слоем (псевдоожиженный слой, фонтанирующий слой, пневмотранспорт, закрученные потоки), с распылением в потоке теплоносителя
Конструктивный тип сушилки	Камерные, шахтные, ленточные, барабанные, трубчатые и т. д.

Любая классификация может быть оспорена или уточнена. Она должна иметь конкретную цель. Предложенная классификация ставит собой цель показать, насколько разнообразны конструкции сушилок в химической технологии.

3.1.2. Барабанные сушилки

Барабанная сушилка представляет собой сварной цилиндр – барабан, на наружной поверхности которого укреплены бандажные опоры, кольца жесткости и приводной зубчатый венец; ось барабана может быть наклонена к горизонту на угол до 4° .

Барабанные атмосферные сушилки (рис. 3.1.1) непрерывного действия предназначены для сушки сыпучих материалов топочными газами или нагретым воздухом. Разновидностью барабанных атмосферных сушилок являются аппараты с контактным подводом тепла через специальную трубчатую насадку. На концах цилиндрического корпуса барабанной сушилки имеются распределительные камеры, служащие для подачи в барабан и отвода из него высушиваемого материала и газообразного теплоносителя.

Внутри барабана установлена специальная насадка, конструкция которой зависит от свойств высушиваемого материала. Со стороны загрузочной камеры расположена многозаходная винтовая насадка с числом спиральных лопастей от 6 до 16 в зависимости от диаметра барабана. При сушке материалов с большой адгезией к поверхности барабана на начальном участке последнего закрепляют цепи, при помощи которых разрушаются комки и очищаются стенки барабана. Для этой же цели могут использоваться ударные приспособления, расположенные с внешней стороны барабана.

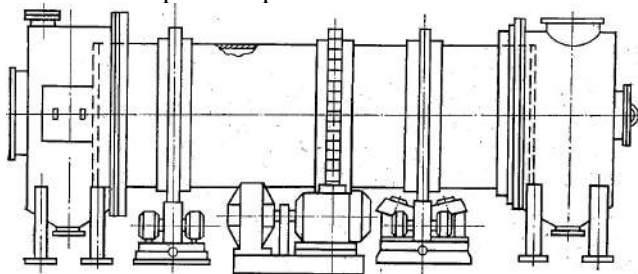


Рис. 3.1.1. Барабанная атмосферная сушилка.

На рис. 3.1.2 представлены различные типы внутренних насадок барабанов. В сушилках диаметром 1000–1600 мм для материалов с хорошей сыпучестью и средним размером частиц до 8 мм устанавливают секторную насадку. В тех же сушилках для материалов, обладающих повышенной адгезией, или сыпучих материалов со средним размером частиц более 8 мм – лопастную насадку. В сушилках диаметром 1000–3500 мм для материалов, склонных к налипанию, но восстанавливающих сыпучие свойства при сушке, – лопастную, а после нее – секторную насадку.

Основной материал для изготовления барабанов сушилок, загрузочных и разгрузочных камер – углеродистые стали. В технически обоснованных случа-

ях допускается изготовление барабанов, а также загрузочных и разгрузочных камер частично или полностью из жаростойких сталей специальных марок.

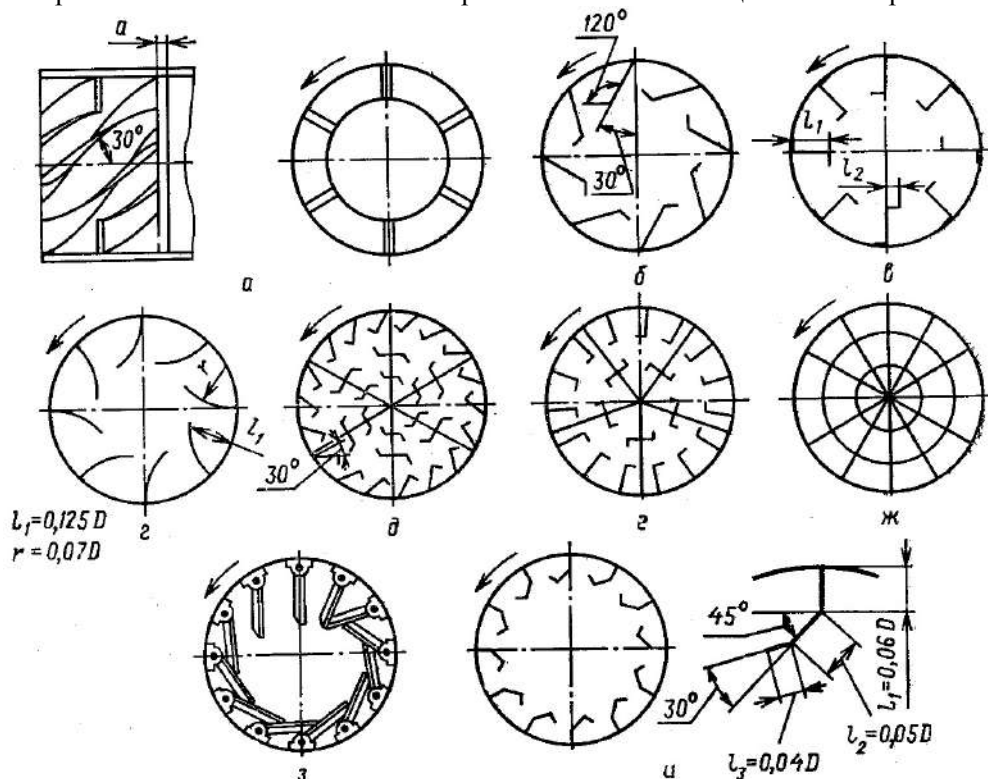


Рис. 3.1.2. Типы внутренних насадок барабана:

а – винтовая распределительная; *б, в, г, и* – периферийные подъемно-лопастные с лопатками различных видов; *д, е* – секторные; *ж* – для хорошо сыпучих материалов; *з* – самоочищающаяся с прямыми поворотными лопатками.

Барабанные вакуумные сушилки (рис. 3.1.3) работают, как правило, периодически. Их применяют для сушки термочувствительных материалов от воды и органических растворителей, а также для сушки токсичных материалов. В зависимости от свойств материала и требований к готовой продукции применяют сушилки среднего (остаточное давление 3–13 кПа) или глубокого (остаточное давление до 133,3 Па) вакуума.

Вакуумные барабанные сушилки применяют в основном в производстве ядохимикатов, гербицидов, некоторых полимерных материалов, а также в медицинской, пищевой и фармацевтической промышленности. Барабанная вакуумная гребковая сушилка (рис. 3.1.3) с реверсивным вращением ротора представляет собой горизонтальный цилиндрический барабан с рубашкой, внутри которого установлено лопастное перемешивающее устройство.

Реверсирование вращения вала – автоматическое. В этих сушилках могут быть установлены перемешивающие устройства различных конструкций: греб-

ковая мешалка без обогрева, лопастная мешалка с обогреваемым валом или мешалка с дополнительными трубчатыми поверхностями теплообмена. Сушка продукта происходит при контакте с нагретыми поверхностями в условиях вакуума. Остаточное давление в аппарате до 5,3 кПа.

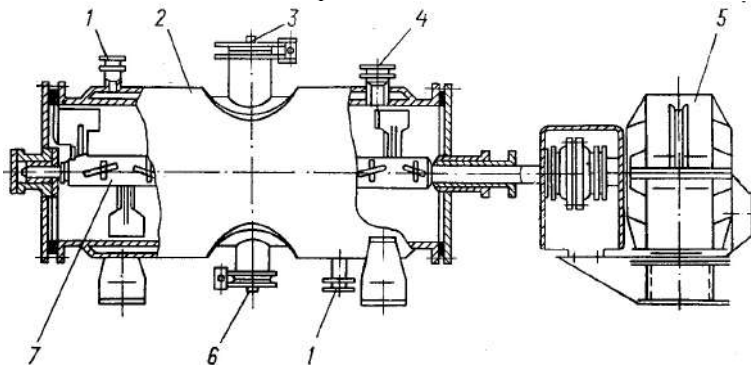


Рис. 3.1.3. Барабанная вакуумная гребковая сушилка с реверсным вращением ротора: 1 – штуцера для ввода греющего пара и вывода конденсата; 2 – корпус; 3 – загрузочный штуцер; 4 – штуцер для отвода паров; 5 – электродвигатель; 6 – разгрузочный штуцер; 7 – лопастной вал.

Барабанные вакуумные сушилки с вращающимся корпусом (рис. 3.1.4) отличаются хорошей герметичностью, что позволяет использовать их для сушки токсичных сыпучих материалов.

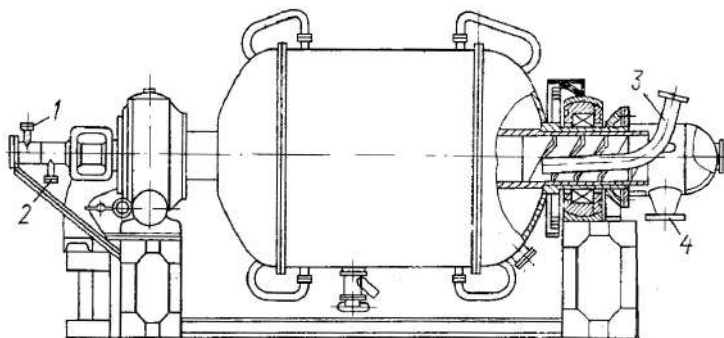


Рис. 3.1.4. Барабанная вакуумная сушилка типа ВВС с вращающимся корпусом: 1 – штуцер для подвода пара; 2 – штуцер для отвода конденсата; 3 – патрубок для подсоединения сушилки к вакуум-насосу; 4 – патрубок для выгрузки материала.

Эта сушилка содержит ряд встроенных один в другой цилиндров, обогреваемых паром низкого давления или водой. Для защиты высушенных материалов от взаимодействия с кислородом воздуха материал выгружают и охлаждают под вакуумом. По одной цапфе подводят пар к паровым рубашкам цилиндров и отводят конденсат, по другой – ради помощи шнека загружают исходный материал и выгружают готовый продукт. Для создания вакуума в установке используются механические или пароструйные вакуум-насосы.

Унификация серийно выпускаемых аппаратов подразумевает максимальное использование узлов существующего сушильного и вспомогательного оборудования. Примером такого использования является замена ротора с гребками в сушилке на обогреваемый шнек-ротор. Схема вакуумной сушилки с шнеком периодического действия со встречным направлением витков представлена на рис. 3.1.5. Для данной конструкции характерно выполнение ротора из вала 3 и шнека 4 из двух половин змеевика одного диаметра со встречным направлением витков. Скребки 5 выполнены в виде сплошной планки и используются в качестве дополнительной поверхности теплопередачи от теплоносителя к влажному продукту, осуществляя одновременно радиальное перемешивание материала. Скребки служат для придания жесткости ротору, работающему в реверсивном режиме. При сушке влажный материал перемешивается как в радиальном направлении, так и в осевом за счет реверсивного вращения ротора, обеспечивающего движение продукта от центра аппарата к периферии. При смене направления вращения вала (от периферии к центру) по истечении необходимого времени сушки включается вращение ротора в направлении от периферии к центру, открывается разгрузочный люк 7 и высушенный материал высыпается из аппарата.

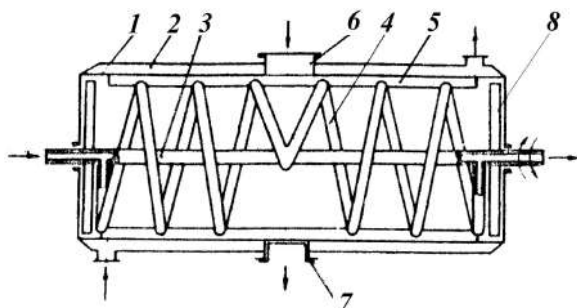


Рис. 3.1.5. Вакуум-шнековая сушилка со встречным направлением витков:
 1 – корпус; 2 – рубашка; 3 – вал; 4 – шнек; 5 – скребки; 6 – загрузочный люк; 7 – разгрузочный люк; 8 – торцевой скребок.

Непрерывность сушки обеспечивает конструкция вакуумной шнековой сушилки с дополнительным шнеком, схема которой представлена на рис. 3.1.6.

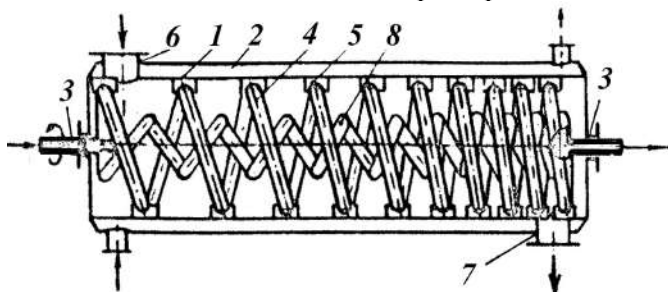


Рис. 3.1.6. Вакуумная сушилка с дополнительным шнеком:
 1 – корпус; 2 – рубашка; 3 – вал; 4 – основной шнек; 5 – скребки; 6 – загрузочный люк; 7 – разгрузочный люк; 8 – дополнительный шнек.

Конструктивной особенностью аппарата является размещение на валу 3 внутри шнека 4 дополнительного шнека 8, отличающегося от основного шнека меньшим диаметром и встречным направлением витков. Шаг дополнительного шнека соответствует шагу основного шнека 4, а их полости сообщаются друг с другом. На поверхности обоих шнеков закреплены скребки 5, которые выполнены в виде плоских лопаток и установлены под углом к оси трубки змеевика. Периферийная кромка каждой лопатки перпендикулярна ей и направлена в сторону вращения шнеков. Взаимодействие двух шнеков приводит к образованию локальных циркуляций высушиваемого продукта при его движении от загрузочного люка 6 к разгрузочному 7. Это позволяет значительно увеличить число оборотов ротора при прежнем времени пребывания дисперсного продукта в сушилке и тем самым интенсифицировать не только перемешивание, но и в сочетании с обогревом шнека 8 сушки в целом.

Подведем итоги. Барабанные сушилки из-за простоты конструкции и высокой надежности получили широкое распространение в крупнотоннажных производствах, где в качестве сушильного агента используются топочные газы.

Вакуумные барабанные сушилки пока незаменимы там, где высушиваемый материал не допускает перегрева. Они пришли вместо вакуумных шкафов. Исключают ручной труд за счет автоматизации процесса, особенно на стадии загрузки и выгрузки продукта.

3.1.3. Ленточные сушилки

В ленточных сушилках имеется ленточный одно- или многоярусный транспортер, расположенный внутри прямоугольного корпуса. Сушилки работают непрерывно с рециркуляцией газа и без нее. В некоторых конструкциях предусмотрен внутренний многократный подогрев газообразного теплоносителя, в качестве которого используют топочные газы, воздух, а иногда – перегретый пар. Загрузка материала осуществляется специальными питателями.

В ленточных сушилках наряду с сушкой можно проводить прокаливание и охлаждение материалов, причем такие установки отличаются от обычных только числом ярусов транспортера. Конструкция ленточного транспортера обусловлена свойствами высушиваемого материала. Транспортеры могут выполняться в виде плетеной металлической сетки, перфорированной штампованной или пластинчатой ленты, отдельных прямоугольных лотков с укрепленной в них сеткой, могут иметь одну или две рабочие поверхности. Сушилки данного типа работают с продувкой слоя движущегося материала потоком газообразного теплоносителя. Они предназначены для сушки сыпучих (зернистых, гранулированных, крупнодисперсных) и волокнистых материалов, а также готовых изделий и полуфабрикатов. Для тонкодисперсных пылящих материалов ленточные сушилки не используются, так как пыль трудно удерживается на ленте и оседает на калориферах, при этом пыль органических материалов может обугливаться и даже возгораться. Они особенно целесообразны для сушки формованных изделий и гранулированных катализаторов, при сушке которых не допускается расслоение или повреждение формы.

В ленточных сушилках легко осуществляются прямоток, противоток и смешанная схема движения теплоносителя и продукта. Сушилки с одним транспортером обычно делают многозонными в направлении движения материала. Для более равномерной сушки газообразный теплоноситель сначала подают под ленту и пропускают через слой материала, а затем пропускают над слоем. Зоны сушки могут различаться не только направлением газового потока, но и температурой, влажностью, скоростью прохождения газов через слой. Например, в зоне влажного материала применяют большие скорости газового потока, чем в зоне сухого продукта.

В многоленточных сушилках агент сушки используют многократно, пропуская его снизу вверх последовательно через несколько транспортеров с материалом. Перед каждым слоем его подогревают в калориферах, установленных между лентами. В некоторых случаях под каждую ленту извне подают дополнительный свежий теплоноситель. Такое же количество газообразного теплоносителя после пропускания через слой материала выводят из установки. В этом случае на каждом транспортере может быть только одна зона, отличающаяся от других температурой агента сушки, так как количество теплоносителя, проходящего через каждую ленту, одинаково.

Неравномерность сушки по высоте слоя устраняется перемешиванием материала при его пересыпании с одной ленты на другую. В некоторых конструкциях ленточных сушилок для перемешивания и выравнивания слоя материала над лентой помещают специальные ворошители. Для этой же цели газ иногда подводят под ленту через сопла, расположенные на определенном расстоянии одно от другого. В местах входа газовой струи происходит интенсивное перемешивание материала.

Сушилки с одной лентой (рис. 3.1.7) предназначены для сушки мелкодисперсных материалов. Их сушильная камера разделена на три секции. Для циркуляции горячего воздуха, нагреваемого в паровых калориферах, в каждой секции установлены вентиляторы.

Для сушки пастообразных материалов применяют вальце-ленточные сушилки, которые состоят из ленточной сушилки и формовочно-сушильных вальцев. Эти сушилки обеспечивают предварительное формование и подсушку материала. Формующая (вальцовая) часть сушилки состоит из рифленого вальца, на поверхности которого выполнены кольцевые канавки трапецеидального сечения, и пресс-валка, служащего для заполнения канавок пастообразным материалом. Валец и пресс-валок обогреваются паром. За один оборот вальца формованная паста подсушивается и снимается ножами, имеющими форму гребенки, после чего поступает на сетчатую транспортерную ленту сушилки для дальнейшей сушки. Удельные параметры вальце-ленточных сушилок: производительность по испаренной влаге 10–50 кг/(м²·ч); расход тепла на 1 кг испаренной влаги 6–7 МДж; расход воздуха на 1 кг испаренной влаги 20–30 кг. Наибольшая высота слоя продукта на транспортерной ленте 100 мм.

Вальце-ленточные сушилки не пригодны для сушки токсичных и пожароопасных материалов. Продукт, подлежащий сушке, должен обладать способностью формоваться на рифленом вальце.

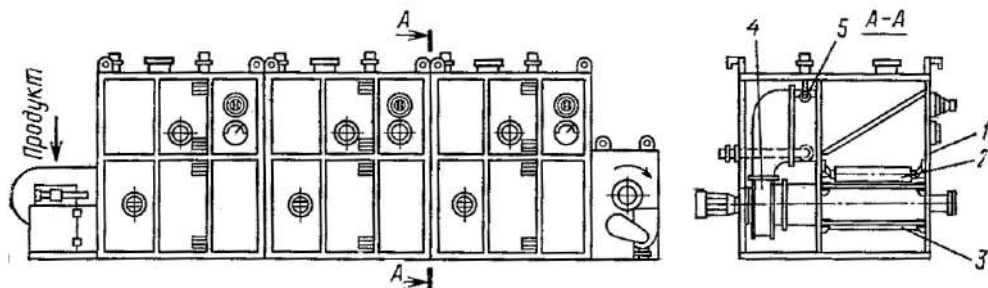


Рис. 3.1.7. Одноленточная сушилка: 1 – корпус; 2 – лента; 3 – разравнивающий ролик; 4 – циркуляционный вентилятор; 5 – калорифер.

Подведем итоги. Ленточные сушилки решают конкретную технологическую задачу – сушат предварительно формованные изделия. Они вытеснили менее эффективные туннельные сушилки. Являются современными аппаратами, поскольку имеют высокую степень автоматизации, что позволяет управлять процессом сушки с целью обеспечения необходимой влажности при минимальном расходе энергии.

3.1.4. Распылительные сушилки

Распылительная сушка используется для жидких и пастообразных материалов и заключается в том, что материал распыляют специальными устройствами и высушивают в потоке газообразного теплоносителя. Для диспергирования материалов обычно используются три типа распылителей: механические форсунки, пневматические форсунки и центробежные распылительные диски.

Распылительные сушилки представляют собой вертикальные цилиндрические или цилиндрически-конические камеры, в которых осуществляется тепло-массоперенос между дисперсным материалом и теплоносителем.

В зависимости от конструкции сушилки сушку проводят при прямоточном, противоточном и смешанном токе материала и агента сушки. Большинство сушилок работает по принципу прямотока. Противоточное движение материала и газов применяют, например, при совмещении сушки с прокаливанием, ради получения продукта с большой насыпной плотностью и т. д.

Конструкции сушильных камер при распылении жидкостей центробежными дисками и форсунками различны. На рис. 3.1.8 приведены схемы наиболее распространенных форсуночных сушильных камер.

Механические форсунки, работающие по принципу распада струи, вытекающей из отверстия, бывают струйными или центробежными. К достоинствам механических форсунок следует отнести простоту изготовления, низкие затраты энергии на распыление, невысокие эксплуатационные расходы. Их недостатком является сложность регулирования расхода, засорение твердыми частицами, эрозионный износ сопел, приводящий к необходимости использования износостойких материалов (особенно в распылителях небольшой производительности, в которых износ резко сказывается на их производительности).

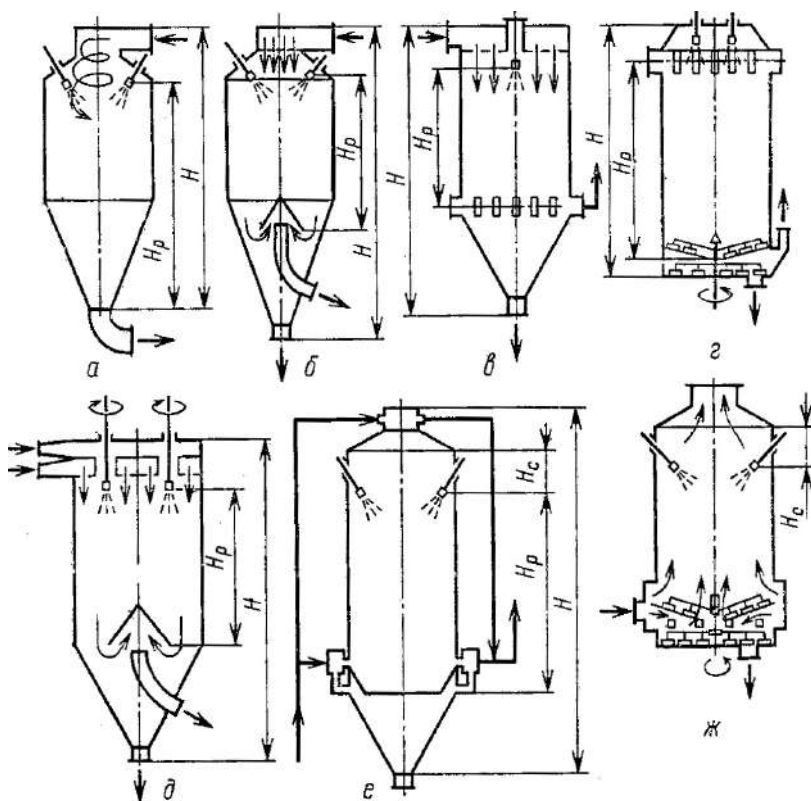


Рис. 3.1.8. Типы форсуночных сушильных камер:

а – с центральным закрученным подводом теплоносителя (прямоточная);
б – с центральным подводом теплоносителя и раздельным отводом газов и продуктов; *в* – с равномерным распределением газов по сечению через газораспределительную решетку; *г* – с радиальным (по периферии) подводом теплоносителя и центральным отсосом; *д* – с локальным подводом газов к форсунке; *е* – с параллельным и противоточным движением газов и теплоносителя; *ж* – с центральным и периферийным подводом теплоносителя и отводом газов по центру (противоточная); H – высота аппарата; H_p – высота рабочей зоны; H_c – высота зоны сепарации.

В пневматических форсунках жидкость распыляется высокоскоростной струей газа. Эти форсунки более производительны, чем механические, и позволяют распылять высоковязкие пасты и суспензии.

Форсуночные распылители могут быть сгруппированы в блоки, центробежные же всегда устанавливают по одному.

Действие центробежных дисков основано на распаде тонкой пленки жидкости, сходящей с большой скоростью с поверхности диска. Частота вращения дисков достигает 50 000 об/мин (обычно 10 000–20 000 об/мин). Диски имеют различную конструкцию, могут быть лопаточного типа или соплового, с диаметром от 50 до 350 мм.

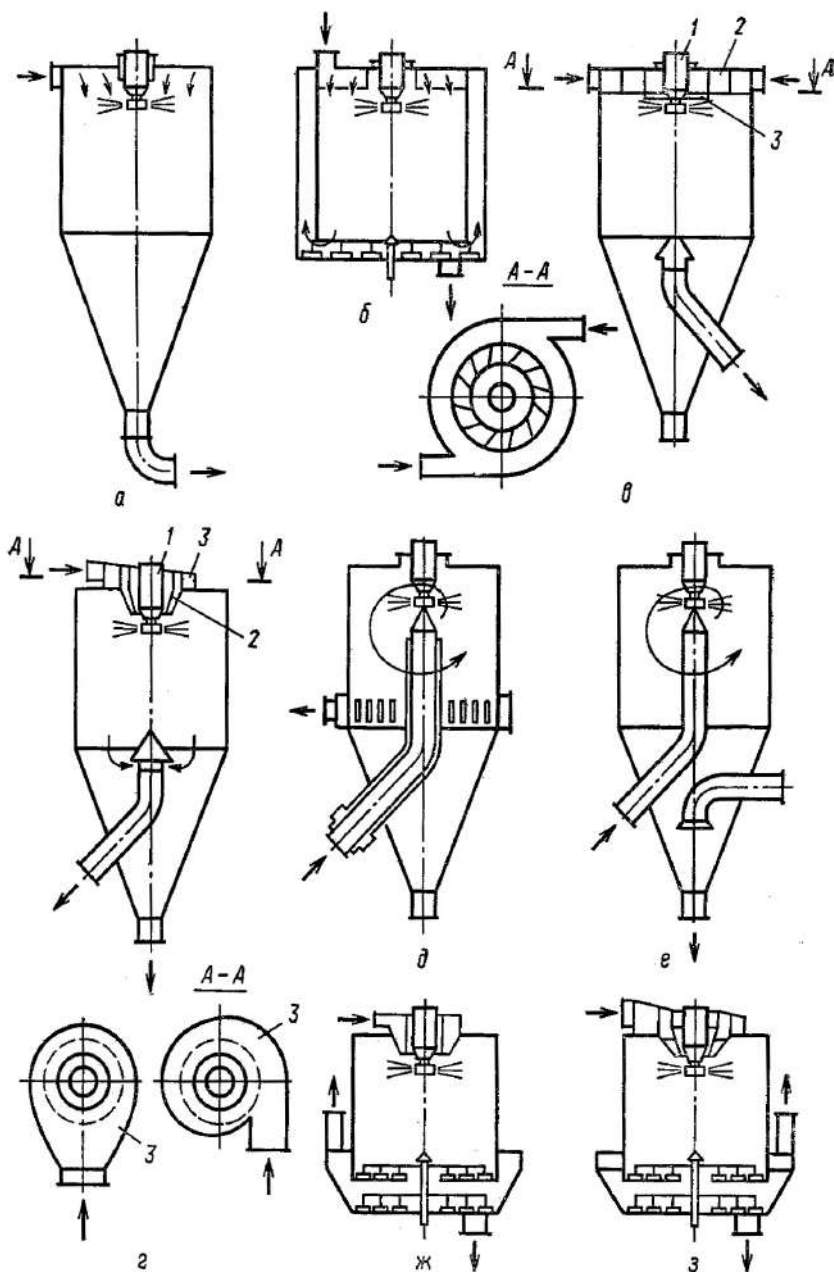


Рис. 3.1.9. Сушилки с дисковыми распылителями:

а, б – с равномерной подачей газов над факелом по всему сечению камеры;
в, е, ж, з – с сосредоточенной подачей газов над корнем факела распыла;
г, д – с сосредоточенной подачей газов под корень факела распыла; *1* – механизм распыла; *2* – газораспределительное устройство; *3* – короб, подводящий газ.

На рис. 3.1.9 приведены схемы сушилок с дисковыми распылителями. По способу ввода теплоносителя их можно разделить следующим образом: с равномерной подачей газов над факелом по всему сечению камеры (рис. 3.1.9, *а, б*); с подачей газов к основанию факела распыла (рис. 3.1.9, *в–з*). Причем последние подразделяются на сушилки с подачей газов над факелом (*в, е–з*) и под него (*г, д*). Вывод газов и материала осуществляется раздельно (кроме сушилки на схеме *а*). При низкотемпературной сушке растворов высокой влажности целесообразно использовать сушильные камеры, изображенные на рис. 3.1.9, *а, б*. Скорость газа по сечению камеры принимают не менее 0,2 м/с.

При дисковом распылении скорость газов по сечению камеры значительно меньше, чем при распылении форсунками, поэтому и вопросы, связанные с распределением газов, решить сложнее. Способ ввода газов в камеру и отвода их в основном обусловлен производительностью диска, геометрией камеры и физико-химическими свойствами раствора. Наиболее рационально подавать газы к основанию факела распыла, чтобы максимально использовать горизонтальный участок полета капель с большой скоростью и сократить диаметр факела распыла.

Таким способом можно подавать газ при высоких температурах, не опасаясь перегрева высушенных частиц материала. Отвод газов осуществляется преимущественно из центра камеры.

Подведем итоги. Для распылительной сушилки время пребывания материала в зоне сушки весьма мало, но высокая степень диспергирования обеспечивает быстрое высушивание. Поэтому в распылительных сушилках можно использовать теплоноситель с высокой температурой. Высушенный продукт получается равномерного дисперсного состава, сыпучим и мелкодисперсным. Возможно совместное распыление и одновременное перемешивание двух и более компонентов. Недостатком распылительных сушилок являются большие габариты и повышенный расход энергии.

3.1.5. Сушилки со взвешенным слоем

Конструкция и классификация сушильных аппаратов со взвешенным слоем. Осуществимость и эффективность сушки в псевдоожиженном слое в значительной мере зависят от конструкции аппаратуры. Важно выбрать конструкцию сушилки, наилучшим образом соответствующую агрегатному состоянию исходного материала и его физико-химическим свойствам, а также требуемой производительности. Предложен ряд конструкций промышленных сушилок в псевдоожиженном слое, которые прошли лабораторные и промышленные испытания.

Разнообразные существующие и вновь предложенные сушилки с псевдоожиженным слоем в технологическом аспекте могут быть разделены на две группы: для зернистых материалов и для паст, растворов, суспензий и расплавов. По условиям работы сушильные аппараты делят на три основные группы: непрерывные, циклические и периодические.

В промышленности применяются преимущественно сушилки непрерывного действия: материал непрерывно подается в аппарат и выводится из него; процесс полностью автоматизирован. Такой метод работы наиболее эффективен. Однако для ряда конструкций сушилок непрерывного действия характерна неравномерная влажность продукта на выходе.

Продукт из циклических сушилок отличается равномерным распределением влажности. Питание аппарата материалом и его выгрузка производятся непрерывно, но сама сушка протекает, по существу, периодически: в результате здесь используются достоинства как непрерывного, так и периодического процессов. Периодические сушилки применяются в основном в малотоннажных производствах и характеризуются равномерной влажностью продукта. Сушильная камера загружается материалом (иногда в вагонетках) и опорожняется после завершения сушки. В сушилках этого типа условия процесса легко регулировать подачей теплоносителя различных параметров в разных стадиях сушки. Такие сушильные аппараты часто используются для сушки полимеров и других термолabileльных материалов.

По конструктивному признаку различают одно- и многоступенчатые сушилки с псевдооживленным слоем.

Одноступенчатые (однокамерные) аппараты наиболее просты в исполнении и эксплуатации, они экономичны и легко поддаются автоматизации. Это наиболее распространенный тип промышленных сушилок. Недостаток некоторых из них состоит в неравномерности высушивания продукта. Многоступенчатые сушилки обеспечивают более равномерное высушивание материала при его последовательном перемещении из секции в секцию, а сушильный агент движется противотоком.

Наконец, сушильные аппараты классифицируются по конфигурации рабочей камеры: ее поперечное сечение может оставаться постоянным либо изменяться по высоте, она может быть цилиндрической, конической, цилиндроконической или призматической.

Сушилки псевдооживленного слоя могут иметь расширяющееся или постоянное по высоте сечение. Камеры прямоугольного сечения (с малым отношением сторон) и квадратные камеры менее предпочтительны, чем круглые, так как в них больше вероятность образования застойных зон. На рис. 3.1.10 даны принципиальные схемы наиболее распространенных сушилок с псевдооживленным слоем.

На рис. 3.1.10, *а* показана схема однокамерной сушилки с ненаправленным движением материала. Сушильная камера имеет круглое сечение и может быть цилиндрической или расширяющейся (для уменьшения уноса мелких частиц из камеры). Максимальное сечение камеры подбирают так, чтобы предотвратить унос мелких частиц. Такие сушилки обычно используют для сушки термостойких материалов. На рис. 3.1.10, *б* представлена схема сушилки с направленным движением материала. В таких сушилках угол наклона решетки обычно 1–4°; они характеризуются большими скоростями движения материала в слое. Для выравнивания времени пребывания частиц материала в камере устанавливают поперечные перегородки. Угол наклона решетки принимают в зависимости от

скорости псевдоожижения, длины решетки и характера изменения свойств частиц в процессе сушки. Сечение камеры в направлении газового потока может быть прямоугольным или трапециевидальным (для уменьшения уноса частиц). Такие сушилки работают с перекрестным потоком материала и теплоносителя. Их рекомендуется применять при удалении влаги из трудновысыхающих материалов, для которых необходима высокая равномерность сушки.

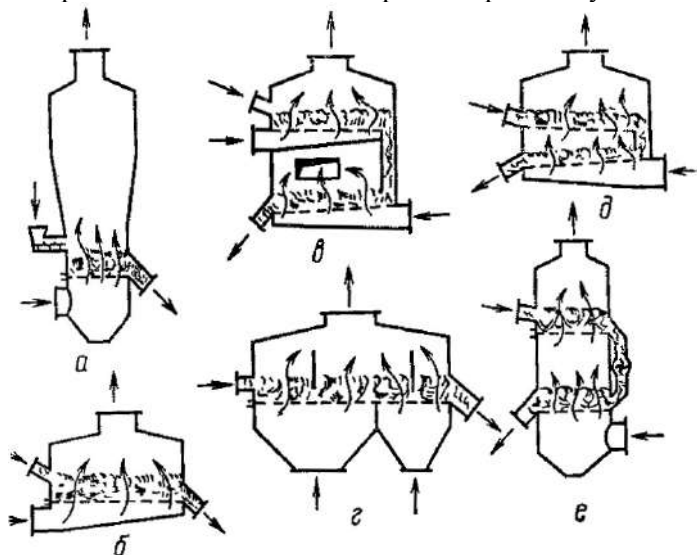


Рис. 3.1.10. Типы сушилок с псевдоожиженным слоем.

На рис. 3.1.10, в и г показаны схемы многосекционных сушилок. В сушилке, изображенной на рис. 3.1.10, в, секции сушики расположены одна над другой, размеры решеток в секциях одинаковы. Подобные сушилки могут работать с направленным и ненаправленным движением материала. В каждой секции могут создаваться различные гидродинамические и температурные режимы, так как теплоноситель поступает в них от автономных вентиляторов. Эти сушилки применяют для термочувствительных материалов, свойства которых сильно изменяются при сушке. Расположение секций одна над другой делают установку компактной, однако зона сепарации в них ограничена. Кроме того, переточные каналы из одной секции в другую работают неудовлетворительно при сушке тонкодисперсных материалов. Поэтому необходимо создавать перепад давления между секциями. Такая сушилка рекомендуется для крупнозернистых материалов с хорошими сыпучими свойствами.

Для совмещения процессов сушки и прокаливания применяют многосекционные сушилки с многократным использованием теплоносителя, показанные на рис. 3.1.10, д (сушилка прямоугольного сечения с направленным движением материала) и 3.1.10, е (цилиндрическая сушилка). Для более надежной работы аппарата иногда верхнюю решетку делают несколько меньших размеров, чтобы снизить унос пыли из второй зоны. Когда в зоне прокаливания сжигают природный газ (т. е. обходятся без специального топочного устройства), под решетку подают холодный воздух для сжигания топлива в слое материала.

Достоинства и недостатки различных типов сушилок с псевдоожиженным слоем и области их применения лучше всего рассмотреть на примере наиболее типичных конструкций.

Одной из простейших и наиболее широко распространенных конструкций сушильных аппаратов непрерывного действия является цилиндрическая *однокамерная сушилка*, изображенная на рис. 3.1.11.

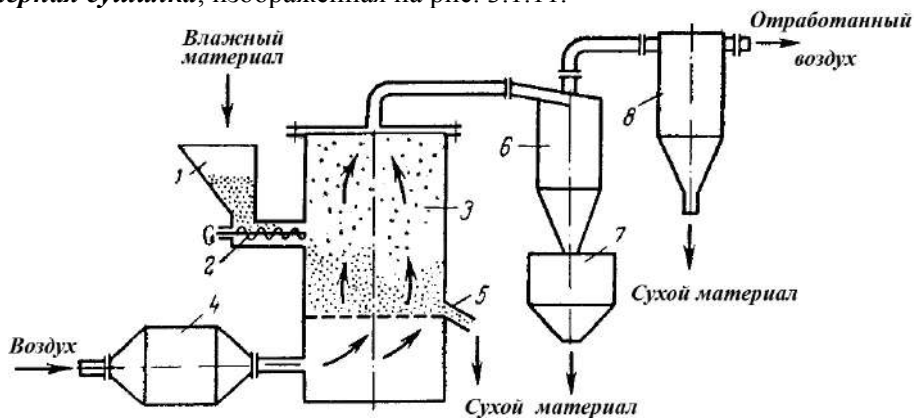


Рис. 3.1.11. Однокамерная сушилка: 1, 7 – бункеры; 2 – шнековый питатель; 3 – сушильная камера; 4 – топка; 5 – выпускное отверстие; 6 – циклон; 8 – рукавный фильтр.

Влажный материал непрерывно подается из бункера 1 шнековым питателем 2 в сушильную камеру 3 с псевдоожиженным слоем. Горячие газы из топки 4 смешиваются в камере смешения с воздухом и турбогазоводувкой или вентилятором подаются под распределительную решетку. Высушенный продукт выводится через выпускное отверстие 5, расположенное напротив шнекового питателя непосредственно над решеткой. Отсасываемый запыленный газ проходит циклон 6 с приемным бункером 7 и окончательно очищается от пыли в рукавном фильтре 8.

Эти сушилки обычно работают с невысокими слоями материала (300–400 мм), характеризуются большой производительностью (500–100 кг/ч влаги с 1 м² распределительной решетки) и низкими удельными расходами топочного газа (до 12 кг на 1 кг влаги). Они используются для сушки известняка, доломита, литейных песков, доменной шихты, фосфоритов и других термостойких неорганических материалов. Такие сушилки также используются для сушки угля. Известны сушилки диаметром 4,2 м и высотой 6,1 м. Их производительность достигает 230 т/ч угля (производительность по удаляемой влаге – до 25 т/ч). Температура топочных газов, разбавленных воздухом, здесь ниже, чем при сушке неорганических материалов, и составляет ~ 410°C, температура отходящих газов 70–80°C. Начальная влажность угля 14,5–22%, конечная – 2–4%. Позволяет сушить весьма крупные куски угля размером от 6 до 40 мм.

Многосекционные сушилки. Одной из первых многоступенчатых сушилок является сушилка рис. 3.1.12. В ней смонтирован ряд перфорированных полок, на которых натянута сетка или ткань, так что поток горячего газа равномерно

распределяется в слое материала. Сушилка первоначально предназначалась для сушки дрожжей. Позднее была сконструирована сушилка для зерна производительностью 10 т/ч.

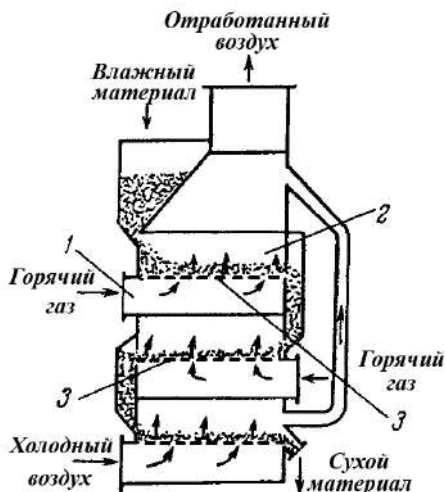


Рис. 3.1.12. Многоступенчатая сушилка: 1 – входной канал; 2 – камера; 3 – решетка.

Эта сушилка представляет собой прямоугольную камеру размерами 2,5х1,25х3,8 м, разделенную последовательно на три секции. Две верхних предназначены для сушки зерна, нижняя – для его охлаждения. Решетки с отверстиями диаметром 1,4 мм наклонены к горизонту на 2–3°. Площадь каждой решетки в зоне сушки 3,12 м², в зоне охлаждения 2,6 м². Материал подается в первую (верхнюю) секцию, частично высушивается и направляется во вторую секцию, а затем в зону охлаждения, откуда выводится через откидной клапан. Подобные сушилки используются для сушки ацетатов, сульфата аммония, полимерных материалов (диацетилцеллюлозы и поливинилхлоридных смол).

Представляет интерес новая японская колонная многосекционная сушилка с перфорированными решетками, но без переточных труб. По конструкции эта сушилка, изображенная на рис. 3.1.13, напоминает ректификационную колонну с провальными тарелками. Псевдооживленный слой образуется на каждой тарелке. Частицы твердого материала движутся сверху вниз с тарелки на тарелку, а газ – в противоположном направлении. Диаметр отверстий должен быть в несколько (обычно в 5–30) раз больше размера частиц; обычно он составляет от 10 до 20 мм. Доля живого сечения тарелки должна находиться в пределах 0,3–0,45. В большинстве случаев нижний предел отношения скоростей газа в отверстиях тарелки и витания частиц составляет 1,1–1,2, верхний предел равен 2,0. Возможный интервал размеров частиц 0,5–5 мм.

Характеристики ряда промышленных сушилок этого типа приведены в таблице 3.1.2. Рассматриваемые сушилки отличаются высокой удельной производительностью (от 1000 до 10 000 кг/ч на 1 м² поперечного сечения слоя). Аппараты такого типа могут быть также использованы для проведения десорбции.

Для сушки в псевдооживленном слое материалов, слипающихся и агломерирующих во влажном состоянии, широко используют сушилки с различными

механическими побудителями, которые способствуют достижению устойчивого гидродинамического режима в аппарате. К таким сушилкам относятся аппараты виброкипящего слоя, а также аппараты с мешалками, ворошителями и другими приспособлениями. В отечественной и зарубежной практике находят применение различные варианты сушилок псевдоожиженного слоя, оборудованные малооборотными лопастными мешалками, установленными в слое. Такие сушилки предназначены для сушки минеральных солей, удобрений, угля, рудных концентратов, строительных материалов и других продуктов, восстанавливающих сыпучие свойства при сушке. В сушилках прямоугольной формы мешалка расположена лишь на начальном участке сушильного тракта, где материал имеет высокую влажность и склонен к агломерации.

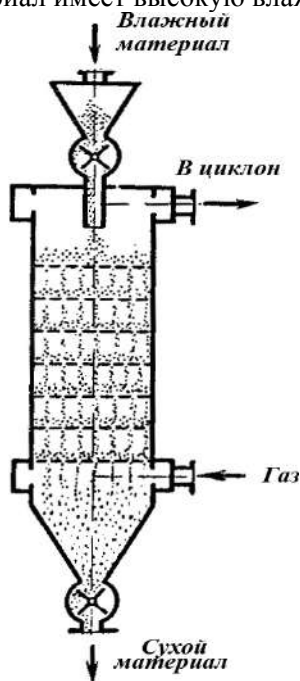


Рис. 3.1.13. Многоступенчатая сушилка колонного типа с перфорированными тарелками.

Таблица 3.1.2

Характеристики промышленных сушилок

Назначение	Нагрев	Охлаждение	Сушка	Охлаждение
Твердый материал	Пшеница	Пшеница	Шлак	Кварцевый песок
Размеры (диаметр) частиц, мм	5×3	5×3	0,95	1,4
Производительность по сырью, т/ч	1,5	1,5	7,0	4,0
Диаметр колонны, м	0,90	0,83	1,60	1,70
Перфорированные тарелки				
Диаметр отверстий, мм	20	20	20	20
Доля живого сечения	0,4	0,4	0,4	0,4

Назначение	На- грев	Охлажде- ние	Сушка	Охлажде- ние
Число тарелок	10	6	2	20
Расстояние между тарелками, см	20	20	25	15
Полное сопротивление псевдоожиженного слоя, кПа	1,01	0,63	0,69	39
Сопротивление слоя на одной тарелке, Па	77	90	196	17,7
Скорость газа на входе, м/с	8,02	3,22	4,60	0,74
Температура газа на входе, °С	265	38	300	20
Температура материала, °С, на входе	68	175	20	350
выгружаемого	175	54	170	22
Влажность материала, %				
начальная	25	—	8	—
конечная	2,8	—	0,5	—
Характеристики вентилятора				
напор, кПа	4,4	2,45	4,1	2,45
производительность, м ³ /мин	180	130	360	100
потребляемая мощность, кВт	38	14,7	55	5,5

Чтобы обеспечить более однородное псевдоожижение и более полное высушивание очень влажных либо тонкоизмельченных материалов, используют многоступенчатые сушилки с мешалками. Двухступенчатая сушилка с наклонными решетками представлена на рис. 3.1.14.

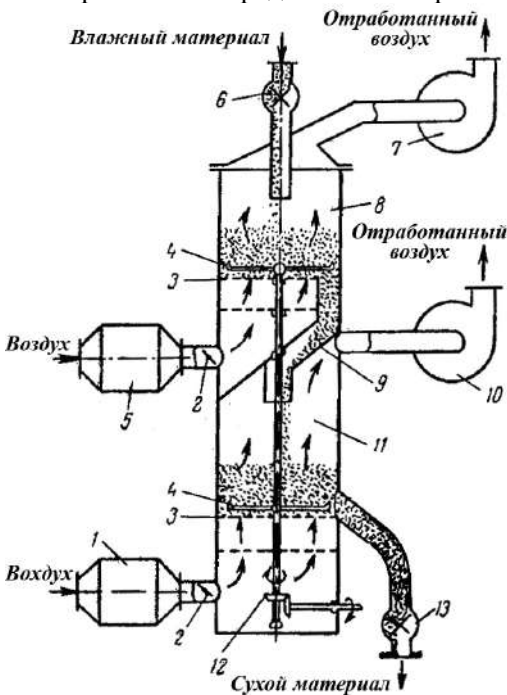


Рис. 3.1.14. Двухступенчатая сушилка с мешалками и наклонными решетками:
 1, 5 – калориферы; 2 – шиберы;
 3 – решетка; 4 – мешалка;
 6 – питатель; 7, 10 – вентиляторы;
 8 – первая камера; 9 – переливной канал; 11 – вторая камера; 12 – привод; 13 – выпускной клапан.

Секторный питатель непрерывно подает материал в верхнюю камеру. При вращении мешалки крупные частицы движутся к переливному каналу и попадают в нижнюю камеру, где досушиваются при более высокой температуре. Мелкие частицы увлекаются газовым потоком в пылеулавливающее устройство. Как показано на рисунке, здесь предусмотрено автономное питание каждой секции горячим воздухом и отдельный отвод последнего. В подобной сушилке обезвоживаются семена подсолнечника, непрерывно перемещаемые в аппарате радиальными лопастями. Был предложен аппарат с вращающимися радиальными пластинами для проведения различных процессов в псевдоожиженном слое, в том числе и для сушки; аппарат был запущен в серийное производство.

Разработана сушилка с вращающейся газораспределительной решеткой (рис. 3.1.15).

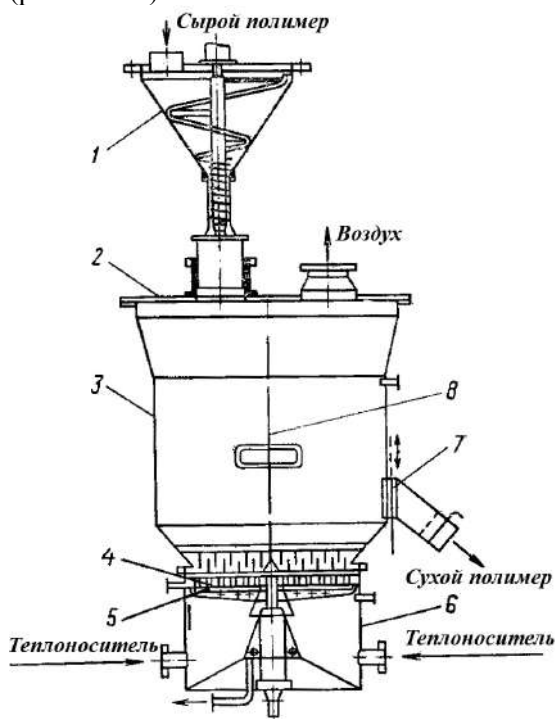


Рис. 3.1.15. Сушилка с вращающейся газораспределительной решеткой.

Сушилка содержит вертикальный корпус 3 с крышкой 2, на которой установлен шнековый питатель 1. Газораспределительное устройство 5 аппарата состоит из двух решеток, соединенных короткими трубками 4, установленными в отверстиях обеих решеток. В пространство между решетками подается воздух для охлаждения. Решетки вращаются от привода со скоростью около 100 об/мин. Газообразный теплоноситель поступает в газораспределительную камеру 6, а далее в слой высушиваемого материала. Уровень слоя регулируется шиберной заслонкой 7. Для выравнивания времени пребывания материала в аппарате предусмотрена перегородка 8, погруженная в слой. На решетке смонтированы вертикальные пальцы, вращающиеся вместе с решеткой. Ответные пальцы жестко закреплены на неподвижной планке. При работе аппарата мате-

риал частично измельчается. Одновременно вследствие вращения решетки обеспечивается равномерное распределение теплоносителя в слое. Такие аппараты позволяют значительно расширить область применения псевдоожиженного слоя при сушке, поскольку предотвращаются плавление и слипание термолабильных материалов. Разработан и изготовлен подобный аппарат с решеткой диаметром 1 м, который используется для сушки хлоркаучука. В этой установке предусмотрена пневматическая труба для предварительной сушки хлоркаучука от начальной влажности 60% до конечной 10%. В сушилке псевдоожиженного слоя с вращающейся решеткой хлоркаучук досыхает до конечной влажности 0,3%. Производительность установки по сухому продукту 60 кг/ч.

Известны такие сушилки с диаметром решетки 1,5 и 3 м для сушки сополимеров акрилонитрила. Производительность по сухому продукту до 1500 кг/ч.

Для сушки гранулированных или зернистых материалов, для окончательной сушки полимеров непосредственно перед обработкой в экструдерах или прядильных машинах используются аппараты псевдоожиженного слоя с секторным ротором. Конструкция обеспечивает глубокую и равномерную сушку материалов (рис. 3.1.16).

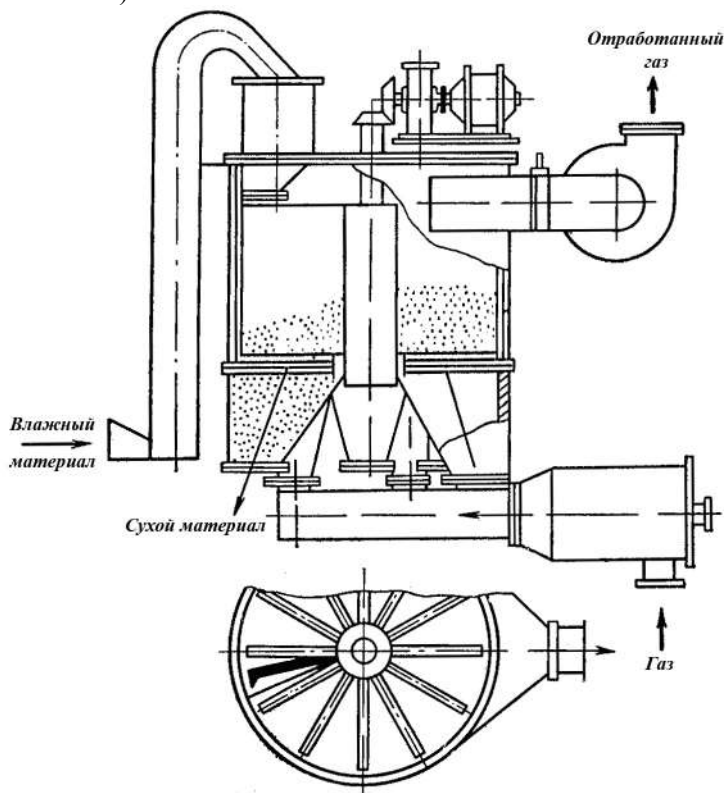


Рис. 3.1.16. Полунепрерывная ротационная сушилка с перемещающимися зонами.

Одна из таких сушилок имеет диаметр 1,1 м и высоту 3,2 м. Сушилка содержит цилиндрический корпус, в котором вращается ротор, разделенный сплош-

ными перегородками на восемь одинаковых секторов. Каждый сектор переходит в нижней части в коническое основание с круглым отверстием, закрытым снизу сеткой. В нижней части аппарата размещена газораспределительная камера, служащая для ввода и распределения теплоносителя по секторам. При сушке продуктов, окисляющихся при контакте с воздухом, в качестве теплоносителя используется азот, циркулирующий в замкнутом контуре. Материал в секторы ротора загружается шнековым дозатором. Ротор в соответствии с установленной на реле времени программой поворачивается через определенные интервалы времени на часть окружности. После завершения полного цикла сушки, продолжительность которого составляет от 30 мин до нескольких часов, продукт выгружается при откидывании сетчатого дна каждого из секторов.

Аналогичная конструкция сушилки разработана для сушки семян подсолнечника и зерновых продуктов. Сушилка имеет три одинаковые камеры, расположенные одна над другой, с автономной подачей воздуха. Высушиваемый материал, загружаемый в верхнюю камеру, затем сыпается вниз, проходя последовательно через все камеры; выгружается из нижней камеры. При этом две верхние камеры служат для сушки материала, а нижняя – для его охлаждения холодным воздухом. Каждая камера разделена перегородками на восемнадцать одинаковых секторов.

Известны конструкции аппаратов с вращающимся секторным ротором, в которых пространство под решеткой оборудовано устройством, позволяющим осуществлять индивидуальный подвод газообразного теплоносителя в каждый сектор. При этом секторы с подводом горячего и холодного газа могут чередоваться, что позволяет осуществлять осциллирующий режим сушки с поочередными циклами нагрева и охлаждения. Такой режим особенно благоприятен при сушке зерновых продуктов, поскольку позволяет глубоко прогреть зерна, избегая их перегрева с поверхности. Известна также конструкция подобного аппарата с колебательным движением ротора. После нескольких колебательных движений относительно какого-либо среднего положения ротор перемещается вперед на новую позицию, отстоящую от предыдущей на расстоянии, равном ширине одного сектора, после чего колебания ротора повторяются. При колебании ротора секторы с материалом поочередно продуваются холодным и горячим воздухом. Такая конструкция позволяет значительно увеличить число циклов нагрева и охлаждения материала.

Известны конструкции сушилок с псевдоожиженным слоем, в которых для перемешивания и гомогенизации высушиваемого материала используются одинокные или парные шнеки, расположенные горизонтально над газораспределительной решеткой. При такой конструкции кроме перемешивания достигается выравнивание времени пребывания материала в аппарате. Кроме того, шнеки обычно используются для дополнительного подвода тепла в слой материала контактным способом. Для этого их изготавливают полыми, а внутрь подают пар или горячую воду. Для предотвращения налипания материала на поверхности два взаимно зацепляемых шнека вращаются с небольшим проскальзыванием один относительно другого. Подобные сушилки предназначены для высушивания широкого класса продуктов от гранулированных и крупнодисперсных

до порошкообразных. Начальное влагосодержание материала – до 200%, конечное – ниже 0,1%. Скорость вращения шнеков можно варьировать, что позволяет изменять время пребывания материала в аппарате.

В некоторых конструкциях вместо шнеков используют цепные конвейеры. К таким аппаратам относится сушилка для сушки сульфата аммония (рис. 3.1.17). Она содержит две зоны с независимой подачей и распределением воздуха: зону сушки 3 и зону охлаждения материала 4. Для загрузки влажного продукта в сушилку служит секторный питатель 1 и цепной забрасыватель 2, имеющий общий привод с питателем. Для выгрузки материала предусмотрен секторный затвор 5. Решетка аппарата двойная с гравиевой засыпкой. В сушилке установлен цепной конвейер, к звеньям которого прикреплены поперечные скребки. Верхняя ветвь конвейера расположена выше слоя материала в аппарате. Производительность сушилки до 7 т/ч при начальном влагосодержании 4%.

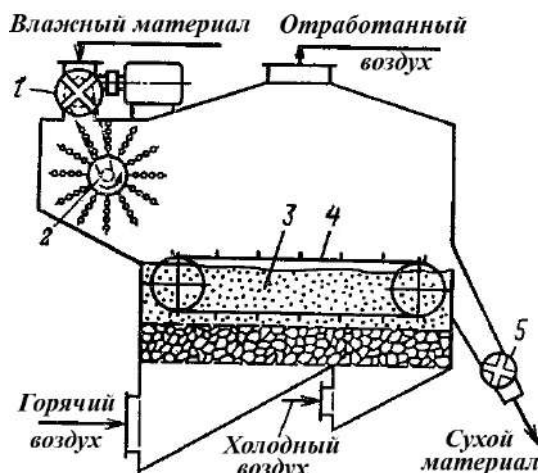


Рис. 3.1.17. Сушилка для сушки сульфата аммония.

Конструкции газораспределительных решеток. От конструкции решетки в большой степени зависит структура псевдоожиженного слоя. При этом решетка выполняет двойную функцию: равномерно распределяет газовый поток по сечению камеры и поддерживает слой при прекращении подачи газа. Наиболее равномерное распределение газов дают пористые плиты, но для промышленных сушилок они мало пригодны, поскольку забиваются материалом и имеют большое гидравлическое сопротивление. Различают два типа решеток: провальные и беспровальные.

Провальная решетка – это перфорированная плита, на которой материал удерживается во взвешенном состоянии под действием скоростного напора газа. Неточности изготовления и неровности разметки приводят к неравномерному псевдоожижению и залеганию материала. На рис. 3.1.18 приведены конструкции провальных решеток.

Конструкции беспровальных решеток показаны на рис. 3.1.19. Беспровальные решетки бывают трех типов: колпачковые (рис. 3.1.19, а), представляющие собой плиты из жаропрочного материала, в отверстия которых вставлены смен-

ные сопла – колпачки; двухслойные (рис. 3.1.19, б), представляющие собой два параллельно расположенных листа, оси отверстий которых смещены одна относительно другой, и многослойные (рис. 3.1.19, в), имеющие два или несколько параллельно расположенных листов, промежуток между которыми заполнен огнеупорным дробленым материалом. Недосток решеток с засыпкой состоит в том, что постепенно они могут забиваться высушиваемым материалом. Свободное сечение решеток составляет 3–10%.

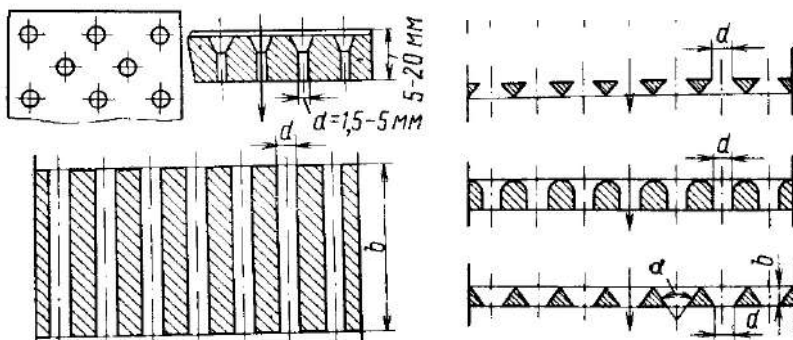


Рис. 3.1.18. Конструкции провальных решеток.

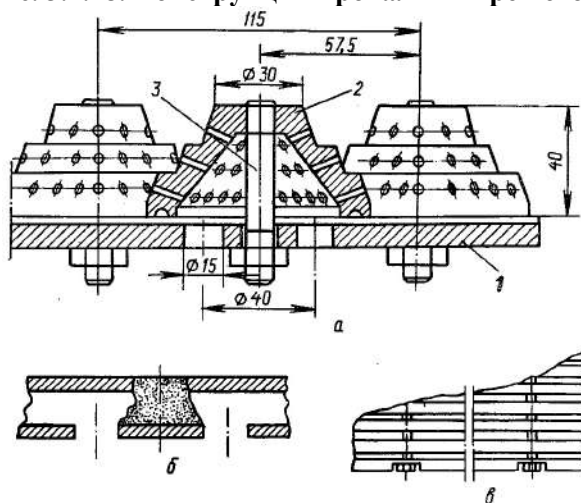


Рис. 3.1.19. Конструкции беспровальных решеток:

1 – плита; 2 – колпачок; 3 – винт.

Нижний предел обычно принимают при работе с малыми скоростями псевдоожижения, т. е. при сушке тонкодисперсных материалов с малой плотностью. Диаметр отверстий составляет 1,5–2,5 мм, иногда достигает 5 мм. Тип и геометрические соотношения решеток выбирают в зависимости от свойств материала, размера частиц и скорости псевдоожижения.

Сушилки с фонтанирующим слоем. Для потоков малых концентраций, если скорость витания частиц значительно уменьшается в процессе сушки, используется так называемый режим свободного фонтанирования (аэрофонтанные сушилки). При значительной концентрации частиц в фонтанирующем слое

на их движение оказывают влияние соседние частицы; при этом сопротивление слоя потоку газа резко возрастает. Такой плотный фонтанирующий слой по своим свойствам близок к взвешенному, но с точки зрения гидродинамики значительно более устойчив, что позволяет высушивать в нем не только сыпучие материалы, но и пасты, суспензии и растворы (сушилки с фонтанирующим слоем инертного носителя).

На рис. 3.1.20 представлены схемы сушилок с фонтанирующим слоем.

Сушилки с тангенциальным подводом (рис. 3.1.20, *а*) по сравнению с сушилками с аксиальным подводом газа характеризуются меньшим уносом; в них успешно высушиваются материалы с высокой влажностью. Распределительная решетка аппарата (рис. 3.1.20, *б*) более проста по конструкции, в остальном этот аппарат аналогичен предыдущему. Аппарат (рис. 3.1.20, *в*) отличается от других организованной циркуляцией материала. Для равномерного распределения теплоносителя в нижней части аппарата имеется решетка, выполненная в виде щелей с направляющими.

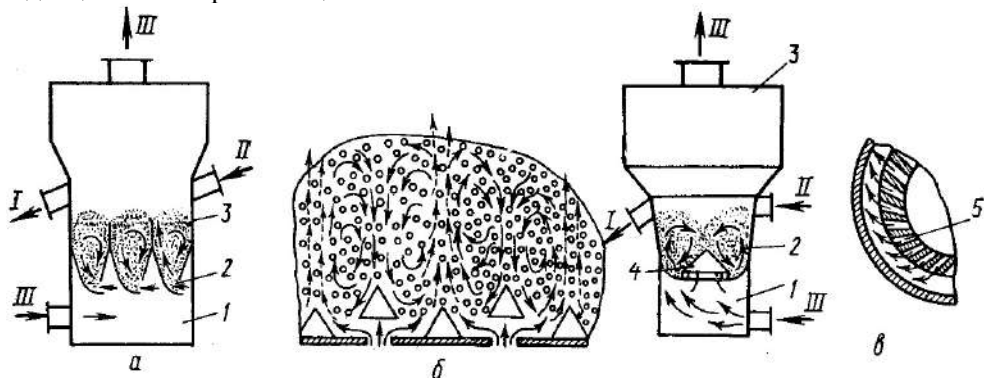


Рис. 3.1.20. Сушилки с фонтанирующим слоем:

а – с тангенциальным вводом газа: *1* – камера смешивания, *2* – щель, *3* – рабочая часть аппарата; *б* – газораспределительная решетка аппарата с вихревым слоем; *в* – сушилка с организованной циркуляцией материала: *1* – газораспределительная камера, *2* – сушильная камера, *3* – сепарационное пространство, *4* – коническая вставка, *5* – направляющие, *I* – продукт, *II* – влажный материал, *III* – теплоноситель.

На рис. 3.1.21 схематически изображена сушилка со щелевой подачей газа; ее можно назвать вихревой сушилкой. От цилиндروконической, где слой в целом движется вертикально, она отличается горизонтальным перемещением материала. Для улучшения циркуляции последнего на левой стенке аппарата может быть установлена отражательная пластина, резко изменяющая направление потока. При этом создается плотная завеса зернистого материала, существенно уменьшающая унос мелочи. Такой метод сушки может быть также распространен на многоступенчатые аппараты, составляемые из отдельных секций. Каждая отдельная камера может быть секционирована путем установки вертикальных перегородок.

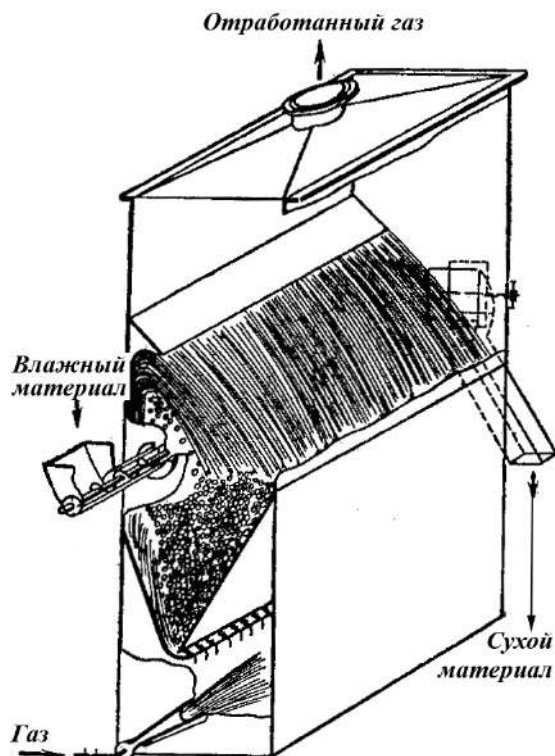


Рис. 3.1.21. Схема односекционной сушилки со щелевым подводом газа.

Изучение работы аппарата показало, что область устойчивых гидродинамических режимов (без образования каналов и поршней, без пульсаций и проскока газа) существенно зависит от величин геометрического симплекса $\Gamma_0 = A_0/A$ (отношение площади живого сечения щели к площади свободной поверхности слоя в неподвижном состоянии) и числа Архимеда или от числа Рейнольдса $Re_{mf} = v_{mf}d/\nu$, отнесенного к размеру частиц d и скорости начала псевдоожижения дисперсного материала v_{mf} . Границы различных режимов псевдоожижения показаны на рис. 3.1.22 в координатах Γ_0 (%) – $Re_0 = v_B d/\nu$. Выше линии A расположена область образования каналов. Для нее характерны малые значения Γ_0 и большие входные скорости v_B . Между линиями A и B расположена область стабильных режимов псевдоожижения (без пульсаций и проскока газа). Между линиями B и C заключена область, для которой характерно возникновение умеренных пульсаций в слое. С увеличением симплекса Γ_0 частота последних возрастает, а амплитуда понижается. В области ниже линии C наблюдаются большие пульсации и развивается поршневой режим.

На рис. 3.1.23 представлена зависимость значений симплекса Γ_0 , при которых устойчиво относительно однородное псевдоожижение, от числа Архимеда. Можно констатировать сужение диапазонов всех режимов псевдоожижения при уменьшении Ar .

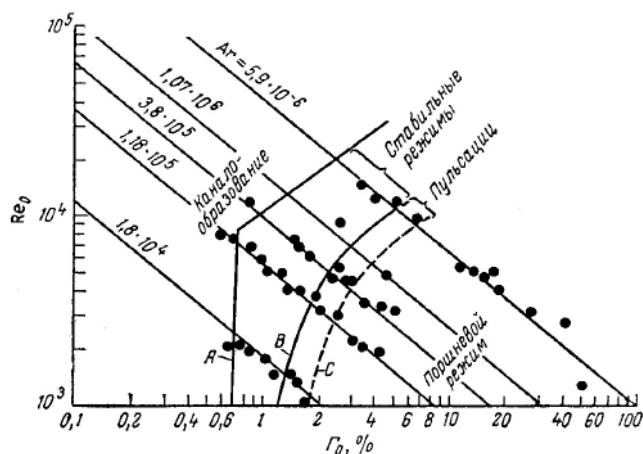


Рис. 3.1.22. Границы различных режимов псевдооживления в аппарате со щелевым вводом газа.

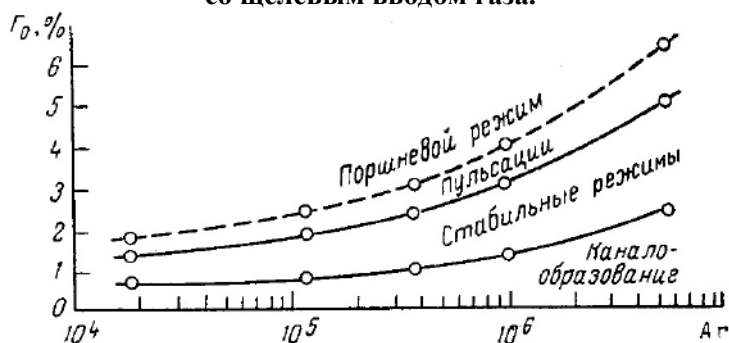


Рис. 3.1.23. Влияние Γ_0 на границы режимов псевдооживления при различных значениях числа Ar .

Например, если $\Gamma_0 = 4\%$, то в случае мелких частиц ($Ar = 1,8 \cdot 10^4$) возникнет поршневой режим, в случае крупных ($Ar = 5,9 \cdot 10^6$) режим будет устойчивым. Следовательно, важность поддержания близких к оптимальным значений Γ_0 для обеспечения благоприятного режима очевидна.

Аппарат со щелевой подачей воздуха и без вертикального перемещения материала может быть использован как для малопроизводительных, так и для высокопроизводительных процессов.

Эффективная сушилка для пастообразных материалов изображена на рис. 3.1.24. Жидкая паста винтовым насосом подается через четыре тангенциально направленные пневматические форсунки в слой зернистого материала, предварительно загруженного в сушильную камеру. Высушенный гранулированный материал выводится через центральное сливное устройство (высота слоя регулируется подъемом или опусканием этого устройства), пыль улавливается в циклоне. При сушке красителя «анилиновый черный» от начальной влажности 68–70% (в расчете на массу влажного материала) до конечной 5–6% в опытном образце промышленной сушилки диаметром 1600 мм ежедневно удалялось до 200 кг влаги с 1 м³ объема сушильного аппарата.

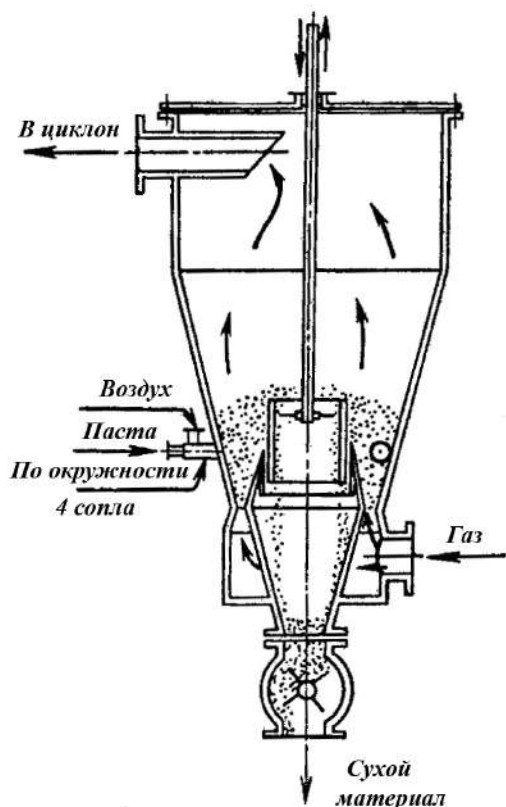


Рис. 3.1.24. Сушилка с фонтанирующим слоем для пастообразных материалов.

Для сушки жидких материалов, а также для создания устойчивого фонтанирования прибегают к использованию инертного носителя (стеклянные, металлические или керамические шары, гранулы полистирола, фторопластовая крошка). При сушке жидкий материал распыляется на поверхность инертного материала. Увлажненные частицы инертного носителя перемещаются в зону сушки, где влажный материал высушивается, отделяется от инертных частиц и уносится потоком газообразного теплоносителя.

Вибрационные сушилки. Вибрационные сушилки позволяют интенсифицировать процесс сушки дисперсных материалов, поскольку дают возможность сочетать контактный и конвективный подвод тепла. При вибрационном воздействии на дисперсный материал создается устойчивый гидродинамический режим, приемлемый для обработки различных материалов, в том числе слипающихся и образующих комки, а также обеспечивается равномерное время пребывания частиц дисперсного материала в аппарате.

Вибрационные сушилки различаются рядом конструктивных особенностей, типом привода, способом подвода тепла к материалу. По конструктивному признаку их можно разделить на две группы: горизонтальные лотковые и вертикальные. По гидродинамическому режиму их можно разделить на сушилки с виброкипящим слоем с подачей и без подачи газового потока.

Режим виброкипящего слоя создается в аппаратах, в которых дисперсный материал переходит во взвешенное состояние под действием как вибрационных

воздействий, так и газового потока, поступающего через перфорированное днище. Такой режим сушки используется для крупнозернистых материалов, образующих комки, а также тонкодисперсных материалов, склонных к образованию каналов и агломерации частиц. В аппаратах с виброкипящим слоем псевдооживление материала осуществляется лишь под воздействием вибрационных колебаний. При этом тепло к материалу может подводиться как контактным, так и комбинированным способом. Такие сушилки используют, главным образом, для материалов с хорошими сыпучими свойствами.

Вибрационная сушилка для влажного угля (размер частиц свыше 3 мм) изображена на рис. 3.1.25. Псевдооживление возникает при частоте вибрации до 2000 мин и амплитуде до 0,8 мм. Сопоставление сушилок для угля – барабанной и вибрационной – приведено ниже.

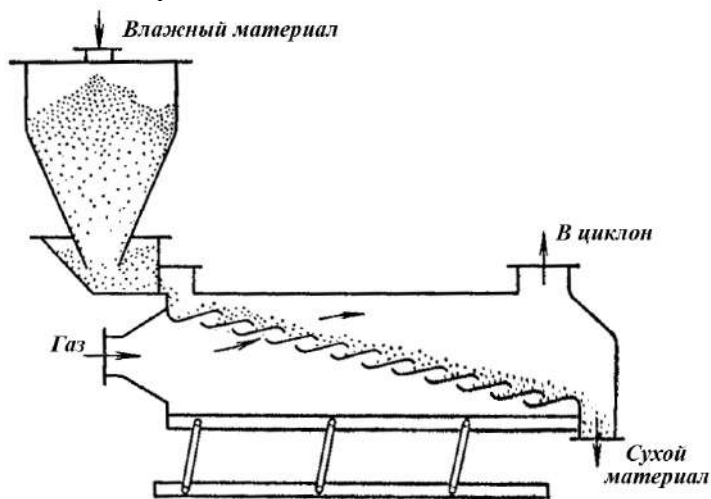


Рис. 3.1.25. Вибрационная сушилка.

Наиболее распространенными являются горизонтальные сушилки с виброкипящим слоем лоткового типа. Скорость перемещения материала в сушилке может варьироваться изменением угла наклона рессор, амплитуды и частоты колебаний, а также при изменении скорости газообразного теплоносителя, подаваемого в пространство под решеткой сушилки. Сушилки такого типа выпускаются как отечественной промышленностью, так и некоторыми зарубежными фирмами. Площадь решетки составляет $0,5\text{--}10\text{ м}^2$, а удельный съем влаги с единицы поверхности – $30\text{--}70\text{ кг/м}^2$.

Генераторами колебаний в вибрационных сушилках обычно служат спаренные вибраторы с круговыми колебаниями частотой 20–35 Гц. Часть газораспределительной решетки сушилки можно использовать для охлаждения высушенного материала холодным воздухом. Для сушки ряда химических продуктов, главным образом полимерных, создан ряд горизонтальных сушилок с виброкипящим слоем и продувом газом, поверхность решеток которых составляет $0,6\text{--}8\text{ м}^2$. Для увеличения количества тепла, подводимого к материалу, сушилки оборудованы трубами с ребрами, погруженными в слой. Сушилка содержит две

последовательно расположенные зоны сушки, в которые подается газообразный теплоноситель с различной температурой и влажностью. Вторую зону можно использовать также для охлаждения высушенного материала. Производительность сушилок находится в пределах 40–10 000 кг/ч.

Характеристика	Барабанная сушилка	Сушилка с виброкипящим слоем
Время сушки, мин	20	4
Потребляемая энергия, кВт ч/т	2,21	1,77
Производительность по удаляемой влаге с 1 м ² , кг/ч	0,61	2,66
Удельные затраты тепла, кДж/кг удаляемой влаги	6280	3560

Разработана конструкция сушилки псевдоожиженного слоя с встроенными в слой вибрирующими поверхностями нагрева, предназначенная для сушки полиэтилена от органических растворителей в токе азота. Сушилка имеет две зоны сушки и одну зону охлаждения. Производительность сушилки по сухому продукту – до 10 т/ч. Использование вибрирующих поверхностей нагрева, имеющих форму трубы с ребрами, позволяет увеличить количество подводимого тепла в 3–4 раза.

Для сушки тонкодисперсных материалов с различным исходным влагосодержанием и обладающих плохой сыпучестью разработана вакуумная сушилка с виброкипящим слоем (рис. 3.1.26).

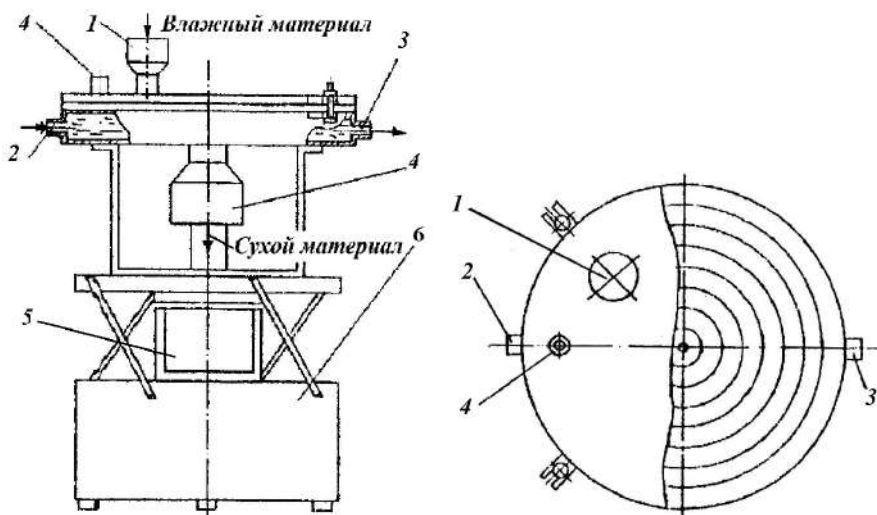


Рис. 3.1.26. Вибрационная вакуумная сушилка: 1 – загрузка материала; 2 – ввод теплоносителя; 3 – вывод теплоносителя; 4 – подвод вакуума; 5 – бункер готового продукта; 6 – вибропривод.

Сушилка состоит из корпуса, обогреваемого горячей водой, поступающей в рубашку. Для улучшения процесса сушки и перемещения материала к дну корпуса крепится металлическая лента в виде спирали, разделяющая сушилку

на отдельные зоны и формирующая круговое перемещение высушиваемого материала. Колебания с амплитудой 0,5–3 мм происходят в направлении, наклонном к поверхности направляющей поверхности, по которой происходит перемещение частиц материала. Загрузка производится в первый виток спиральной направляющей, а выгрузка сухого материала осуществляется в центре. Для удаления испаряющейся влаги к сушилке подключена линия вакуума, создающая в сушильной камере необходимое для нормального течения процесса разряжения давление 0,02 Мпа.

В результате кондуктивного, вакуумного и вибрационного воздействия на материал достигается уменьшение времени сушки, отсутствует унос материала, нет истирания частиц. Герметичность аппарата дает возможность использовать его для сушки токсичных сыпучих материалов.

Известна горизонтальная спиральная вибросушилка с кондуктивным подводом теплоты. Аппарат (рис. 3.1.27) представляет собой легкоразъемный корпус в форме диска, являющийся непосредственно сушильной камерой, состоящей из двух частей – спиральной сушильной и сепарационной камер.

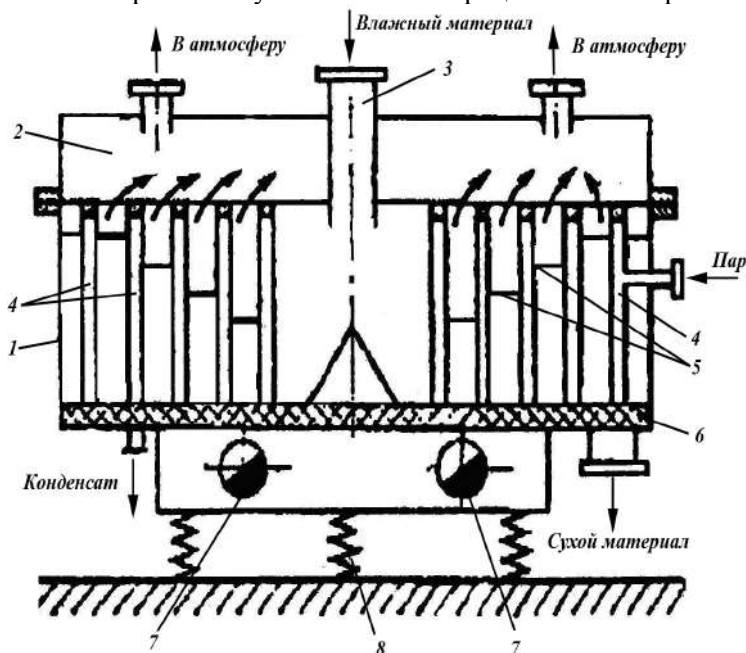


Рис. 3.1.27. Горизонтальная спиральная вибрационная сушилка: 1 – спиральная сушильная камера; 2 – сепарационная камера; 3 – загрузочный патрубок; 4 – паровой канал; 5 – перфорированные ограничители; 6 – днище; 7 – двухвальные вибраторы; 8 – упругий элемент.

Направленные винтовые колебания сообщаются сушилке двухвальным вибратором, жестко прикрепленным к теплоизолированному днищу. Упругой подвеской служат витые пружины сжатия-растяжения.

Влажный материал поступает в центральную часть спирального лотка через загрузочный патрубок и под действием направленной вибрации движется в

вибрирующим состоянии вдоль канала, контактируя по пути с днищем лотка и боковыми обогреваемыми стенками теплообменника. Тормозящее действие перфорированных ограничителей обуславливает создание зон различной высоты, возрастающей ступенчато, при перемещении материала по спиральному каналу. Возможность регулирования высоты вибрирующего слоя материала позволяет учесть особенности кинетики сушки. Зона с минимальной высотой слоя, расположенная в начале спирального канала, соответствует периоду постоянной скорости сушки. В период падающей скорости сушки с ростом высоты слоя увеличивается время обработки материала, что способствует повышению производительности установки и уменьшению конечной влажности продукта. Установка отличается компактностью и высокой степенью заполнения объема материалом.

Разработана оригинальная вибрационная сушилка для гранулированных комбикормов производительностью 1 т/ч. Отличительная особенность конструкции заключается в том, что газораспределительная решетка имеет не плоскую, а криволинейную поверхность, состоящую из нескольких желобов U-образного профиля. Сушильная камера крепится пружинами к раме и приводится в действие четырьмя инерционными вибраторами, которые расположены попарно и симметрично за пределами сушильной камеры вдоль желобов решетки. Желобчатая форма газораспределительной решетки в сочетании с вибрационным воздействием позволяет обеспечить движение твердых частиц по винтообразным траекториям, что интенсифицирует сушку и выравнивает время пребывания отдельных частиц. Продолжительность времени пребывания материала в зоне сушки – от 2 до 10–12 мин; количество испаряемой влаги – 150–170 кг/ч. Для равномерного распределения теплоносителя перфорированную решетку желоба предложено выполнять с постепенно уменьшающейся к периферии площадью сечения. Разработана конструктивная модификация описанной выше сушилки. Сушилка состоит из одного или нескольких вибрирующих горизонтальных барабанов, перфорированных снизу и открытых сверху. Такое выполнение позволяет повысить жесткость и надежность конструкции. Сушилка с двумя барабанами диаметром 800 мм и длиной 3 м разработана для сушки гранулированных пластмасс. Расчетная производительность сушилки – 4–5 т/ч.

Подведем итоги. В последние годы метод псевдоожижения получил широкое применение в сушке. В псевдоожиженном слое обезвоживаются не только дисперсные материалы, но также пасты, суспензии, растворы, расплавы. Это позволило заменить многие периодические процессы непрерывными, более производительными и экономичными.

В промышленности используются различные виды взвешенных систем: фонтанирующие, вибровзвешенные, комбинированные (первая стадия – фонтанирующий слой, вторая – обычный псевдоожиженный) и др. Некоторые растворы и суспензии обезвоживаются на взвешенной инертной насадке, а высушенный продукт выносится из сушильной камеры в виде мелочи. Растворы могут обезвоживаться с получением гранулированного продукта.

Новый метод сушки упрощает производство ряда химических продуктов. Например, такие операции, как выпаривание, кристаллизация, фильтрация, сушка и получение порошкообразного продукта, заменяются одной операцией – сушкой в псевдооживленном слое, что гораздо экономичнее. Для достижения таких результатов необходима разработка нового оборудования (в том числе систем контроля и автоматического управления) и методики его расчета.

Наряду с несомненными достоинствами, в особенности при непрерывной сушке, в псевдооживленном слое имеются специфические особенности разного плана, которые могут затруднить ее осуществление:

- полидисперсные материалы широкого гранулометрического состава могут высушиваться неравномерно;
- должна быть обеспечена стабильность гидродинамической обстановки;
- возможны возникновение и разряды статического электричества;
- необходимо улавливание пыли;
- требуются вентиляторы высокого давления, надежные питатели, средства контроля и автоматического управления.

Эти вопросы детально рассмотрены в монографиях по сушке.

3.1.6. Пневматические сушилки

В пневматических сушилках сушка материалов осуществляется при их транспортировании газообразным теплоносителем. Пневматические сушилки используют для сушки дисперсных материалов. Чаще всего сушилка представляет собой вертикально расположенную трубу, где в режиме, близком к режиму идеального вытеснения, газовзвесь перемещается обычно снизу вверх. Время пребывания материала в зоне сушки составляет несколько секунд. Скорость газа в трубе-сушилке выбирают в несколько раз больше скорости витания частиц наиболее крупных фракций высушиваемого материала.

Разработаны трубы-сушилки самых разнообразных конструкций, позволяющие высушивать материалы с широким интервалом свойств и требований к готовому продукту. Для материалов, время сушки которых больше времени пребывания твердых частиц в одноступенчатой сушилке, разработана двухступенчатая типовая труба-сушилка (рис. 3.1.28). Установка состоит из трубы-сушилки 3 диаметром 375 мм и высотой 12 м (диаметр расширителя 600 мм), двухшнекового питателя 1, бункера с ворошителем 2, циклонов 4, 5, секторных затворов 7, расположенных по два под каждым из циклонов (для исключения подсосов), четырех калориферов 8 и хвостового вентилятора 6.

Установка рассчитана на испарение до 250 кг/ч влаги и подачу 8000 м³/ч воздуха с нагревом последнего до 160°C. Эту установку можно использовать для сушки материалов со свободной и слабосвязанной влагой. Основное ее назначение – сушка относительно термочувствительных минеральных солей в мало- и среднетоннажных производствах. Трубы-сушилки могут обеспечить активный гидродинамический режим сушки только при условии нестационарного взаимодействия фаз по всему сушильному тракту. В длинных трубах не-

стационарные условия взаимодействия фаз обеспечиваются только на разгонном участке. Рационально конструировать трубы-сушилки переменного по высоте диаметра (например, с расширителями) с использованием эффектов закручивания потоков, фонтанирования, с длиной прямолинейных участков постоянного диаметра, не превышающей длину разгонных участков.

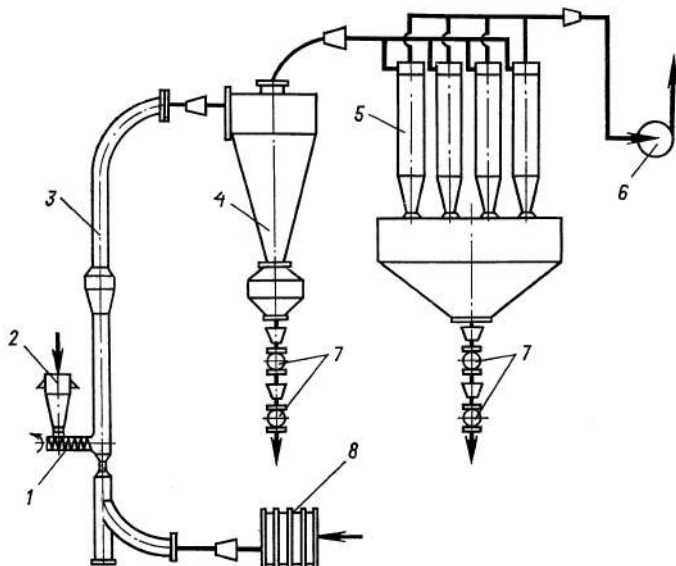


Рис. 3.1.28. Сушильная установка с одноступенчатой трубой-сушилкой.

В институте обогащения твердых горючих ископаемых для сушки дробленого каменного угля разработана пневматическая сушилка, рабочий участок которой имеет форму трубы Вентури. Скорость газового потока в горловине трубы Вентури может превышать 100 м/с, что не только способствует интенсификации конвективного теплообмена, но и обуславливает механическое удаление поверхностной влаги, так как срывается водяная пленка с твердых частиц. Подобные аппараты можно использовать для сушки продуктов, имеющих поверхностную влагу, например солей и минеральных удобрений.

Для улучшения сушки материалов с высокими адгезионными свойствами разработана сушилка с противоточно-прямоточным движением фаз, в которой достигаются высокие относительные скорости фаз. При этом почти в два раза сокращается высота сушильного агрегата.

Простым и эффективным способом интенсификации теплообменных процессов в потоках газозвеси является увеличение относительной скорости фаз, обеспечиваемое центробежной силой, которая возникает при движении газозвеси по винтовой или спиральной траектории. Такой способ интенсификации сушки реализуется в аппаратах с винтовыми вставками и плоскими спиралями. Разработана конструкция сушилки с плоским спиральным каналом, расположенным в горизонтальной плоскости. Сушилка сблокирована с циклоном, в котором происходит сепарация частиц (рис. 3.1.29).

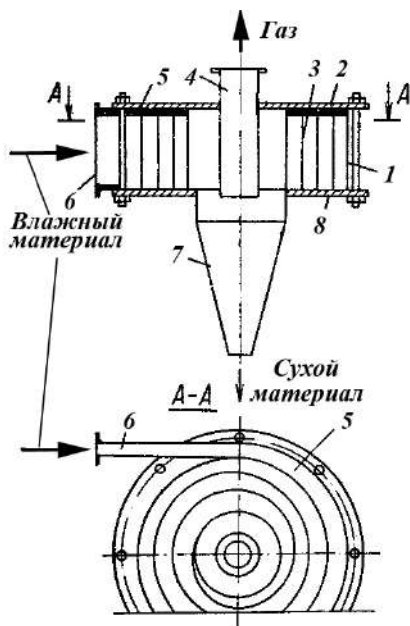


Рис. 3.1.29. Сушилка с плоским спиральным каналом, расположенным в горизонтальной плоскости.

Газовзвесь материала через штуцер 6 подается в спиральный канал 5, образуемый между днищем 8, корпусом 1, крышкой 2 и спиральной лентой 3, где и осуществляются процессы тепломассопереноса. Затем газовзвесь попадает в сепарирующую камеру 7 для разделения фаз. Сухой продукт выводится через отверстие в конической части камеры, а газ – через патрубок 4. Известно много модификаций такой конструкции. Недостатком спиральных сушилок с плоской спиралью, закрученной к центру, является ограниченный расход теплоносителя вследствие чрезмерного повышения гидравлического сопротивления. На практике использование сушилок этого типа ограничено расходом сушильного агента (12–15 тыс. м³/ч).

Более совершенной является конструкция сушилки со спиральным каналом в виде плоской двойной спирали, расположенной в вертикальной плоскости (рис. 3.1.30). По спиральному каналу газовзвесь движется первоначально от периферии к центру, а затем от центра к периферии. Гидравлическое сопротивление сушилки составляет 1–2,5 кПа. Преимуществами данной пневматической сушилки по сравнению с прямоствольными являются более высокая интенсивность процесса, малые габариты и металлоемкость. Сушилка используется для сушки полимерных материалов и пищевых продуктов.

Среди зарубежных конструкций пневматических сушилок со спиральным потоком теплоносителя наиболее известны сушилки, предназначенные, главным образом, для сушки порошкообразных полимерных материалов от органических растворителей. Сушилка состоит из обогреваемой внешней трубы, внутрь которой вставлена другая труба, также обогреваемая и оборудованная специальными лопастями. Продукт транспортируется газом по спиральным каналам между обеими трубами. Он прижимается центробежной силой к внутренней поверхности внешней трубы, что обуславливает интенсивную теплоот-

дачу от ее поверхности к высушиваемому материалу. Высушенный материал отделяется от транспортирующего газа в циклоне. Насыщенный влагой теплоноситель регенерируется в контактном теплообменнике. Для предотвращения налипания материала на стенку аппарата внутренняя вставка может вращаться со скоростью около 10 об/мин. В сушилке фирмы «Карл Фишер» (ФРГ) налипание материала на стенки предотвращается тем, что предварительная его подсушка осуществляется в обычной пневматической трубе.

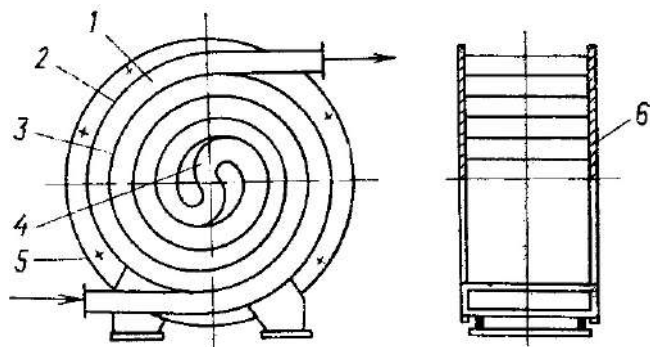


Рис. 3.1.30. Сушилка со спиральным каналом в виде плоской двойной спирали, расположенной в вертикальной плоскости: 1 – спиральный канал; 2, 3 – спиральные ленты; 4 – S-образный переход; 5 – стенка; 6 – крышка.

Другими разновидностями пневматических сушилок с закрученными потоками являются циклонные и вихревые сушилки. Для сушки полистиролов разработана установка с цилиндро-конической сушильной камерой, внутри которой имеется центральная труба, опущенная почти до самого низа. В верхнюю часть циклонной камеры тангенциально подается сушильный агент. Влажный материал загружается либо непосредственно в циклонную камеру, либо в поток горячего газа на входе в нее. Затем газовзвесь по спиральной траектории движется вниз по кольцевому каналу, образованному внутренней поверхностью стенки камеры и наружной поверхностью центральной трубы. Далее она проходит по центральной трубе и покидает сушильную камеру в ее верхней части. Высушенный материал осаждается в циклоне-разгрузителе, а отработанный газ направляется в систему очистки пыли. Для санитарной очистки воздуха установлен циклон ЛИОТ. Производительность установки – 2 т/ч полистирола с остаточной влажностью менее 1%.

Известны циклонные сушилки (рис. 3.1.31) с несколькими тангенциальными вводами теплоносителя по высоте цилиндрической камеры и регулируемым временем пребывания материала в аппарате. Если газ непрерывно подается во все вводы со скоростью не более 5–20 м/с, то движение материала может быть спиральным (рис. 3.1.31, а). Если предусмотрена поочередная подача газа в тангенциальные вводы (сверху вниз) с большими скоростями (до 100 м/с), то движение материала может быть в виде прерывистых колец (рис. 3.1.31, б). В последнем случае образуется кольцевой слой циркулирующего материала, сначала у верхнего ввода, затем, после мгновенного прекращения или умень-

шения подачи газа, у следующего ввода и т. д. Продолжительность пребывания материала в зоне сушки, особенно по второму режиму работы, можно регулировать в широких пределах (до 10 мин).

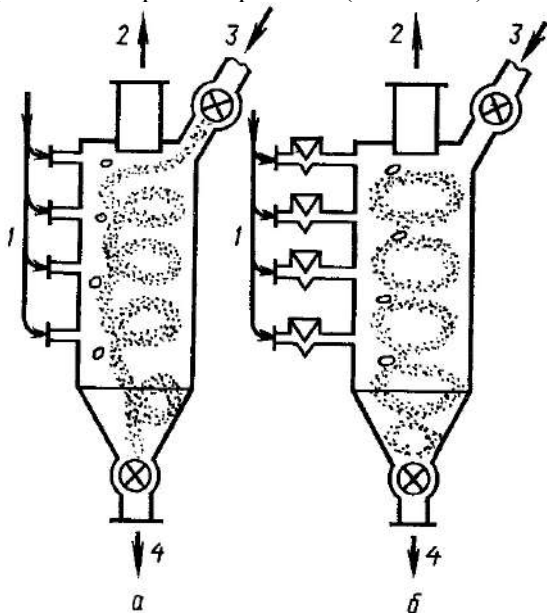


Рис. 3.1.31. Циклонные сушилки с регулируемым временем пребывания материала: 1 – подвод сушильного агента; 2 – выход отработанного агента сушки; 3 – загрузка влажного материала; 4 – выгрузка высушенного материала.

Высушенный продукт отделяется от теплоносителя в конической части камеры под воздействием центробежных сил и через секторный затвор выгружается из камеры, а отработанный газ покидает сушилку через штуцер в верхней ее части. Загружают влажный материал в верхней части камеры секторным питателем. Циклонные сушилки – высокоинтенсивные и компактные аппараты, предназначены, главным образом, для удаления поверхностной влаги из полидисперсных сыпучих материалов, не налипающих на стенки аппарата. Из аппаратов с закрученными потоками сушильного агента наибольший интерес представляют вихревые сушилки. Их особенность – циркулирующий слой материала. По гидродинамической модели процесса они значительно ближе к аппаратам идеального смешения, чем циклонные сушилки или трубы с винтовыми вставками. В отличие от циклонных сушилок, закрутка потока в вихревых сушилках происходит около горизонтальной оси.

Различают барабанные и дисковые вихревые сушилки с круглым сечением. Принцип работы сводится к следующему. Сушильный агент из топки поступает в распределительный короб и через узкую щель вводится тангенциально в сушильную камеру. На пути газа установлены направляющие пластины, которые придают винтовое вращение теплоносителю в барабане. Материал, подаваемый питателем, захватывается воздушным потоком и движется вместе с ним по спирали к противоположному концу барабана. Высушенный продукт отделяется в циклоне. Сушилки подобного типа изготавливают диаметром 1,3–3 м и длиной 4,2–12 м. Дисковая вихревая сушилка представлена на рис. 3.1.32. Их преимущество – весьма активный гидродинамический режим, что связано с высокими

относительными скоростями газа и частиц, регулируемым временем пребывания материала и равномерностью его обработки. Последнее затруднительно в вихревых сушилках барабанного типа.

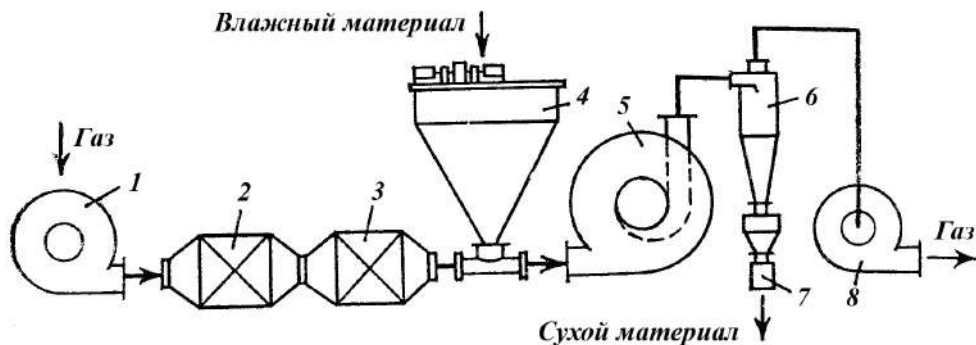


Рис. 3.1.32. Дисковая вихревая сушилка: 1 – головной вентилятор; 2 – паровой калорифер; 3 – электрический калорифер; 4 – бункер влажного продукта; 5 – вихревая камера; 6 – циклон; 7 – сборник продукта; 8 – отсасывающий вентилятор.

Дисковые вихревые сушилки предназначены для широкого круга сыпучих и волокнистых материалов, содержащих как свободную, так и связанную влагу. Время пребывания материала в слое в несколько раз больше, чем в трубах с винтовой вставкой. Сушка осуществляется воздухом, нагретым в топке или в последовательно расположенных паровом и электрическом калориферах. Сушильный агент подается в камеру по периферии тангенциально вместе с влажным материалом (последний можно подавать сразу в сушильную камеру). Влажный материал подхватывается закрученным газовым потоком и образует в периферийной зоне камеры кольцевой вращающийся слой. На частицы действуют центробежные силы, поэтому они движутся преимущественно по наружной поверхности кольцевого слоя. По мере высыхания частицы перемещаются к его внутренней поверхности и выносятся из аппарата вместе с охлажденным воздухом через улитку на торцевой стенке камеры в систему улавливания. Сопротивление сушильной камеры – 1,5–2,0 кПа.

Разработано несколько типоразмеров вихревых сушилок с сушильной камерой диаметром от 500 до 1000 мм, предназначенных для сушки дисперсных и волокнистых материалов. Производительность установок по сухому продукту – от 50 до 1000 кг/ч; расход воздуха – от 400 до 10 000 м³/ч. Эти сушилки успешно работают на многих промышленных предприятиях.

Известна вихревая камера для сушки волокнистых материалов высокой влажности, представляющая собой полый диск диаметром 2000 мм и шириной 1000 мм с тангенциальным вводом теплоносителя. На входе в камеру расположена регулирующая лопатка, определяющая время пребывания материала в аппарате. Такая сушилка внедрена в цехе очистки хлопка для сушки хлопковой целлюлозы влажностью от 55–60% до 8–10%. Вихревая камера работает под разрежением. Производительность сушилки по исходному материалу –

1300 кг/ч, по расходу воздуха – 2700 м³/ч, начальная температура теплоносителя – 260°C.

Основным требованием, предъявляемым к типовым сушилкам с активными гидродинамическими режимами второго поколения, является отсутствие выноса высушенного продукта из аппарата. Примером такой сушилки может служить аппарат со встречными закрученными потоками для сушки и одновременного улавливания высушенного продукта.

На рис. 3.1.33 представлена принципиальная схема установки со встречными закрученными потоками.

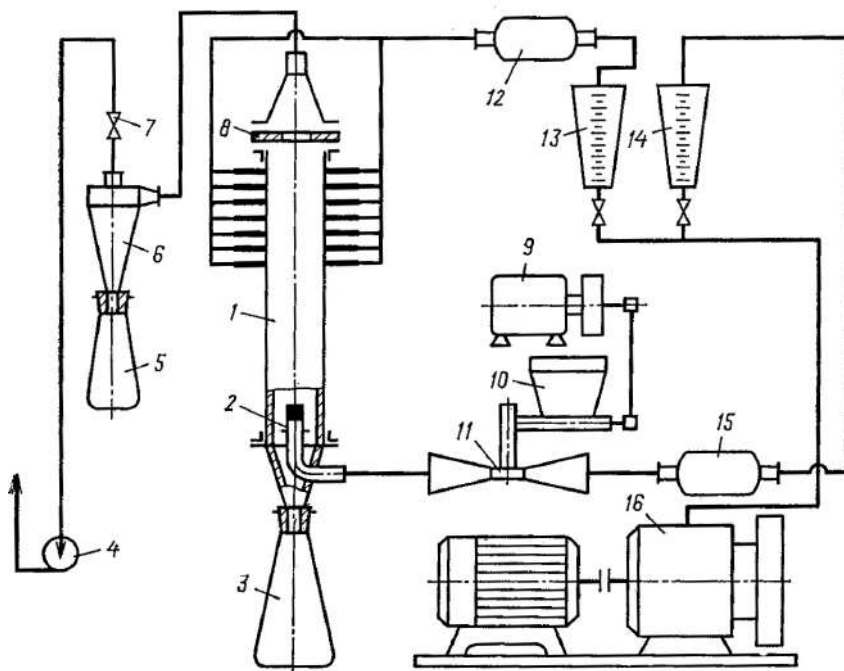


Рис. 3.1.33. Принципиальная схема установки со встречными закрученными потоками.

Основной частью установки является сушилка 1 со встречными закрученными потоками теплоносителя. Сушилка 1 представляет собой цилиндрическую камеру, в верхней части которой находятся два ряда тангенциально расположенных сопел, по девять в каждом ряду, через которые подается воздух, называемый вторичным. В нижней части камеры находится узел закрутки осевого потока. В верхней части камеры расположена диафрагма 8, устраняющая отрицательное влияние на улавливание радиальных токов воздуха, направленных к оси аппарата. В нижней части аппарата на выходе воздуха из узла закрутки расположена отбойная шайба 2, которая служит для отделения материала от вторичного потока воздуха.

Установка работает следующим образом. Поток воздуха засасывается воздуходувкой 16 из помещения и нагнетается в общий коллектор, откуда по двум каналам, в которые вмонтированы ротаметры 13 и 14, поступает в калориферы

12 и 15, где нагревается до необходимой температуры. Влажный материал питателем 10, приводимым в движение электродвигателем 9, подается в камеру эжектора 11, где подхватывается горячим потоком воздуха и по центральной трубе через завихритель попадает в аппарат. Закрученный поток воздуха вместе с материалом по оси аппарата поднимается вверх; под воздействием центробежной силы материал движется по внешней стороне вихря. В верхней части воздух, входящий в камеру тангенциально, закручивается и движется по стенке сверху вниз. Вторичный воздух при движении вымывает высушенный материал из первичного потока. Материал вместе с вторичным потоком воздуха движется вниз и попадает в сборник 3, а вторичный воздух в отбойную шайбу 2, поворачивает вверх и вместе с первичным потоком воздуха уходит из аппарата. На выходе из аппарата установлены циклон 6 и сборник 5. Отработанный теплоноситель, проходя через регулировочный вентиль 7, отсасывается вентилятором 4 и выбрасывается в систему вытяжки.

Разработано несколько типоразмеров сушилок со встречными закрученными потоками, ввод в камеру которых вторичного потока теплоносителя осуществляется сосредоточенно (через один тангенциальный канал 1, как показано на рис. 3.1.34). Аппарат представляет собой вертикальную камеру 4, в нижней части которой по аксиальной трубе 8 подводится первичный поток теплоносителя, закручиваемый лопаточным завихрителем 5 с вытеснителем 6, предотвращающим проскок материала по центральной части камеры.

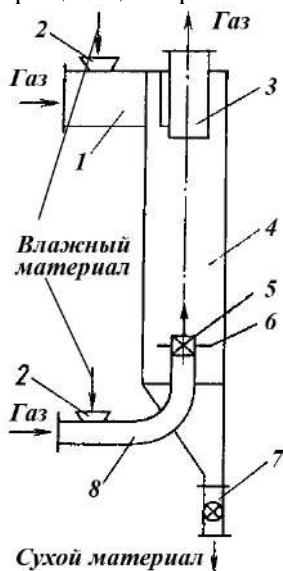


Рис. 3.1.34. Сушилка со встречными закрученными потоками.

Первичный и вторичный потоки теплоносителя предварительно подогреваются до необходимой температуры калориферами, установленными на линии магистрального трубопровода. Отработанный в аппарате теплоноситель выводится через выхлопную трубу 3, расположенную аксиально в верхней части аппарата. Высушиваемый материал можно подавать в такой аппарат с первичным, вторичным, а также с обоими потоками теплоносителя одновременно через пи-

татели 2. Высушенный дисперсный материал выводится из нижней части камеры через концевой штуцер 7 с затвором.

Опытно-промышленная сушильная установка со встречными закрученными потоками, предназначенная для сушки тонкодисперсных материалов, представлена на рис. 3.1.35.

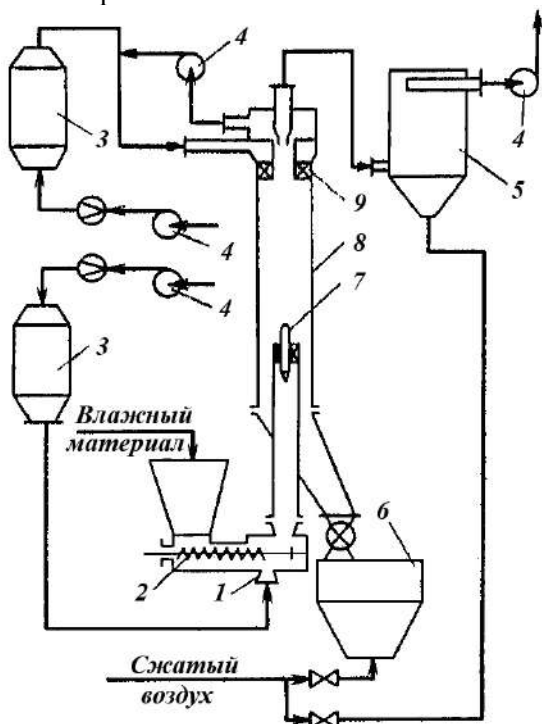


Рис. 3.1.35. Опытно-промышленная сушильная установка: 1 – эжектор; 2 – шнековый питатель; 3 – калориферы; 4 – вентиляторы; 5 – рукавный фильтр; 6 – бункер готового продукта; 7 – первичный завихритель; 8 – сушильная камера; 9 – вторичный завихритель.

Холодный воздух нагнетается двумя вентиляторами по первому и второму каналам в электрические калориферы, где нагревается до 180 и 150°C соответственно, и поступает в сушилку. Влажный материал из бункера питателем 2 подается в камеру эжектора 1, где разбивается ворошителем, подхватывается горячим потоком воздуха, выходящим из калорифера 3, входит в поворотную головку и далее по центральной трубе через первичный завихритель 7 поступает в сушилку 8. Закрученный поток воздуха вместе с материалом поднимается вверх. Под воздействием центробежной силы материал перемещается к внешней стороне первичного вихря.

Вторичный поток воздуха нагнетается вентилятором, нагревается в калорифере 3, проходит через вторичный завихритель, сверху поступает в сушилку 1, закручивается в ту же сторону, что и первичный, и движется по стенке сверху вниз. Вторичный воздух при движении вымывает высушенный материал из первичного потока. Материал вместе со вторичным потоком воздуха движется вниз и через шлюзовой затвор попадает в бункер готового продукта. Вторичный воздух поворачивается вверх и вместе с первичным потоком воздуха уходит из сушилки в рукавный фильтр, в котором происходит окончательная очи-

стка воздуха от оставшейся пыли. Отработанный в сушилке воздух вентилятором выбрасывается в атмосферу.

Подведем итоги. Сушилки со встречными закрученными потоками позволяют в несколько раз увеличить относительную скорость движения фаз и повысить концентрацию твердого материала в аппарате. В них успешно можно обрабатывать тонкодисперсные материалы первой и второй групп, а при установке на входе в центральный канал вихревой головки такие сушилки можно использовать и для сушки материалов первой подгруппы третьей группы. Гидродинамика сушилок отличается большой устойчивостью, поэтому в последнее время разработаны и внедрены в химическую промышленность сушилки большой единичной мощности (до 10 т/ч по готовому продукту), что дает возможность создать высокоэффективное оборудование для многотоннажных производств. Эффективность улавливания сушилок со встречными закрученными потоками достигает 98–99%.

3.1.7. Комбинированные сушилки

Наиболее перспективными для сушки трудносохнущих материалов являются комбинированные аппараты, в которых осуществляется сушка при разных гидродинамических режимах, что позволяет существенно интенсифицировать процесс. Оригинальная конструкция комбинированной сушилки с псевдоожиженным слоем (рис. 3.1.36) представляет собой комбинацию эжектора и циклона. Сушилка проста по конструкции и компактна.

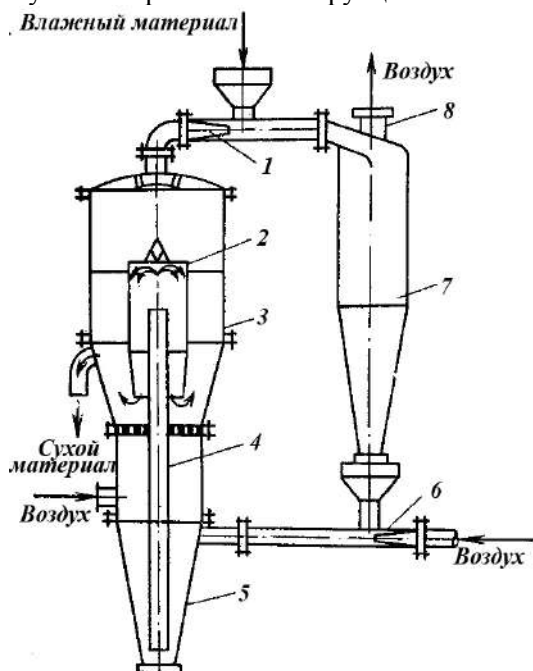


Рис. 3.1.36. Комбинированная сушилка: 1 – пневматический питатель влажного материала; 2 – стакан; 3 – сушилка с псевдоожиженным слоем; 4 – пневматическая труба; 5, 7 – циклоны; 6 – пневматический питатель подсушенного материала; 8 – заслонка.

Сушилка работает следующим образом: влажный материал подается пневматическим питателем в циклон 7, где подсушивается газами, выходящими из

сушилки с псевдоожиженным слоем 3. При этом пыль, выносимая из сушилки с псевдоожиженным слоем, налипает на влажный материал, что приводит к снижению уноса из аппарата. Подсушенный материал из питателя транспортируется в циклон 5, где в основном и высушивается. Далее по трубе 4 материал транспортируется в сушилку псевдоожиженного слоя 3, под решетку которой подается свежий поток теплоносителя, досушивающий материал до заданной конечной влажности. Оба потока отработанного теплоносителя поступают через пневматический питатель 1 в циклон 7, откуда отводятся наружу.

Комбинированные двухстадийные сушилки рекомендуются для глубокой сушки материалов, содержащих свободную и связанную влагу, а также для получения равномерно высушенного продукта. Свободная влага удаляется из материала на первой стадии в более жестких гидродинамических и температурных условиях; аппарат для этой стадии может быть назван циклонной сушилкой, слой в нем близок к фонтанирующему. Сушка завершается на второй стадии в обычном псевдоожиженном слое, где легко регулируется время пребывания материала в сушилке.

Одна из таких комбинированных двухстадийных сушилок для рыхлых слипающихся материалов (рис. 3.1.37) была первоначально создана для сушки водорослей. Гидродинамические условия на первой стадии весьма жесткие, скорость дымовых газов на входе в камеру около 40 м/с. В верхней части камеры она падает до 0,7 м/с. Примерно 70–80% влаги удаляется в этой камере. Отсюда высушиваемый материал шнековым транспортером направляется во вторую камеру. Скорость газа в этой камере ниже, чем в первой. Большая часть газа из второй камеры возвращается на рециркуляцию.

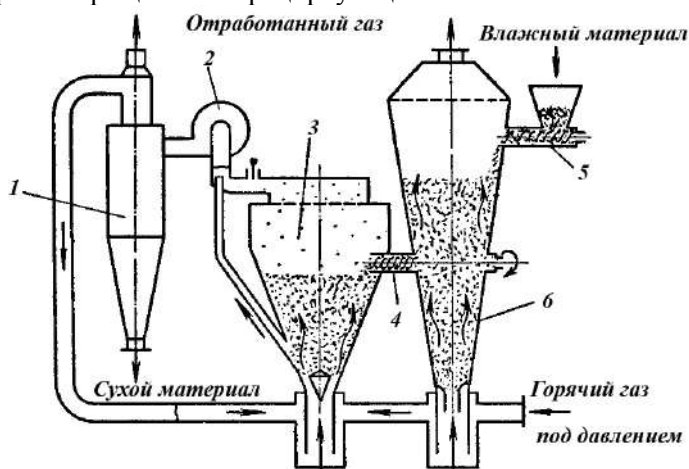


Рис. 3.1.37. Двухстадийная сушилка: 1 – циклон; 2 – вентилятор; 3 – цилиндрикоконическая камера; 4 – шнек; 5 – питатель; 6 – коническая камера.

Комбинированная сушилка, изображенная на рис. 3.1.38, состоит из циклонной камеры (первая стадия) и обычной сушильной камеры с псевдоожиженным слоем (вторая стадия). Влажный материал подается пневматическим питателем 1 в циклонную сушилку 2, где он высушивается газами, выходящими из второй

камеры 5. При этом на влажные частицы налипает пыль, что приводит к снижению уноса пыли отработанными газами. Пневматический транспортер 3 перемещает частично высушенный материал по трубопроводу 4 в камеру с псевдоожиженным слоем 5, где он досушивается до заданной конечной влажности.

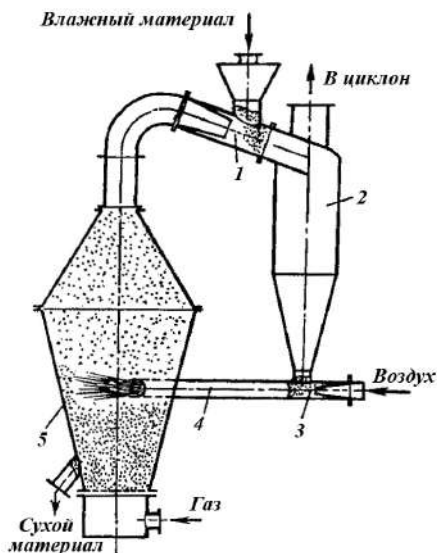


Рис. 3.1.38. Комбинированная сушилка: 1 – пневматический питатель; 2 – циклонная сушилка; 3 – пневматический транспортер; 4 – трубопровод; 5 – камера с псевдоожиженным слоем.

Производительность цилиндрических сушилок с центральным вводом газа ограничена, поскольку увеличение площади свободной поверхности слоя сопровождается значительным повышением его высоты и гидравлического сопротивления. Весьма перспективными для крупнотоннажных производств представляются аппараты со щелевой подачей газа и регулируемой циркуляцией твердого материала. Высокую экономичность процесса и хорошее качество продукта обеспечивает комбинированная противоточная сушилка (рис. 3.1.39), предназначенная для глубокой сушки полимеров.

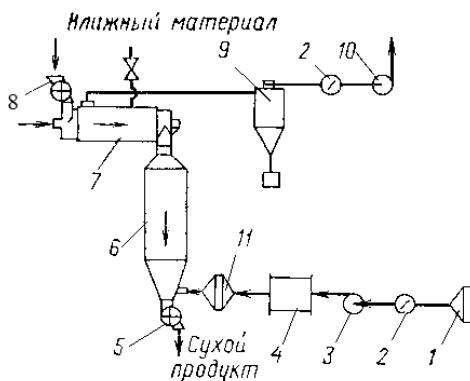


Рис. 3.1.39. Комбинированная противоточная сушилка: 1 – фильтр; 2 – регулирующее устройство; 3, 10 – вентиляторы; 4 – осушитель; 5 – разгрузочный клапан; 6 – сушильная колонна; 7 – барабанная сушилка; 8 – питатель; 9 – циклон; 11 – калорифер.

Влажный материал подается питателем 8 в барабанную сушилку 7, оснащенную гребковым ротором, затем движется противотоком по отношению к воздуху, поступающему из второй ступени. Далее материал поступает в сушильную колонну 6, где свободно опускается под действием силы тяжести навстречу потоку воздуха, предварительно очищенному в фильтре 1, осушенному в осушителе 4 и нагретому в калорифере 11. Высушенный продукт выгружается через разгрузочный клапан 5, а воздух, очищаясь в циклоне 9, отводится вентилятором 10 из установки.

Подведем итоги. Комбинированные сушилки такого типа обладают рядом достоинств:

- поскольку на разных стадиях условия сушки различны, удаление свободной и связанной влаги происходит в оптимальных режимах; используется физическое тепло газов, отходящих из второй камеры;
- снижается унос пыли;
- легко организовать рециркуляцию сушильного агента и высушиваемого материала;
- сушилка проста и компактна.

Комбинированные сушильные установки могут использоваться не только для сушки, но и для проведения комплексных процессов, сочетающих сушку с химической реакцией, измельчением или гранулированием материала. Такие установки описаны в следующем параграфе.

3.1.8. Сушилки с измельчением или грануляцией

Широкое распространение (особенно в зарубежной технике) получили сушилки, оснащенные механическими мешалками или измельчителями.

При измельчении материала увеличивается поверхность, способная принять участие в процессе тепло- и массообмена, а сушка качественно изменяется. Необходимо отметить, что в сушильных установках используется как механическое, так и пневматическое измельчение, однако в большей части конструкций используется механическое измельчение. На рис. 3.1.40 представлены различные конструкции измельчителей, применяемых в сушильных установках с механическим измельчением. В штифтовой измельчитель (рис. 3.1.40, а) с вращающимися на крестовине штифтами и противостоящими им неподвижными штифтами, укрепленными на корпусе, влажный материал и горячие газы поступают по оси измельчителя, обрабатываются и выбрасываются тангенциально. Для крупных и рыхлых материалов применяют штифтовую мельницу без неподвижных штифтов. Такое конструктивное оформление целесообразно также в тех случаях, когда можно ограничиться лишь энергичным перемешиванием материала. Значительно реже в качестве измельчающего устройства применяют дезинтегратор, более сложное устройство (в дезинтеграторе вращаются оба диска со штифтами). Это может быть оправдано, если необходимо тонко измельчить продукт в условиях глубокой сушки. Для обработки мелких материалов с адгезией к металлическим поверхностям используют измельчитель с вертикальным валом (рис. 3.1.40, б).

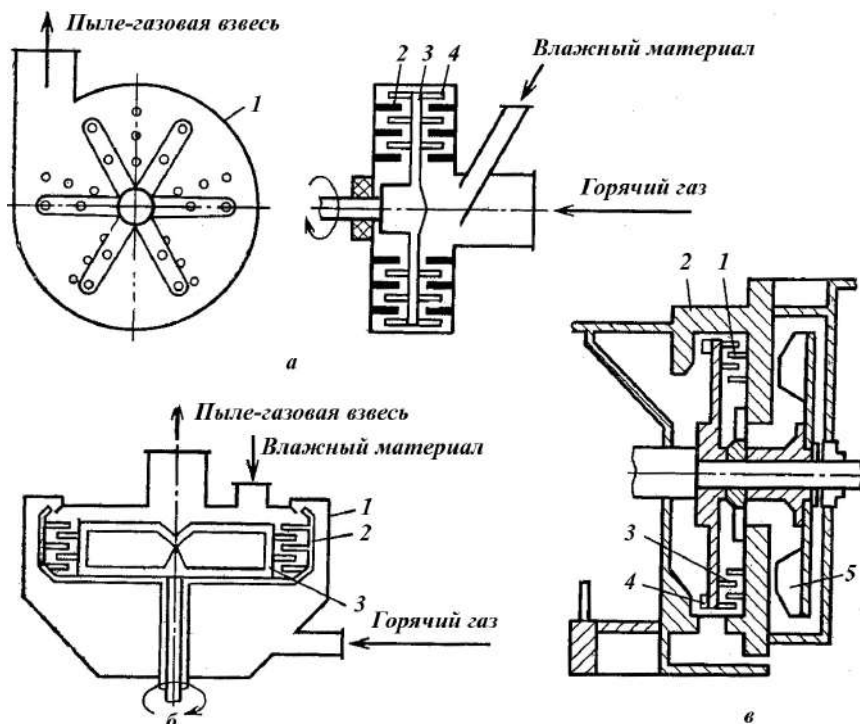


Рис. 3.1.40. Конструкции измельчителей: а – ударная мельница; б – мельница с вертикальным ротором; в – молотково-штифтовая мельница; 1 – корпус; 2 – неподвижные штифты; 3 – крестовина с вращающимися штифтами; 4 – вентиляционные лопатки; 5 – молотки.

В многотоннажных производствах в отсутствие специальных требований к дисперсности выпускаемого продукта применяют молотковую мельницу. Для крупнокусковых материалов можно также использовать зубчатую мельницу, однако материал в ней может залеживаться, а в сушильный тракт попадают довольно крупные неразмолотые куски. Поэтому зубчатая мельница не должна применяться в аппаратах для сушки термочувствительных продуктов.

Интересна конструкция измельчителя «Аттритор» (рис. 3.1.40, в), выпускаемого фирмой «Альфред Герберт ЛТД» (Англия), в котором тангенциально вводимые газы смешиваются с измельчаемым материалом по одну сторону стенки. Образующаяся при измельчении пылегазовая смесь через отверстие в центре измельчителя передается в другую его половину, где еще раз перемешивается лопатками вентилятора, после чего поступает в сушильный тракт для окончательной сушки. Обработка получается очень равномерная и эффективная.

В зависимости от технологической задачи и схемы сушильной установки измельчители устанавливают в основном или дополнительном контуре (в последнем случае через измельчитель проходит не весь продукт, а только крупная фракция). Получили распространение трубы-сушилки с измельчителем в качестве устройства загрузки. Мощность привода мельницы в этих установках до 100 кВт, температура газов на входе до 600°C, расход газов до 70 т/ч, произво-

дительность по влаге до 3 т/ч. Установки бывают как одноступенчатые, так и многоступенчатые, они предназначены для сушки различных химических продуктов, в том числе полимерных материалов.

Разработана конструкция аппарата с псевдоожиженным слоем, предназначенного для сушки и измельчения органических красителей. В корпусе аппарата расположен ротор, установленный на быстро вращающемся валу и снабженный штифтами. В кольцевых зазорах между подвижными штифтами размещены неподвижные штифты, закрепленные на радиальных штангах. Снизу к корпусу аппарата примыкает газораспределительный диффузор, отделенный от корпуса газораспределительной решеткой. Высушиваемый материал, попадая между подвижными и неподвижными штифтами, измельчается и в высушенном состоянии выносится газообразным теплоносителем из аппарата. Измельчение материала обуславливает его интенсивную сушку. Аппарат может быть использован для липких пастообразных продуктов, поскольку рабочие элементы дисмембратора взаимно очищаются. Разработаны три типа сушилок с механическими мельницами: труба-сушилка, вихревая сушилка с измельчением, а также сушилка с кипящим слоем и вращающейся решеткой.

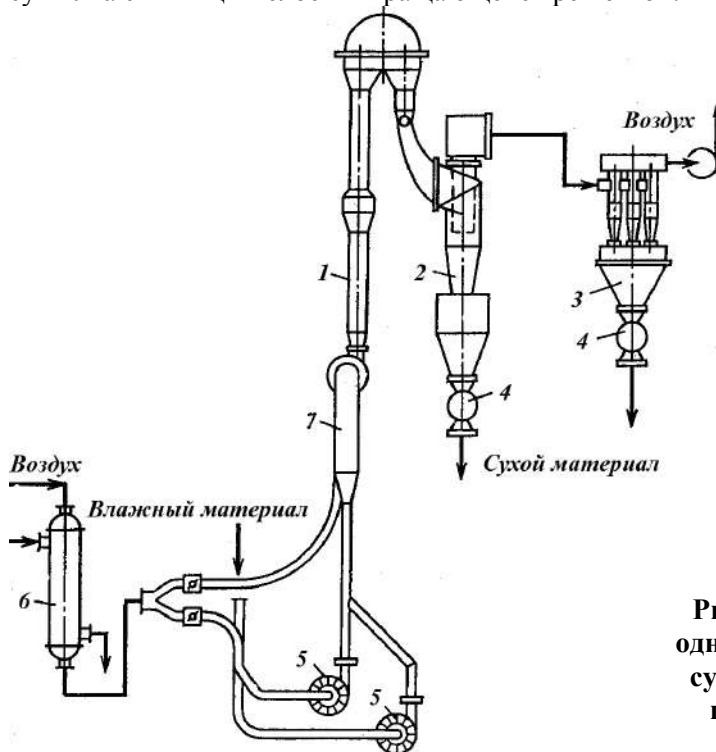


Рис. 3.1.41. Установка одноступенчатой трубы-сушилки с центробежными мельницами.

Установка одноступенчатой трубы-сушилки с центробежными мельницами (рис. 3.1.41) состоит из трубы-сушилки 1 диаметром 500 мм и высотой 13 м, имеющей расширитель аэрофонтан диаметром 700 мм и поворотную головку циклона 2 для разгрузки основной массы продукта. Имеются группы из шести

циклонов 3 для очистки от пыли отработанного теплоносителя, выбрасываемого в атмосферу вентилятором 7.

Исходный продукт подается в поток горячего воздуха, нагретого в теплообменнике 6 до 160°C , вместе с которым поступает в один из измельчителей 5, представляющий собой специально разработанную конструкцию дисмембратора с лопатками для дезагрегации продукта в потоке горячего воздуха. Измельченный и подсушенный продукт попадает в трубу, куда от теплообменника подается дополнительное количество свежего теплоносителя. Выгрузка продукта из циклонов 2 и 3 осуществляется через секторные затворы 4. Установка при расходе теплоносителя 15 000 кг/ч может испарять до 600 кг/ч влаги. В вихревой сушилке со встроенным дисмембратором (рис. 3.1.42) осуществляется сушка с одновременным измельчением кусковых и агрегированных материалов.

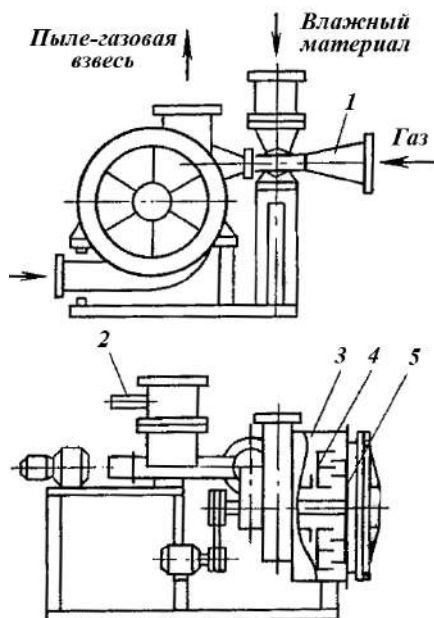


Рис. 3.1.42. Вихревая сушилка с мельницей.

Поток горячего теплоносителя поступает в эжектор 1, подхватывает исходный продукт, подаваемый туда винтовым питателем 2, образуемая газ-взвесь поступает в камеру измельчения и сушки. Питатель имеет бункер с ворошителем, обеспечивающим непрерывную подачу материала в шнек. Корпус сушилки 3 по конструкции напоминает вихревую камеру ВС с наружным диаметром 1500 мм и шириной 320 мм. В нижнюю часть корпуса тангенциальным патрубком через поворотные лопатки вводится дополнительный поток теплоносителя. В корпусе размещены статор 4 и ротор 5 дисмембратора. Диаметр ротора 1000 мм, скорость вращения 500 об/мин.

Продукт с потоком воздуха по центральной трубе, сквозь которую пропущен вал ротора, попадает в центр беличьего колеса мельницы и, измельчаясь и подсыхая, поступает на его периферию в вихревую камеру, в которую подается вторичный теплоноситель. Высушенный продукт потоком отработанного воз-

духа через улитку, примыкающую к торцевой стенке вихревой камеры, выносятся из сушилки.

Подведем итоги. При сушке с измельчением в основном приходится иметь дело со сравнительно широкопористыми, образующими агрегаты дисперсными материалами, так как тонкопористые материалы редко имеют повышенные когезионные свойства. Возможны случаи, когда после измельчения получаются тонкопористые материалы, которые целесообразно досушивать в кипящем или виброкипящем слое с подачей воздуха.

Рекомендуется следующая последовательность расчета сушильного аппарата с псевдооживленным слоем.

1. Исходные данные (производительность сушилки, начальная и конечная влажность дисперсного материала) используют для составления материального баланса сушки и определения производительности по высушенному материалу и удаляемой влаге.

2. В соответствии со свойствами материала выбирают температурные условия: при обезвоживании материалов, устойчивых к нагреванию и содержащих свободную влагу, рекомендуется использовать топочные газы температурой 700–900°C. Температура отходящего газа не должна быть ниже 120°C, чтобы избежать конденсации водяных паров в пылеулавливающей аппаратуре. В других случаях температура должна определяться экспериментально. После выбора температурных условий из теплового баланса находят расход газа.

3. Для определения площади распределительной решетки приближенно рассчитывают скорость сжижающего агента для частиц среднего размера (см. параграф 4.3). Выбирается порозность слоя и определяется рабочая скорость газа в расчете на полное поперечное сечение аппарата. Теплофизические параметры газа принимаются при его температуре на выходе из слоя, так как температура в последнем устанавливается постоянной уже на небольшом расстоянии от решетки. Далее следует оценить размер частиц, которые будут вынесены из аппарата газовым потоком. Если отношение максимального и минимального размеров частиц d_{\max}/d_{\min} невелико, может быть использован аппарат постоянного поперечного сечения; в противном случае может оказаться необходимым увеличение диаметра и высоты аппарата.

4. С помощью кинетических уравнений определяют время сушки для заданного диапазона изменения влажности материала и далее рассчитывают размеры сушильного аппарата.

3.2. МАССОПЕРЕНОС ПРИ СУШКЕ

3.2.1. Кинетика сушки

Для разработки методов сушки различных материалов (зернистых, пастообразных и жидких, содержащих твердую фазу) в псевдооживленном слое необходимы уравнения, позволяющие рассчитать время сушки и размеры аппаратуры. Эти уравнения следует выбирать, исходя из теоретического анализа физи-

ческой модели сушки и результатов экспериментального определения влияния наиболее существенных факторов на его кинетику.

Сушка является сложным процессом переноса тепла и массы, который сопровождается рядом дополнительных явлений, осложняющих его устойчивое протекание. Например, возможно истирание и растрескивание материала, так что поверхность дисперсного материала может возрастать в ходе сушки.

Теория сушки капиллярных пористых тел изучена достаточно глубоко. Аналитическая теория переноса тепла и вещества внутри таких тел разработана школой Лыкова. Чтобы воспользоваться этой теорией для расчета сушки, необходимо знать внутренние коэффициенты проводимости высушиваемых материалов. Однако эти коэффициенты изменяются в ходе самой сушки вслед за изменением влажности и температуры материала. Поэтому при изучении сушки в псевдоожиженном слое теоретические методы исследования используются в сочетании с экспериментальными методами.

Кроме того, сушка в псевдоожиженном слое имеет специфические особенности. Частицы влажного материала получают тепло от потока газа, являющегося одновременно теплоносителем и оживающим агентом. Расход газа ограничен его допустимой скоростью в сушильной камере (во избежание интенсивного уноса материала). Отдельные частицы материала в зоне сушки беспорядочно перемещаются, вращаются, изменяют свои размеры, могут агрегироваться; часть газа проходит через слой в виде пузырей.

В частном случае, когда лимитирующей кинетической стадией является внешний перенос свободной влаги от материала к окружающей среде, температурный и концентрационный градиенты внутри материала обычно невелики. В этом случае температура материала может приниматься постоянной и равной температуре мокрого термометра, а сушка рассматриваться как конвективный теплоперенос. В этих условиях постулируют, что количество удаленной влаги определяется количеством переданного тепла. Этот период сушки обычно называют периодом постоянной скорости сушки (или первым периодом). Продолжительность периода постоянной скорости обычно рассчитывается по уравнениям теплового баланса (для этого достаточно высоты слоя в 300–400 мм) или по уравнениям теплообмена. Коэффициенты теплоотдачи могут быть определены по специальным расчетным формулам (см. параграф 3.2.3).

На величину коэффициента теплоотдачи в ряде случаев влияет поток пара от влажной поверхности, вызывающий нарушение гидродинамической пограничной пленки у поверхности. Это влияние иногда учитывают с помощью параметрического числа Гухмана $(T - T_m)/T_m$.

Продолжительность первого периода можно также определить с помощью уравнений массопереноса (см. параграф 3.2.2).

Наиболее трудной проблемой является определение продолжительности периода падающей скорости сушки. На практике для нахождения критической влажности материала чаще всего используются экспериментальные кривые сушки. Опыты проводятся на малой модели, в которой должны быть воспроизведены рабочие условия сушки: температура, скорость, влажность воздуха и прочие параметры, характерные для промышленного аппарата. Кинетические

кривые, полученные для периодического процесса, не могут быть использованы для расчета непрерывного процесса. На рис. 3.2.1 приведены кривые сушки для сополимера СГ-1 (диметилакрилата триэтиленгликоля с метакриловой кислотой). Кривая 1 относится к периодическому процессу; через определенные промежутки времени из слоя отбирались пробы материала на влажность. Кривая 2 относится к непрерывной сушке в псевдооживленном слое. Материал непрерывно проходил через слой, и в момент времени $\tau=0$ небольшое количество окрашенного материала быстро подавалось на вход в слой. Эти меченые частицы имели такие же влажность и гранулометрический состав, что и остальной высушиваемый материал. Через определенные промежутки времени, начиная с момента ввода меченых частиц, на выходе из слоя отбирали пробы материала. Окрашенные частицы выделяли для определения их доли в пробе и влажности $u = f(\tau)$. Результаты представлены в виде кривой 2. Зная долю окрашенных частиц в пробе, можно найти распределение их по времени пребывания; установлено, что оно хорошо соответствует полному перемешиванию

$$\varphi(\tau) = 1/\langle\tau\rangle \exp(-\tau/\langle\tau\rangle).$$

Это объясняет, почему кривая 2 расположена ниже кривой 1 на рис. 3.2.1. При непрерывной сушке порция влажного окрашенного материала попадает в окружение почти сухого обычного материала, что приводит к высоким начальным скоростям сушки. Окрашенные частицы, долго находящиеся в слое, будут высушены до влажности обычных частиц; их конечная влажность будет определяться медленной внутренней диффузией. В хвостовой части кривой лучшие результаты показывает периодическая сушка. В приведенных опытах с мечеными частицами малое их число в пробах, отобранных при большой продолжительности сушки τ , не позволяет получить точные данные для хвоста кривой.

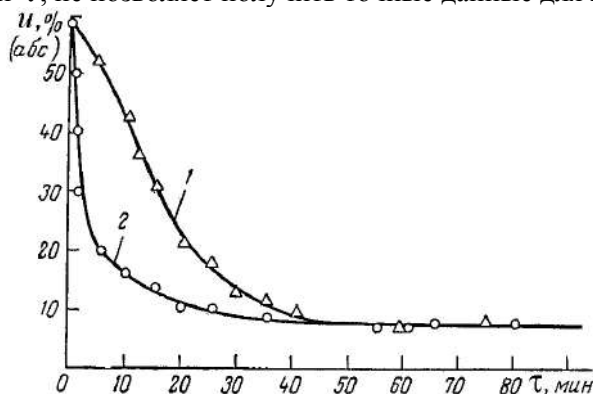


Рис. 3.2.1. Кинетические кривые для сополимера СГ-1.

Соответственно эксперименту с мечеными частицами средняя влажность материала, выходящего из сушилки непрерывного действия, может быть рассчитана путем интегрирования выражения

$$\int_0^{\infty} f(\tau) \varphi(\tau) d\tau.$$

В течение периода падающей скорости сушки температуры материала и сушильного агента возрастают во всех точках псевдооживленного слоя. Здесь распределение тепла на удаление влаги и нагрев влажного материала зависит от кинетических характеристик тепло- и массопереноса внутри частиц. В периодических процессах это соотношение, кроме того, может еще изменяться во времени. При расчете сушки для периода падающей скорости по уравнениям теплообмена трудно точно определить среднюю разность температур между теплоносителем и поверхностью материала. Эти трудности увеличиваются при использовании для расчета сушки уравнений массопереноса. Возникла тенденция выражать результаты эксперимента в форме $u = f(\tau)$. Приведем некоторые примеры. Проведено исследование периодической сушки различных дисперсных материалов: гранулированного силикагеля, активированного угля, алюмосиликагеля, огнеупорной глины (размеры частиц от 0,38 до 2,5 мм). Удаляемой влагой являлись вода, этанол, бутанол, ксилол или толуол. Для эксперимента использовали аппараты трех диаметров: 100, 150 и 200 мм. Для определения температуры материала прекращали подачу воздуха и измеряли температуру осевшего слоя.

Опытами, проведенными в периоде постоянной скорости сушки, не обнаружено заметной разницы в температурах воздуха над слоем, внутри слоя и в осевшем слое. Для узких фракций материалов определяющий размер частиц d рассчитывали как среднеарифметическую величину из размеров отверстий смежных сит, для полидисперсного материала – как среднюю интегральную по данным ситового анализа.

Обработка экспериментальных данных для периодов постоянной и падающей скоростей сушки привела к следующему кинетическому уравнению:

$$\frac{u_1 - u_c}{u_c - u_e} - \ln \frac{u - u_e}{u_c - u_e} = 1,2 \text{FoRe}(K'_0)^{-1} \frac{k_a}{k_s} \left(\frac{P_v}{P_a} \right)^{0,25} \left(\frac{H}{d} \right)^{-1},$$

где P_v и P_a – парциальные давления паров и воздуха в периоде постоянной скорости сушки; H – высота компактного слоя (при $\epsilon = 0$).

Исследование непрерывной сушки пшеницы в фонтанирующем слое проводили в аппарате диаметром 225 мм и высотой 1800 мм. Горячий воздух подводился по трубе диаметром 37 мм. Средний диаметр зерна пшеницы составлял 3,6 и 3,3 мм, исходная влажность – 25%. Для описания массопереноса при сушке пшеницы в фонтанирующем слое применялось уравнение изотермической диффузии внутри зерна

$$\frac{u - u_s}{u_1 - u_s} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp \left\{ -\frac{(\pi n x)^2}{9} \right\}, \quad x = \frac{S_p}{V_p} \sqrt{D\tau}.$$

Коэффициент диффузии D считали независимым от влажности материала в диапазоне 0,13–0,25 кг/кг. Температурный градиент в слое был невелик (1–2°C), и заметное повышение температуры пшеницы наблюдалось только в очень небольшой зоне активного теплообмена. По этой причине не требовалось поправки на зависимость коэффициента диффузии от температуры. В расчетах использовали его значения, соответствующие средней температуре слоя.

Если распределение частиц по времени пребывания в слое учитывать следующей формулой $\varphi(\tau) = 1/\langle\tau\rangle \exp(-\tau/\langle\tau\rangle)$, то среднестатистическая влажность материала составит:

$$\frac{\langle u \rangle - u_s}{\langle u_1 \rangle - u_s} = \int_0^\infty \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^\infty \frac{1}{n^2} \exp\left\{-\frac{\tau}{\tau_m} \left(\frac{(\pi n x_m)^2}{9} + 1\right)\right\} d\left(\frac{\tau}{\tau_m}\right), \quad x_m = S_p / V_p \sqrt{D \tau_m}.$$

Фролов и Романков исследовали плотность распределения частиц по времени пребывания в слое. Ими также рассмотрен подход к расчету массопереноса между зернистым материалом и газовым потоком в единичном слое и системе последовательных слоев. Эти вопросы имеют практическое значение, поскольку отдельные порции материала разное время находятся в рабочей зоне непрерывно работающего аппарата и потому имеют различную степень обработки, что часто является нежелательным.

При сушке материалов, отличающихся значительным сопротивлением внутренней диффузии, скорость процесса при данной влажности определяется главным образом температурой. Чтобы достичь максимальной скорости сушки, температуру материала следует поддерживать близкой к максимально допустимой в данных конкретных условиях. Чем равномернее нагрев материала, тем меньше разница между средней и максимально допустимой температурами. В псевдооживленном слое с практически полным перемешиванием зернистого материала условия сушки в этом аспекте весьма благоприятны, и средняя температура почти совпадает с максимально допустимой. Примером обработки экспериментальных данных в форме связи между обобщенными переменными может служить выражение $u_k / (u_0 - u_k) = A \text{Ko}^{0.7} \text{Fo}^{-0.8} \text{Ar}^{-0.5} (M_0 / G)$, полученное при изучении сушки в фонтанирующем слое поливинилхлоридных смол, поливинилформальдегида, сополимера СГ-1 и пудры. Здесь A – коэффициент, зависящий от природы высушиваемого материала. Для поливинилхлорида $A = 3,4 \cdot 10^3$; для поливинилформальдегида $A = 5,9 \cdot 10^4$; для сополимера СГ-1 $A = 6,9 \cdot 10^4$.

Средний эквивалентный диаметр частиц колебался в пределах 0,43–2,2 мм. Опыты проводили в цилиндроконическом аппарате. Диаметр цилиндрической части 220 мм. Входное отверстие в нижней части конуса 79 мм. Угол конуса 37°, доля живого сечения решетки 80%.

Подведем итоги. Приведенные выше кинетические уравнения сушки в псевдооживленном слое имеют ограниченное применение. Строго говоря, они надежны только в условиях, близких к тем, в которых они получены. Тем не менее эти и другие опубликованные кинетические уравнения могут оказаться пригодными для ориентировочной оценки влияния различных факторов на скорость сушки.

3.2.2. Массоперенос

Массоперенос между дисперсной частицей и оживающим газом. Рассматриваемой проблеме посвящен ряд статей, в которых содержится множество уравнений, утверждений и выводов, зачастую разноречивых. Поскольку во

многих случаях исследователи не измеряли расширение псевдооживленного слоя при увеличении скорости сжижающего агента. Дело в том, что в предложенных корреляциях заключена зависимость коэффициента массопереноса между оживляющим агентом и частицами β не только от v , но также и от ϵ .

Выяснению подлежат следующие вопросы. Черты сходства массопереноса в псевдооживленном и неподвижном слое. Характер влияния порозности на скорость массопереноса. Отправной точкой последующего анализа является утверждение, что в диапазоне низких порозностей число Стантона ($St \equiv \beta \epsilon / v$) выражается однозначной функцией чисел Шмидта Sc и Рейнольдса $Re = vd / v(1 - \epsilon)$, базирующейся на истинной скорости в просветах между твердыми частицами и средним гидравлическим диаметром просветов. При высоких порозностях (в пределе – это система с единичной частицей) число St будет однозначной функцией чисел Sc и $Re = vd / \epsilon v$, базирующихся на истинной скорости и диаметре твердой частицы. Итак,

$$\beta v^{-1} \epsilon Sc^{2/3} = C'' [vd / [v(1 - \epsilon)]]^{-m} \text{ для низких } \epsilon, \quad (3.2.1)$$

$$\beta v^{-1} \epsilon Sc^{2/3} = C''' [vd / \epsilon v]^{-m} \text{ для высоких } \epsilon. \quad (3.2.2)$$

Установлено, что для неподвижного слоя (низкие ϵ) $C'' = 1,0 \pm 0,2$ и $m = 0,5$. При отсутствии свободной конвекции для единичной сферы (высокие ϵ) $C''' = 0,66$ и $m = 0,5$, если $(vd / \epsilon v)^{1/2} Sc^{1/3} \gg 4$. При некоторых промежуточных значениях ϵ описание коэффициента массопереноса выражением (3.2.2) представляется более удачным, нежели выражением (3.2.1). На практике предпочитают пользоваться уравнением для единичной частицы в полном диапазоне порозностей, характерных для псевдооживления. Поэтому можно записать

$$\beta v^{-1} \epsilon Sc^{2/3} = f(\epsilon) [vd / v]^{-0,5}, \quad (3.2.3)$$

причем $f(\epsilon) = (1 - \epsilon)^{0,5}$ для низких ϵ , $f(\epsilon) = 0,66 \epsilon^{0,5}$ для высоких ϵ . Сравнивая эти две функции, находим, что в диапазоне $0,6 < \epsilon < 0,95$ наибольшее значение $f(\epsilon)$ в обоих случаях равно $0,6 \pm 0,05$. Следовательно, можно было ожидать, что при обработке экспериментальных данных по уравнению (3.2.3) наилучшие результаты будут получены, если принять $f(\epsilon) = 0,60$. Фактически оказалось, что в диапазоне $0,43 < \epsilon < 0,68$ справедливо $f(\epsilon) = 0,81 \pm 0,06$. Опытные данные приведены на рис. 3.2.2 в виде зависимостей $St \cdot Sc^{2/3}$ от vd / v по формуле (3.2.3) и от $vd / v(1 - \epsilon)$ по формуле (3.2.1), отвечающей экспериментально исследованному диапазону низких порозностей.

Первый путь представления данных несколько проще второго даже для диапазона низких значений ϵ . Тем более это справедливо в области высоких значений ϵ . Уравнение (3.2.2), отвечающее высоким значениям порозности, было использовано для корреляции опытных данных по неподвижному слою. Такой прием не может быть рекомендован (хотя он влечет за собой небольшую ошибку), так как значения ϵ почти одинаковы для всех беспорядочно нагруженных неподвижных слоев дисперсных материалов.

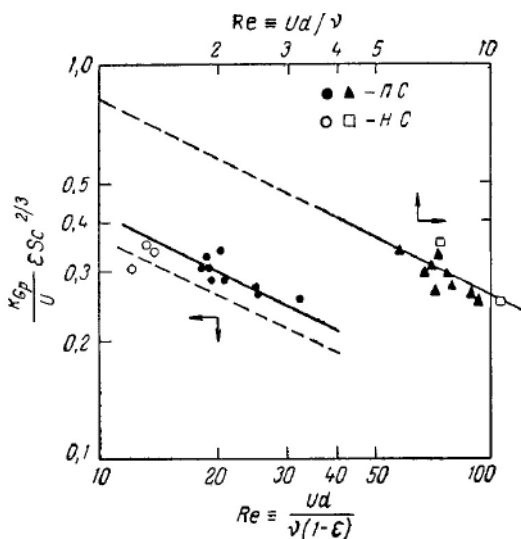


Рис. 3.2.2. Зависимости (3.2.1) и (3.2.3).

Было проведено широкое изучение процесса переноса от оживающего агента к твердым частицам, включающее сопоставление результатов опытов. Эти данные наряду с некоторыми корреляциями приведены на рис. 3.2.3, а в виде зависимости $St \cdot Sc^{2/3}$ от $Re = vd/\nu(1-\epsilon)$.

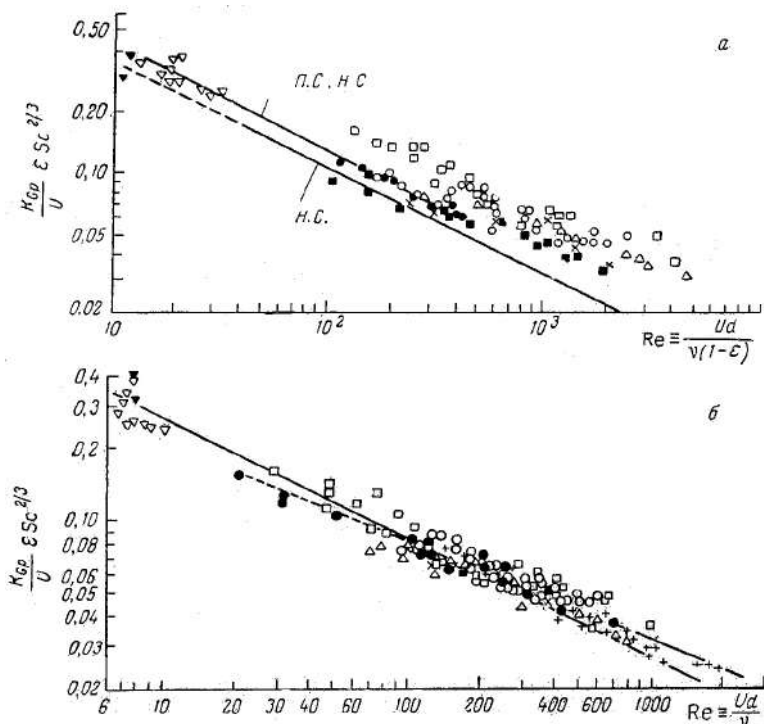


Рис. 3.2.3. Зависимость $St \cdot Sc^{2/3}$ от Re для псевдооживленного (ПС) и неподвижного (НС) слоя. Прямым крестом обозначены (б) данные для неподвижного слоя.

Величины $St \cdot Sc^{2/3}$ при одинаковых значениях Re для псевдоожиженного слоя на 20–50% выше, чем для неподвижных слоев. Зависимость, представленная на рис. 3.2.3, не охватывает весь диапазон от неподвижного слоя до псевдоожиженного в разбавленной фазе, как мы это наблюдали на рис. 3.2.2. Можно видеть, что зависимость 3 на рис. 3.2.3, претендующая на описание рассматриваемого процесса с погрешностью не более 20% и пределах $50 < Re < 5000$, становится неточной при $Re > 1000$, но справедлива до $Re = 10$.

На рис. 3.2.3, б данные рис. 3.2.3, а представлены в виде зависимости $St \cdot Sc^{2/3}$ от vd/v . Такая форма зависимости сближает данные для неподвижного и псевдоожиженного слоев соответственно выражению (3.2.3). Линии на рисунке описываются уравнениями:

для $5 < vd/v < 500$

$$St \cdot Sc^{2/3} \equiv \beta v^{-1} \epsilon Sc^{2/3} = (0,81 \pm 0,05) [vd/v]^{-0,5}; \quad (3.2.4)$$

для $50 < vd/v < 2000$

$$St \cdot Sc^{2/3} \equiv \beta v^{-1} \epsilon Sc^{2/3} = (0,6 \pm 0,1) [vd/v]^{-0,43}. \quad (3.2.5)$$

Выражение (3.2.4) базируется на данных по жидкостному оживлению, характеризующихся диапазонами $100 < Sc < 1000$ и $0,43 < \epsilon < 0,63$, а выражение (3.2.5) на данных о газовом и жидкостном оживлениях в диапазонах $0,6 < Sc < 2000$ и $0,43 < \epsilon < 0,75$. Приведенные выражения представляются наиболее точными и надежными в практически важном диапазоне изменения числа Re для реально встречающихся значений Sc при порозности вплоть до 0,75.

Высказываются определенные сомнения относительно правомерности использования в расчетах средних логарифмических значений движущей силы, т. е. постулата о движении сжижающего агента в режиме идеального вытеснения. Неплохое совпадение данных подтверждает мнение о приемлемости этого постулата. Это не значит, что режим течения действительно соответствует идеальному вытеснению. Обмен между непрерывной и дисперсной фазами происходит, возможно, настолько быстро, что никакого отклонения от режима идеального вытеснения практически обнаружить невозможно.

Иногда требуется оценить высоту, на которой оживающий агент и твердые частицы достигают равновесия. Примем за высоту единицы переноса (БЕП) такую высоту слоя, на которой отклонение от равновесного состояния уменьшается в e раз. Для стержневого потока в однородном псевдоожиженном слое $БЕП = v/(a\beta) = vd/[6(1-\epsilon)\beta]$.

На практике значения $\beta \epsilon Sc^{2/3}/v$ находятся в интервале от 0,02 до 0,4. Это позволяет с помощью данного выражения найти число частиц, которое должен миновать поток сжижающего агента для обеспечения эффекта ВВП, т. е. $(1-\epsilon) \cdot (БЕП)/d$, $0,4 \epsilon Sc^{2/3} < [(1-\epsilon)(ВПП)]/d < 8 \epsilon Sc^{2/4}$.

Отсюда ясно, что число частиц, которые должен миновать газ ($Sc \approx 1$), чтобы достичь равновесия, весьма мало. Это практически исключает возможность измерения коэффициентов переноса от газа к твердым частицам в псевдоожиженном и неподвижном слое. Поскольку последние должны быть очень тонкими, то не удастся обеспечить учет осевой дисперсии газа при оценке результа-

тов измерений. Приходится использовать специальные приемы, например разбавление слоя инертными частицами.

Напомним, что под достижением равновесия здесь понимается уменьшение движущей силы в e раз по сравнению с первоначальной. Очень часто этого совершенно недостаточно, чтобы считать систему близкой к равновесию.

Сегрегация фаз и образование газовых пузырей происходят за пределами некоторой высоты слоя (после того, как ожижающий агент минует 10–20 частиц). В этом случае экспериментальные данные по переносу, полученные в условиях однородного псевдоожижения, не отличаются от получаемых для идеального вытеснения потока ожижающего агента. К таким системам, очевидно, относятся псевдоожиженные слои при низких значениях vd/v .

При высоких значениях vd/v подобная модель вызывает сомнения. Считается неправомерным оперировать значениями β , найденными в условиях, исключающих возможность учета точного значения движущей силы. Данные представляются, главным образом, в виде отношения Φ коэффициентов массопереноса в рабочих условиях и в точке возникновения пузырей β_p . Величина β_p всегда известна (с приемлемой точностью) из опубликованных данных. Отношение Φ можно найти из выражения (3.2.5) $\Phi = \varepsilon_{mb} / \varepsilon (v/v_{mb})^{0.57}$, где ε_{mb} и v_{mb} – порозность и скорость в момент образования газовых пузырей.

Тодесом предложена следующая формула: $\Phi = (\varepsilon/\varepsilon_{mb})^{0.44}$. Отсюда можно заключить, что в опытах $v/v_{mb} = (\varepsilon/\varepsilon_{mb})^{2.5}$. Это приемлемо, если псевдоожижение было однородным. Заметим, что Ричардсон и Заки в соотношении такого типа рекомендовали показатель степени в интервале 2,38–3 для исследованного Тодесом диапазона vd/v . Величина β в псевдоожиженном слое почти не должна зависеть от скорости сжижающего агента, а значит и от порозности. Согласно уравнению (3.2.5) величина β пропорциональна ε^{-1} и $v^{0.57}$. Если принять по Ричардсону и Заки $\varepsilon \approx v^{0.42-0.33}$, то получим $\beta \approx v^{0.15-0.24}$. Это значит, что величиной β , рассчитанной для минимального псевдоожижения, можно с некоторым приближением пользоваться в диапазоне скоростей вплоть до $v = 10v_{mb}$.

При больших значениях vd/v и относительно высоких слоях наблюдается быстрое возрастание β с увеличением скорости. Причина отмеченного расхождения заключается в том, что при больших vd/v наблюдается режим неоднородного псевдоожижения. В этом случае неправомерно интерпретировать опытные данные на основе модели однородного псевдоожижения, учитывающей сопротивление массопереносу только между частицами и ожижающим агентом. При неоднородном псевдоожижении процесс лимитируется единственным диффузионным сопротивлением – между стенками газового пузыря и ядром газового потока.

Рассматриваемый вопрос полезно обсудить в количественном аспекте. С этой целью сравним высоты единицы переноса от дисперсной к непрерывной фазе (ВЕП_в) и от ожижающего агента к твердой частице (ВЕП) при высоких значениях vd/v . Для обмена между фазами имеем $ВЕП_в = (v - v_{mf})/a_b\beta_g$, где

a_b – поверхность газовых пузырей в единице объема слоя, β_g – коэффициент массообмена между газовым пузырем и окружающей его средой.

Для ВЕП_в можно записать следующее выражение:

$$\text{ВЕП}_в = \frac{v - v_{mf} + 0,667\sqrt{gD_e}}{6[0,75v_{mf} + (gD_e^2/D_e)^{1/4}]} D_e,$$

где D_e – диаметр сферы, равновеликой газовому пузырю; D_e – коэффициент диффузии в газовой фазе.

Высота единицы переноса между сжижающим агентом и твердой частицей в непрерывной фазе, где скорость равна v_{mf} , а порозность ϵ_{mf} , составляет

$$\text{ВЕП} = \frac{v_{mf}}{a\beta} < 8 \frac{\epsilon_{mf}}{1 - \epsilon_{mf}} \text{Sc}^{2/3} d,$$

причем $a = 6(1 - \epsilon_{mf})/d$.

Ограничиваясь системой газ – твердые частицы ($\text{Sc} \approx 1$) и полагая, что в рассматриваемых слоях относительно крупных и тяжелых частиц ($vd/v \gg 1$) размеры газовых пузырей примерно в 100 раз превышают диаметр частиц, получим

$$\frac{\text{ВЕП}_в}{\text{ВЕП}} = 3 \frac{v - v_{mf} + 0,67\sqrt{gD_e}}{0,75v_{mf} + (gD_e^2/D_e)^{1/4}}.$$

Для псевдооживленного газом слоя крупных частиц, работающего при высоких значениях vd/v , скорость начала псевдооживления v_{mf} гораздо больше, чем $(gD_e^2/D_e)^{1/4}$. Поэтому для таких слоев величина ВЕП_в будет значительно превышать ВЕП, если $v \gg 2v_{mf}$. Следовательно, в рассматриваемых системах процесс переноса лимитируется диффузионным сопротивлением между сегрегированными фазами (дисперсной и непрерывной).

Подведем итоги. Рассмотрим еще некоторые вопросы, касающиеся тепло- или массопереноса между твердыми частицами и оживающим агентом:

– где выше скорость тепло- или массопереноса – в однородном псевдооживленном или в неподвижном слое?

– можно ли воспользоваться значениями β для расчета величин α ?

Нередко отмечается, что скорость массопереноса в однородном псевдооживленном слое ниже, чем в неподвижном слое того же зернистого материала при использовании того же сжижающего агента.

Это правильное утверждение остается непонятным, если не указана база, на которой проводится сопоставление. Сравнение рассматриваемых систем (например, при восходящем и нисходящем потоке газа) при одинаковых значениях vd/v (это наилучшие условия сопоставления) приводит, как можно видеть из уравнений (3.1.4) и (3.2.5), к одинаковым величинам $\beta\epsilon/v$.

Следовательно, для псевдооживленного слоя получаются более низкие значения β . Сравнение этих двух систем при одинаковых значениях $vd/(1 - \epsilon)v$ также приводит к более низким величинам β для псевдооживленного слоя. Возможно,

наиболее приемлемым является сравнение обеих систем по соотношению величин ВЕП.

Применительно к однородному псевдоожигенному слою придем к следующим значениям этого соотношения: $\varepsilon(1-\varepsilon_{mf})/\varepsilon_{mf}(1-\varepsilon)$ для одинаковых vd/v ; $\sqrt{\varepsilon(1-\varepsilon_{mf})}/\sqrt{\varepsilon_{mf}(1-\varepsilon)}$ для одинаковых $vd/\varepsilon v$ и $\varepsilon(1-\varepsilon_{mf})^{2/3}/\varepsilon_{mf}(1-\varepsilon)^{2/3}$ для одинаковых $vd/(1-\varepsilon)v$. При разных базах сопоставления различие соотношений весьма велико. Кроме того, рассматриваемые соотношения выше при больших расширениях слоя, так что для достижения одинаковой степени приближения к равновесию однородный псевдоожигенный слой должен быть выше неподвижного. Для систем с сегрегацией фаз утверждение о более низкой скорости массопереноса в однородном псевдоожигенном слое, нежели в неподвижном слое, будет подавно правильным.

Остается еще вопрос о правомерности расчета коэффициента теплообмена между твердыми частицами и огибающим агентом с помощью β . Такой пересчет допустим. Если результаты опытов по теплообмену пересчитать на основе приведенных выше положений, то они будут вполне соответствовать выражению (3.2.4) с разбросом в пределах 20%.

В случае теплообмена между огибающим агентом и твердыми частицами влиянием их теплоемкости практически можно пренебречь. Теплообмен со стенкой определяется нагревом частиц, которые подходят к стенке, охлаждаются и уходят от нее. При теплообмене между газом и твердыми частицами не происходит изменения температуры последних. Перенос тепла лимитируется в основном термическим сопротивлением пограничной пленки вокруг каждой частицы. Следовательно, в этом случае теплоемкость частиц не может играть существенной роли, и правило пересчета коэффициентов тепло- и массообмена выражается следующим образом: $\beta \rightarrow \alpha/\rho_c c_c$; $Sc \rightarrow \mu_c c_c g/\lambda_c \equiv Pr$.

Необходимо еще коснуться обобщения опытных данных по тепло- и массопереносу с помощью фактора переноса j_d . Здесь возникает затруднение в связи с тем, что большинство авторов не указывает, на какой скорости базируется этот фактор – истинной (v/ε) или расчетной (v). Рекомендуется вместо j_d писать соответственно $(K_B/v)\varepsilon Sc^{2/3}$ либо $(K_B/v)Sc^{2/3}$. Предпочтительнее первая форма записи.

3.3. ТЕПЛООБМЕН

3.3.1. Теплообмен между псевдоожигенным слоем и поверхностью

Интенсивность переноса тепла в псевдоожигенном слое значительно выше, чем в однофазном газовом потоке в пустой или заполненной неподвижным зернистым материалом трубе. Характер изменения коэффициента теплоотдачи при последовательном переходе от неподвижного слоя к развитому псевдоожигенному иллюстрируется на рис. 3.3.1 (НС – неподвижный слой; ПС – псевдоожигенный слой). Коэффициент теплоотдачи α , начиная со скорости начала псев-

доожигения v_{mf} , резко возрастает в сравнительно узком диапазоне скоростей $v > v_{mf}$ (восходящая ветвь) – на 1–2 порядка при псевдоожигении газами, в 2–4 раза – при псевдоожигении жидкостями. При некоторой (оптимальной) скорости v_{opt} величина α достигает максимума (α_{max}) и далее уменьшается (нисходящая ветвь).

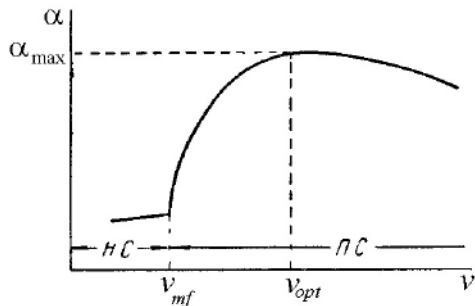


Рис. 3.3.1. Типичный вид зависимости коэффициента теплоотдачи от скорости сжижающего агента.

Попытки количественных обобщений. Интенсивность теплообмена в псевдоожигенном слое зависит от скорости сжижающего агента и его теплопроводности, размера и плотности твердых частиц, их теплофизических свойств, геометрических и конструктивных особенностей аппаратуры и ряда других факторов. Из-за множества независимых переменных и сложности их влияния на теплообмен предложенные эмпирические формулы для расчета коэффициентов теплоотдачи, как правило, справедливы лишь в областях, ограниченных условиями экспериментов, на которых они базируются. Эти формулы разнообразны по структуре, количеству и качественному составу входящих в них переменных. Их можно разделить на две группы, из коих одна относится к определению α_{max} (а также v_{opt}), а вторая – к расчету α на восходящей или нисходящей ветви кривой $\alpha - v$. Сопоставим ряд формул для произвольно выбранной модельной системы: стеклянные шарики (плотность $\rho_d = 2660 \text{ кг/м}^3$, насыпная плотность 1660 кг/м^3 , теплоемкость $C_s = 0,8 \text{ кДж/(кг·К)}$) – воздух (или вода) при 20°C .

Область максимальных коэффициентов теплоотдачи. Формулы для α_{max} и v_{opt} были приведены к общепринятому виду: $Nu_{max} = f(Ar)$ и $Re_{opt} = f(Ar)$. Некоторые формулы включают высоту слоя в неподвижном состоянии H_0 и его диаметр D , поэтому для возможности сопоставления было принято: $H_0 = 0,4 \text{ м}$; $D = 0,2 \text{ м}$. В рассматриваемом интервале значений $Ar = 10\text{--}10^7$ ряд формул удовлетворительно согласуются. Расчетные значения Nu_{max} отклоняются от некоторого среднего на $\pm(10\text{--}20)\%$, а показатель степени при числе Архимеда (если постулировать степенную зависимость Nu_{max} от Ar) колеблется в пределах $0,2\text{--}0,25$. Значительное расхождение остальных формул большей частью объясняется особыми условиями экспериментов (теплообмен с тонкими проволоками; низкие слои, соизмеримые с зоной влияния распределительной решетки; жидкостное, т. е. однородное псевдоожигение).

Предложенные зависимости для Re_{opt} расходятся более резко, что объясняется наличием пологого максимума на кривых $\alpha - v$, поэтому отсчет Re_{opt} в известной мере субъективен. Кроме того, близкие значения α_{max} могут быть получены в разных точках слоя (особенно в различных аппаратах) при различных средних значениях Re_{opt} . Изложенное не исключает возможности приближенной оценки α_{max} и Re_{opt} с помощью удачно подобранных соотношений. При развитом псевдоожигении характеристики слоя и значительной мере выровнены по его объему.

Восходящая и нисходящая ветви кривой $\alpha - v$. Сопоставим некоторые эмпирические формулы, предложенные для описания теплообмена с поверхностями внутри слоя в условиях восходящей ветви кривой $\alpha - v$.

Расхождение (более чем на порядок) значений α , вычисленных по сопоставляемым формулам (формулы для теплообмена с наружной стенкой обнаруживают расхождение почти на два порядка), объясняется рядом причин. Одна из них состоит в широком разнообразии методов и условий экспериментов, на которых базируются формулы разных авторов (диапазоны температур и давлений, физические свойства сжижающего агента и твердых частиц, геометрические характеристики слоя и конструктивные особенности аппаратуры). Эти условия могут не совпадать с принятыми нами для сопоставления, хотя формула каждого автора удовлетворительно описывает его экспериментальные данные.

Можно указать на более существенные причины расхождения сопоставляемых формул. Необосновано стремление к широкому обобщению опытных данных в виде степенной зависимости $Nu = aRe^n$. Дело в том, что показатель степени n не является постоянным; он имеет большие значения вблизи v_{mf} (Re_{mf}) и приближающиеся к нулю вблизи v_{opt} (Re_{opt}). Нельзя также оправдать попытки описания теплообмена в псевдоожигенном слое с помощью чисел Re и Nu (или Стантона $St = Nu/RePr$), уместных в случае теплообмена однофазных потоков. Эти неправомерные попытки приводят при обобщении результатов широкого эксперимента к необходимости введения, помимо Nu и Re , ряда других безразмерных симплексов и комплексов, чтобы аппроксимировать экспериментальные точки единой зависимостью. Формула получается громоздкой, привязанной к конкретным условиям эксперимента и малоприменимой для инженерных расчетов. Корректное обобщение опытных данных в широком диапазоне переменных должно быть, очевидно, основано на достоверных физических представлениях о механизме переноса тепла в псевдоожигенной системе.

Механизм теплообмена. *Физические модели теплопереноса.* В разработке физической модели теплопереноса в псевдоожигенном слое можно выделить три основных направления.

Первое направление оперирует кондуктивным переносом тепла через пограничную пленку сжижающего агента около теплообменной поверхности, причем коэффициент теплоотдачи определяется как

$$\alpha = \lambda_c / \delta. \quad (3.3.1)$$

В псевдоожигенном слое толщина пограничной пленки δ зависит не только от скорости сжижающего агента и его свойств, но также от интенсивности

движения твердых частиц, «сдирающих» эту пленку. С повышением v интенсивность движения частиц около поверхности возрастает (мелких – в большей степени), но одновременно уменьшается их концентрация, что обуславливает экстремальный характер зависимости α от v . Возможен несколько иной подход, также использующий выражение (3.3.1), но базирующийся на формировании ламинарного пограничного следа за движущейся частицей.

Основной недостаток рассматриваемых моделей (не затрагивая искусственных приемов и математических погрешностей) состоит в игнорировании влияния на теплообмен теплофизических свойств твердого материала (в частности, его теплоемкости). Последующее включение параметров, характеризующих эти свойства в эмпирических формулах, не достигает цели. Самые удачные из этих формул расходятся с опытными данными в 4–5 и более раз.

Заметим, что модели, базирующиеся на кондуктивном переносе тепла через пограничную пленку, могут оказаться полезными для оценки конвективной составляющей теплопереноса.

Второе направление постулирует доминирующую роль переноса тепла движущимися твердыми частицами, учитывая также теплопроводность через пленку сжижающего агента около поверхности. Высокие значения α приписываются большим температурным напорам при прогреве (охлаждении) движущихся твердых частиц у поверхности теплообмена. Здесь учитывается влияние теплофизических свойств твердого материала, причем одни авторы исходят из многократно повторяющихся актов нестационарного теплообмена между поверхностью и твердыми частицами, переносящими тепло в ядро псевдооживленного слоя. Другие – из нестационарного прогрева потока твердого материала вдоль поверхности, а также из несколько иных представлений.

Экстремальный характер изменения α при увеличении v объясняется одновременным ростом температурного напора и падением концентрации твердого материала. При малых скоростях v превалирует первый фактор, при больших скоростях – второй фактор. Количественная интерпретация приводит в данном случае не к степенным, а к экспоненциальным или гиперболическим зависимостям. Изложенный механизм можно рассматривать применительно лишь к однородному псевдооживленному слою, но не к системе, осложненной образованием газовых пузырей.

Наконец, третье направление базируется на нестационарном переносе тепла «пакетами» твердых частиц (непрерывной фазой), периодически оттесняемыми от поверхности теплообмена газовыми пузырями (дисперсной фазой). Интенсивность теплового потока определяется скоростью прогрева пакетов и частотой их смены у поверхности. Экстремальный характер изменения α с повышением скорости газа обусловлен одновременным увеличением частоты смены пакетов и нарастанием числа газовых пузырей у поверхности теплообмена. Такой механизм переноса тепла в плотной фазе псевдооживленного слоя преобладает при порозности $\varepsilon < 0,7\text{--}0,8$. Дальнейшее расширение слоя сопровождается инверсией фаз, и пакетный механизм вырождается.

Рассматривая нестационарный теплообмен непрерывной фазы (первоначальная температура t_B) при контакте с поверхностью (температура t_W) в течение времени τ , Миклей и Фэрбенкс получили выражение для мгновенного (в момент τ) удельного теплового потока:

$$q_{\text{мгн}} = (t_W - t_B) / \sqrt{\pi\tau} \sqrt{\lambda_{\text{ea}} c_d \rho_H}. \quad (3.3.2)$$

Здесь подразумевается, что за время контакта пакета с поверхностью тепловая волна не достигает его противоположной границы. Именно этот случай характерен для псевдоожигенного слоя. Базируясь на выражении (3.3.2), можно подойти к теоретическому определению коэффициента теплоотдачи в псевдоожигенном слое.

Развитие пакетной модели теплопереноса. Тепло от поверхности нагрева передается газовым пузырям, пакетам твердых частиц и газу, фильтрующемуся между частицами пакета и поверхностью, с интенсивностью, выражаемой, соответственно, коэффициентами теплоотдачи α_b , α_a и $\alpha_{\text{конв}}$. Суммарный коэффициент теплоотдачи

$$\alpha = \alpha_b \psi + (1 - \psi)(\alpha_a + \alpha_{\text{кон}}) + \alpha_r, \quad (3.3.3)$$

где ψ – доля времени, в течение которой поверхность находится в контакте с газовыми пузырями.

Доля радиационной (лучистой) составляющей переноса тепла α_r может быть заметной лишь при температурах выше 800–1000°C. Так как $\alpha_b \ll \alpha_a$, а роль $\alpha_{\text{кон}}$ существенна лишь в случае весьма крупных частиц, то с учетом ограниченности пределов изменения ψ для плотной фазы псевдоожигенного слоя, можно записать

$$\alpha \approx (1 - \psi)\alpha_a. \quad (3.3.4)$$

В случае псевдоожигения крупных частиц (высокие скорости газа), полагая $\alpha_b \approx \alpha_{\text{кон}}$ будем иметь $\alpha \approx (1 - \psi)\alpha_a + \alpha_{\text{кон}}$. При последующем анализе доминирующей считается величина h_a . Из выражения (3.3.2) найдено мгновенное значение коэффициента теплоотдачи к непрерывной фазе:

$$\alpha_{\text{мгн}} = q_{\text{мгн}} / (t_W - t_B) \sqrt{(\lambda_{\text{ea}} c_d \rho_H) / \pi\tau}. \quad (3.3.5)$$

В дальнейшем будем оперировать мгновенным термическим сопротивлением непрерывной фазы $R_a = 1/\alpha_{\text{мгн}}$, очевидно, R_a изменяется во времени.

Из выражения (3.3.5) следует, что $\alpha_{\text{мгн}}$ должен колебаться около среднего значения (α) от очень больших величин (при малых τ) до весьма умеренных (при больших τ). Опыты показали, что величина $\alpha_{\text{мгн}}$ даже при очень малых τ ограничена и не превышает ~ 1750 Вт/(м²·К). Объясняется этот факт тем, что непрерывная фаза характеризуется специфическими свойствами пакета лишь на некотором удалении от поверхности теплообмена, поскольку вблизи последней заметно нарушена характерная упаковка частиц. В результате, при соприкосновении пакета с поверхностью в зоне около стенки возникает дополнительное «контактное» сопротивление R_W , не зависящее в первом приближении от времени и включенное последовательно с термическим сопротивлением самого пакета (R_a). При этом

$$R_W = \delta_W / \lambda_{eW}, \quad (3.3.6)$$

где δ_W – протяженность зоны около стенки – порядка радиуса частицы $d/2$.

Можно представить следующую схему переноса тепла в неоднородном псевдоожигенном слое (рис. 3.3.2).

В момент времени $\tau = 0$ к теплообменной поверхности с температурой t_W подходит пакет твердых частиц (для простоты – сферических, диаметром d) при температуре ядра псевдоожигенного слоя t_b и характерной порозности ε_a . Пусть в зоне около стенки (порозность пакета в ней $\varepsilon_W \neq \varepsilon_a$, термическое сопротивление R_W) температура падает от t_W до t' . Начиная от границы этой зоны (штрихпунктирная линия на рис. 3.3.2), происходит прогрев пакета с мгновенным термическим сопротивлением $R_a = \sqrt{\pi\tau/(\lambda_{ea}c_d\rho_H)}$.

Среднее значение коэффициента теплоотдачи в неоднородном псевдоожигенном слое определяется по величине $\alpha_{мгн}$, вычисленной на основе R_a и R_W с учетом доли $(1-\psi)$ по формуле (3.3.4), и среднего времени соприкосновения пакета с поверхностью τ_m $\alpha = (1-\Psi)/\tau_m \int \alpha_{мгн} d\tau$.

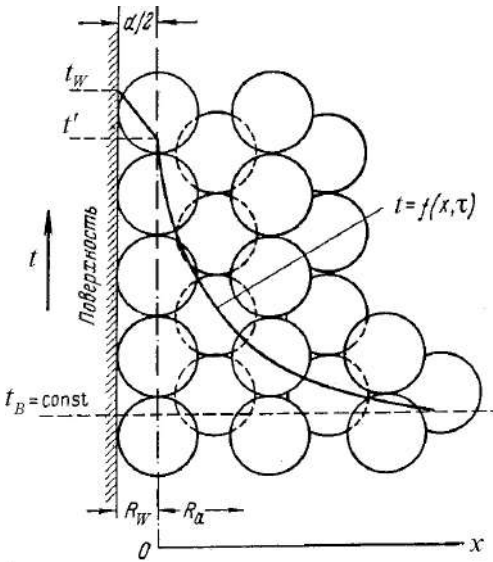


Рис. 3.3.2. К описанию механизма переноса тепла от поверхности к псевдоожигенному слою.

Математическая интерпретация. Конкретное выражение для среднего коэффициента теплоотдачи зависит от рода граничных условий, накладываемых на теплоперенос. Для примера приведем выражение для α и $\alpha_{мгн}$, полученные на основе теории теплопроводности для граничных условий первого рода:

$$\alpha_{мгн} = \frac{1}{R_W + R_a}, \quad \alpha = \frac{2(1-\Psi)}{R_r} \left[1 - \frac{R_W}{R_r} \ln \left(1 + \frac{R_r}{R_W} \right) \right] = \frac{2(1-\Psi)}{R_r} A.$$

Причем $R_r = \sqrt{\pi\tau_m/(\lambda_{ea}c_d\rho_H)}$ за среднее время контакта τ_m непрерывной фазы с поверхностью между двумя последовательными газовыми пузырями.

Величины R_r и R_W базируются на эффективных теплопроводностях, существенно зависящих от порозности пакета ϵ_a , и в зоне около стенки ϵ_W соответственно. Влияние на теплообмен порозности неподвижного слоя ϵ_0 , близкой к ϵ_a и ϵ_W , подтверждено экспериментально.

Для сопоставления значений α , полученных применительно к различным граничным условиям, соответствующие выражения представим в виде $\alpha = 2(1 - \Psi)R_r^{-1}A_i$, где индекс i при A обозначает род граничных условий.

Для теплообмена в псевдоожигенном слое наиболее характерны граничные условия III рода, и можно пользоваться упрощенным решением

$$\alpha = (1 - \Psi)/(R_W + 0,5R_r), \quad (3.3.7)$$

а не громоздким и неудобным для практических расчетов строгим решением в граничных условиях III рода.

Измеренные коэффициенты теплоотдачи достаточно хорошо согласуются с вычисленными по формуле (3.3.7) для частиц мельче $\approx 0,3$ мм. В случае более крупных частиц, когда за время контакта с поверхностью успевают прогреться лишь один или несколько их рядов, наблюдается некоторое расхождение. В этих условиях, строго говоря, непрерывную фазу уже нельзя рассматривать как континуум с эквивалентной теплопроводностью λ_e . Во всех случаях при псевдоожигении газами умеренной температуры частиц не крупнее ≈ 2 мм характер изменения расчетных значений α вполне удовлетворительно следует эксперименту.

Изложенные положения иллюстрируются на рис. 3.3.3, причем для расчета по формуле (3.3.7) вместо коэффициента 0,5 в знаменателе принято 0,47, что несколько лучше соответствует опытным данным в диапазоне $R_W/R_r = 0,1-0,5$. Время τ_m рассчитывали по величине ψ и частоте пульсаций коэффициента теплоотдачи в точке его измерения ϕ_h (сплошные линии) $\tau_m = (1 - \psi)/\phi_h$.

При отсутствии значений ϕ_h использовали частоту прохождения пузырей в исследуемой точке ϕ_b (пунктирные линии): было принято, что отношение $\phi_h/\phi_b = \zeta$ (обычно близкое к $\sim 1,5$) не зависит от размера частиц. Неравенство $\zeta > 1$ обусловлено сменой пакетов под действием газовых пузырей, проходящих не только около поверхности, но и на некотором удалении от нее.

Удовлетворительное согласование экспериментальных данных с выражением (3.3.7) позволяет использовать последнее для составления расчетного уравнения, включающего в самом общем случае также конвективную и радиационную (лучистую) составляющие согласно уравнению (3.3.3).

Общее расчетное уравнение. Составление расчетного уравнения. Величины ψ , R_W и R_r или их составляющие (λ_{eW} , λ_{ea} , τ_m) зависят от свойств твердых частиц и сжижающего агента, геометрических характеристик слоя и теплообменной поверхности, конструктивных особенностей аппаратуры. Так как теоретический расчет этих величин пока связан с непреодолимыми трудностями, целесообразно прибегнуть к их приближенному выражению через доступные технологические параметры процесса (скорость газа, порозность слоя и т. п.).

Методика оценки упомянутых трудноопределимых величин и составления расчетного уравнения на основе выражения (3.3.7) базируется на анализе движения газового пузыря (диаметром D_b , объемом V_b) с гидродинамическим следом (его объемная доля f_W); при этом учитывается сжимаемость непрерывной фазы вокруг пузыря. Пусть в псевдооживленном слое сечением A газ движется со скоростью v .

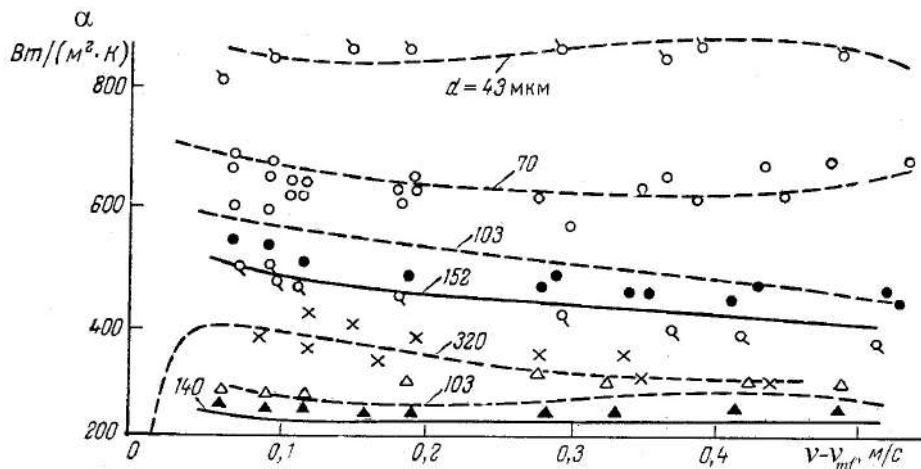


Рис. 3.3.3. Сравнение пакетной модели теплообмена с экспериментальными данными (пунктир – стеклянные шарики; сплошная линия – микро-сферы).

При этом скорость его в непрерывной фазе составляет v_a , а скорость подъема пузыря (относительно стенок аппарата) – v_A . Расширение неоднородного псевдооживленного слоя с учетом коэффициента сжимаемости непрерывной фазы $B < 1$ может быть выражено как $(H - H_p)/N_B A = BV_B(1 - f_W)$, где N_B – число пузырей в слое высотой H ; H_p – высота однородного псевдооживленного слоя при скорости v_a . Путем несложных преобразований нетрудно получить:

$$\frac{v_b}{v - v_a} = B \frac{H_p}{H - H_p}. \quad (3.3.8)$$

Частный случай этого соотношения ($v_a = v_{mf}$; $H_p = H_{mf}$; $B = 1$) соответствует «двухфазной» теории псевдооживления.

Пользуясь выражением (3.3.8) и учитывая, что $v_b = k(gD_b)^{1/2}$, находим:

$$\left. \begin{aligned} \psi &\approx 1 - \frac{H_p}{H}, \\ \tau_m &= \frac{H_p}{H} \frac{B^2(1 - f_W)}{1,5gk} (v - v_a) \left(\frac{H_p}{H - H_p} \right)^2 \end{aligned} \right\} \quad (3.3.9)$$

Подставляя эти величины в формулу (3.1.12), получаем:

$$\alpha = \frac{H_p / H}{R_W + \frac{1}{2} \sqrt{\frac{\pi}{\lambda_{ea} c_d \rho_H} \left[\frac{H_p}{H} \frac{B^2 (1 - f_W)}{1,5 kg} (v - v_a) \right]^{1/2} \frac{H_p}{H - H_p}}}. \quad (3.3.10)$$

Величина τ_m по уравнению (3.3.9) отражает влияние пузырей, непосредственно омывающих поверхность теплообмена. Смена пакетов у поверхности происходит в $\zeta = \phi_h / \phi_b$ чаще, чем смена пузырей, поэтому величину τ_m следует заменить на τ_m / ζ .

Из-за невозможности достоверного определения (при каждой рабочей скорости v) величина v_a принимается равной скорости v_{mf} , отсчитанной по кривой псевдооживления обратного хода (соответственно, H_p заменено высотой осевшего слоя H_{mf} при скорости v_{mf}).

Расчетные величины α , полученные с учетом экспериментальной зависимости $H / H_{mf} = f(v)$, заметно (до 50% и более) отклонялись от опытных из-за трудности точного определения значений ψ и τ_m . Для целей инженерного расчета эти затруднения можно обойти следующим образом. Перепишем уравнение (3.3.10), заменив $H / H_p \approx H / H_{mf}$ на $(1 - \varepsilon_{mf}) / (1 - \varepsilon)$ и собрав все трудно определяемые величины в некоторый параметр $M^2 = B^2 (1 - f_W) / (1,5 g k \zeta)$. Получим:

$$\alpha = \frac{(1 - \varepsilon) / (1 - \varepsilon_{mf})}{R_W + \frac{1}{2} \sqrt{\frac{\pi}{\lambda_{ea} c_d \rho_H} \left[\frac{(1 - \varepsilon)}{(1 - \varepsilon_{mf})} (v - v_{mf}) \right]^{1/2} \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon - \varepsilon_{mf}} M}}. \quad (3.3.11)$$

Величины, входящие в M , мало изменяются со скоростью v , т. е. для данной псевдооживленной системы $M \approx \text{const}$.

Последнее выражение может быть использовано в качестве расчетного при известных значениях эффективной теплопроводности λ_{ea} в непрерывной фазе (при $\varepsilon = \varepsilon_a$) и в пристеночной зоне (при $\varepsilon = \varepsilon_W$). Эффективная теплопроводность складывается из кондуктивной, конвективной и лучистой составляющих. При умеренных температурах $\lambda_e / \lambda_c = \lambda'_e / \lambda_c + B_0 \text{Re}_a \text{Pr}$, где $B_0 \approx 0,07 - 0,15$ в зависимости от формы зерна.

Псевдооживленный слой характеризуется малыми значениями числа Re_a , базирующегося на $v_a \approx v_{mf}$, поэтому обычно (для частиц мельче 0,5–0,7 мм) можно ограничиться первым слагаемым, отражающим перенос тепла в отсутствие вынужденной конвекции. Для оценки λ_e в этом случае можно рекомендовать аппроксимацию для $\lambda_d / \lambda_c \leq 5000$:

$$\lambda'_e / \lambda_c = 1 + (1 - \varepsilon) (1 - \lambda_c / \lambda_d) / [\lambda_c / \lambda_d + 0,28 \varepsilon^{0,63} (\lambda_d / \lambda_c)^{0,18}].$$

В выражении (3.3.11) при известной функции расширения слоя $\varepsilon = f(v)$ определены все величины (R_W – по формуле (3.3.6)), кроме параметра M , для нахождения которого необходимо располагать значением α при какой-либо одной скорости v . Здесь удобно использовать известные величины α_{\max} и v_{opt} , значения

которых можно оценить по эмпирическим формулам, а в специальных случаях – прямым экспериментом.

Анализ и оценка расчетного уравнения. По принятой методике определения M расчетная кривая $\alpha - v$ проходит через точку с координатами (α_{\max}, v_{opt}) . Кроме того, по выражению (3.3.11), имеем $\alpha = 0$ при $v = v_{mf}$ (когда $\varepsilon = \varepsilon_{mf}$) и при $v = v_0$ (когда $\alpha \rightarrow 1$). Расчетная кривая всегда проходит через три точки, характеризующие теплообмен в реальных условиях. Коэффициенты теплоотдачи в неподвижном слое (при $v \leq v_{mf}$) и газовом потоке (при $v \geq v_0$) пренебрежимо малы по сравнению с α в псевдоожиженном слое.

Эмпирический параметр M корректирует погрешности, связанные с определением λ_e и $\rho_H = \rho_d(1 - \varepsilon_{mf})$, сглаживая неточности, обусловленные приближенными преобразованиями при выводе расчетного уравнения. Принятая методика определения M позволяет с некоторым приближением использовать выражение (3.3.11) и в тех случаях, когда помимо переноса тепла пакетами частиц некоторую (не преобладающую) роль играют также конвективная и радиационная составляющие.

Конфигурация кривой $\alpha - v$ между тремя упомянутыми выше точками зависит, главным образом, от закономерности расширения слоя $\varepsilon = f(v)$ и в меньшей степени – от значения R_W . Последнее обычно в 2–10 раз меньше второго слагаемого в знаменателе выражения (3.3.11). Поэтому некоторая неточность (даже на 30–40%) в определении R_W не может значительно исказить ход кривой $\alpha - v$. Результаты расчета по уравнению (3.3.11) хорошо согласуются с опытными данными для теплообмена между псевдоожиженным слоем и наружной поверхностью, а также с данными для одиночных труб (диаметром 20–80 мм), вертикальных трубных пучков, горизонтальных трубных пучков (коридорных и шахматных). Небольшое расхождение расчетных значений α с опытными данными (10–15%) для периферийных труб вертикального пучка объясняется построением кривой по средней порозности слоя при каждой скорости газа. Если же оперировать значениями локальной порозности в зоне теплообмена, то можно ожидать более близкого совпадения расчетных и экспериментальных данных для каждой трубки пучка.

Близость принятой теоретической модели к реальному механизму переноса тепла в неоднородном псевдоожиженном слое не исключает необходимости ее дальнейшего совершенствования. Отметим важность закономерностей расширения псевдоожиженных систем и определения локальных зависимостей $\varepsilon = f(v)$, формул для R_W с учетом конвективной и радиационной составляющих, а также δ_W – толщины пристеночной зоны. Также представляется важным получение расчетных формул для α_{\max} и v_{opt} применительно к теплообменным поверхностям различной конфигурации, уточнение и математическая интерпретация некоторых явлений на границе между поверхностью теплообмена и пакетом.

Влияние различных факторов на интенсивность теплообмена. Влияние скорости оживающего агента, размера и формы частиц.

Эксперименты показывают, что мелким частицам соответствуют более крутые кривые $\alpha - v$, кроме того, α антибатно изменяется с d . При этом α уменьшается с ростом d сначала быстро, затем более медленно. Дальнейшее увеличение размера частиц может привести к обращению зависимости $\alpha - d$ применительно к α_{\max} . Это объясняется ростом конвективной составляющей теплопереноса с увеличением скорости сжижающего агента для больших d . Обращение зависимости $\alpha - d$ в случае жидкостного псевдооживаения происходит при меньших значениях d (порядка 0,5 мм), очевидно из-за более высокой теплоемкости сжижающего агента. На интенсивность теплообмена оказывают влияние форма и состояние поверхности твердых частиц; коэффициенты теплоотдачи несколько выше для округлых и более гладких частиц.

Влияние теплофизических свойств твердых частиц и оживающего агента. Теплопроводность твердого материала λ_d практически не влияет на коэффициент теплоотдачи. В то же время, отмечена весьма четкая симбатная зависимость α от теплопроводности λ_e неподвижного слоя частиц, подвергаемых псевдооживаению в полном соответствии с пакетной теорией.

С увеличением теплоемкости твердого материала c_d коэффициент теплоотдачи повышается: $\alpha \approx c_d^n$, причем для n приводятся значения от 0,25 до 0,8.

Данные о влиянии теплоемкости оживающего агента c_e (или c_{rc}) более противоречивы. Учитывая, что объемные теплоемкости газов c_{rc} при умеренных давлениях (а их водяные эквиваленты и при умеренных скоростях) на три порядка ниже, чем у твердых частиц, трудно ожидать существенной зависимости α от c_{rc} . Близость объемных теплоемкостей различных газов затрудняет экспериментальное изучение влияния c_{rc} на α . Можно ожидать некоторого увеличения α с ростом c_{rc} , что и наблюдается при повышенных давлениях и скоростях газа. Такая зависимость особенно четко проявляется при жидкостном псевдооживаении, когда теплоемкости оживающего агента и твердых частиц соизмеримы. Из всех физических свойств оживающего агента наибольшее влияние на интенсивность теплообмена оказывает его теплопроводность λ_e , с ростом которой α увеличивается примерно в степени 0,5–1,5. Наблюдаемое возрастание α с температурой t_B псевдооживающего слоя в основном обусловлено повышением λ_e с ростом t , а не только тепловым излучением.

Влияние размеров псевдооживающего слоя и поверхности теплообмена. Влияние высоты и диаметра слоя. Большинство данных по теплообмену между псевдооживающим слоем и наружной или внутренней поверхностью согласованно указывает на то, что коэффициент теплоотдачи α не зависит от высоты псевдооживающего слоя H (или его высоты в неподвижном состоянии H_0). Противоположные результаты получены в тех случаях, когда изучали изменение α в зоне около решетки (на активном участке), где сильно проявляется влияние конструкции газораспределительной решетки. Нельзя также принимать в расчет зависимости, базирующиеся на средних значениях α по высоте труб, верх-

няя часть которых не омывалась плотной фазой псевдоожигенного слоя. Причины получения антибатной зависимости α от H_0 должны рассматриваться в совокупности с учетом влияния высоты поверхности и ряда других факторов. Если положение поверхности теплообмена внутри слоя (выше активного участка) остается неизменным, то не следует ожидать существенного влияния H_0 на α , особенно при развитом псевдоожигении.

Анализ предложенных формул (они чрезвычайно противоречивы), выражающих зависимость α от диаметра слоя, показал, что влияние последнего нельзя оцепить априори не только количественно, но и качественно.

Влияние расположения поверхности в слое. В качестве теплообменных поверхностей на практике используются либо наружные стенки аппарата, либо помещенные внутрь слоя элементы различных конструкций. Вблизи начала псевдоожигения коэффициенты теплоотдачи к внутренним поверхностям (α_i) выше, чем к наружным (α_0). С увеличением скорости газа различие между ними нивелируется. Это объясняется тем, что псевдоожигение развивается последовательно – сначала ближе к оси аппарата, а затем и у его наружных стенок. При развитом псевдоожигении может наблюдаться даже $\alpha_0 > \alpha_i$ из-за интенсивного барботажа газовых пузырей в осевой зоне слоя.

Характер изменения α по мере перемещения от стенок аппарата к его оси также зависит от конкретных условий процесса. Для одиночных труб или шаровых зондов, например, обнаружено заметное увеличение α по мере приближения к оси аппарата и некоторое его понижение непосредственно на оси.

Влияние высоты поверхности теплообмена. В ряде ранних работ приводятся данные (в основном относящиеся к наружной стенке аппарата) об уменьшении коэффициента теплоотдачи с ростом высоты поверхности теплообмена L . Представляется несостоятельной попытка объяснить это явление тепловой стабилизацией или постепенным прогревом твердых частиц при их движении вдоль поверхности. Для псевдоожигенного слоя характерно почти мгновенное выравнивание температур в сечении. С другой стороны, твердые истицы не движутся сколько-нибудь длительное время вдоль теплообменной поверхности. Они то появляются около поверхности, то мигрируют в ядро слоя. Высота поверхности L может влиять на теплообмен лишь в случаях ее соизмеримости с l_0 – величиной вертикального пробега частицы или высотой контура циркуляции частиц – для высоких слоев. Даже для крупных частиц ($d \approx 3$ мм) и при малых числах псевдоожигения ($W \leq 2$) в среднем $l_0 = 20\text{--}25$ мм, что значительно меньше высоты вертикальных поверхностей теплообмена в промышленных и лабораторных аппаратах. Влияние L на α можно ожидать только при наличии условий для длительного движения твердых частиц вдоль поверхности (вблизи начала псевдоожигения, особенно вдоль конических стенок аппарата).

Эксперименты продемонстрировали независимость α от L . Результаты более строгого эксперимента с неизменным положением измерительного участка теплообменного элемента в слое (расстояние до решетки 447 мм) и постепенным его наращиванием снизу подтверждают вывод о независимости α от L .

Влияние диаметра теплообменных труб. Опубликованные экспериментальные данные согласованно утверждают, что при теплообмене с трубами малого диаметра (порядка нескольких миллиметров), а тем более с тонкими проволоками наблюдаются повышенные коэффициенты теплоотдачи. С увеличением диаметра труб коэффициент теплоотдачи уменьшается и, по данным большинства исследователей, вырождается. Выявлены две основные причины повышения α при уменьшении диаметра труб.

Во-первых, закономерности прогрева пакета около цилиндрической и плоской поверхностей различны, если толщина пленки твердых частиц, успевающих прогреться за время их контакта с поверхностью, соизмерима с радиусом кривизны последней. Зависимость α от d_t существенна лишь при относительно малых диаметрах труб. Математический анализ приводит к следующему выражению для коэффициента теплоотдачи к цилиндрической поверхности:

$$\alpha_y = (1 - \Psi)[K_0(R_R\sqrt{a})/K_1(R_R\sqrt{a})\lambda_{ea}\sqrt{a} + R_W]^{-1},$$

где $a = 2\rho_H c_d / \tau_m \lambda_{ea}$.

Из формулы видно, что с ростом $R_R = d_t/2$ коэффициент теплоотдачи понижается. При $R_R \rightarrow \infty$, т. е. при переходе к плоской поверхности, $K_0(R_R\sqrt{a})/K_1(R_R\sqrt{a}) \rightarrow 1$, и α принимает наименьшее значение $\alpha_{пл}$. Практически α перестает зависеть от d_t при $d_t/2 \geq 1,5-2$ мм.

Во-вторых, под воздействием газовых пузырей пакет твердых частиц отбрасывается от поверхности теплообмена малой протяженности d_t . Полная смена пакетов влечет за собой заметное повышение α .

При достаточно большой протяженности теплообменной поверхности некоторые газовые пузыри (особенно не омывающие поверхность непосредственно) лишь сдвигают пакет вдоль поверхности, так что рост α менее заметен.

Влияние способа размещения и конфигурации поверхности теплообмена. *Влияние угла атаки.* Из-за худших условий контакта труб с псевдоожиженным слоем коэффициенты теплоотдачи к вертикальным трубам несколько выше (на 5–15%), чем к горизонтальным трубам.

Эксперименты с трубами диаметром 20 и 80 мм при псевдоожижении воздухом кварцевого песка ($d = 0,16$ мм) не обнаружили заметного систематического повышения α с изменением угла атаки. Это угол между осью трубы и направлением воздушного потока. Наблюдается лишь слабая тенденция роста α при постепенном переходе от горизонтального к вертикальному положению. Величина α_{\max} в случае вертикальных труб оказывалась выше на 5–6%. На восходящей ветви кривой $\alpha - v$ наблюдались отклонения α при разных углах атаки на $\pm 5-7\%$ от некоторого среднего значения. Из-за незначительного различия в величинах α для горизонтальных, наклонных и вертикальных труб выбор их расположения в псевдоожиженном слое может быть полностью подчинен технологическим и конструктивным требованиям.

Теплообмен с пучками вертикальных труб. Отвод или подвод тепла легко обеспечивается путем размещения в псевдоожиженном слое трубных пучков, в частности вертикальных (рис. 3.3.4, а).

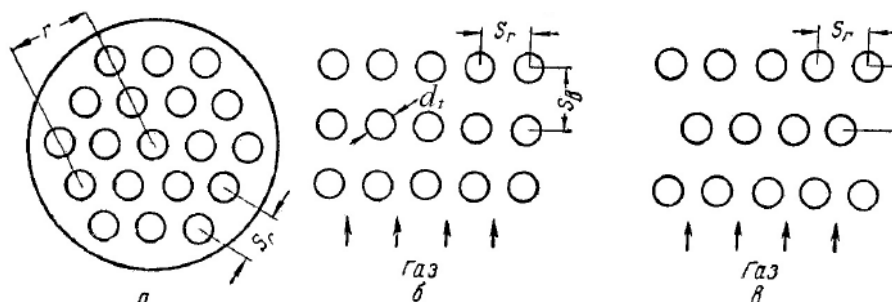


Рис. 3.3.4. Схемы трубных пучков: а – пучок вертикальных труб (план); б – коридорный пучок горизонтальных труб; в – шахматный пучок горизонтальных труб.

Эксперименты с псевдоожиженным слоем частиц кварцевого песка (ожижающий агент – воздух) показали, что на восходящей ветви кривой $\alpha - v$ величина α медленно возрастает по мере увеличения расстояния трубы от оси потока. Значения α_{\max} и α на нисходящей ветви кривой $\alpha - v$ совпадают для всех труб пучка, исключая периферийные, где нарушена типичная конфигурация пучка. С увеличением числа труб в пучке газораспределение в слое становится более равномерным, и значения α для разных труб пучка сближаются. Аналогичные результаты получены для частиц других размеров.

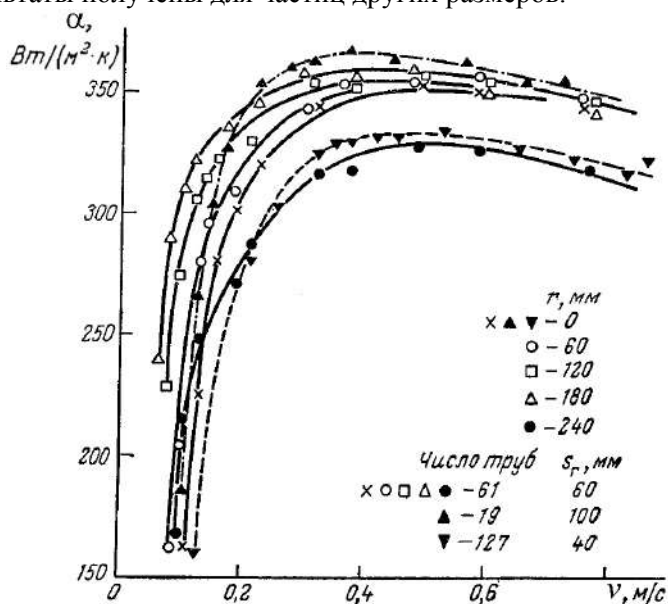


Рис. 3.3.5. Теплообмен с пучками вертикальных труб (система кварцевый песок ($d_c = 0,26$ мм) – воздух ($D = 512$ мм)).

Изменение высоты слоя ($H_0 = 175-500$ мм) и расстояния труб пучка от газораспределительной решетки (120–400 мм) мало отражается на интенсивности теплообмена. В более тесных пучках наблюдается (рис. 3.3.5) некоторое пони-

жение коэффициента теплоотдачи. Так, при уменьшении шага от 5 до 2 величина α_{\max} снижается на 5–7%, а при 1,25 – на 15–20%.

Теплообмен с пучками горизонтальных труб. В большинстве случаев наблюдается небольшое (5–7%) падение α по направлению от периферии к центру пучка. Увеличение числа рядов труб в пучке сверх двух-четырех приводит к понижению интенсивности теплоотдачи по пучку в целом (на 2–4%).

В коридорных пучках труб (рис. 3.3.6) α практически не зависит от величины вертикального шага; лишь при сближении труб почти вплотную наблюдается слабая тенденция к понижению α . При исследовании теплообмена с плоскими змеевиками установлено, что заметное влияние вертикального шага на α наблюдается лишь при малых его значениях. С уменьшением горизонтального шага коэффициент теплоотдачи α понижается (рис. 3.3.6, б).

Для шахматных пучков труб следует ожидать влияния на теплообмен не только горизонтального, но и вертикального шага, так как уменьшение последнего при их малых значениях также ведет к стеснению слоя (в частности, условие равенства нулю вертикального шага соответствует уменьшению вдвое горизонтального шага в шахматном пучке).

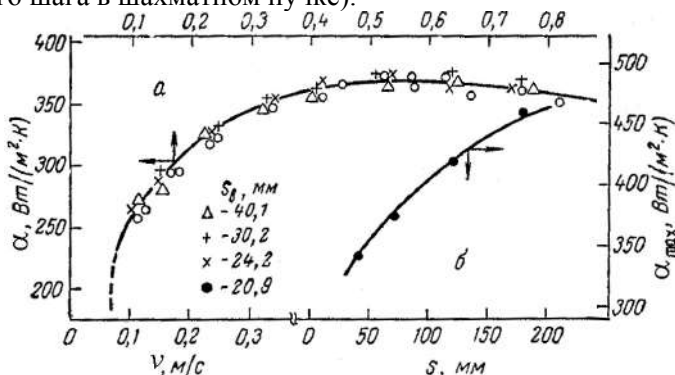


Рис. 3.3.6. Влияние горизонтального и вертикального шагов на теплообмен с горизонтальными трубами (система кварцевый песок – воздух; аппарат сечением 380×380 мм): а – коридорный пучок 9×9 труб; б – горизонтальный ряд труб.

Горизонтальный шаг (а в шахматных пучках, до некоторой степени, и вертикальный) характеризует стеснение псевдооживленного слоя вертикальными и горизонтальными трубными пучками. Его влияние больше, так как при одинаковом шаге горизонтально расположенная труба занимает большую долю поперечного сечения слоя, нежели вертикальная.

Видимо, изложенными выше обстоятельствами объясняется изменение α с изменением диаметра трубы или шарового зонда. Увеличение поперечного размера теплообменной поверхности сопровождается уменьшением сечения слоя, свободного от труб (шаров) – возрастает стеснение слоя. Поэтому и увеличение диаметра аппарата при неизменном диаметре шарового зонда закономерно приводит к повышению α .

Изучался теплообмен между псевдоожигенным слоем и двумя расположенными друг над другом рядами параллельных горизонтальных труб при различных углах между осями этих рядов (0° соответствовал коридорному расположению труб, 90° – перекрестному). Было обнаружено, что при расположении рядов почти вплотную постепенный переход от коридорного к перекрестному пучку сопровождался увеличением α на 3–5%. С увеличением шага различия в значениях α нивелировались.

Влияние на теплообмен прочих факторов. Заторможенный псевдоожигенный слой. Отмеченное выше понижение интенсивности теплообмена при размещении трубных пучков в псевдоожигенном слое является следствием его торможения. Торможение может быть вызвано размещением в слое разнообразных устройств перераспределения потока, например сеток, кускового материала. На рис. 3.3.7 приведены типичные данные о теплообмене в свободном и заторможенном псевдоожигенном слое, в котором наблюдается понижение α_{\max} и повышение v_{opt} . Это явление обнаружено также в опытах с мелкодисперсным (0,05–0,16 мм) глиноземом, псевдоожигенным в свободном пространстве между фарфоровыми шарами диаметром 8 и 15 мм. Как показали опыты с трубными пучками и при псевдоожигении в порах крупнокусковой насадки, торможение слоя с помощью регулярно расположенных в нем деталей приводит к выравниванию интенсивности теплоотдачи по сечению и объему слоя.

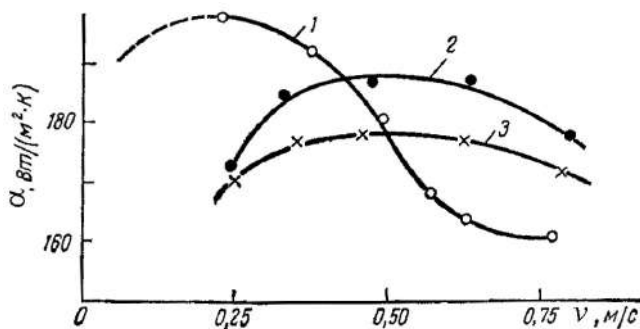


Рис. 3.3.7. Теплообмен в свободном и заторможенном слоях (кварцевый песок ($d = 0,20$ мм) – воздух): 1 – свободное псевдоожигение; 2 – слой заторможен сетками с ячейкой $13,5 \times 13,5$ мм, доля свободного сечения 0,82, шаг 21 мм; 3 – то же, ячейка $5,6 \times 5,6$ мм, доля свободного сечения 0,08, шаг 12 мм.

Экранирование в псевдоожигенном слое. Ухудшение теплообмена в псевдоожигенном слое наблюдается в случае экранирования какой-либо части теплообменной поверхности из-за возникновения зоны малоподвижного зернистого материала над экраном. Нижние части вертикальных труб теплообменника, выполненного в виде «беличьего колеса», могут быть экранированы нижним коллектором (в особенности, если его диаметр больше, чем диаметр труб), что приведет к снижению α . Установлено, что влияние экранирования на теплообмен велико вблизи начала псевдоожигения, но снижается с повышением скорости газа, а также при уменьшении размеров экрана и по мере удаления его от теплообменной поверхности.

Механическое воздействие. Механические колебания теплообменной поверхности, низкочастотные или высокочастотные, приводят к повышению коэффициента теплоотдачи в области низких скоростей газа вследствие более интенсивной смены пакетов твердых частиц у поверхности теплообмена. Вблизи α_{\max} влияние колебаний невелико, так как поверхность теплообмена подвергается достаточно интенсивному механическому воздействию со стороны самого псевдоожиженного слоя (обычно с частотой 100–600 мин⁻¹).

Конструкция распределительной решетки. Известно, что от типа и геометрических характеристик газораспределительной решетки в значительной мере зависят размеры и количество газовых пузырей, определяющих интенсивность теплообмена. По этой причине конструкция решетки может оказывать весьма существенное влияние на теплообмен не только на активном участке (в зоне около решетки), но и во всем объеме слоя.

Влияние на величину α геометрических характеристик простой перфорированной решетки иллюстрируется рис. 3.3.8. Коэффициент теплоотдачи быстро возрастает со скоростью v при использовании решеток с малым живым сечением ϕ_d . Аналогичные данные получены при исследовании теплоотдачи к трубным пучкам в случае использования решеток с долей живого сечения 1 и 4% (диаметр отверстий в обеих решетках 1 мм). При теплообмене с наружной цилиндрической стенкой величина α понижается с ростом ϕ_d при увеличении как числа отверстий в решетке, так и их размера.

Во всех упомянутых случаях наибольшее влияние ϕ_d наблюдается вблизи начала псевдоожижения. На восходящей ветви кривой $\alpha - v$ оно постепенно сглаживается с ростом v , а вблизи v_{opt} пренебрежимо мало.

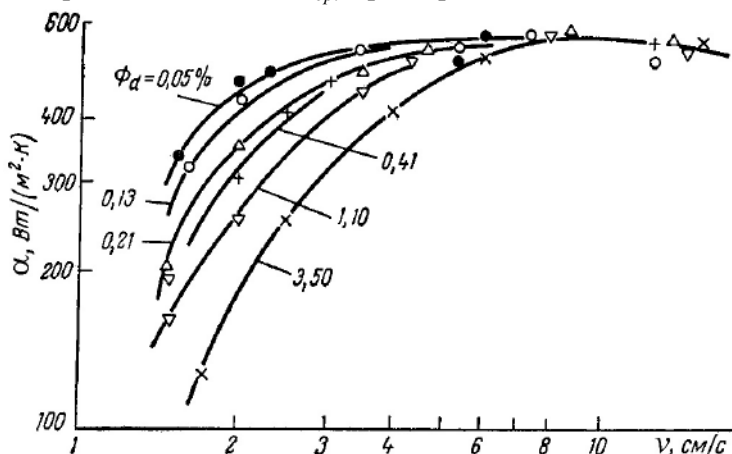


Рис. 3.3.8. Влияние доли живого сечения перфорированной решетки на интенсивность теплообмена (катализатор ($d = 0,16$ мм) – воздух ($D = 280$ мм)).

Локальные коэффициенты теплоотдачи по периметру поперечного сечения труб. Различия в условиях смывания горизонтальных и наклонных труб по их периметру обуславливают различную локальную интенсивность теплообмена.

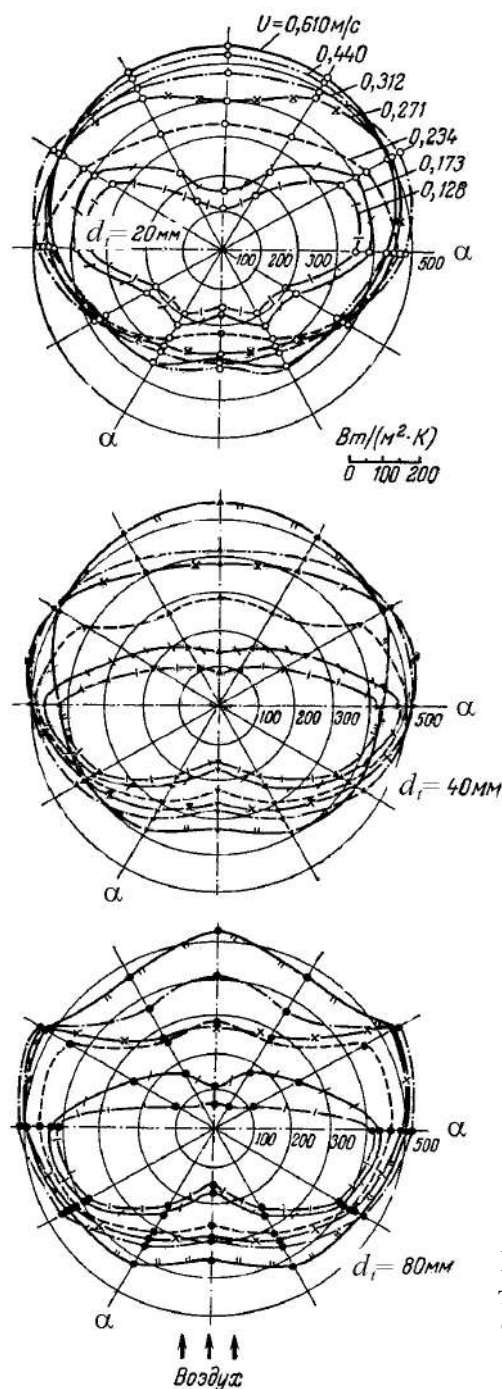


Рис. 3.3.9. Локальные коэффициенты теплоотдачи от горизонтальных труб (поперечное сечение аппарата 380×380 мм).

На рис. 3.3.9 приведены данные о локальных коэффициентах теплоотдачи α_i , полученные путем измерения локальных тепловых потоков и разностей температур в отдельных зонах по периметру горизонтальных и наклонных труб

диаметром от 20 до 80 мм при псевдоожигении воздухом слоя кварцевого песка ($d = 0,16$ мм) высотой $H_0 = 385$ мм. При малых скоростях воздуха наибольшие значения α_l наблюдаются в боковых зонах трубы (где наиболее интенсивно движение частиц). Наименьшие значения – в лобовой и кормовой зонах. Снижение α_l в лобовой зоне связано с возникновением под трубой области (воздушной полости, наблюдаемой визуально) с малой концентрацией твердых частиц, а в кормовой – с наличием области малоподвижного материала. При малых v в кормовой зоне α_l обычно несколько иные, чем в лобовой.

С повышением скорости воздуха α_l быстро возрастает в кормовой зоне, медленнее в лобовой и особенно в боковой зоне. При достаточно больших v наблюдается понижение α_l в боковой, а затем и лобовой зоне, обусловленное увеличением продолжительности контакта этих зон трубы с газовыми пузырями. В кормовой зоне α_l продолжает расти со скоростью газа (подчас даже превышая значения α_l для боковых зон) вследствие интенсификации движения твердых частиц. Можно предположить, что при дальнейшем увеличении скорости v величина α_l и в этой зоне пройдет через максимум.

Переход к трубам большего диаметра сопровождается (при $v > 0,23$ м/с) некоторым смещением наибольших значений α_l к кормовой зоне. С ростом d_t здесь в меньшей мере сказывается отрицательное влияние газовых пузырей. Более равномерное распределение α_l по периметру поперечного сечения характерно для труб меньших диаметров. При установке горизонтальной трубы в ряду других труб происходит смещение наибольших значений α_l в направлении кормовой зоны. Можно предположить нарастание этого эффекта при увеличении числа труб в ряду и уменьшении расстояния между ними.

Сравнение средних интегральных значений α , рассчитанных по величинам α_l , показывает весьма незначительное расхождение кривых $\alpha - v$ для труб разных диаметров, хотя распределение α_l для них несколько различно. Еще раз подтверждается независимость α от диаметра труб (при $d_t \geq 20$ мм).

При постепенном переходе от горизонтальных труб к наклонным и вертикальным можно ожидать выравнивания величин α_l для вертикальной трубы, величины α_l во всех точках периметра, разумеется, одинаковы. Данные рис. 3.3.10 подтверждают это предположение, причем с уменьшением угла атаки β' в первую очередь возрастает α_l в лобовой зоне (под наклонной трубой воздушная полость менее устойчива, чем под горизонтальной). Нарастание α_l в кормовой зоне трубы происходит несколько медленнее.

Некоторые расчетные корреляции. Для описания зависимости $\alpha = f(v)$ в широком диапазоне скоростей ожижающего агента достаточно располагать одной точкой, предпочтительнее с координатами v_{opt} , α_{max} 6. Приведем некоторые формулы, рекомендуемые для ориентировочного расчета этих величин.

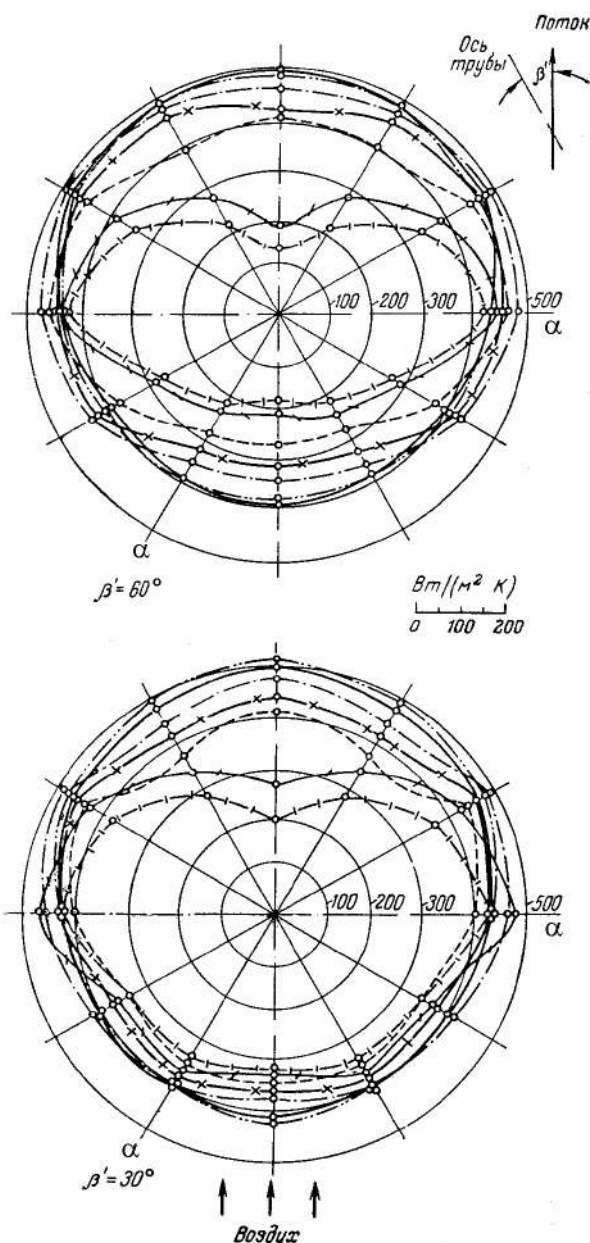


Рис. 3.3.10. Локальные коэффициенты теплоотдачи от наклонных труб диаметром 20 мм (поперечное сечение аппарата 380×380 мм).

Оптимальная скорость. В случае мелких и легких частиц (малые Ar , режим близок к ламинарному) α_{\max} реализуется при высоких числах псевдооживления, т. е. оптимальная скорость приближается к скорости витания v_0 (т. е. $Re_{opt} \rightarrow Re_0$). При псевдооживлении крупных и тяжелых частиц (большие значения Ar , развитый турбулентный режим) α_{\max} достигается при скоростях,

приближающихся к скорости начала псевдооживления v_{mf} (т. е. $Re_{opt} \rightarrow Re_{mf}$). Целесообразно привести универсальные формулы для расчета величин Re_{mf} и Re_0 , справедливые в широком диапазоне Ar :

$$Re_{mf} = \frac{Ar}{150(1 - \varepsilon_{mf})/\varepsilon_{mf}^3 + \sqrt{1,75/\varepsilon_{mf}^3 Ar}}$$

или, учитывая, что в неподвижном зернистом слое обычно $\varepsilon_{mf} \approx \varepsilon_0 \approx 0,4$

$$Re_{mf} = Ar/(1400 + 5,22\sqrt{Ar}), \quad Re_0 = Ar/(18 + 0,61\sqrt{Ar}).$$

Величину Re_{opt} , в соответствии с рассмотренными выше положениями, предложено определять по формуле

$$Re_{opt} = Ar/(18 + 5,22\sqrt{Ar}).$$

Большинство предложенных корреляций, в общем, согласуется с последней формулой, которую, учитывая неизбежные погрешности в определении v_{opt} , можно считать приемлемой для ее приближенной оценки при отсутствии значительного торможения псевдооживленного слоя.

Подведем итоги. Максимальный коэффициент теплоотдачи. Коэффициент теплоотдачи, в том числе α_{\max} , в соответствии с выражением (3.3.3), складывается из «пакетной», конвективной и радиационной (лучистой) составляющих. Через максимум с ростом скорости газа проходит «пакетная» составляющая α . Конвективная составляющая монотонно возрастает со скоростью газа. Лучистая составляющая может зависеть от v в связи с сопутствующим изменением порозности. Разумеется, лишь раздельная оценка составляющих теплопереноса позволит обоснованно подойти к расчету суммарного эффекта.

О конвективной и радиационной составляющих. Скорость сжижающего агента в непрерывной фазе (v_a), определяющая интенсивность переноса тепла конвекцией, изменяется с рабочей скоростью v . Конкретный вид зависимости $v_a = f(v)$ пока не установлен, поэтому для целей приближенного расчета ее приравнивают к скорости начала псевдооживления зернистого слоя при его наиболее рыхлой упаковке ($\varepsilon \approx 0,48$) и рассчитывают в этом случае по формуле

$$Re_a = \frac{v_a d}{v_c} = \frac{Ar}{710 + 4\sqrt{Ar}}.$$

При таком подходе величина $\alpha_{\text{конв}}$ должна возрастать с размером частиц, что согласуется с данными в области крупных частиц. С этой же позиции объясняется закономерность изменения интенсивности теплообмена с повышением давления, когда $\alpha_{\text{конв}}$ возрастает, а «пакетная» составляющая практически не затрагивается. Действительно, суммарный коэффициент теплоотдачи α в слое мелких частиц (роль $\alpha_{\text{конв}}$ мала) практически не зависит от давления при его изменении от 0,1 до 10–22 МПа. В то же время при псевдооживлении крупных частиц, где на долю $\alpha_{\text{конв}}$ в отдельных случаях приходится до 50% и более суммарного теплопереноса, значение α заметно растет с увеличением давления в том же диапазоне. Для учета конвективной составляющей можно воспользоваться обобщением типа $Nu_{\text{конв}} = f_1(Re_a, \dots)$ или $Nu_{\text{конв}} = f_2(Ar, \dots)$, поскольку

Re_a и Ar однозначно связаны. Для ориентировочных расчетов предложена зависимость $Nu_{конв} = 0,0175 Ar^{0,46} Pr$.

Лучистая составляющая при температурах ниже $1000^\circ C$ обычно невелика (не более 5% от h), хотя при $1500^\circ C$ и выше может превышать 25–30%.

При псевдоожигении крупных частиц и высоких температурах слоя увеличение конвективной и лучистой составляющих может привести к исчезновению максимума. На кривых $\alpha - v$ останется характерный изгиб (абсцисса его соответствует v_{opt}), после которого α будет продолжать возрастать с увеличением скорости v .

Максимальные коэффициенты теплоотдачи к развитым поверхностям теплообмена. Размещение развитых теплообменных поверхностей в псевдоожигенном слое сопровождается его торможением и некоторым понижением коэффициента теплоотдачи. Стеснение слоя может быть учтено симплексом d_t/s_r для вертикальных и горизонтальных коридорных пучков труб. В расчетных формулах для шахматных пучков горизонтальных труб также должно быть отражено влияние вертикального шага s_B . Результаты обработки экспериментальных данных для различных поверхностей теплообмена имеют следующий вид.

Вертикальный тип трубного пучка (рис. 3.3.4, а $s_r/d_t = 1,25-5$)

$$Nu_{max} = 0,75 Ar^{0,22} (1 - d_t/s_r)^{0,14}.$$

Коридорный горизонтальный тип трубного пучка (рис. 3.3.4, б $s_r/d_t = 2-9$)

$$Nu_{max} = 0,79 Ar^{0,22} (1 - d_t/s_r)^{0,25}.$$

Шахматный горизонтальный тип трубного пучка (рис. 3.3.4, в $s_r/d_t = 2-9$, $s_B/d_t = 0-10$)

$$Nu_{max} = 0,74 Ar^{0,22} [1 - d_t/s_r (1 + d_t/(s_B + d_t))]^{0,25}.$$

Предложенные корреляции удовлетворительно согласуются с формулами для одиночных зондов, закономерно располагаясь несколько ниже и приближаясь к ним для свободных пучков (т. е. с ростом s_B и s_r).

3.3.2. Теплообмен между твердыми частицами и ожигающим агентом

Температуры в псевдоожигенном слое. Температурные кривые. Температура твердых частиц θ практически постоянна по всему объему псевдоожигенного слоя; температура ожигающего агента t_c быстро изменяется на «активном участке» H_a (вблизи распределительной решетки) и весьма незначительно за его пределами (рис. 3.3.11).

В ряде случаев наблюдается отклонение от такого типичного температурного профиля вследствие нарушения постоянства температуры твердых частиц в непосредственной близости к решетке (рис. 3.3.11, б, в), байпасирования части газа (рис. 3.3.11, в), входного эффекта (рис. 3.3.11, г) и т. д.

Методика измерения температур. Температуру ожигающего агента в слое измеряют либо обнаженной (незащищенной) термпарой, либо защищенной

при помощи сетки или ткани от соприкосновения с твердыми частицами. В обоих случаях точность измерения невысока. Обнаженная термопара, вследствие периодического (хотя и кратковременного) контакта ее спая с твердыми частицами, показывает температуру, промежуточную между последними и оживающим агентом. В случае защищенных термопар неизбежно изменение температуры оживающего агента при прохождении его через защитную сетку.

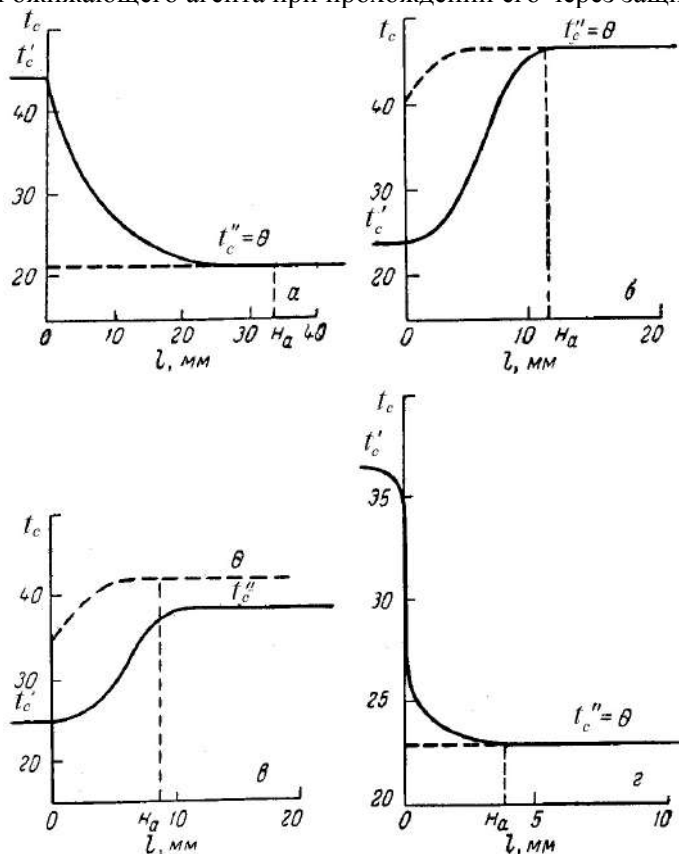


Рис. 3.3.11. Изменение температур по высоте псевдооживленного слоя.

Еще труднее непосредственно измерить температуру твердых частиц, внутри которых — из-за малых размеров — заделка спая термопары практически невозможна, не говоря уже о нарушении при этом подвижности частицы. Кроме того, возможны ошибки в определении мгновенной координаты частицы, а также связанные с тепловой инерцией системы частица — спай. В связи с отмеченными затруднениями часто пользуются косвенной оценкой температуры твердых частиц. Например, ее принимают по показаниям обнаженной термопары в псевдооживленном слое (или при внезапном прекращении дутья), приравнивают температуре газа на выходе из слоя при достаточной его высоте или вычисляют из теплового баланса. Нет оснований сейчас отдавать предпочтение какому-либо из перечисленных методов. В связи с этим приведенное ниже сопоставление опытных данных в величинах коэффициента межфазного тепло-

обмена α_g следует рассматривать только в аспекте порядка сравниваемых величин и общих тенденций изменения факторов теплопереноса.

Классификация процессов переноса тепла. Стадии процесса. Перенос тепла в псевдоожигенном слое складывается из следующих стадий:

- подвод (отвод) тепла в систему с потоком ожигающего агента или твердых частиц;
- перенос тепла от потока ожигающего агента к поверхности твердых частиц или в обратном направлении;
- распространение тепла внутри твердой частицы.

Если наиболее медленной (лимитирующей) стадией является первая, то говорят о переносе тепла в условиях «балансовой задачи», если вторая или третья, то о внешней или внутренней соответственно. Задачу называют сложной, если две или три стадии протекают с соизмеримыми скоростями.

Границы между отдельными стадиями переноса тепла. Признаком первой стадии является равенство температур твердых частиц и газа на выходе из псевдоожигенного слоя, наблюдаемое при достаточной высоте слоя ($H \geq H_a$). Это равенство соблюдается при $\phi_1 = \nu c_p c_d / \alpha_d H (1 - \varepsilon) \rightarrow 0$.

Если исходить из полного перемешивания твердых частиц и движения газа через слой в режиме идеального вытеснения, то приведенное соотношение удовлетворяется с погрешностью не более 2% при $\phi_1 \leq 1,5$, не более 5% при $\phi_1 \leq 2$ и не более 10% при $\phi_1 \leq 2,6$. При обратном соотношении (теоретически при $\phi_1 \rightarrow \infty$) определяющей будет вторая стадия.

Разграничение второй и третьей стадий сводится к оценке величины $Bi = \alpha_d R_d / \lambda_d$. При $Bi < 0,25$ термическим сопротивлением внутри частицы можно пренебречь, и ее нагрев (охлаждение) следует рассматривать как безградиентный. Наоборот, при $Bi > 20$ задача трактуется как чисто внутренняя, скорость переноса тепла от ожигающего агента к частице не лимитирует процесс.

По критерию Bi разграничиваются только непрерывные процессы переноса. При периодических процессах следует исходить из пары сопряженных значений чисел Био и Фурье.

Наконец, разграничение балансовой и внутренней задач производится по величине $\phi_2 = \nu c_p c_d d^2 / \lambda_d H (1 - \varepsilon)$. При $\phi_2 < 0,5$ задачу можно считать балансовой, в противном случае необходимо учитывать внутреннее термическое сопротивление частицы.

Теплообмен в условиях балансовой задачи. О высоте активного участка. Высота активного участка H_a , где практически завершается изменение температуры ожигающего агента, зависит не только от скорости последнего, размера и плотности частиц, но и от геометрических характеристик слоя, наличия деталей в активной зоне, а также от конструкции газораспределительного устройства, влияющего на формирование газовых пузырей, а значит, и на гидродинамическую обстановку в пределах H_a .

Постулируя полное перемешивание твердых частиц (а следовательно, и постоянство их температуры θ) и движение ожигающего агента в режиме иде-

ального вытеснения, нетрудно получить закономерность повышения температуры газа t_c по высоте слоя l $(\theta - t_c)/(\theta - t'_c) = \exp\{-[6\alpha_d(1-\varepsilon)l]/(vc_c\rho_c d)\}$, где t'_c – температура сжижающего агента на входе в слой.

Если принять, что для практического завершения теплообмена достаточно двадцатикратного уменьшения первоначальной разности температур $(\theta - t'_c)$, то легко получить искомую высоту активного участка $l = H_a$:

$$\frac{H_a}{d} = \frac{0,5}{1-\varepsilon} St^{-1} = \frac{0,5 Re Pr}{(1-\varepsilon) Nu_d}. \quad (3.3.12)$$

Воспользовавшись значением $(Nu_d)_{\min} = 2$, получим для воздуха и двухатомных газов ($Pr = 0,72$) с некоторым запасом:

$$H_a/d \approx 0,18 Re/(1-\varepsilon). \quad (3.3.13)$$

В реальных системах вследствие неполного перемешивания частиц (рис. 3.3.11, б, в), а также некоторого продольного перемешивания газа, его частичного байпасирования и т. д., величина H_a может превысить рассчитанную по формулам (3.3.12) и (3.3.13). Поскольку для псевдоожиженного слоя характерны небольшие значения Re , то H_a редко превышает несколько десятков диаметров частиц. На практике величина H_a обычно составляет от нескольких миллиметров до нескольких сантиметров, что значительно меньше рабочей высоты слоя H и позволяет считать $t''_c = 0$.

Теоретические соотношения. При $H \geq H_a$ для описания теплообмена достаточно уравнений теплового баланса: при непрерывном вводе и выводе обеих фаз $G_d c_d (\theta' - t_{eq}) = G_c c_c (t_{eq} - t'_c)$; при непрерывном потоке одного лишь сжижающего агента $-\frac{d}{d\tau} (G_B c_d t_{eq} - p G_B c_c t_m) = G_c c_c (t_{eq} - t'_c)$, где G_d и G_B – расход и масса твердого материала в слое; G_c – массовый расход сжижающего агента; p – масса сжижающего агента, приходящаяся на 1 кг твердого материала в слое; θ' – температура вводимых в слой твердых частиц; t_{eq} и t_m – соответственно равновесная (на выходе из слоя) и средняя по объему слоя температуры газа (в условиях балансовой задачи $t_{eq} = \theta$).

Иногда пытаются описать балансовый процесс в параметрах внешней задачи, формально вводя некий коэффициент межфазного обмена $\alpha_{бал}$ (назовем его «балансовым»). Для элементарной поверхности межфазного контакта (df_d) $vc_c \rho_c f dt_c = \alpha_{бал} (\theta - t_c) df_d$. Путем несложных преобразований выражения, постулируя линейное изменение t_c по высоте слоя, в случае псевдоожижения воздухом ($Pr = 0,72$) нетрудно получить:

$$Nu_{бал} = 0,24 Re(d/H_M), \quad (3.3.14)$$

где H_M – высота монолитного слоя твердого материала (при $\varepsilon = 0$).

Полученное тождество представляет собой уравнение теплового баланса – теплоотдачи, облеченное в форму критерия, и, разумеется, не имеет никакой связи с кинетикой процесса (внешней задачей теплообмена).

По тождеству (3.3.14), для балансовых процессов характерна прямая пропорциональность «балансового» коэффициента теплоотдачи $\alpha_{бал}$ величинам ν и d/H_M . Наличие такой закономерности (ее нельзя считать необходимой и достаточной) требует анализа экспериментальных данных в аспекте близости температур ожижающего агента на выходе из псевдоожиженного слоя t''_c и твердых частиц θ .

Теплообмен в условиях внешней задачи.

Экспериментальные данные. Межфазный теплообмен при псевдоожижении следует закономерностям внешней задачи только в случае достаточно крупных частиц или весьма тонких слоев ($H < H_a$).

Коэффициент теплоотдачи α_d можно рассматривать как функцию кондуктивного (α_{dc}) и конвективного ($\alpha_{dконв}$) коэффициентов

$$\alpha_d = f(\alpha_{dc}, \alpha_{dконв}). \quad (3.3.15)$$

Перенос тепла излучением в псевдоожиженном слое чаще всего невелик из-за малой разности температур сжижающего агента и твердых частиц, а также их взаимного экранирования. Величину α_{dc} можно оценить из анализа переноса тепла теплопроводностью через шарообразную пограничную пленку диаметром d_0 , окружающую частицу диаметром d $Nu_{dc} = \alpha_{dc}d/\lambda_c = 2/(1 - d/d_0)$.

Отсюда для идеализированного псевдоожиженного слоя с регулярным расположением твердых частиц получается $Nu_{dc} = 2/[1 - (1 - \epsilon)^{1/3}]$. Очевидно

$$(Nu_{dc})_{min} = (\alpha_{dc})_{min} d/\lambda_c = 2.$$

В реальных условиях трудно элиминировать конвективную и кондуктивную составляющие, поэтому соотношение (3.3.15) нередко представляют в виде

$$\alpha_d = (\alpha_{dc})_{min} + \alpha_{dконв}.$$

При этом предполагается, что повышение α_d сверх $(\alpha_{dc})_{min}$ обязано уменьшению толщины пограничной пленки около частицы вследствие турбулизации потока.

Значения α_d , по данным отдельных авторов, существенно различаются, в частности из-за различных методов определения средней разности температур. Она определяется по разностям температур на входе в слой и выходе из него или же по непосредственно измеренным температурам и количеству переданного тепла Q_H

$$\alpha_d = \frac{dQ_H/d\tau}{f_d \frac{1}{H} \int_H (t_c - \theta) dl}.$$

Непосредственные измерения (к сожалению, не очень точные) показывают, что изменение температуры по высоте слоя обычно близко к экспоненциальному, а средняя разность температур – к средней логарифмической. Это положение не оправдывается при малых Re и $t''_c \rightarrow \theta$, что в сочетании с трудностью точного замера Δt на выходе из слоя может приводить к большим ошибкам.

Сопоставление экспериментальных данных. Данные разных исследователей по теплообмену анализируются в единых координатах $Nu_d Pr^{-0.33} - Re/\epsilon$.

Одиночная закрепленная частица, движущиеся частицы, газовзвесь. Для расчета коэффициентов теплообмена между оживающим агентом и одиночной закрепленной частицей выбрана следующая формула:

$$Nu_d = 2 + 0,74Re^{0,5}Pr^{1/3}, \quad (3.3.16)$$

представленная на рис. 3.3.12 (линия $a - a$). Для сравнения I – в газовзвеси и неподвижном слое; II – при переходе от неподвижного к поведооживленному слою. При больших значениях Re (заметим, и при малых концентрациях твердой фазы) коэффициенты теплоотдачи к газовзвеси выше, чем для одиночной закрепленной частицы, по некоторым данным – в 2–3 раза.

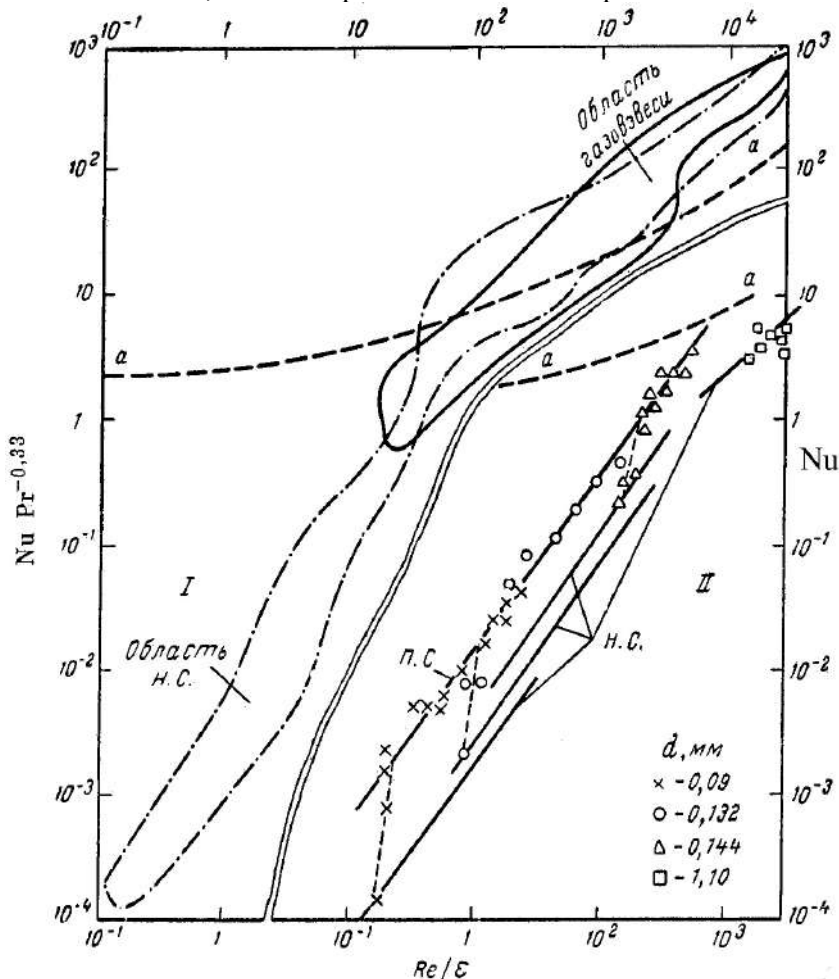


Рис. 3.3.12. Теплообмен в различных дисперсных системах: (× – окись алюминия, □оΔ – стеклянные шарики).

В этой области интенсивность теплообмена определяется степенью турбулентности пограничного слоя на поверхности каждой частицы. Повышение α_d происходит в результате свободной ориентации и вращения частицы в потоке.

В условиях стесненного движения и недостаточно развитой турбулентности наблюдается понижение α_d с ростом номинальной концентрации твердой фазы в газовой смеси $\mu_n = G_d / G_c$, причем в ряде исследований получены более низкие значения, чем $Nu_d < 2$.

Неподвижный и движущийся слой. Имеющиеся данные отчетливо распадаются на две области, соответствующие низким и высоким значениям Re/ϵ . Опытные данные $Re < 100$ резко отклоняются вниз от корреляции для одиночной закрепленной частицы.

Псевдооживленный слой. Анализ опытных данных по теплообмену в условиях внешней задачи возможен при условии $t_c'' - \theta \neq 0$ либо путем вычисления по измороженным профилям температур по высоте слоя. Можно констатировать тот же характер зависимости $Nu_d Pr^{-0,33}$ от Re/ϵ , что и для неподвижного слоя.

Данные для различных дисперсных систем можно разделить на две группы, разграниченные абсциссой, близкой к 10^2 : 1) область высоких значений Re/ϵ и больших коэффициентов теплоотдачи α_d , условно называемых в дальнейшем «истинными»; 2) область малых значений Re/ϵ и пониженных α_d , именуемых далее «эффективными» коэффициентами теплоотдачи.

Область «истинных» коэффициентов теплоотдачи. В этой области значения $Nu_d Pr^{-0,33}$ при одинаковых Re/ϵ для рассмотренных дисперсных систем – величины одного порядка и с некоторым превышением следуют уравнению (3.3.16). Эмпирические корреляции для неподвижного слоя в общем располагаются выше и с большим наклоном к оси абсцисс, нежели для псевдооживленного. Малое изменение Nu_d с Re в псевдооживленном слое говорит о том, что действительная скорость обтекания частицы потоком v_a мало изменяется с увеличением расчетной скорости v (возможно, v_a близка к v_0).

Не исключено, что определенную роль в повышении Nu_d по сравнению с одиночной частицей играет дополнительная турбулизация потока вследствие изменения направления струй газа, более частого в неподвижном слое, чем в псевдооживленном. В этом аспекте представляет также интерес концепция, базирующаяся на сопоставлении в рассматриваемых дисперсных системах «длины обтекания» и диаметра частиц. Наконец, более низкие значения Nu_d для псевдооживленного слоя могут быть в ряде случаев объяснены использованием для расчета средней логарифмической разности температур, завышенной из-за некоторого продольного перемешивания сжижающего агента.

Возрастание α_d в псевдооживленном слое с увеличением размера твердых частиц объясняют:

- повышением «скорости скольжения» для более крупных частиц;
- большей турбулентностью потока;
- уменьшением склонности к агрегированию;
- повышением эффективной скорости потока относительно частиц, принимающих участие во внутренней циркуляции в слое.

Сделана попытка объяснить влияние диаметра и удельного веса частиц в связи с их пульсационным движением в слое.

Пусть средняя скорость газа относительно частиц составляет u_m , а усредненные скорости пульсационного движения частиц в вертикальном направлении равны $u_{\text{верх}}$ при восходящем и $u_{\text{низ}}$ при нисходящем их движении. Удельный тепловой поток от газа складывается из потоков к частицам, движущимся вверх и вниз $\alpha_d = \phi' \alpha_{\text{верх}} + (1 - \phi') \alpha_{\text{низ}}$, где ϕ' – доля частиц, одновременно движущихся вверх, причем $u_{\text{верх}} \phi' = u_{\text{низ}} (1 - \phi')$. Пользуясь приведенными соотношениями и зависимостью $\alpha_d = p_0 u^n$ и подставляя вместо u относительные скорости, получим $\alpha_d = \phi' p_0 (u_m - u_{\text{верх}})^n + (1 - \phi') p_0 (u_m + u_{\text{низ}})^n$.

Анализ показывает, что в случае $n < 1$ (область «истинных» α_d) коэффициент теплоотдачи α_d имеет максимум при $u_{\text{верх}} = 0$ (значит, и при $u_{\text{низ}} = 0$) и уменьшается с ростом $u_{\text{верх}}$.

Частица в псевдооживленном слое движется беспорядочно, поэтому величина средней пульсационной скорости определяется ее ускорением, т. е. инерцией, прямо связанной с массой частицы: $m_d \approx d^3 \rho_d$. Следовательно, в случае степенной аппроксимации $\alpha_d \approx d^\sigma \rho_d^\omega$ можно ожидать $\sigma : \omega = 3 : 1$. По данным эксперимента, $\sigma : \omega = 2,96$ при $Re = 30-100$ и $\sigma : \omega = 2,95$ при $Re = 100-200$; при Re/ϵ , достигавших 400 $\sigma : \omega = 3,1$. Это хорошо согласуется с приведенным выше анализом. Не исключено, что повышение α_d в неподвижном слое по сравнению с псевдооживленным слоем также объясняется пульсацией частиц.

При анализе влияния высоты слоя H на теплообмен необходимо исключить «балансовые» коэффициенты теплоотдачи, уменьшающиеся с ростом H . Зависимость «истинных» α_d от H возможна как результат отклонения расчетной разности температур от реальной. Не исключены случаи, когда эта зависимость связана с изменением качества псевдооживления по высоте слоя.

Различия в свойствах исследуемых систем и условиях экспериментов, методах измерения и обработки результатов не позволяют в настоящее время описать данные разных авторов единой корреляцией. Формулу

$$Nu_d = 0,4(Re/\epsilon)^{2/3} Pr^{1/3} \text{ при } Re/\epsilon > 200$$

следует рассматривать как весьма ориентировочную. С некоторыми опытными данными она расходится на $\pm 100-200\%$.

Область «эффетивных» коэффициентов теплоотдачи. Понижение значений α_d в области $Re/\epsilon < 100$ (иногда на несколько порядков по сравнению с одиночной закрепленной частицей) может быть вызвано несколькими причинами.

Методика определения движущей силы. Расчет α_d по среднеарифметической разности температур вместо непосредственно измеренной приводит к заниженным результатам. На величину движущей силы (значит, и на α_d), безусловно, влияет поперечная неравномерность газового потока, учет которой может вызвать изменение Δt и α_d , иногда на целый порядок. Поскольку поперечная неравномерность наиболее ярко выражена в аппаратах большого попереч-

ного сечения, то именно для них в наибольшей степени характерно видимое понижение интенсивности теплообмена.

Поверхность контакта и тепловой след. Характер изменения α_d со скоростью v можно объяснить попаданием частицы в тепловой след предыдущей (т. е. в зону пониженного потенциала), а также тем, что активная поверхность контакта фаз f_a может быть меньше полной поверхности частиц в слое f_d .

Эти причины, в частности, вызывают понижение α_d в газовзвешях с ростом номинальной концентрации твердой фазы μ_n , отрицательное влияние которой закономерно уменьшается и даже вырождается при увеличении Re .

Относительно высокий наклон линий $Nu_{de} = f(Re)$ при небольших Re является следствием турбулизации пограничной пленки у поверхности частицы и разрушения теплового следа за предыдущей частицей. В области же достаточно развитого турбулентного режима ($Re > 100-200$), где тепловой след разрушен, рост Nu_d с Re происходит только за счет турбулизации пограничной пленки, и наклон линий здесь меньше.

В неподвижном зернистом слое при низких Re газ вследствие неодинаковой плотности упаковки частиц и особенностей ламинарного потока неравномерно омывает различные группы частиц. При этом только часть поверхности ($f_a < f_d$) омывается потоком с относительно высокой скоростью. «Эффективные» значения α_{de} , вычисленные на основе f_d , будут занижены (в меньшей мере – для слоя крупных частиц, где условия для образования застойных зон менее благоприятны).

С ростом Re поток газа в слое распределяется более равномерно и α_{de} возрастает как за счет турбулизации пограничной пленки около частиц, так и за счет сближения величин f_a и f_d , начиная с $Re/\epsilon \geq 100-200$, когда $f_a \approx f_d$, интенсивность теплообмена определяется лишь турбулизацией пограничной пленки и Nu_d медленнее возрастает с Re .

Переход от неподвижного слоя к псевдоожиженному характеризуется скачком α_{de} , что можно объяснить резким увеличением f_a в момент псевдоожижения. Для псевдоожиженного слоя при малых Re , когда $f_a < f_d$ из-за образования неустойчивых агрегатов, величины Nu_{de} также значительно (иногда на три порядка) ниже 2.

С увеличением скорости сжижающего агента величина f_a возрастает за счет большей частоты распада и возникновения агрегатов, что в сочетании с турбулизацией пограничной пленки около частиц вызывает быстрый рост Nu_{de} пропорционально $Re^{1,3-1,5}$. При достаточно больших Re , когда в теплообмене участвует практически вся поверхность частиц, рост Nu_d происходит медленнее (пропорционально $Re^{0,5-0,8}$). К рассмотренным представлениям близка модель микропорывов, на основе которой показано, что расчетные значения α_{de} при малых Re могут на 2–3 порядка быть ниже истинных.

Эффективная теплопроводность. На входе газа в неподвижный или псевдоожиженный слой устанавливается характерный профиль температур, более

крутой в случае больших α_d . Наличие продольного градиента температур приводит к возникновению аксиального теплового потока в слое за счет эффективной теплопроводности газа λ_{eG} , что сглаживает температурный профиль. Исследователь, игнорирующий влияние λ_{eG} и относящий форму температурной кривой целиком к особенностям конвективного теплообмена, воспринимает это явление как уменьшение коэффициента теплоотдачи.

Анализ процесса для неподвижного слоя показывает, что при высоких скоростях газа v продольная теплопроводность подавлена вынужденной конвекцией; в этом случае теплообмен действительно происходит в условиях внешней задачи: $\alpha_{de} \rightarrow \alpha_d$. При малых v определяющим становится перенос тепла эффективной теплопроводностью, так что величина α_{de} , если она вычислена без учета λ_{eG} , может оказаться значительно меньше величин, соответствующих значению $(Nu_{de})_{\min} = 2$.

Продольный теплоперенос за счет эффективной теплопроводности газа может играть роль и в псевдооживленном слое (здесь, в отличие от неподвижного слоя, λ_{eG} , разумеется, не совпадает с λ_{eG}). Действительно, если игнорировать эффективный кондуктивный поток, то $\alpha_{de}(t_c - \theta)df_d = -fvc_c\rho_c dt_c$.

На расстоянии l от газораспределительной решетки $f_a = f6(1 - \varepsilon)l/d$. Тогда

$$\ln\left(\frac{t'_c - \theta}{t_c - \theta}\right) = \frac{\alpha_{de}}{vc_c\rho_c} \frac{6(1 - \varepsilon)l}{d}.$$

Если же постулировать, что занижение α_{de} по сравнению с α_d обусловлено исключительно эффективной теплопроводностью, то исходное уравнение имеет вид: $\alpha_d(t_c - \theta)df_d - \lambda_{eG}f \frac{d^2 t_c}{dl^2} = -fvc_c\rho_c dt_c$, откуда

$$\ln\left(\frac{t'_c - \theta}{t_c - \theta}\right) = vc_c\rho_c l \left[\sqrt{\left(\frac{1}{2\lambda_{eG}}\right)^2 + \frac{\alpha_d 6(1 - \varepsilon)}{(vc_c\rho_c)^2 \lambda_{eG} d}} - \frac{1}{2\lambda_{eG}} \right].$$

Сравнивая два конечных выражения, получаем

$$\frac{1}{\alpha_{de}} = \sqrt{\left(\frac{1}{2\alpha_d}\right)^2 + \frac{6(1 - \varepsilon)\lambda_{eG}}{\alpha_d (vc_c\rho_c)^2 d}} - \frac{1}{2\alpha_d}.$$

При больших v (в общем случае – при больших $RePr$) и малых λ_{eG} вынужденная конвекция подавляет теплопроводность, второе слагаемое под радикалом мало, и $\alpha_{de} \rightarrow \alpha_d$. Напротив, при малых $RePr$ и больших λ_{eG} доминирует второе слагаемое под радикалом. В этом случае величина α_{de} может оказаться значительно ниже α_d , принимающей постоянное значение, например, $(Nu_{dc})_{\min} = 2$. Оценить порядок величины λ_{eG} можно по экспериментально измеренным значениям α_{de} . Так, при $Re \approx 1$ и $\varepsilon \approx 0,6$ имеем $Nu_{de} \approx 3 \cdot 10^{-2}$, что дает: $\lambda_{eG}/\lambda_c \approx 500-700$, или, в случае псевдооживления воздухом, $\lambda_{eG} \approx 14-19$ Вт/(м К).

Прочие факторы. Поперечная неравномерность, помимо влияния на среднюю движущую силу процесса, должна приводить к понижению α_d в результате отклонения локальных скоростей обтекания частиц от средней величины.

В псевдооживленном слое на интенсивность теплообмена может непосредственно влиять движение частиц, обуславливающее нестационарный характер элементарных актов теплопереноса для каждой частицы. Движение частиц, в частности, растягивает активный участок, так как частицы, несущие пограничную пленку ожигающего агента, непрерывно проникают в активный участок и покидают его. Увеличение H_a идентично понижению α_{de} .

В неподвижном слое λ_e понижается с ростом ϵ , в псевдооживленном возможна и обратная картина: интенсификация движения частиц при увеличении ν и ϵ может привести к возрастанию λ_{eG} .

Влияние движения частиц может быть рассмотрено и в другом аспекте. Пусть, например, частица получает 100 единиц тепла от горячего газа в зоне около решетки и, попав в верхние зоны слоя, возвращает 80 из них охлажденному газу. Действительная интенсивность теплообмена в этом случае соответствует 180 единицам, однако в расчет, естественно, войдет $100 - 80 = 20$ единиц, что приведет к занижению α_d примерно на порядок.

О теплообмене в условиях внутренней задачи. В ряде нестационарных процессов условия $Bi < 0,25$ недостаточно, чтобы пренебречь термическим сопротивлением внутри частицы, особенно в первые моменты процесса. Им можно пренебречь, если число Фурье $Fo = a_d \tau / R_d^2 \geq 4$.

При неизвестном α_d условие $Bi \geq 20$ можно заменить условием $Bi \approx \lambda_d / \lambda_c \geq 20$, полученным (с некоторым запасом) исходя из $(Nu_{dc})_{\min} = 2$. Для несферических частиц возможно некоторое смещение указанной границы.

Математическое описание переноса тепла в условиях внутренней задачи разработано достаточно подробно и здесь не излагается. При расчете теплообмена в псевдооживленном слое необходим учет распределения частиц по времени их пребывания в системе.

Для большинства псевдоожигаемых дисперсных материалов, вследствие малого размера частиц и достаточно большого значения λ_d , $Bi < 0,25$, внутреннее термическое сопротивление редко лимитирует теплообмен. О закономерностях переноса тепла в условиях внутренней задачи для псевдооживленного слоя можно судить лишь косвенно – по данным о переносе вещества (математически оба процесса описываются аналогично), в частности, на примере сорбции псевдооживленным слоем силикагеля водяных паров из воздушного потока. Установлено, в частности, что в случае внутренней задачи характеристики переноса тепла и вещества также могут при малых скоростях сжижающего агента принимать эффективные значения: скорость переноса может значительно отставать от вычисленной по известным теоретическим соотношениям.

Подведем итоги. *Сложные задачи теплообмена.* На практике теплообмен часто имеет сложный характер, и выделить стадию, определяющую скорость теплообмена в целом, невозможно, особенно, если он осложнен химическим

превращением (скорость процесса может лимитироваться выделением тепла реакции), излучением и т. д.

При малых значениях Re скорость процесса в условиях внешней задачи – это относится и к внутренней задаче – полностью (или почти полностью) теряет связь с конвективными или кондуктивными характеристиками системы. Начинают играть роль другие факторы, приводящие к понижению интенсивности теплообмена. В этих случаях он также становится сложным, его скорость в значительной мере зависит от степени раскрытия поверхности частиц, доли байпассирующего газа, поперечной неравномерности потоков, эффективной теплопроводности. Отнесение таких процессов к внешней или внутренней задаче является формальным приемом. Скорости составляющих его стадий должны определяться раздельно.

Математическое описание сложных процессов обычно вызывает значительные трудности, поскольку аналитическое исследование и экспериментальное изучение каждой стадии в отдельности часто не представляется возможным. Исключение составляют простейшие случаи, например прогрев шара в граничных условиях III рода. По этим причинам многие авторы стремятся обойти указанные затруднения, используя в основном два пути.

Во-первых, проводится обработка экспериментальных данных (часто в безразмерных величинах) вне связи с какой-либо физической моделью. Выбор переменных целиком базируется на интуиции автора, обычно следующего традициям обобщения данных для сходных процессов.

Во-вторых, выбирается модель (чаще всего внешняя задача), с позиций которой обрабатываются экспериментальные данные. Выбор основных переменных здесь предопределен самой моделью, и он корректен настолько, насколько достоверна сама принятая модель.

Предлагаемые в обоих случаях корреляции носят, очевидно, частный характер, ибо не соответствуют истинному механизму процесса.

В заключение заметим, что из соображений устойчивого псевдооживления работа с очень низкими слоями нежелательна. Принимаемая в промышленных аппаратах высота слоя обычно вполне достаточна для установления теплового равновесия на выходе из слоя. По этой причине приводимые рекомендации о расчете теплообмена по балансовым соотношениям могут считаться приемлемыми для большинства практических случаев, иногда с учетом доли байпассирующего газа.

О характере протекания тепло- и массообменных процессов. Концентрацию вещества в интенсивно перемешиваемых твердых частицах можно считать постоянной по всему объему псевдооживленного слоя. На выходе из слоя при достаточной его высоте концентрация вещества в газе может считаться равновесной. При этом высота H'_a активного участка, где практически завершается массообмен, может быть оценена по уравнению типа (3.3.12), получаемому из аналогичных соображений.

Характеристики массопереноса в условиях внешней задачи для неподвижного и псевдооживленного слоя, в общем, аналогичны характеристикам тепло-

переноса. Эмпирические корреляции в области высоких Re также следуют с некоторым превышением уравнения для одиночной закрепленной частицы. В области низких Re получаются заниженные (эффективные) коэффициенты массообмена β и числа Шервуда $Sh = \beta d / D_c$. В этой области эмпирические корреляции для массообмена располагаются заметно выше, чем для теплообмена, так как опыты по переносу вещества при малых Re проводились с крупными частицами, более доступными газовому потоку. Причины занижения эффективных значений коэффициентов обмена по сравнению с истинными в значительной мере являются общими для тепло- и массопереноса.

Из изложенного можно сделать вывод, что внешний перенос тепла и вещества в псевдооживленном слое сходны во многих отношениях. В отличие от теплопереноса при массопереносе в псевдооживленном слое часто реализуются процессы в условиях внутренней (или смешанной) задачи из-за крайне низких коэффициентов массопроводности вещества в твердых частицах.

О тройной аналогии при переносе тепла, вещества и количества движения. В литературе многократно поднимался вопрос о такой аналогии. При ее рассмотрении применительно к псевдооживленному слою необходимо иметь в виду, что отсутствие надежной методики измерения температур газа и твердых частиц в сочетании с погрешностями концентрационных и гидравлических измерений исключает возможность точного сопоставления составляющих переноса. Их сравнение возможно только в том диапазоне, где налицо сходство в механизме явлений переноса. Поэтому из рассмотрения следует исключить область эффективных значений коэффициентов обмена.

Только в диапазоне $Re/\varepsilon = 10^2 - 10^4$ можно говорить о тройной аналогии в аспекте порядка величин и общих тенденций изменения составляющих переноса. При $Re/\varepsilon > 10^6$ данные по переносу количества движения, рассчитанные исходя из полного сопротивления слоя, располагаются выше тепло-массопереносных характеристик вследствие преобладания сопротивления формы. Собственно трение, являющееся предметом сопоставления, при высоких Re играет подчиненную роль. В ограниченном диапазоне Re можно говорить о приближенной тройной аналогии в переносе тепла, вещества и количества движения.

ГЛАВА 4. СМЕШИВАНИЕ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

4.1. ТЕХНИКА СМЕШИВАНИЯ

4.1.1. Смешивание и производство многокомпонентных составов

Интенсифицировать и оптимизировать технологии приготовления многокомпонентных гранулированных составов, обеспечить их качество, а также создать новые конструкции аппаратов и инженерные методики их расчета возможно при детальном изучении процессов их составляющих. Смешивание и гранулирование сыпучих материалов – основные технологические процессы в производстве большинства промышленно выпускаемых составов.

Традиционно составами называют механические смеси дисперсных материалов, составленные по определенным рецептурам. С целью предотвращения сегрегации частиц составы гранулируют путем введения в смесь связующего вещества. В различных отраслях (химической, фармацевтической, пищевой и др.) промышленности приготовление составов имеет свои специфические особенности. Можно выделить несколько основных технологических составляющих этого производства: *подготовка компонентов, дозирование, смешивание, гранулирование и сушка*. На каждой из перечисленных стадий производства составов реализуется соответствующий основной технологический процесс и ряд вспомогательных технологических операций. Для осуществления технологических процессов и операций на каждой стадии производства используется определенный тип оборудования.

Приготовление многокомпонентных гранулированных составов представляет собой сложный многостадийный и многоуровневый технологический процесс. Конечной целью этого процесса является получение материала, соответствующего заданным характеристикам по следующим параметрам: дисперсность гранул, соотношение компонентов в гранулах, сыпучесть материала, способность к агломерации, влажность, прочность гранул, реологические свойства материала. Смешивание, гранулирование и сушка являются последовательными взаимосвязанными технологическими стадиями в производстве составов. Возможны два варианта схемы производства. Первый подразумевает отдельную реализацию названных процессов, когда для их проведения используется специализированное оборудование. Аппараты и устройства могут быть разнесены в пределах производственного участка или находиться в различных мастерских. Вторым обеспечивает получение состава в одном аппарате. Анализ существующих смесителей и грануляторов должен быть направлен на выявление конструкций, позволяющих обеспечить совмещение смешивания, гранулирования и сушки составов, а также сопутствующих им процессов (пластификации – в производстве пиротехнических составов, гидратации – при производстве технических моющих препаратов), в одном аппарате. Помимо конструкций, важен выбор способа проведения процесса, отвечающего поставленному требованию. Поэтому из всего многообразия способов реализации смешивания, гранулирования, сушки дисперсных материа-

лов должны быть выбраны способы, базирующиеся на общих технологических принципах.

Принимаем за основу вариант организации технологического процесса приготовления многокомпонентных гранулированных составов, реализующий принцип совмещения операций. При этом разработка оборудования должна быть направлена на создание единого технологического модуля, обеспечивающего совместное проведение процессов смешивания, гранулирования и сушки дисперсных материалов. С этой целью необходимо провести анализ и классификацию способов ведения указанных процессов и аппаратов для их реализации. Отметим, что процесс сушки материала не является отдельным объектом нашего исследования и будет учитываться только при изучении режимов образования гранул для определения технологических параметров скорости удаления летучего компонента связующего.

Задачей анализа будет выявление способов и конструкций, реализующих смешивание, гранулирование и сушку и базирующихся на общих физических и технологических принципах. Такие конструкции послужат прототипом проектирования и разработки нового высокоэффективного химико-технологического агрегата (ХТА), способного обеспечить оптимальные режимы ведения смешивания, гранулирования и сушки и получение составов высокого качества. Такой агрегат должен включать дозаторы, смеситель и гранулятор.

На стадии подготовки компонентов осуществляется придание частицам материала требуемой дисперсности. С этой целью используется такое оборудование, как мельницы, дезинтеграторы, дисмембраторы, гирационные сита, в которых реализуются измельчение частиц, рассев материала на фракции и устраняется способность к агломерации. В отдельных случаях производится компоновка дисперсного материала из его различных фракций, полученных в результате его предварительного отсева. В этом случае достигается необходимый технологический эффект на стадии дальнейшего использования дисперсного материала – улучшается его сыпучесть и качество получаемых из него изделий.

4.1.2. Аппараты для дозирования дисперсных материалов

Непрерывное дозирование нашло достаточно широкое применение в технологических процессах различных отраслей промышленности, в том числе и в химической. Наибольшее значение имеет непрерывное дозирование в непрерывных технологических процессах. Однако во многих периодических технологических процессах также целесообразно его применение. Повышение качества дозирования может обеспечить:

- экономию исходных материалов, нередко дефицитных;
- сокращение количества отходов и соответственно уменьшение загрязнения окружающей среды;
- повышение качества получаемой продукции за счет ее однородности;
- упрощение технологического оборудования, использующего материал после его дозирования, и улучшение его массы и габаритных размеров.

Рациональный выбор способа дозирования предопределяет получение существенного технико-экономического эффекта.

Основным направлением развития дозировочного оборудования является обеспечение высокой точности и надежности дозирования путем стабилизации свойств дисперсного материала в выпускных устройствах. Цель настоящего раздела – анализ основных тенденций развития и совершенствования способов объемного дозирования.

Устройства без движущегося рабочего органа. Наиболее простыми в конструктивном исполнении и наименее энергоемкими из известных конструкций являются гравитационные питатели. Устройство для разгрузки мелкодисперсных материалов с низкой газопроницаемостью слоя (рис. 4.1.1) обеспечивает регулирование расхода в широких пределах за счет устранения зоны разрежения, возникающей в материале вблизи выпускного отверстия. В этом случае в бункер 1 с выпускным патрубком 2 установлена стабилизирующая труба 3, имеющая возможность вертикального перемещения от привода 4. Сыпучий материал поступает в бункер через загрузочное отверстие 6.

Преимущества питателя заключаются в возможности плавного регулирования расхода без изменения диаметра выпускного патрубка путем перемещения стабилизирующей трубки вдоль вертикальной оси. Недостатком является расположение стабилизирующей трубки в зоне ускоренного движения дисперсных частиц, что снижает надежность работы и скорость истечения материала из выпускного патрубка. Основным недостатком питателей гравитационного типа – ограниченная возможность регулирования расхода дисперсного материала с одновременным обеспечением заданной точности.

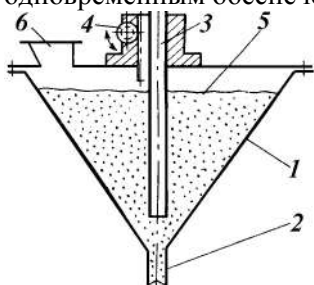


Рис. 4.1.1. Питатель сыпучих материалов:
1, 5 – бункер; 2 – выпускной патрубок; 3 – стабилизирующая труба; 4 – привод;
6 – загрузочное отверстие.

Широкое распространение получили устройства, истечение материала в которых происходит под действием аэрирующего агента, вводимого в слой движущейся под действием силы тяжести сыпучей среды. Такие устройства не имеют движущихся элементов и работают почти бесшумно. Специальными элементами конструкций являются перфорированное днище для подачи воздуха, пневматические сопла, пневматические подушки, перфорированные трубы (рис. 4.1.2). В том случае, когда нет каких-либо ограничений при проведении технологического процесса, в качестве аэрирующего агента используют сжатый воздух. Наличие аэрирующего устройства позволяет:

- устранить зависание за счет насыщения материала в зоне выпуска газовой фазой, которая способствует снижению коэффициента внутреннего трения и уменьшению величины распорных усилий (рис. 4.1.2, а, б);

- обеспечить дополнительную подвижность материала в зоне выгрузки за счет установки пневматической подушки (рис. 4.1.2, *в*), из-за подвижности внешней поверхности которой снижается поверхностное трение и устраняется образование сводов;
- создать дополнительное разрежение в зоне выгрузки и обеспечить дальнейший транспорт дисперсного материала (рис. 4.1.2, *з*).

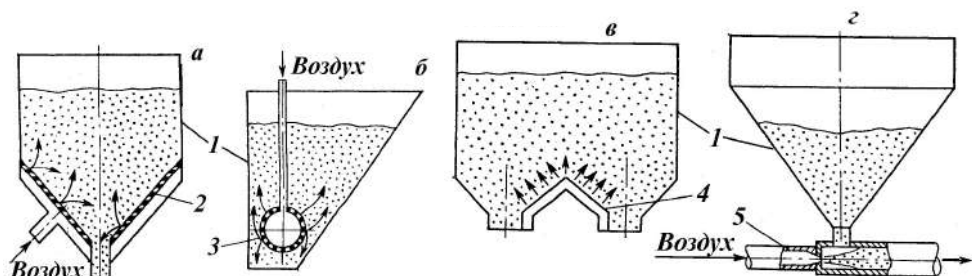


Рис. 4.1.2. Питатели с аэрацией: а – с аэродинамическим днищем; б – с перфорированной трубой; в – с пневматической подушкой; з – с соплом; 1 – бункер; 2 – аэродинамическое днище; 3 – перфорированная труба; 4 – пневматическая подушка; 5 – сопло.

Данные питатели находят широкое применение в системах пневматического транспортирования дисперсных материалов. Такие устройства являются частью пневмотранспортных камерных насосов, предназначенных для введения дисперсных материалов в трубопроводы. Аэрационный питатель, размещенный в нижней части камерного насоса, обеспечивает интенсивное насыщение газом дисперсного материала, направляемого в трубопровод.

Свойство дисперсных материалов образовывать устойчивые своды, использовано в пневматическом дозаторе, изображенном на рис. 4.1.3.

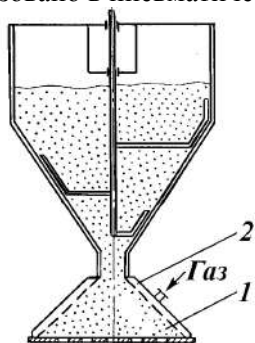


Рис. 4.1.3. Дозировочное устройство с пневматическим побуждением: 1 – разгрузочная камера; 2 – аэрационные панели.

В отличие от известных технических решений аэрация, обеспечивающая устойчивое истечение, осуществляется в выпускной насадке с отсутствием в движущемся слое приспособлений для ввода аэрирующего агента. Выпускные отверстия в разгрузочной камере 1 выполнены до критических размеров, а расстояние от подводящих воздух патрубков обеспечивает интенсивное разрыхление материала во всем объеме дозирующей насадки. Для исключения попадания материала в аэрационные панели 2 угол наклона разгрузочной камеры 1

меньше или равен углу естественного откоса дозируемого материала. Такое техническое решение обеспечивает нулевое давление слоя твердых частиц, находящихся в разгрузочной камере, на аэрационные панели 2. Выпускные отверстия критических размеров обеспечивают самостоятельное запирание потока дисперсного материала в разгрузочной камере, в которой образуется устойчивый свод над выпускными отверстиями при отсутствии подвода газа.

Устройства с вращающимся рабочим органом. К ним можно отнести дисковый дозатор с мерными цилиндрами, представленный на рис. 4.1.4. Он состоит из вращающегося диска 1, мерных цилиндров 2 и бункера 3. В неподвижном столе 4 имеется направляющая воронка 5, через которую происходит загрузка порций материала, сформированных в объеме мерных цилиндров 2.

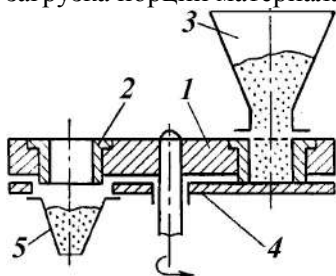


Рис. 4.1.4. Дисковый дозатор с мерными цилиндрами: 1 – диск; 2 – мерный цилиндр; 3 – бункер; 4 – неподвижный стол; 5 – направляющая воронка.

Значительно чаще других видов применяют шлюзовые (роторные) питатели благодаря простоте конструкции, универсальности и возможности использования в различных технологических схемах. Типичная схема роторного питателя представлена на рис. 4.1.5. Он состоит из корпуса 1 с загрузочными и разгрузочными штуцерами, ротора 2 с ячейками, изготовленного заодно с валом 3. Привод питателя состоит из электродвигателя и червячного редуктора 4.

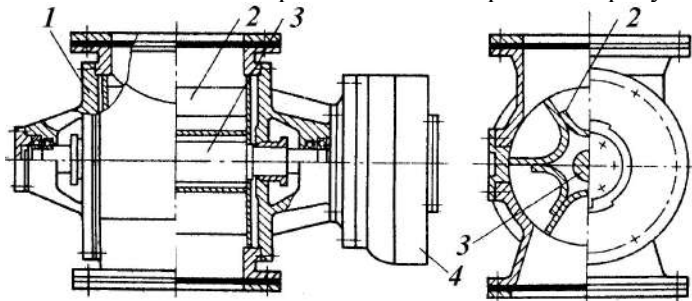


Рис. 4.1.5. Шлюзовой питатель: 1 – корпус; 2 – ротор; 3 – вал; 4 – редуктор.

К недостаткам шлюзовых питателей следует отнести ограниченную производительность по дозам, что связано с критической частотой вращения ротора, обеспечивающей заполнение и выгрузку материала из ячеек. При переработке связанных сыпучих материалов необходимо вводить дополнительные устройства для очистки ротора.

Для небольших расходов применяются тарельчатые дозирующие устройства с неподвижной или подвижной тарелью. Дозатор с подвижной тарелью представлен на рис. 4.1.6. Питатель состоит из загрузочного патрубка 1, корпуса 2, дозирочной тарелки 3 с формующей канавкой, сбрасывающего ножа и

разгрузочного патрубка 8. Вращение тарелки осуществляется от электродвигателя 6 через редуктор 4 и цепной вариатор 5 питатель и электропривод установлены на общей раме 7. Производительность питателя регулируется вручную путем изменения угловой скорости вращения тарелки с помощью вариатора. Питатели изготавливаются во взрывозащищенном и стойком к коррозии исполнении. Ряд питателей включает в себя четыре типоразмера аналогичной конструкции.

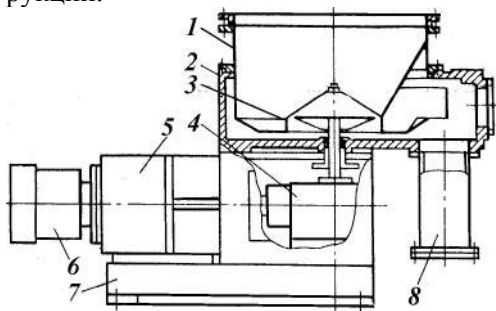


Рис. 4.1.6. Тарельчатый питатель:
1 – загрузочный патрубок;
2 – корпус; 3 – дозировочная тарелка; 4 – редуктор; 5 – вариатор;
6 – электродвигатель; 7 – рама; 8 – разгрузочный патрубок.

К питателям с фигурной тарелью относится скребковый питатель, конструкция которого показана на рис. 4.1.7. Питатель состоит из бункера 1, в районе выгрузного отверстия которого установлен скребок 4, связанный с зубчатым колесом 2 и приводом 3, что обеспечивает вращение разгрузочного штуцера одновременно со скребком. Над выпускным отверстием установлен рассекающий поток 5, стабилизирующий давление слоя в зоне выгрузки. Потребляемая мощность такого питателя примерно в 4 раза меньше, чем аналогичного тарельчатого питателя. Такой питатель применим для дозирования хорошо сыпучих дисперсных материалов.

Разновидностью тарельчатого является сеточный питатель (рис. 4.1.8).

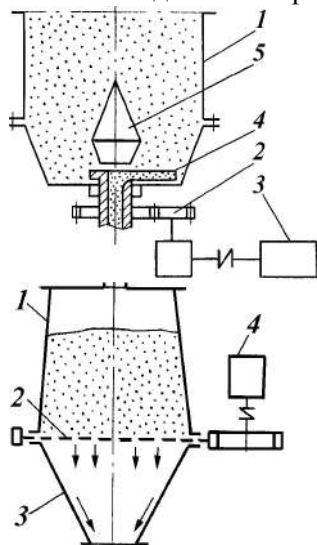


Рис. 4.1.7. Скребок питатель: 1 – бункер; 2 – зубчатое колесо; 3 – привод;
4 – скребок; 5 – рассекающий.

Рис. 4.1.8. Сеточный питатель: 1 – бункер;
2 – сетчатая тарель; 3 – выпускная воронка;
4 – электродвигатель.

Выпуск материала из бункера 1 регулируется путем вращения сетчатой тарелки 2 от электродвигателя 4. Для загрузки в емкости питатель снабжен выпу-

ской воронкой 3. Ограничением применимости указанной конструкции являются липкие комкаемые материалы, забивающие относительно небольшие (менее $2 \cdot 10^{-3}$ м) отверстия в подвижной тарели 2.

Широко применяются шнековые дозировочные устройства. Доза материала отмеряется непосредственно из бункера. Конструкции шнековых дозаторов отличаются расположением и формой шнека, а также принципом формирования порции дозируемого материала. Основной их недостаток – нестабильность потока материала во времени. Для преодоления этого недостатка используются различные технические решения. Пульсации расхода, характерные для шнековых дозаторов при малой производительности, устраняются при использовании дозаторов, разработанных Репкиным с сотрудниками.

На рис. 4.1.9 приведена схема трубчатого питателя, применяемого для дозирования хорошо сыпучих дисперсных материалов. Питатель снабжен электродвигателем 1 с редуктором 2, обеспечивающим за счет цепной передачи 3 вращение транспортирующей трубы 4. В бункере 5 установлен ворошитель 6. Диаметр транспортирующей трубы такого питателя – 0,04–0,07 м.

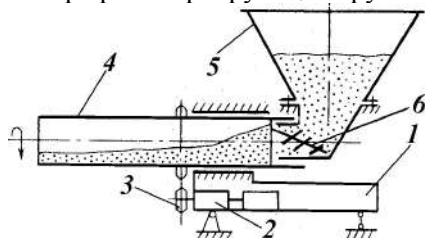


Рис. 4.1.9. Трубчатый питатель с неподвижным бункером:

1 – электродвигатель; 2 – редуктор; 3 – цепная передача;
4 – транспортирующая труба;
5 – бункер; 6 – ворошитель.

Устройства с поступательным движением рабочих органов. К дозаторам данного типа можно отнести ленточные весовые дозаторы. Такие устройства снабжены системой управления с обратной связью, которая позволяет вносить коррекцию его работы при эксплуатации, не останавливая технологический процесс. При работе с хорошо сыпучими материалами сложность ленточных весовых дозаторов компенсируется высокой точностью дозирования.

Устройства с вибрационным побуждением потока. По сравнению с рассмотренными выше устройствами вибрационные дозаторы имеют меньшую металлоемкость, а их удельные энергетические затраты практически не зависят от производительности. Конструкции их просты и надежны, отличаются небольшими габаритами и отсутствием вращающихся частей. Распространение получили вибрационные дозаторы с активатором.

На рис. 4.1.10 представлен питатель-активатор. К корпусу 1 питателя на упругих резиновых амортизаторах 9 при помощи подвесок 8 прикреплено вибрирующее днище 7 с активатором 6. Обечайки корпуса и вибрирующего днища соединены эластичным рукавом 4. На его несущем фланце установлен регулируемый вибратор 5, вал которого приводится во вращение от электродвигателя 2 через эластичную муфту 3. Регулировка производительности осуществляется вручную изменением угла разворота дебалансов вибратора. Данные питатели имеют производительность от 3 до 65 м³/ч.

В автоматизированных процессах переработки дисперсных материалов, по мнению А.В. Катамымова, наиболее перспективны электромагнитные вибрационные дозировочные устройства, обладающие низкой инерционностью и имеющие короткий переходный процесс. Они более эффективны с точки зрения регулирования производительности по сравнению с электромеханическими дозаторами и обеспечивают возможность плавной регулировки. Разработано также большое число конструкций вибрационных лотковых дозаторов.

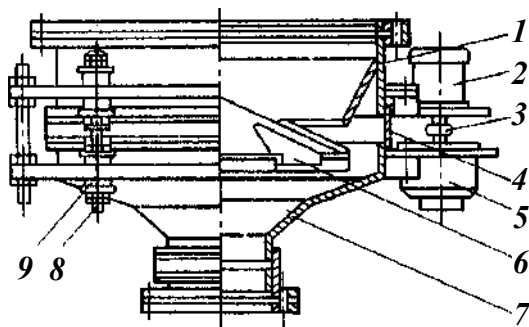


Рис. 4.1.10. Вибрационный дозатор с активатором: 1 – корпус; 2 – электродвигатель; 3 – муфта; 4 – рукав; 5 – вибратор; 6 – активатор; 7 – вибрирующее днище; 8 – подвески; 9 – резиновый амортизатор.

В случае необходимости создания дозы в течение малого промежутка времени (до 10 с) применение дозировочного устройства с движущимися рабочими органами затруднительно. Остановка движения потока материала может происходить лишь по прошествии нескольких секунд после прекращения движения рабочего органа. С другой стороны, известно, что одним из свойств дисперсного материала является способность образовывать устойчивые своды над выпускным отверстием до критических размеров. Это свойство использовано для создания дозаторов без затворов дискретного и непрерывно-циклического действия, обладающих малой инерционностью.

На рис. 4.1.11 представлена конструктивная схема такого дозировочного устройства для загрузки хорошо сыпучих дисперсных материалов.

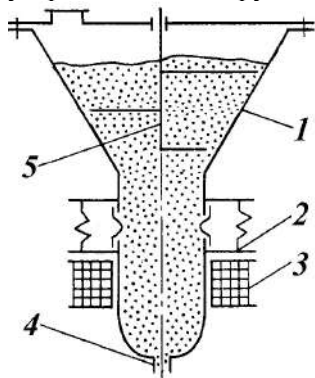


Рис. 4.1.11. Дозировочное устройство с вибропобуждением: 1 – бункер; 2 – насадка; 3 – индукционная катушка; 4 – выпускной канал; 5 – ворошитель.

Основными элементами устройства являются расходный бункер 1 и упруго подвешенная насадка 2 с выпускным каналом 4, обеспечивающим образование устойчивого свода в случае отсутствия дополнительного энергетического воздействия. Отсечка материала происходит за счет его самопроизвольного запирания после прекращения вибрационных колебаний дозировочной насадки.

В схему устройства входят индукционная катушка 3 и ворошитель 5. Достоинство устройства заключается в том, что вибрационному побуждению подвергается не весь материал, а только его часть, содержащаяся в дозирочной насадке. Аналогом рассмотренных устройств является конструкция (рис. 4.1.12), содержащая неподвижно установленную под бункером 1 дозирочную камеру с ферромагнитными телами 2 и сеткой 4 в нижней части. Выпуск материала осуществляется за счет колебательного движения этих тел в переменном магнитном поле индукционной катушки 3. В нашей стране подобные устройства используются также для измельчения дисперсных материалов. Недостаток этой конструкции – возможность загрязнения дозируемого материала в результате намола ферромагнитных тел, а также непосредственное измельчение самого дозируемого дисперсного материала.

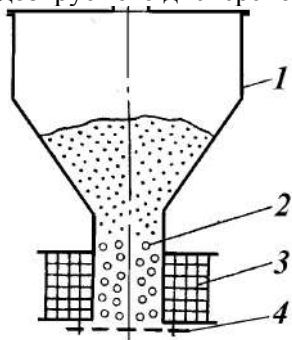


Рис. 4.1.12. Устройство для дозирования дисперсных материалов: 1 – бункер; 2 – ферромагнитные тела; 3 – индукционная катушка; 4 – сетка.

Общий недостаток вибрационных дозаторов – низкая надежность, плохая управляемость процессом дозирования, низкая точность дозирования.

В производстве пиротехнических изделий для навески составов применяют объемные дозаторы двух видов: со средней мерящей пластиной и верхней мерящей пластиной. В приборе первого вида необходимый объем (навеска) из бункера отмеривается подвижной средней мерящей пластиной (измерителем). Измеритель находится между верхней и нижней пластинами, и при дальнейшем его движении отмеренный материал просыпается через отверстия нижней пластины в матрицы, собранные в сборку. Передвижение измерителя осуществляется, как правило, дистанционно. Во избежание возможного зависания плохо сыпучих материалов в пластине измерителя к насыпному прибору иногда крепят вибратор или встряхивающее устройство. Точность навески обеспечивается в пределах $\pm 1\%$.

Выполненный анализ известных конструкций дозаторов позволил сформулировать следующие требования к вновь создаваемым устройствам:

- быстрая блокировка в аварийных ситуациях;
- простота конструкции;
- высокая надежность;
- способность дозирования различных дисперсных материалов;
- возможность настройки производительности;
- возможность создания типового размерного ряда;

– дополнительное энергетическое воздействие на дозируемый материал с целью разрушения комков и иных образований из-за склонности дисперсного материала к слеживанию, что особенно важно для установок смешения.

Конструкция роторно-вихревого дозатора. Принципиальная конструктивная схема предлагаемого устройства показана на рис. 4.1.13.

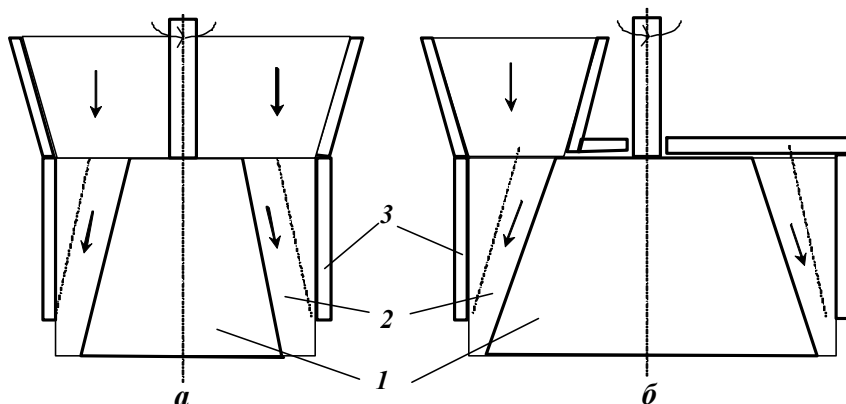


Рис. 4.1.13. Принципиальная конструктивная схема роторно-вихревого:
а – питателя; б – дозатора; 1 – ротор; 2 – прорези; 3 – корпус.

Основным элементом конструкции является ротор 1, имеющий прорези специальной формы 2. Каждая в отдельности прорезь 2 совместно с корпусом образует дозирующий бункер, одна из стенок которого подвижна. Благодаря подвижной стенке в дозирующем бункере обеспечивается необходимая степень перемешивания материала за счет его интенсивного сдвига в плоскости, перпендикулярной оси вращения ротора. При таком характере движения материала касательные напряжения сдвига гораздо больше, чем остальные, что исключает образование свода. Истечение материала происходит под действием силы тяжести аналогично жидкости. Благодаря стабилизации свойств дисперсного материала достигается необходимая устойчивость дозирования при постоянном расходе. Обеспечивается надежное запираание дозатора при прекращении энергетического воздействия на дозируемый материал и вращения ротора.

Возможны два режима работы устройства: 1) в качестве питателя, когда материал поступает сразу во все дозирующие бункеры одновременно (рис. 4.1.13, а); 2) в качестве дозатора, когда материал подается только в один дозирующий бункер, при этом из остальных происходит его истечение до полного опорожнения (рис. 4.1.13, б). Предложенная конструкция дозатора обеспечивает разрушение агломератов в дозируемом материале до размеров дисперсных частиц близких к их исходному гранулометрическому составу. Тем самым обеспечивается приемлемая точность дозирования при истечении порошка из системы бункеров малого размера. Может применяться как с верхним, так и с нижним приводом для установки под бункерами и на вертикальных участках массопроводов.

Методы анализа работы непрерывных дозаторов. Для обоснования применимости непрерывного дозирования в каждом конкретном случае необходимо его сопоставление с вариантом порционного дозирования, прежде всего с точки зрения высокого качества смешивания.

Вопросам качества уделяется внимание во всей имеющейся литературе по непрерывному дозированию. Приводятся также конкретные показатели качества рассматриваемого оборудования. В журнальной литературе, в основном в связи с ограниченностью объема статей, совершенно не рассматриваются использованные методики оценки качества и поэтому, как правило, даже неясен смысл приводимых показателей. Вместе с тем известно, что различными авторами в зависимости от поставленных задач и имеющихся возможностей используются разнообразные методики и критерии оценки качества непрерывного дозирования.

Более разработанным является вопрос оценки качества порционного дозирования: существует ГОСТ 8.523-85, рассматривающий методику первичной и периодической поверки дискретных дозаторов и определяющий вес операции и средства поверки. Следовательно, имеющееся метрологическое обеспечение для оценки качества порционного дозирования ГОСТ 24619-98 устанавливает: ряд пределов производительности весовых дозаторов непрерывного действия; отношение наименьшего предела производительности к наибольшему пределу; их классы точности. Оговорено также время непрерывной работы, за которое определяют соответствие метрологических параметров дозаторов требованиям данного стандарта, оно должно составлять 6 мин.

Имеющимися нормативными документами не регламентированы методика проверки дозаторов непрерывного действия и состав средств контроля. Отсутствие таких документов, с одной стороны, а с другой стороны, специфика требований, предъявляемых к дозаторам в различных случаях практики, приводят к появлению частных методик.

Основные задачи контроля качества непрерывного дозирования. Важнейшими показателями качества непрерывного дозирования являются производительность и точность, кроме того, весьма полезными могут быть частотные характеристики отклонений, представляемые спектром или автокорреляционной функцией. При работе дозатора в различных режимах и с различными материалами получается ряд значений показателей качества, которые могут быть представлены в виде характеристик качества.

В практике разработки дозаторов и их использования на разных этапах ставятся различные задачи контроля и оценки качества непрерывного дозирования и используются соответствующие характеристики качества. Приведенные в табл. 4.1.1 характеристики качества используются как для автоматических дозаторов, так и для дозаторов без автоматического регулирования. Все получаемые характеристики могут в зависимости от принципа действия дозатора, применяемых средств контроля и ставящихся задач относиться к нужному параметру, и, в частности, к массе или объему.

Таблица 4.1.1

**Задачи контроля качества на основных этапах разработки
и использования дозаторов непрерывного действия**

Этапы	Цель контроля	Производительность	Точность
<i>Разработка</i> новых дозаторов при работе с эталонными материалами	Получение характеристик разрабатываемых образцов для сравнения с аналогом	Зависимость производительности от положения регулирующих органов и градуировка	Зависимости погрешности от длительности или массы проб
<i>Проектирование</i> технологического процесса с непрерывным дозированием	Уточнение характеристик дозатора	Зависимость производительности от положения регулятора и корректировка градуировки	Зависимость погрешности от производительности
<i>Эксплуатация</i> дозаторов	Проверка соответствия фактических и проектных показателей и корректировка процесса, в частности оптимизации	Проверка отклонения фактической производительности от заданной	Периодическая проверка допустимости и фактических отклонений доз

Методика и способы контроля качества непрерывного дозирования. Для оценки качества непрерывного дозирования необходимы информация о ходе процесса, обработка ее по заданному алгоритму, анализ и представление результатов. Известные методики получения экспериментальных данных для оценки качества непрерывного дозирования можно разделить на следующие группы (табл. 4.1.2): выборочные данные, с произвольными моментами измерений, непрерывно-последовательные данные, непрерывные данные.

Первые две из указанных методик могут быть реализованы отбором проб с последующим их измерением, а также непрерывным контролем количества материала в элементах потока с дискретной регистрацией результатов измерений в заданные моменты времени. В первом случае регистрация результатов измерений ведется в произвольно заданные моменты времени, а во втором – с заданным постоянным шагом $\Delta\tau_{np}$, равным длительности одной пробы.

Последняя из методик может быть реализована только при непрерывном измерении и регистрации параметров потока от дозированного материала в аналоговой форме. В этом случае для последующей обработки на основании записи аналогового сигнала формируются цифровые значения параметра потока в дискретные моменты времени. Шаг дискретизации в этом случае, как правило, постоянен и может быть равен заданной длительности пробы или меньше ее. В качестве параметра, характеризующего количество материала в элементах потока, в настоящее время используют массу, поскольку для ее измерения имеются серийные технические средства.

Указанные методики реализуются в различных вариантах с применением необходимых технических средств; при этом возникают погрешности, обусловленные, с одной стороны, особенностями принятой методики (методические), а с другой – точностью применяемых технических средств (инструментальные). В известных методиках действуют многообразные факторы, определяющие значения погрешности. С точки зрения последующего анализа многообразие наблюдающихся причин погрешностей можно свести к нескольким группам, приведенным в табл. 4.1.2. В таблице указаны основные составляющие погрешности при экспериментальном исследовании дозаторов непрерывного действия. В каждом конкретном случае эти составляющие могут рассматриваться более детально.

Погрешность на границах проб может возникать из-за отклонений длительности проб, произвольного отнесения частиц материала на границе проб к той или другой из смежных проб. При этом отклонения длительности проб могут быть результатом погрешностей приборов, измеряющих время, разброса времени срабатывания устройств, переключающих поток материала, нестабильности скорости движения емкости, в которую ведется отбор пробы.

Следует отметить, что в компоненты погрешности может также входить ряд систематических и случайных составляющих: так, отклонение скорости ротора может иметь систематическую составляющую, объясняющуюся неточностью изготовления кинематических элементов привода, или случайную составляющую, обусловленную колебаниями частоты электросети, изменением рабочего объема отдельных каналов за счет прилипания частиц материала. Неточность изготовления размеров ротора вносит систематическую погрешность, а за счет изменения высоты слоя материала в отдельных каналах и его физико-механических характеристик может возникать случайная составляющая.

Исключение отдельных составляющих погрешностей, приведенных в табл. 4.1.2, осуществляется, например, благодаря созданию рациональной методики и способа ее реализации. Методики контроля первой группы используются в производстве, второй и третьей групп – во всех случаях. Достижимые в настоящее время погрешности определения массы доз при использовании методик первой группы приведены в табл. 4.1.3.

При тщательном выполнении известные способы отбора проб могут быть использованы для контроля качества непрерывного дозирования за одну секунду с допустимой погрешностью не менее одного процента. При увеличении длительности отбора проб некоторые составляющие погрешности остаются без изменения, а некоторые сокращаются, при этом полные погрешности также несколько падают.

В случае отбора проб за сравнительно большой промежуток времени ($\Delta\tau_{np} \gg 1$ с), кроме первых двух способов, практикуется также отсечка потока материала за счет включения и выключения дозатора (см. табл. 4.1.3). Здесь необходим учет длительности переходных процессов при пуске и остановке дозатора. По проведенным наблюдениям, длительность переходного процесса пуска

различных дозаторов составляет 0,2–5 с. За счет переходного процесса может быть внесена существенная погрешность.

Реализация первого способа при отборе проб большой длительности, как правило, производится с остановкой тары после ввода ее в поток материала и последующим перемещением загруженной тары.

Таблица 4.1.2

**Погрешности в различных способах контроля
качества непрерывного дозирования**

Методики контроля	Способы измерений количества материала в элементах потока	Статические погрешности			Динамические погрешности	
		на границах проб	прибора для измерения количества	за счет измерения массы тары	переменное динамическое усилие за счет воздействия потока	ошибка преобразования сигнала в передаточных звеньях
<i>1. Выборочные</i>	Отбор проб в емкость с вводом ее в поток	+	+			
	Отбор проб в емкость с переводом потока	+	+			
	Отбор проб с остановленного транспортера	+	+			
<i>2. Непрерывно-последовательные</i>	Отбор проб карусельными пробоотборниками	+	+			
	Регистрация последовательных значений статическим анализатором		+			+
	Дискретная регистрация значения количества дозируемого материала в емкости	+	+		+	+
<i>3. Непрерывные</i>	Непрерывная регистрация текущего значения сигнала измерителя массы			+	+	+
	Непрерывная регистрация значения сигнала датчика расхода			+		+
	Непрерывная регистрация значения количества дозируемого материала в емкости	+	+	+	+	+

Кроме погрешности, обусловленной нестабильностью скорости движения, указанной в табл. 4.1.3, имеют место погрешности, обусловленные неточностью срабатывания коммутационной аппаратуры и динамикой разгона загруженной тары. Поэтому при выборе способа контроля качества дозирования необходим тщательный анализ возможных методических погрешностей и их минимизация.

Таблица 4.1.3

Погрешности способов выборочного и непрерывно-последовательного контроля по отношению к пробам длительностью в одну секунду

Способы отбора проб	Статические погрешности				
	Ошибка за счет неточности времени отбора	Ошибка отнесения частиц на границе	Погрешность взвешивания	Погрешность тары	Полная погрешность
В тару, вводимую в поток материала	0,1	0,2	0,1	0,05	0,25
В тару с переключением потока	0,3	0,3	0,1	0,05	0,45
С остановленного транспорта	0,1	0,2	0,1	0,05	0,25
Автоматическим отборником проб	0,1	0,2	0,2	0,1	0,27

При длительности проб 6 мин погрешности измерения массы проб составляют примерно 0,3%, т. е. известные способы отбора и имеющиеся технические средства могут обеспечить контроль непрерывных дозаторов 1-го и более низких классов точности. Отбор проб длительностью 6 мин может быть заменен на отбор серий последовательных проб меньшей длительности с последующим суммированием результатов измерения массы.

Рассмотренные способы отбора при тщательном исполнении характеризуются значительной трудоемкостью, которая меньше всего для первого способа (табл. 4.1.3). В связи с этим нами для дальнейших исследований был выбран именно первый способ. На основании выполненного анализа была разработана установка по исследованию качества дозирования, которая представлена на рис. 4.1.14. Она включает в себя непосредственно дозатор 1, на котором установлен бункер 2, две сменные контрольные емкости 3, которые попеременно устанавливаются под дозатором. Перемещение емкостей осуществлялось электромагнитным приводом 4. Время отбора проб задавалось с помощью электронного реле времени 5. Обеспечивались условия, при которых время срабатывания привода было значительно меньше, чем время отбора пробы.

Отсутствие нормативных документов, регламентирующих единую методику оценки качества непрерывного дозирования, приводит к созданию частных методик, не обеспечивающих сопоставимых оценок; отсутствие специализированного метрологического оборудования не позволяет выполнять оценку качества непрерывного дозирования с требуемой практикой точностью. Назрела необходимость разработки нормативной документации по методике проверки ка-

чества непрерывного дозирования и создания метрологического обеспечения для ее реализации.

Оценка производительности роторно-вихревого дозатора. Для оценки фактического среднего значения расхода дозируемого материала – производительности – широко используются методы, известные в математической статистике, т. е. производится выборка некоторого числа проб – n и измерение их массы M_i , затем находится среднее значение массы проб $\langle M \rangle$ и далее произво-

дительность $G \langle M \rangle = \sum_{i=1}^n M_i / n$, $G = 3600 \langle M \rangle / \Delta \tau_{np}$.

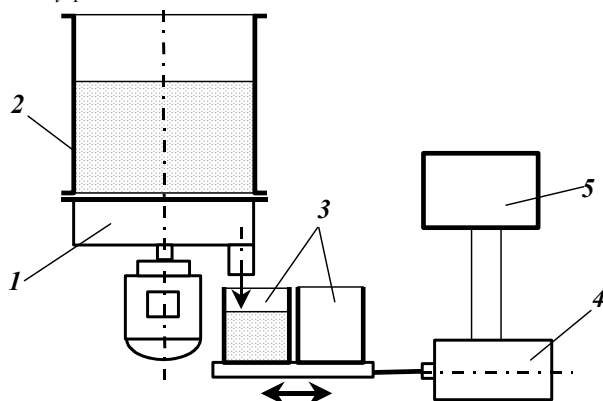


Рис. 4.1.14. Схема экспериментальной установки: 1 – дозатор; 2 – бункер; 3 – мерные емкости; 4 – электромагнитный привод; 5 – реле времени.

Доверительный интервал оценки среднего значения $\langle M \rangle \pm \sigma_M \tau(P, k) / \sqrt{n}$, где σ_M — дисперсия распределения материала по пробам

$$\sigma_M = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (M_i - \langle M \rangle)^2},$$

$\tau(P, k)$ — значение распределения Стьюдента при заданной надежности вывода P и числе степеней свободы $k = n - 1$. С увеличением n уменьшается доверительный интервал оценки среднего, т. е. повышается точность оценки. В принципе такой метод не вызывает никаких сомнений. Возникает вопрос о количестве проб n и порядке их отбора, т. е. о представительности выборки.

Представительность выборки. В рекомендации о количестве проб (10–40) оговаривается непрерывно-последовательный порядок отбора проб и их длительность. Для обоснования количества проб необходимо проведение специального исследования. Поскольку непрерывное дозирование можно рассматривать как случайный процесс, характеризуемый некоторым спектром отклонений расхода $S_{\Delta G}(\omega)$, зависящим от свойств дозируемого материала и дозатора, то очевидно, что среднее значение расхода, определяемое на основании непрерывно-последовательного отбора проб, будет зависеть от общей длительности выборки. Для повышения точности оценки среднего значения необходимо иметь длительность непрерывно-последовательной выборки с соблюдением следую-

щего условия: $(\tau_k - \tau_n)\omega_{\min} \geq 2\pi$, где τ_k , τ_n — время конца и начала выборки соответственно, с; ω_{\min} — существенная минимальная частота спектра отклонений расхода, рад/с, т. е. те отклонения, которые превышают погрешности измерений.

Известные зависимости ошибок определения среднего значения расхода от начала фаз и длительности отбора проб для синусоидального процесса справедливости и для любых синусоидальных составляющих случайного процесса. Для количественной оценки таких зависимостей разработана следующая методика обработки экспериментальных данных:

– определяются статистические оценки среднего значения расхода, среднего квадратичного отклонения и среднего квадратичного отклонения среднего значения для увеличивающегося количества проб при их непрерывно-последовательном отборе, т. е.

$$\langle G \rangle_j = \sum_{i=1}^j \frac{G_i}{j} = \langle G \rangle_{j-1} \frac{j-1}{j} + G_j \frac{1}{j}, S_{\Delta G_j} = \sqrt{\sum_{i=1}^j \frac{(G_i - \langle G \rangle_j)^2}{j-1}}, S_{G_j} = \frac{S_{\Delta G_j}}{\sqrt{n}}; \quad (4.1.1)$$

– на основании полученных результатов строятся зависимости $\langle G \rangle_j$ и $S_{\Delta G_j}$ от числа проб.

Типичные результаты, полученные по приведенной методике, представлены на рис. 4.1.15, где две пунктирные линии определяют доверительный интервал оценки среднего значения производительности.

Эксперимент проводился с дозатором без автоматического регулирования. Среднее значение расхода на основании отбора 25 проб составляет 0,296 кг/с. Уже после 10 проб (рис. 4.1.15) среднее значение расхода входит в область, ограниченную доверительным интервалом, и при увеличении количества проб остается в этой области; после 15 проб средний расход приходит к практически неизменному значению.

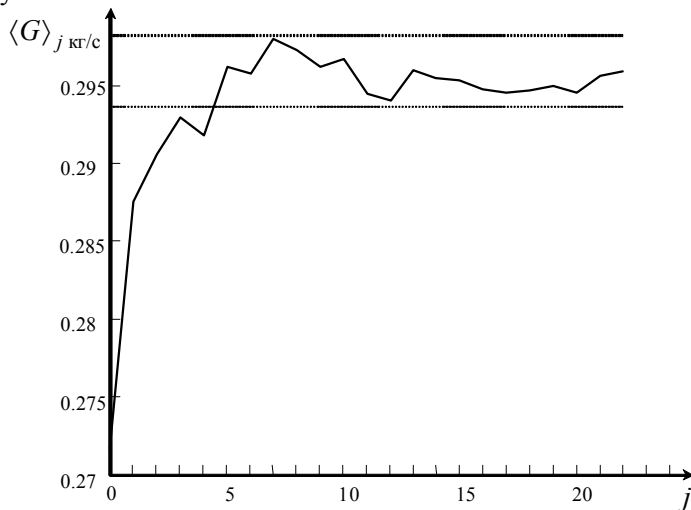


Рис. 4.1.15. Пример зависимости средней дозы от количества проб.

Среднее квадратичное отклонение массы проб с увеличением количества проб существенно возрастает (рис. 4.1.16), что объясняется как увеличением области разброса, так и изменением среднего значения расхода. Среднее квадратичное изменение расхода стабилизируется к 14 пробам. Вместе с тем, среднеквадратичное отклонение среднего значения достигает максимума уже в первых десятках проб и в дальнейшем имеет тенденцию к уменьшению с незначительными колебаниями.

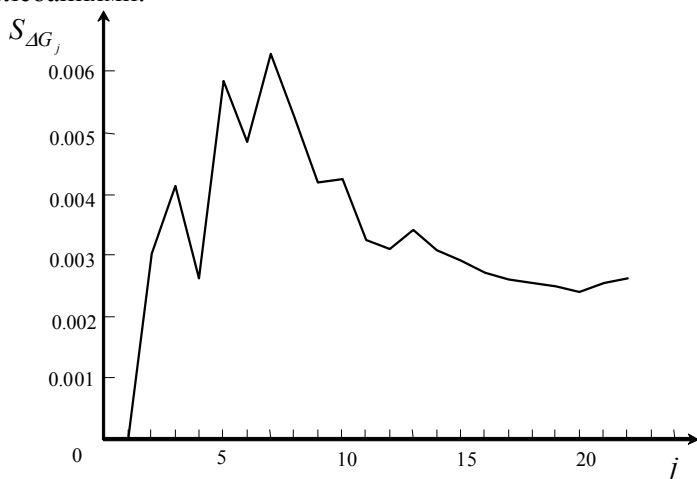


Рис. 4.1.16. Пример зависимости среднего квадратичного отклонения доз от количества проб.

Из анализа приведенных результатов эксперимента можно сделать вывод, что для получения достоверных оценок среднего значения количество проб нужно принимать таким, чтобы статистическая оценка среднего значения устойчиво оставалась в доверительном интервале в течение достаточно продолжительного времени. Полученная оценка среднего может считаться несмещенной и применяться для определения расхождения между заданным и фактическим значением, а также для корректировки шкал автоматических дозаторов или градуировки дозаторов без автоматического регулирования.

Оценка точности. Для оценки точности непрерывного дозирования используются:

- абсолютное среднее арифметическое отклонение Δ

$$\Delta = \sum_{i=1}^n |M_i - \langle M \rangle| / n;$$

- статистическая оценка среднего квадратичного отклонения (эмпирический стандарт) $S_{\Delta M}$

$$S_{\Delta M} = \sqrt{\sum_{i=1}^n (M_i - \langle M \rangle)^2 / (n-1)};$$

- относительное среднее арифметическое отклонение δ_o

$$\delta_o = \sum_{i=1}^n |M_i - \langle M \rangle| / n \langle M \rangle;$$

– приведенная относительная погрешность δ_n , статистический коэффициент вариации v . Результаты расчетов по предложенной методике показали, что для разработанного дозатора относительная погрешность не превышает $\delta_o < 0,05$, что полностью отвечает требованиям производства. Абсолютная погрешность при этом не превышает $\Delta = \pm 1,5\%$.

Количество проб n и длительность их формирования $\Delta\tau_{np}$ принимаются без обоснования, равными 10–60, 1–600 с соответственно. Такое различие значений m и $\Delta\tau_{np}$ приводит к получению совершенно несопоставимых оценок. Определение количества проб для оценки точности непрерывного дозирования может быть выполнено с использованием того же подхода, что и для оценки среднего значения. На рис. 4.1.16 приведен график зависимости $S_{\Delta M_n}$, из которого видно, что в данном случае стабильное значение $S_{\Delta M}$ достигается при $n > 8$. Для обоснования рационального значения длительности формирования доз $\Delta\tau_{np}$ и соответственно проб необходимо провести анализ.

Дальнейший анализ результатов экспериментальных исследований по зависимости производительности дозатора от его конструктивных размеров и свойств дозируемого материала предполагает построение некоторой методики его расчета. Такая методика должна устанавливать связь между производительностью дозатора, его геометрическими размерами, свойством дозируемого материала и числом оборотов ротора.

Методика расчета роторно-вихревого дозатора. При разработке методики расчета дозатора исходными являются следующие данные: основные свойства дисперсного материала, подлежащего дозированию, – насыпная плотность ρ_n , кристаллическая плотность ρ , гранулометрический состав; производительность G , точность дозирования ΔG . В некоторых случаях задается диапазон регулирования производительности. В результате расчета определяется конструктивная схема дозатора, его геометрические размеры, технологические параметры работы, в частности частота вращения ротора n .

Определение числа дозирующих ячеек N , соответствующее числу продольных пазов в роторе, проводится на основании заданной точности дозирования. Как показала конструктивная проработка геометрии дозатора и экспериментальные исследования модельного образца, для обеспечения большей точности дозирования в конструкции необходимо предусмотреть большее число дозирующих ячеек. Если точность дозирования не должна превышать $\Delta G = 1\%$, то число ячеек должно быть $N \geq 12$.

Диаметр продольных пазов d в роторе рассчитывается следующим образом. В первом приближении принимается, что истечение материала происходит из отверстия круглого сечения. Скорость истечения w_o равна:

$$w_o = \lambda_o \sqrt{3,2gR_c}, \quad (4.1.2)$$

где λ_o – коэффициент истечения, равный 0,1–0,7; R_c – гидравлический радиус выпускного канала, для круглого отверстия $R_c = d_o/4$.

Минимальный размер отверстия d_o определяется из условия обеспечения заданной производительности

$$G/N = G_o = \rho_n w_o S_o, \quad (4.1.3)$$

где S_o – площадь сечения выпускного канала.

С учетом (4.1.2) получим

$$G_o = \rho_n \lambda_o \sqrt{3,2gd_o/4} \frac{\pi d_o^2}{4}. \quad (4.1.4)$$

Разрешая (4.1.4) относительно d_o , получим

$$d_o = \left(\frac{8G_o}{\pi \rho_n \lambda_o \sqrt{3,2g}} \right)^{\frac{2}{5}}. \quad (4.1.5)$$

Исходя из конструктивных соображений (рис. 4.1.17), можно записать следующее соотношение для расчета диаметра пазов:

$$d = 2 - 3d_o. \quad (4.1.6)$$

Диаметр ротора D определяется из условия равномерного распределения продольных пазов по его поверхности. Необходимо задаться минимальным расстоянием между продольными пазами l_o , которое из условия изготовления ротора может быть принято не менее 1мм, а по условиям работы дозатора не более 3 мм.

Определим диаметр, на котором должны быть расположены центры продольных пазов

$$D_o = N(d + l_o)/\pi. \quad (4.1.7)$$

Рассчитанная по (4.1.7) величина должна быть округлена до ближайшего целого с учетом ряда предпочтительных размеров. Диаметр ротора равен

$$D = D_o + d. \quad (4.1.8)$$

Угол наклона продольных пазов к центру ротора 2α принимается равным несколько больше угла естественного откоса материала ϕ . Для определения высоты ротора H первоначально задаемся величиной зазора a , которую в первом приближении можно принять равной d_o . Выпускное отверстие представляем состоящим из двух сегментов, один относится к ротору, другой к прорези. На основании геометрических построений (см. рис. 4.1.17) находим для соответствующих сегментов:

– высоты

$$a_R = a(2r - a)/2(R + r - a), \quad a_r = a - a_R; \quad (4.1.9)$$

– угла раскрытия

$$\alpha_R = 2\arccos([R - a_r]/r), \quad \alpha_r = 2\arccos((r - a_r)/r); \quad (4.1.10)$$

– площади

$$S_R = R^2(\alpha_R - \sin\alpha_R)/2, \quad S_r = r^2(\alpha_r - \sin\alpha_r)/2; \quad (4.1.11)$$

– длины дуг

$$l_R = \pi R \alpha_R, \quad l_r = \pi r \alpha_r. \quad (4.1.12)$$

На основе геометрических параметров отдельных сегментов можем найти площадь одного выпускного отверстия

$$S_o = S_R + S_r \quad (4.1.13)$$

и их суммарную площадь

$$S = S_o N, \quad (4.1.14)$$

а также длину периметра

$$L = l_R + l_r. \quad (4.1.15)$$

Для расчета производительности нужно знать гидравлический радиус выпускного отверстия

$$R_z = S_o / L. \quad (4.1.16)$$

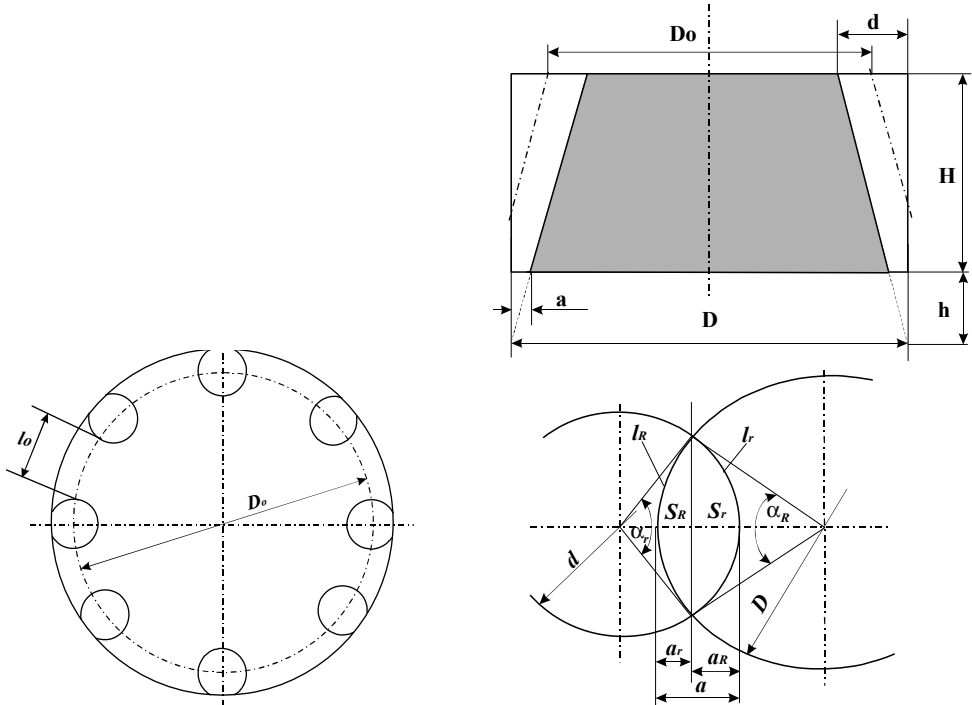


Рис. 4.1.17. К расчету производительности дозатора.

Полученное значение производительности G_p необходимо сравнить с заданным G . Если G_p больше заданной производительности, то необходимо уменьшить величину зазора a , в противном случае величина зазора должна быть увеличена. Расчет по формулам (4.1.8)–(4.1.16) повторить заново. При этом не ставится задача получения точного совпадения. Важно установить граничные значения зазора, при которых может быть получена заданная производительность. Точное значение зазора будет выбрано при настройке дозатора в условиях производства.

Предложенная методика может найти применение только в том случае, если известен коэффициент истечения λ_o . Как показали результаты эксперименталь-

ных исследований, величина коэффициента истечения зависит от числа оборотов ротора или скорости сдвига на внешней поверхности ротора w_r , которая может быть рассчитана следующим образом: $w_r = \pi n R / 30$.

Проведенные на лабораторной установке исследования по дозированию дисперсных материалов позволили установить, что в общем виде существует следующая зависимость коэффициента истечения от скорости сдвига

$$\lambda_o = a w_r^n. \quad (4.1.17)$$

Для хорошо сыпучих материалов, таких как полистирол, калиевая селитра, стронций, эта зависимость линейна, т. е. $n=1$ и $a=4,052$ (рис. 4.1.18).

Для плохо сыпучих материалов, например триполифосфата, линейная зависимость коэффициента истечения от скорости сдвига нарушается (см. рис. 4.1.19). При малых оборотах истечение материала вообще не наблюдается. И только при достижении некоторой предельной величины скорости сдвига материал начинает дозироваться. В этом случае применима степенная зависимость (4.1.17) при $n=0,389$ и $a=0,597$.

Увеличение производительности дозатора должно проводиться путем увеличения геометрических размеров ротора при условии, что скорость сдвига не должна превышать $w_r \leq 0,08-0,1$ м/с. При данных значениях скорости сдвига обеспечивается необходимая точность дозирования. При больших значениях скорости сдвига наблюдается заметное истирание материала, износ рабочих органов и возрастание погрешности дозирования.

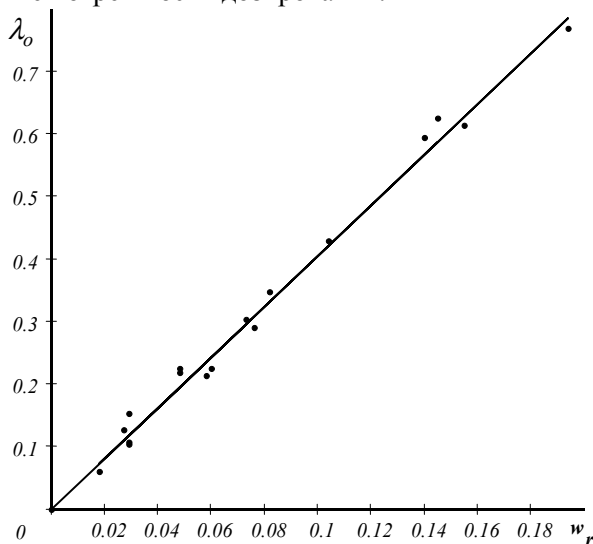


Рис. 4.1.18. Зависимость коэффициента истечения от скорости сдвига для хорошо сыпучих материалов.

Рекомендации по выбору дозатора. Вспомогательное оборудование предназначено для хранения и дозирования исходных сырьевых материалов, отбора и упаковки готовой продукции. Промежуточные емкости, бункеры-накопители, дозаторы составляют значительную часть парка вспомогательного оборудова-

ния химической и смежных с ней отраслей промышленности. Исходя из концепции создания ХТА для приготовления смесей высокого качества, данное оборудование должно являться одним из основных элементов его конструкции. Оно должно органически встраиваться в общую конструкцию ХТА. Предложенный дозатор позволит успешно решить данную задачу. При этом для различных продуктов может использоваться практически дозатор одной конструкции, но нескольких типоразмеров.

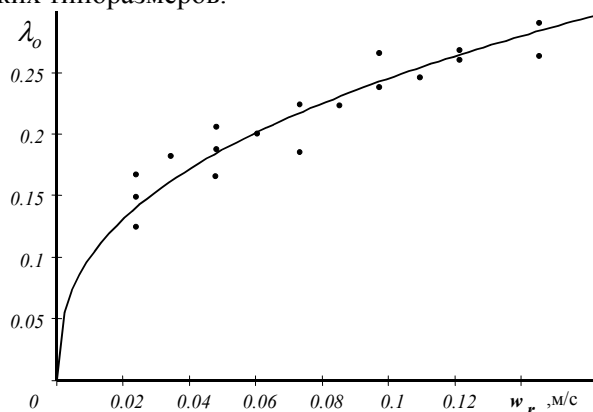


Рис. 4.1.19. Зависимость коэффициента истечения от скорости сдвига (для триполифосфата).

Конструирование современных видов бункерно-дозировочных устройств и систем «бункер – питатель – технологическое оборудование» для дисперсных материалов в определенный момент выделилось в самостоятельную, постоянно расширяющуюся область инженерного труда в проектно-конструкторских организациях химической промышленности и химического машиностроения. Однако при значительном сокращении выпуска технологического оборудования такой подход не всегда оправдан. При стремлении к унификации основных узловых решений оправданным является создание ХТА для смешивания дисперсных материалов с учетом технологических особенностей конкретного производства наряду с комплексной поставкой всего оборудования. В этом случае наиболее полно проявляются преимущества ХТА, его способность сразу же приступить к работе. Расчет и конструирование бункерно-дозировочных устройств для дисперсных материалов базируются в основном на использовании детерминированных математических моделей без рассмотрения объекта в целом как сложной физико-механической системы. При этом отсутствует анализ предельных режимов работы дозировочных устройств, их взаимосвязь с характеристиками потока материала в процессе переработки.

Выполненный анализ с использованием системного подхода позволил рассмотреть комплекс вопросов по расчету, конструированию и эксплуатации дозировочного оборудования для дисперсных материалов химической и смежных отраслей промышленности.

Довольно часто выбор дозировочного оборудования осуществляется на основе опыта проектировщиков или результатов сравнительных испытаний моде-

лей на заданных продуктах. При этом в первом случае возможны грубые ошибки, приводящие к ухудшению качества продукции, увеличению сроков освоения и снижению проектной мощности основного технологического оборудования; во втором случае испытания моделей весьма трудоемки и могут быть проведены только в специализированных лабораториях.

При выборе дозаторов дисперсных материалов химической промышленности необходимо учитывать:

- комплексные показатели, отражающие влияние физико-механических характеристик дисперсных материалов на процесс дозирования;
- технологические требования к дозированию;
- условия эксплуатации оборудования;
- технико-экономические показатели.

Исполнение дозатора зависит от условий эксплуатации и особых свойств дисперсного материала:

- для токсичных и для дозирования в аппарат с давлением, отличным от атмосферного, – герметичное;
- для взрывоопасных и способных накапливать статическое электричество – взрывозащищенное и т. д.

Основными показателями, определяющими эффективность использования дозаторов, являются производительность, диапазон ее регулирования, погрешность дозирования и равномерность подачи.

Ленточные дозаторы обеспечивают дозирование несвязных дисперсных материалов с погрешностью 3–5% и средней равномерностью подачи.

Шлюзовые дозаторы могут применяться при допустимости низкой равномерности подачи и с погрешностью 3–5% для дозирования зернистых и вязнотекучих материалов при наличии перепада давления.

При дозировании зернистых и вязнотекучих дисперсных материалов могут применяться винтовые дозаторы со средней равномерностью подачи и высокой погрешностью. Тарельчатые дозаторы обеспечивают высокую равномерность подачи. Вибрационные с активатором дозаторы рекомендуются для равномерной подачи вязных дисперсных материалов при невысоких требованиях к точности дозирования.

Наиболее универсальны винтовые вибрационные и роторно-вихревой дозаторы. Они обеспечивают точность дозирования различных по связности материалов на уровне 2%. Соблюдается достаточно высокая равномерность подачи при герметичности по пыли и возможности взрывоопасного исполнения. Не допускается дозирование кусковых материалов.

Подведем итоги. Проведенные экспериментальные и теоретические исследования показали, что представляется возможным создание ХТА приготовления составов с высокой степенью автоматизации за счет использования предложенного в работе непрерывного дозатора объемного типа, который обеспечивает необходимую точность дозирования исходных компонентов. При этом обеспечивается дополнительное энергетическое воздействие на дозируемый материал с целью разрушения возможных комков и иных образований из-за склонности дисперсных

материалов к слеживанию, что особенно важно для установок смешения. При внедрении предложенной конструкции дозатора представляется возможным отказаться от ручной загрузки исходных компонентов в кабину и тем самым решить задачу комплексной автоматизации пиротехнических производств.

4.1.3. Аппараты для смешивания дисперсных материалов

В современной промышленности используют аппараты, эффект смешивания в которых основан на различных физических принципах. Основные типы данных смесителей для дисперсных материалов, а также для смешивания дисперсных материалов с добавкой жидкости рассматриваются ниже.

Классификация основных типов смесителей. Смешивание дисперсных материалов представляет собой случайный процесс, заключающийся в перераспределении компонентов и связанный с приготовлением продукта, являющегося совокупностью различных компонентов. Перераспределение компонентов осуществляется при движении потока перемешиваемой массы за счет пульсаций скоростей и направления движения частиц материала.

Смесительное оборудование, в котором осуществляется переработка дисперсных материалов, отличается большим конструктивным разнообразием и различиями в принципах действия. Механические, струйные, пневматические, импульсные, вибрационные, магнитные – вот далеко не полный перечень аппаратов, имеющих различные принципы работы, производительность, размеры. В каждой отрасли промышленности (фармацевтическая, химическая, строительная и т. д.) используются свои традиционные аппараты, что с точки зрения физики смешивания не имеет строгого обоснования. Так как твердое состояние вещества является значительно более трудным предметом для научного исследования, теоретические разработки для расчета таких смесителей практически отсутствуют. Вследствие этого чаще всего проектируют и подбирают тип смесителя, используя результаты экспериментов на модельных аппаратах и вводя различные коэффициенты при переходе к смесителям большего объема.

Можно выбрать основной признак, характеризующий смеситель, который в данных конкретных условиях эксплуатации, расчета, моделирования, конструирования является наиболее важным. По этой причине один и тот же смеситель может быть причислен к различным группам в зависимости от определяющего классификацию признака. Ниже приведен один из вариантов классификации основных типов смесителей для смешивания дисперсных материалов, а также для их смешивания с добавкой жидкой составляющей.

Обычно смесители классифицируются по:

- характеру протекающего в них процесса смешивания (периодического действия, непрерывного действия);
- способу их установки (передвижные, стационарные);
- скорости вращения рабочего элемента (тихоходные, скоростные);
- механизму процесса смешивания (конвективного, диффузионного, конвективно-диффузионного);

- способу воздействия на смесь (гравитационные, центробежные, пневматические);
- виду потока частиц (циркуляционные, с перемещением частиц);
- конструктивному признаку (с вращающимся корпусом, стационарным корпусом и вращающимся рабочим элементом, вертикальным валом, горизонтальным валом, червячные, лопастные, планетарные, дисковые и т. д.);
- способу разгрузки (при помощи пневматического привода, при вращающейся мешалке).

В непрерывно действующих смесителях поступление компонентов на смешивание и выдача готового продукта осуществляется непрерывно (в отдельных случаях подача компонентов может производиться дискретно). Качество приготовленных в таких смесителях композиций в значительной степени будет зависеть не только от внутренних процессов в самом аппарате, но и от точности дозирования. При использовании любого из существующих дозаторов невозможно полностью избежать погрешностей и обеспечить непрерывное поступление материала в строго заданных количествах в каждый момент времени. Это существенно затрудняет исследование закономерностей собственно процессов смешивания в непрерывно-действующих аппаратах. Кроме того, такие смесители должны строго соответствовать по производительности (как с питающим аппаратом, так и в зоне разгрузки). Необходимо заранее предусмотреть соответствующее сглаживание смесителем неравномерности подачи компонентов. Сглаживающая способность смесителя и точность дозирования должны быть предварительно рассчитаны и увязаны между собой.

Поэтому для изучения закономерностей смешивания дисперсных материалов без влияния таких побочных факторов, как точность дозирования, сглаживающая способность смесителя и ее соответствие характеру дозирования, целесообразно в дальнейшем рассмотреть более подробно именно смесители периодического действия. Ниже дана попытка наглядной классификации таких смесителей (рис. 4.1.20) и описание конструкций и принципов действия отдельных аппаратов. Классификация проводится на основе конструктивных особенностей того или иного аппарата.

При обращении к рис. 4.1.20 необходимо учитывать условность любой классификации, поскольку в нее вошли далеко не все известные смесители. В данной классификации, например, отсутствуют вибрационные смесители, которые могут быть как с подвижным, так и неподвижным корпусом.

Классификация достаточно условна. Корпуса плужных, ленточных, бегунковых смесителей иногда приводят во вращение с малой скоростью в направлении, противоположном направлению вращения рабочих элементов (мешалок), с целью интенсификации процесса. Однако основным движением все же остается вращение перемешивающих устройств, поэтому условно эти смесители отнесены к аппаратам с неподвижным корпусом.

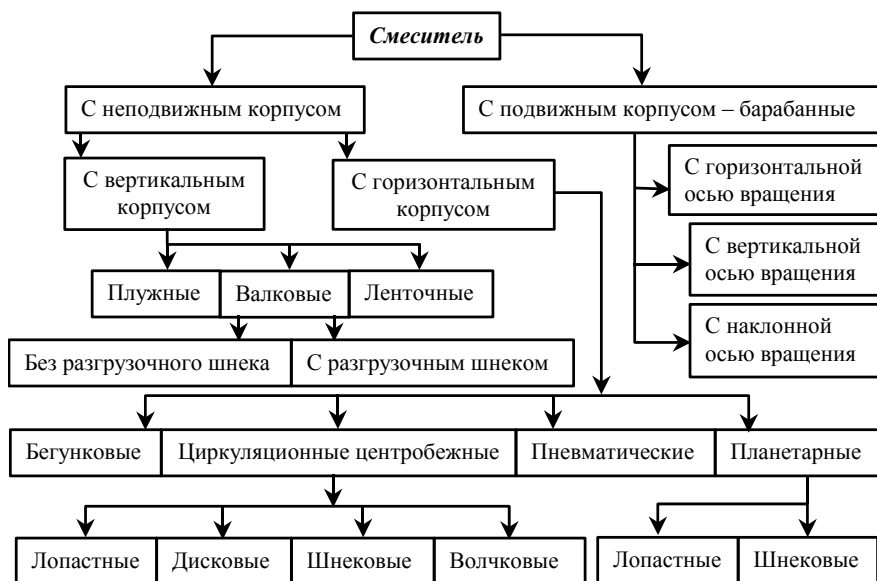


Рис. 4.1.20. Классификация смесителей периодического действия.

Описание конструкций некоторых смесителей. К механическим смесителям могут быть отнесены аппараты с вращающимся корпусом, или *барабанные смесители* (рис. 4.1.21).

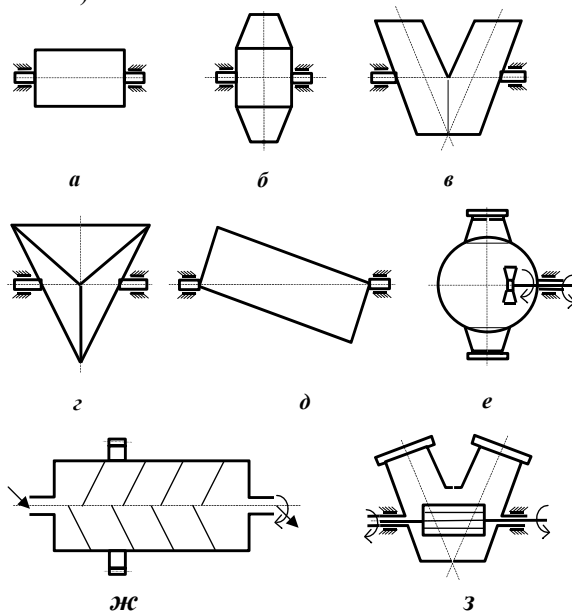


Рис. 4.1.21. Основные типы барабанных смесителей: а – цилиндрический горизонтальный; б – биконический вертикальный; в – V-образный; г – тетраэдрический; д – цилиндрический с диагональной осью вращения; е, з – смесители с перемешивающими органами; ж – цилиндрический с перегородками.

Они относятся к наиболее распространенным в настоящее время машинам, применяемым для смешивания как сыпучих, так и вязких материалов. Различаются они формой корпуса и расположением оси вращения. Барабанные смесители относятся к тихоходным машинам, так как окружная скорость вращения их корпуса невелика и составляет 0,17–1 м/с. Рабочая скорость вращения, обеспечивающая оптимальное качество смеси, зависит в основном от типа смесителя и физико-механических свойств перемешиваемых компонентов. Смешивание материала в барабанных смесителях происходит в плоскости сегмента, образованного нормальным сечением слоя материала. В самом слое частицы перемещаются почти без перераспределения по круговым орбитам параллельно стенкам. Поэтому для интенсификации процесса смешивания и улучшения качества приготовленной смеси внутрь корпуса барабанных смесителей устанавливают различные неподвижные перегородки или дополнительные перемешивающие органы. К преимуществам барабанных смесителей следует отнести простоту конструкции, возможность смешивания дисперсных материалов. К недостаткам — довольно низкое качество смешивания, длительность цикла, затраты энергии на единицу массы готовой смеси.

Рассмотрим более подробно устройство и область применения одного из типов барабанных смесителей – барабанного биконического периодического действия с вертикальной осью вращения (рис. 4.1.22).

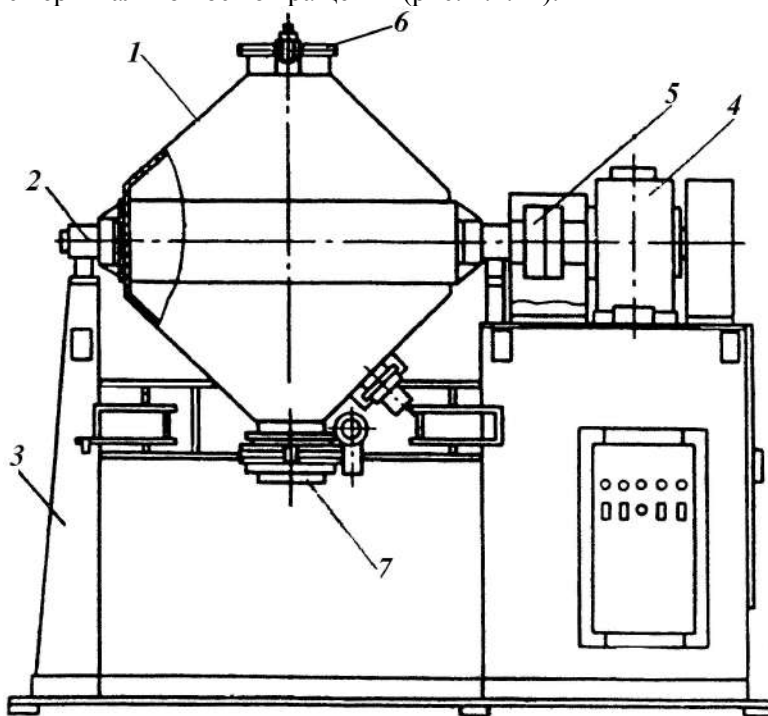


Рис. 4.1.22. Смеситель барабанный биконический БК: 1 – корпус; 2 – цапфа; 3 – стойка; 4 – редуктор; 5 – муфта; 6 – загрузочный люк; 7 – выгрузочный патрубок.

Предназначены такие аппараты для сухого смешивания измельченных или порошкообразных материалов плотностью до 3000 кг/м^3 . Смеситель представляет собой корпус 1, который состоит из двух конических обечайек с углом при вершине 90° , соединенных между собой цилиндрической обечайкой. Корпус снабжен цапфами 2, которые установлены в подшипниках скольжения, закреплены на стойках 3 и соединены с редуктором 4 посредством муфты 5.

Предусмотрен основной привод – для вращения корпуса в процессе смешивания и вспомогательный – для установки корпуса в вертикальное положение при загрузке материала и выгрузке готового продукта.

В верхней части корпуса располагается загрузочный люк 6 (он же используется для осмотров и чистки смесителя), а в нижней части – выгрузочный патрубок 7, герметично закрываемый дисковым поворотным затвором. Также в нижней части корпуса может быть установлен вибратор, подключаемый во время разгрузки смесителя для его полного освобождения от продукта.

В этом смесителе перемещение слоев материала вдоль изменяющейся по величине поверхности дополнительно увеличивает эффективность смешивания. Происходит активное внедрение и перераспределение слоев материала. При необходимости увлажнения и для смешивания материалов, склонных к образованию комков, этот смеситель плохо пригоден. Иногда для достижения удовлетворительного результата в такой смеситель загружают керамические или металлические шары. Способ этот неудобен, так как с каждой партией смешиваемых материалов приходится загружать шары, выгружать их и отделять от готового продукта. В готовом продукте могут находиться мельчайшие частицы материала шаров, а в большинстве случаев это недопустимо.

Биконические смесители выпускаются с номинальным объемом смесительной камеры – от $1,6$ до $2,5 \text{ м}^3$. Для смесителя БК 2,5 К-01 с рабочим объемом смесительной камеры $1,0 \text{ м}^3$ частота вращения барабана составляет 20 об/мин ; мощность электродвигателя 22 кВт ; масса смесителя 4700 кг ; габариты $4010 \times 2776 \times 3703 \text{ мм}$.

К преимуществам данного смесителя можно отнести:

- простоту устройства и надежность в эксплуатации;
- возможность смешивания сухих дисперсных материалов без истирания и разрушения формы частиц;
- возможность смешивания абразивных компонентов.

К недостаткам относятся неудовлетворительное качество и сложность смешивания дисперсных материалов, образующих комки при добавке жидких компонентов; достаточно длительный цикл смешивания (вплоть до нескольких часов); значительные затраты энергии на единицу продукции.

Вторая основная группа смесителей – это смесители с неподвижной рабочей камерой, установленной горизонтально. Процесс в них осуществляется за счет воздействия на смешиваемый материал рабочих элементов (мешалки, шнека, диска). Широкое распространение получили роторные (валковые) смесители с одним или двумя валами, на которых смонтированы смесительные элементы. Эти смесители можно назвать универсальными, так как в них удается смеси-

вать как увлажненные материалы и пасты, так и сухие сыпучие материалы (правда, качество смешивания сухих порошков не всегда удовлетворяет заданным требованиям).

К **червячно-лопастным** смесителям относятся ленточные и спирально-винтовые смесители, у которых смесительный элемент выполнен в виде одной или нескольких винтообразных лент. К недостаткам этих смесителей следует отнести значительный расход энергии на единицу готовой смеси вследствие низкой скорости процесса смешивания; сравнительно низкое качество смешивания; большой износ лопастей валов; наличие сальниковых уплотнений, в пару трения которых возможно проникновение перерабатываемых компонентов. В зависимости от свойств смешиваемой массы аппарат может быть укомплектован валками различной конфигурации (рис. 4.1.23): тип *А* – Z-образные валки (ЗЛ), применяются для самых разнообразных условий смешивания; тип *Б* – четырехкрыльчатые валки, предназначены в основном для смешивания влажных и пастообразных масс; тип *В* – многокрыльчатые валки с Z-образными лопастями, применяются в основном для смешивания сухих и увлажненных дисперсных материалов.

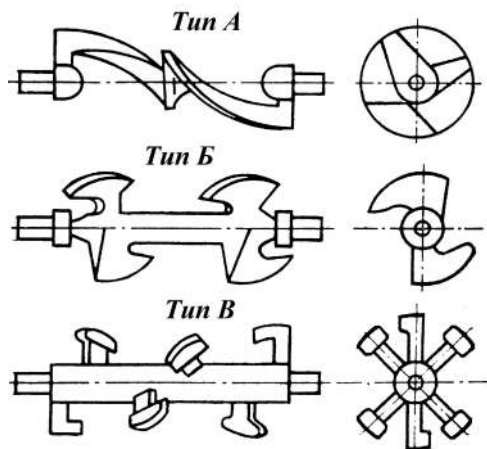


Рис. 4.1.23. Схемы валков, применяемых в червячно-лопастных смесителях.

Под рабочей емкостью смесителя типа ЗЛ понимают объем, ограниченный в верхней части условной плоскостью, лежащей выше кромок рабочих валков в верхнем их положении, на величину, равную 0,1 их диаметра. Обычно эта величина составляет 65–70% от общего объема корыта. Подобные смесители выпускаются во многих странах. Наиболее известны смесители фирмы Веренер-Пфлейдерер.

Смесители типа ЗЛ предназначены для приготовления в основном липких пастообразных смесей динамической вязкостью до 10 Па·с, поэтому подробно на описании их конструкции останавливаться нет смысла. Отметим лишь, что смесительная камера выполняется корытообразной формы и, как правило, снабжается рубашкой для нагрева (охлаждения) дисперсного материала. Компоненты смешиваются двумя роторами с Z-образными (или другой формы) лопастями, имеющими различную частоту и направление вращения.

Смесительная камера может опрокидываться для выгрузки под определенным углом относительно одного из роторов (в зависимости от объема корыта опрокидывание может осуществляться с помощью противовеса или посредством червячного, винтового или гидравлического механизма). Смесители относятся к тихоходным машинам, поскольку частоты вращения ротора обычно не превышают 40 об/мин. Для интенсификации смешивания и улучшения условий разгрузки в месте сопряжения двух полуцилиндров корпуса (в его нижней части) устанавливается реверсивный шнек. Такие смесители относятся к типу ЗШ и предназначены для смешивания дисперсных материалов со связующими или с добавкой некоторого количества жидкой составляющей.

Смеситель (рис. 4.1.24) состоит из смесительной камеры 1 с крышкой 2 и рубашкой для нагрева или охлаждения смеси. Внутри смесительной камеры размещены два ротора с Z-образными лопастями 3 и шнек 4. Шнек установлен в нижней части смесительной камеры, вдоль ее продольной оси. Роторы имеют, как и в смесителях типа ЗЛ, различную частоту и направление вращения. Роторы и шнек приводятся в действие от двух независимых приводов 5 и 6, установленных на раме 7. Привод шнека включает в себя электродвигатель, редуктор и цепную (или зубчатую) передачу.

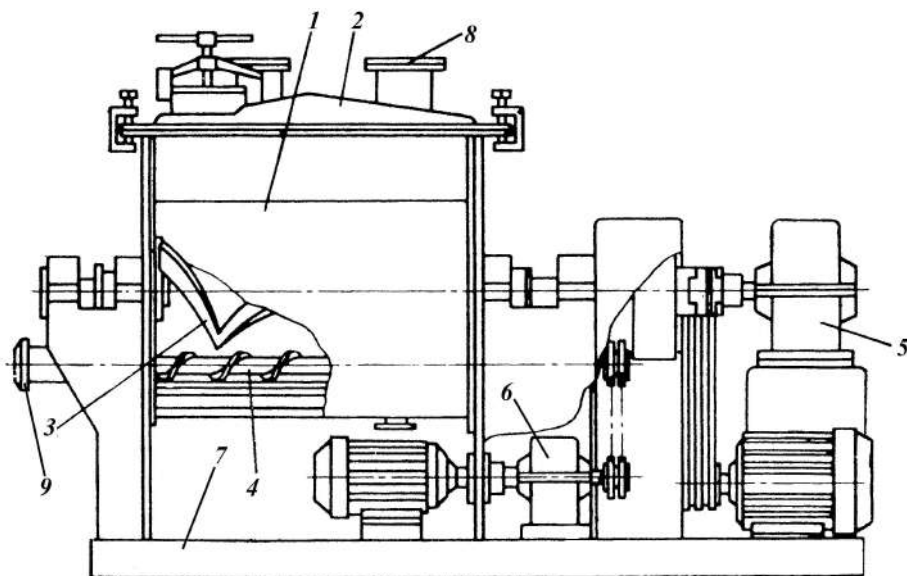


Рис. 4.1.24. Червячно-лопастной смеситель с реверсивным шнеком типа ЗШ:
1 – камера; 2 – крышка; 3 – ротор; 4 – шнек; 5, 6 – привод; 7 – рама;
8 – штуцер; 9 – патрубок.

Материал загружается в смесительную камеру через штуцера 8 на крышке корпуса; выгрузка осуществляется посредством шнека через патрубок 9. При вращении роторов траектории движения наружных элементов лопастей не пересекаются. Шнек располагается под лопастями валков. В зависимости от на-

правления его вращения он может либо интенсифицировать смешивание, либо способствовать разгрузке готовой смеси.

Смесители типа ЗШ изготавливаются с рабочим объемом камеры смешивания от 0,4 до 2 м³. Для смесителя ЗШ-400 НРУ ($V_{\text{раб}} = 0,4 \text{ м}^3$) суммарная мощность привода составляет 25 кВт, частоты вращения роторов составляют 39,5 и 21,7 об/мин; частота вращения шнека – 42,5 об/мин, масса – 5180 кг, габариты – 2990×1970×1850 мм.

Для приготовления композиций из дисперсных материалов с добавками небольшого количества жидких компонентов применяются так называемые **плужные смесители**. Они относятся к роторным (валковым) смесителям и оборудуются одним ротором с похожими на плуг лопастями.

Смеситель плужный типа ПЖ (рис. 4.1.25) предназначен для переработки сыпучих материалов насыпной плотностью до 2500 кг/м³, а также сыпучих с незначительным количеством жидкости, с одновременным разрушением образующихся агломератов. Смеситель ПЖ-250 успешно используется для приготовления обмазочных масс в производстве сварочных электродов.

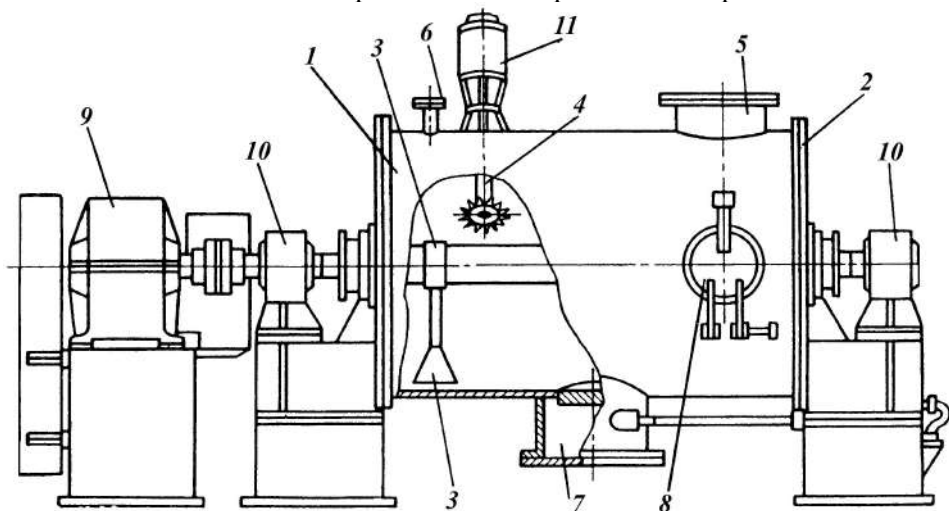


Рис. 4.1.25. Смеситель плужный типа ПЖ: 1 – камера; 2 – крышка; 3 – лопасть; 4 – ножевая головка; 5 – загрузочный патрубок; 6 – штуцер; 7 – патрубок; 8 – люк; 9 – редуктор; 10 – подшипники качения; 11 – привод ножевой головки.

Смесители такого типа состоят из смесительной камеры 1, представляющей собой горизонтальный цилиндрический корпус, который закрыт плоскими торцевыми крышками 2, опирающимися на фундамент. Внутри корпуса смонтированы ротор с лемехообразными лопастями 3 и одна или несколько ножевых головок 4, служащих для разрушения агломератов и дополнительного смешивания продуктов. Зазоры между плужком и внутренней стенкой корпуса устанавливают в пределах 1–5 мм. В верхней части корпуса варен загрузочный патрубок 5, рядом с которым имеется штуцер 6 для ввода жидких компонентов. Материал выгружают из смесителя через патрубок 7. Люк 8 предназначен для осмотра и чистки смеси.

теля. Привод вала с плужками – от электродвигателя (через редуктор). Приводной вал смонтирован на подшипниках качения 10. Ножевая головка имеет независимый привод 11. Она обычно представляет собой вогнутый диск с режущими планками по периферии, который вращается с большой скоростью (до 4000 об/мин). Устанавливается ножевая головка под некоторым углом к оси плужкового вала.

При вращении вала смешиваемые компоненты приводятся в движение лопастями плужков по сложной траектории – от стенок корпуса к его оси. При этом лопасти обычно смещены друг относительно друга на 90–180°. Частицы материала, движущиеся от одной лопасти, попадают под действие другой, при этом резко меняя траекторию своего движения. Происходит интенсивное перераспределение частиц и слоев материала. Образующиеся комки и более крупные агломераты разрушаются в зазоре между лопастями и стенкой корпуса, и разбиваются ножевыми головками, установленными в боковой части корпуса.

Смесители типа ПЖ изготавливаются с рабочим объемом смесительной камеры от 0,25 до 0,63 м³. Мощность электродвигателя привода ротора для смесителя ПЖ-630 НБК ($V_{\text{раб}} = 0,63 \text{ м}^3$) составляет 30 кВт, для привода ножевой головки – 4 кВт. Частота вращения ротора – 80 об/мин.; ножевой головки – 1500 об/мин. Масса аппарата – 4505 кг, габариты – 4030×1690×1765 мм.

К смесителям с горизонтальным расположением корпуса и вращающимся рабочим элементом относятся и *ленточные смесители*, у которых мешалка выполнена в виде одной или нескольких винтообразных лент, закрепленных на горизонтальном валу. Такие аппараты могут быть использованы для смешивания материалов в достаточно широком диапазоне физико-механических свойств, от порошков и гранул до волокнистых веществ и густых паст. В зависимости от рода смешиваемых материалов смесители могут различаться шириной и числом лент, расстоянием от края ленты до внутренней поверхности барабана, числом витков ленты и оборотов мешалки, способом загрузки и выгрузки материала.

Ленточные смесители нередко используются и при проведении непрерывных процессов. Смесители типа Лн предназначены для смешивания дисперсных материалов насыпной плотностью до 1500 кг/м³, а также сыпучих материалов с незначительным количеством жидких компонентов при условии получения готового продукта в виде сыпучей смеси. Смеситель представляет собой (рис. 4.1.26) цилиндрический корпус 1, закрепленный на раме 2 в горизонтальном положении. Внутри корпуса располагается ротор 3, на валу которого закреплена одна или две пары (в зависимости от объема смесителя) концентрических спиральных лево- и правозаходных лент 4. Привод 5 включает в себя электродвигатель, редуктор и соединительную муфту. Загрузка материала – через штуцеры 6 и 7. Люк 8 – смотровой. Разгрузочный люк 9 находится в средней части днища. Привод разгрузочного затвора осуществляется от пневматического цилиндра. Некоторые смесители ленточного типа снабжаются рубашкой для обогрева или охлаждения перемешиваемой массы и штуцерами для вакуумного отсоса,

что позволяет вести в них одновременно сушку и перемешивание увлажненных материалов.

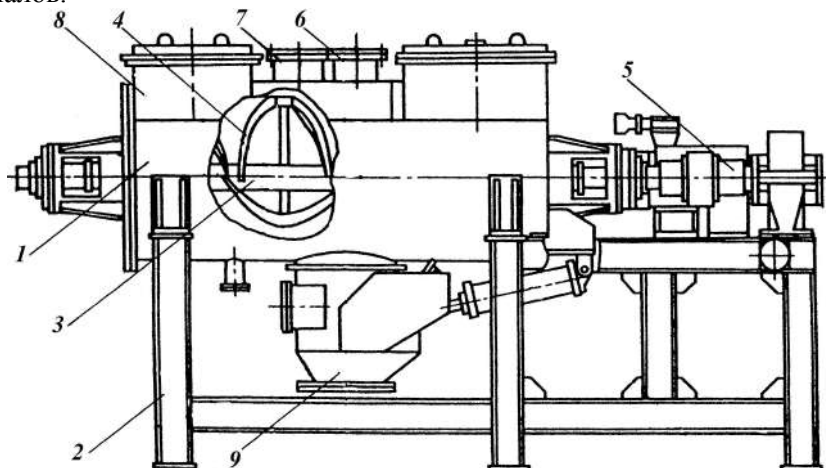


Рис. 4.1.26. Смеситель ленточный типа Лн: 1 – корпус; 2 – рама; 3 – ротор; 4 – лента; 5 – привод; 6, 7 – штуцер; 8 – люк; 9 – разгрузочный люк.

Перемещение материала в двух противоположных направлениях, необходимое для его эффективного смешивания, достигается благодаря наличию лент, изогнутых по правой и левой винтовым линиям. Кроме того, материал, поднимаемый вращающимися лентами, падает обратно в смешиваемую массу на некотором расстоянии от первоначального местонахождения, что существенно способствует гомогенизации. В смесителе Лн-1,0 (рис. 4.1.26) наружные ленты большего размера передвигают материал к центру сосуда, в направлении разгрузочного патрубка, а внутренние, меньшего диаметра, частично возвращают его к концам корыта. Так осуществляется смешивание и, при необходимости, частичная выгрузка материала.

При смешивании увлажненных материалов или материалов, склонных к образованию комков, на лентах укрепляются специальные разрыхлители в виде продольно и радиально расположенных стержней. Для очистки стенок смесителя либо мешалка дополнительно снабжается специальными скребками, либо зазор между наружной лентой и корпусом устанавливают в пределах 1–3 мм. В смесителе ленточного типа фирмы «Спангерберг» (ФРГ) смесительный элемент можно выдвигать вместе с одной из торцевых стенок из цилиндрического корпуса. Это значительно облегчает осмотр и чистку аппарата.

Потребляемая ленточными смесителями мощность зависит от большого числа факторов, а самое главное – от конструкции мешалки, имеющей множество модификаций. Основные типы ленточных мешалок (тип А – комбинированные; тип Б – с наружной лентой в виде сегментов; тип В – с различным шагом) представлены на рис. 4.1.27.

Следует иметь в виду ограниченную способность винтовых лент транспортировать материал в осевом направлении. Поэтому удовлетворительное качество смешивания в таких аппаратах достигается за довольно длительное вре-

мя, порядка нескольких часов, что автоматически значительно повышает расход энергии на единицу готовой продукции.

Смесители типа Лн выпускаются с рабочим объемом смесительной камеры от 1 до 10 м³. Для смесителя Лн-630 ($V_{\text{раб}} = 0,63 \text{ м}^3$) мощность электродвигателя составляет 5,5 кВт, частота вращения ротора – 31,5 об/мин, масса смесителя 2290 кг, габариты 3800×1386×2095 мм.

Характерными недостатками рассмотренных смесителей с неподвижным корпусом горизонтального типа (валковые, валковые с разгрузочным шнеком, плужные, ленточные) являются значительный расход энергии на единицу готовой продукции, длительное время цикла смешивания, постепенный износ перемешивающих элементов, большое количество сальниковых уплотнений, трудность чистки и обслуживания, значительная металлоемкость. В паре трения сальников возможно проникновение перерабатываемых компонентов, поэтому для смешивания исключительно сухих дисперсных материалов эти смесители применять нецелесообразно. В то же время они практически незаменимы в отдельных случаях при переработке дисперсных материалов, склонных к образованию комков, с добавкой жидких, а иногда и вязких составляющих, при переработке влажных и пастообразных материалов. Смесители незаменимы для тех смесей, которые сложно, а порой и невозможно получить при применении других смесителей. Как уже указывалось, валковые смесители и валковые с разгрузочным шнеком чаще применяются для приготовления пастообразных смесей, а ленточные (реже плужные) – для смесей дисперсных материалов, склонных к агломерации и с незначительными добавками жидкой составляющей.

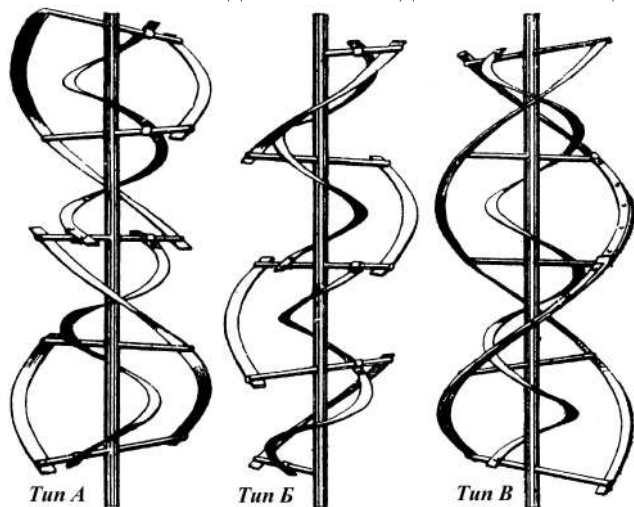


Рис. 4.1.27. Конструкции ленточных мешалок.

Большую группу аппаратов представляют *циркуляционные смесители* с взвешиванием дисперсного материала быстро вращающимся перемешивающим устройством. В смесителях этого типа использован принцип привода дисперсного материала во взвешенное состояние с помощью быстровращающегося устройства (мешалки). В зависимости от его конструкции эти аппараты можно

разделить на лопастные, дисковые, шнековые, с вращающимся конусом (их схемы представлены на рис. 4.1.28).

Взвешивание обрабатываемого материала быстровращающейся мешалкой зависит от частоты вращения, формы, геометрических размеров, высоты слоя и физико-механических материалов. Циркуляционные смесители в зависимости от объема смешиваемых компонентов могут быть с одной или несколькими мешалками. В них концентрация основного компонента выравнивается в основном за счет конвективного переноса частиц внутренним циркуляционным потоком. Частота вращения мешалок $1-10\text{ с}^{-1}$. Время смешивания составляет от 5 мин до 1,5 ч, а коэффициент неоднородности смеси колеблется от 2 до 4%. При перемешивании тонкодисперсных материалов вращающейся мешалкой в слое накапливается электростатический заряд. Напряженность электростатического поля в слое возрастает по мере роста частоты вращения мешалки, наблюдается измельчение и уплотнение смесей. При большой частоте вращения мешалок может происходить спекание материала, находящиеся между вращающейся мешалкой и дном аппарата. Обрабатываемый материал может нагреться до его возгорания.

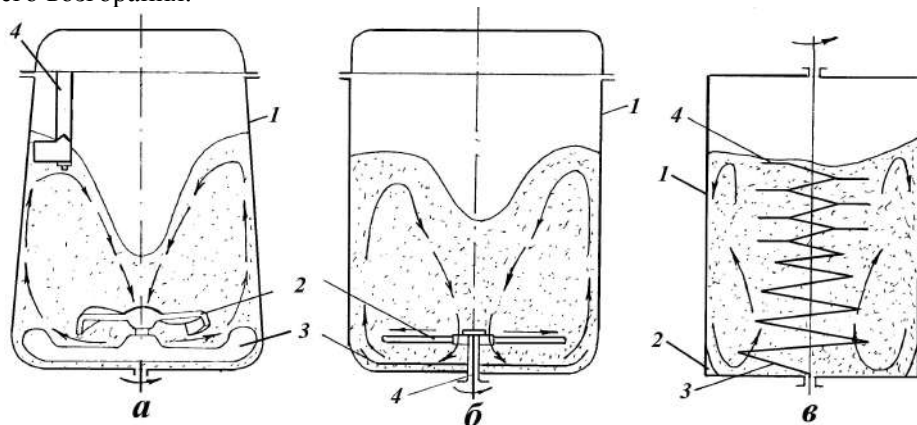


Рис. 4.1.28. Циркуляционные смесители с перемешивающим устройством: а – с лопастным ротором; б – с дисковым ротором; в – со шнеком.

В стадии взвешивания частицы дисперсного материала перемешиваются в основном за счет конвективного разнosa их внутренним циркуляционным потоком. Рассмотрим кратко направления движения частиц материала в смесителях с лопастной (пропеллерной), дисковой и шнековой мешалкой (рис. 4.1.28). Перемешивающий орган лопастного смесителя (рис. 4.1.28, а) представляет собой две пропеллерные мешалки. Верхняя, меньшая по размерам мешалка 2, устанавливается у вершины образующейся воронки сыпучего материала, а нижняя мешалка 3 повторяет форму днища и имеет размах лопастей, приблизительно равный диаметру нижней части корпуса 1. Сквозь крышку корпуса пропущен полый стержень с направляющей лопаткой 4. При вращении вала смешиваемые компоненты засасываются верхней мешалкой и проталкиваются на нижнюю. Нижняя мешалка сообщает материалу вращательное движение, благодаря кото-

рому его частицы под действием центробежных сил и сил Кориолиса перемещаются по спиральным траекториям сначала к стенкам корпуса, а затем по ним вверх (рис. 4.1.28, а).

В верхнем слое частицы движутся к оси вращения мешалок, и верхняя мешалка вновь направляет материал к основному рабочему элементу – нижней мешалке. Направляющая лопатка (ее угол атаки можно менять при помощи специального устройства) способствует более быстрому продвижению материала от стенок корпуса к верхней мешалке.

Также находят применение смесители, в которых материал взвешивается быстровращающимися дисками. В цилиндрическом корпусе 1 смесителя (рис. 4.1.28, б) смонтирован ротор, состоящий из верхнего 2 и нижнего 3 дисков, жестко насаженных на верхний конец консольного вала. При вращении дисков на максимальных оборотах материал и его частицы начинают циркулировать по внутреннему объему корпуса смесителя. У стенок они поднимаются вверх под воздействием сплошного нижнего диска 3, выполненного по форме днища, а в центре через прорези в верхнем плоском диске 2 опускается вниз. Очевидно, что направление циркуляции частиц здесь сходно с лопастными смесителями. Помимо всего прочего, при вращении дисков вблизи них возникает большой градиент скорости, который обуславливает большие напряжения сдвига в приграничных слоях материала.

Реже применяются циркуляционные смесители, в которых дисперсный материал переводится во взвешенное состояние при помощи вертикальных шнеков. В прямоугольном корпусе 1 (рис. 4.1.28, в), зауженном в нижней части 2, монтируется один или несколько смесительных элементов, каждый из которых состоит из двух конической формы шнеков 3 и 4, обращенных меньшими основаниями друг к другу. Смесительные элементы вращаются в одном направлении. Шнеки при вращении создают, каждый в своей зоне, направленный вверх поток частиц. Чем дальше от шнека, тем интенсивность этого потока слабее. В местах, наиболее удаленных от шнеков (в углах корпуса), создается обратный поток частиц, направленный вниз. Кроме того, каждый виток шнека (а они обычно выполняются с малым углом подъема) можно рассматривать как диск, воздействующий на материал подобно тому, как это происходит в дисковом смесителе. При этом частицы материала, приведенные в движение витками большего диаметра, двигаются к стенкам корпуса с большей скоростью, а меньшего – с меньшей. Наряду с продольной циркуляцией имеет место и активная циркуляция материала в поперечном направлении, происходит достаточно интенсивное перераспределение частиц по всему объему аппарата.

В качестве примера аппарата с взвешенным слоем материала рассмотрим конструкцию центробежного лопастного смесителя периодического действия типа ЦЛ (рис. 4.1.29). Он предназначен для смешивания сыпучих материалов насыпной плотностью до 1300 кг/м^3 . Состоит из смесительной камеры 1 с плоским отбортованным днищем. Для нагрева (охлаждения) смеси аппарат может быть снабжен рубашкой. Сверху корпус закрыт плоской крышкой 2. Внутри смесительной камеры на валу установлены две мешалки – одна 3 выполнена по

форме днища, а другая 4 — лопастная. Привод рабочих органов осуществляется от электродвигателя 5 через многоклиновой ремень. Исходные компоненты загружаются через штуцер 6, расположенный на крышке. Выгрузка продукта происходит через разгрузочный клапан 7 в нижней части смесительной камеры, приводимый в действие от пневматического цилиндра.

Принцип работы и направление циркуляции частиц материала в смесителе аналогичны принципу работы смесителя на рис. 4.1.28, а. Смесители типа ЦЛ изготавливаются с рабочим объемом камеры смешения от 0,1–0,4 м³. Для смесителя ЦЛ-100 ВРК ($V_{\text{раб}} = 0,1 \text{ м}^3$) частота вращения мешалок составляет 270 об/мин, мощность электродвигателя 13 кВт, масса 965 кг, габариты 1928×945×1354 мм.

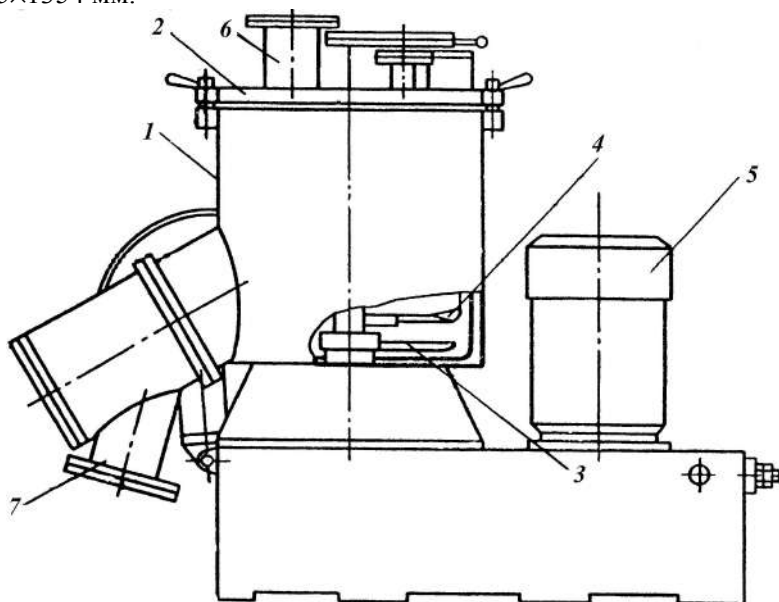


Рис. 4.1.29. Смеситель циркуляционный центробежный типа ЦЛ: 1 – камера; 2 – крышка; 3 – мешалка в форме днища; 4 – лопастная мешалка; 5 – привод; 6 – загрузочный штуцер; 7 – разгрузочный клапан.

Общим недостатком центробежных смесителей со взвешенным слоем сыпучего материала является узкая область применения (только для переработки мелкодисперсных порошков малой насыпной плотности и не склонных к образованию комков). При вращении ротора в частицах материала находится электростатический заряд, что приводит к дополнительной адгезии частиц на стенке корпуса и их коагуляции в агломераты. Особенно это сказывается при смешивании порошков органического происхождения. Также при многократном соударении частиц между собой, о стенки корпуса и лопасти мешалок возникает значительный тепловой эффект, в результате чего материал при отсутствии охлаждения может разогреться до опасных температур. Это еще более сужает область применения таких смесителей. Иногда может иметь место уплотнение и измельчение частиц смешиваемых компонентов.

К их достоинствам можно отнести короткий цикл смешения (5–20 мин) и соответственно низкие удельные энергетические затраты (чуть выше этот показатель для шнековых смесителей). Также можно отметить простоту конструкции и удобство обслуживания, низкую удельную металлоемкость. Кроме того, при смешении легких порошков ($\rho_n = 300\text{--}500 \text{ кг/м}^3$) удается достичь очень хорошего качества смешивания: коэффициент неоднородности смеси, по данным экспериментов на лопастных смесителях, составляет всего 2–4%.

К центробежным смесителям относится и так называемый волчковый, где рабочим органом является полый усеченный конус. Рассмотрим конструктивную схему и принцип работы такого смесителя (рис. 4.1.30).

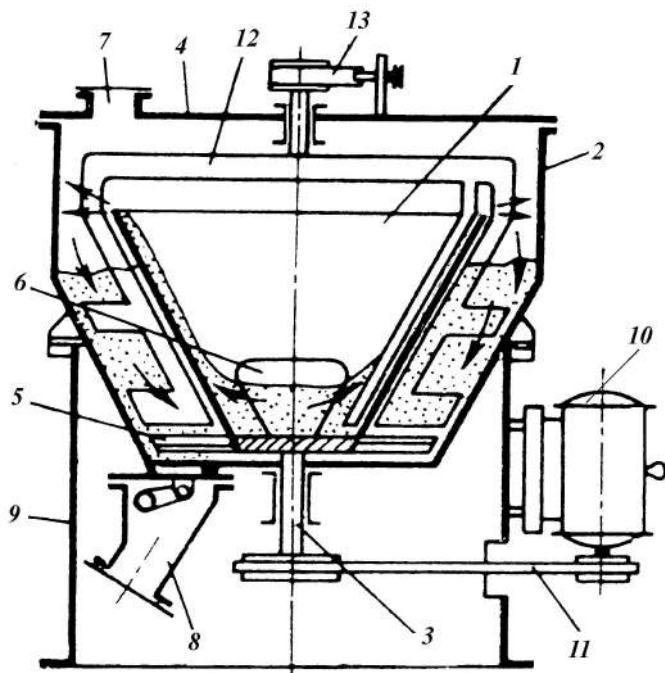


Рис. 4.1.30. Смеситель центробежный волчковый типа ЦБ:

1 – полый усеченный конус; **2** – корпус;
3 – вал; **4** – крышка;
5 – лопастная мешалка; **6** – окно; **7** – загрузочный штуцер;
8 – разгрузочный патрубок; **9** – подставка; **10** – электродвигатель; **11** – клиноременная передача;
12 – рама; **13** – ленточный тормоз.

Основной рабочий элемент – полый усеченный конус **1** – смонтирован в корпусе **2**, имеющем в нижней части коническую форму, и закреплен на консольном валу **3**. К нижней части конуса **1** крепится лопастная мешалка **5**. Вращающийся полый конус имеет два симметрично расположенных окна **6**. Дисперсный материал загружается через штуцер **7**, вваренный в крышку **4**, а разгрузка происходит через разгрузочный патрубок **8** с пневматическим приводом. Корпус аппарата крепится на сварной подставке **9**, обычно цилиндрической формы. Вал **3** приводится во вращение от электродвигателя **10** через клиноременную передачу **11**. При вращении конуса **1** материал, находящийся внутри него, из-за сил трения вовлекается в движение. Частицы материала под влиянием центробежных сил начинают перемещаться по внутренней поверхности конуса вверх, а затем сбрасываются с него в кольцевое пространство между конусом и стенкой корпуса. Новые порции материала попадают внутрь конуса через

окна 6. Этому способствует мешалка 5, которая, вращаясь вместе с конусом, увеличивает подвижность материала в нижней части корпуса.

Материал смешивается как в результате перевода его в взвешенное состояние быстровращающейся лопастной мешалкой, так и в результате воздействия на него вращающегося конуса:

- при подъеме по конусу вследствие различия траекторий частиц;
- вне конуса благодаря перераспределению частиц во время опускания по кольцевому каналу и отскока от стенок корпуса.

Если смешиваемые материалы характеризуются плохой сыпучестью, используется свободно вращающаяся рама 12 с лопастями и скребком, которая размещается внутри полого конуса 1. Рама 12 под воздействием материала на скребок вовлекается во вращение, скорость которого можно регулировать при помощи ленточного тормоза 13. Вследствие разности скоростей вращения лопастей и увлекаемого конусом материала, его частицы, наталкиваясь на лопасти, либо обтекают их, либо поступают внутрь конуса через окна 6. Возникающее при этом дополнительное перераспределение частиц способствует более быстрому и эффективному протеканию процесса смешивания.

Эффективность применения таких смесителей зависит от соответствия конструктивных размеров и конфигурации рабочих элементов смесителя, а также режимов его работы физико-механическим свойствам смешиваемых материалов. Чем выше значение кратности циркуляции материала через конус, тем лучше качество смеси. При перемешивании легких порошков удается достичь степени неоднородности 1,5–2%, что является высоким показателем. Также было установлено, что этот аппарат можно использовать для смешивания компонентов с заметной разницей насыпных плотностей ($400\text{--}1000\text{ кг/м}^3$). Более тяжелые материалы снижают кратность циркуляции, что приводит к значительному ухудшению качества смеси.

Волчковые смесители периодического действия выпускаются серийно. Для смесителя ЦВ-630 ВРК с рабочим объемом смесительной камеры $0,63\text{ м}^3$ мощность электродвигателя составляет 17 кВт, масса 2920 кг, габариты $1920\times 2740\times 2860\text{ мм}$.

По сравнению с другими центробежными смесителями волчковые могут быть использованы для переработки сыпучих материалов в чуть более широком диапазоне их свойств (с различиями в значениях насыпной плотности, с плохой сыпучестью). Но соответственно несколько возрастают удельный расход энергии и металлоемкость.

Для технологической линии получения гранулированных фенопластов разработан центробежный смеситель непрерывного действия НДЦ-630 (см. рис. 4.1.31). Особенность его работы заключается в том, что смешивание осуществляется в тонком слое движущегося по внутренней поверхности конического ротора материала с небольшим, но достаточным для сглаживания флуктуаций дозирования запасом материала в зоне смешивания.

Смеситель состоит из вертикального корпуса 1 с крышкой. Внутри корпуса на вертикальном валу расположены питающая тарелка 3, ротор 2 и под ним разгру-

зочная лопасть 5. Внутри ротора параллельно образующей в непосредственной близости к стенке установлен шнек, выполняющий роль перемешивающего устройства и задерживающий материал в зоне действия ротора. Шнек при необходимости может осуществлять ввод жидких добавок через форсунку 6. Смеситель может обеспечить получение качественной смеси в количестве до $6,5 \text{ м}^3/\text{ч}$. В сравнении с серийным ленточным смесителем такой производительности указанный смеситель занимает производственную площадь в 12 раз меньше, его масса в 10 раз меньше, установочная мощность его привода меньше в 6,6 раза.

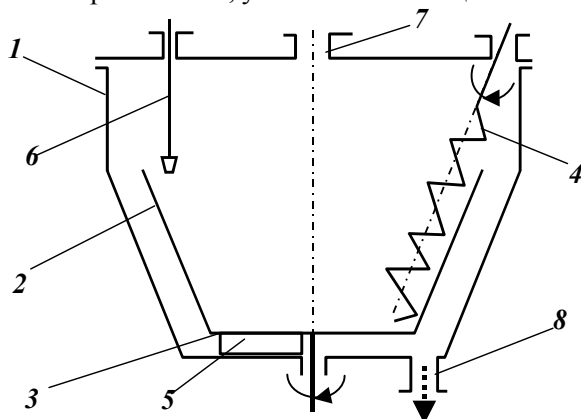


Рис. 4.1.31. Тарельчатый гранулятор (НДЦ-25):
 1 – корпус; 2 – ротор;
 3 – тарелка; 4 – шнек;
 5 – разгрузочная лопасть;
 6 – форсунка; 7 – загрузочный штуцер; 8 – разгрузочный патрубкок.

Вибрационные смесители. Взвешенный слой при наложении вибрации может быть создан в аппаратах самых разнообразных конструкций путем воздействия на смешиваемый материал корпуса или дна аппарата, а также механических вибратор, введенных непосредственно в рабочую камеру.

Для смешивания сухих дисперсных материалов рекомендованы смесители ДВС-Н и трубные вибрационные смесители, схемы которых представлены на рис. 4.1.32. В вибрационных смесителях масса материала непрерывно перемещается вдоль вибрирующего корпуса смесителя. Корпус колеблется по круговой или эллипсоидной траектории с ускорением, обеспечивающим отрывание от него обрабатываемого материала. Основная масса обрабатываемого материала циркулирует в поперечных сечениях корпуса в сторону, обратную вращению вибратора. В вибрационных смесителях ДВС-Н (рис. 4.1.32, а) вращение лопастей еще более усиливает циркуляцию материала, приводит к высоким скоростям процесса радиального перемещения и его смешивание. В вибрационных смесителях можно достичь хорошего качества смешивания с коэффициентом неоднородности до 3% за сравнительно короткий промежуток времени при обработке материалов с размером частиц порядка 10–20 мкм. Смешиванию при наложении вибрации сильно препятствуют высокие адгезионные силы, влияние которых увеличивается с увеличением высоты слоя. При использовании вибрационных смесителей необходимо учитывать, что при объединенном ускорении происходит не смешивание, а разделение частиц разного размера и разной плотности. При этом создать интенсивное перемешивание в слое многих тонкодисперсных материалов с размером частиц менее 10 мкм не удастся во

всем реальном для промышленных установок диапазоне параметров вибрации из-за сильного агрегирования частиц.

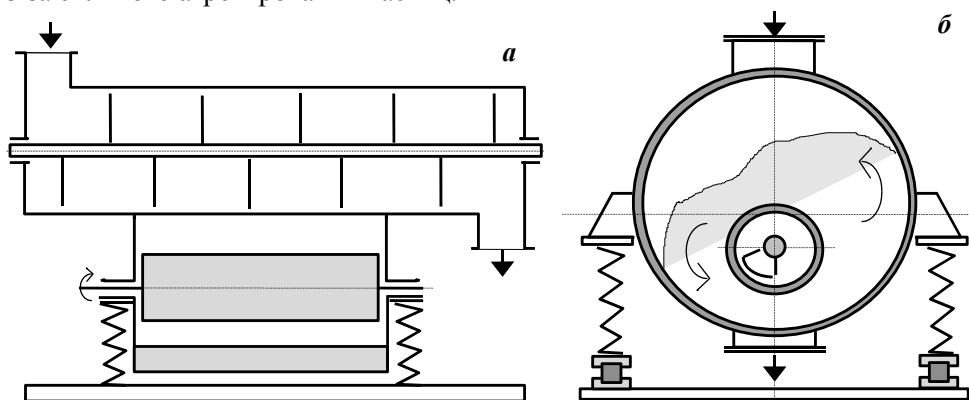
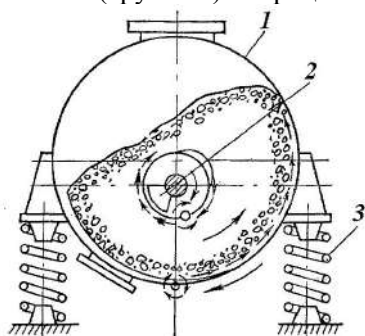


Рис. 4.1.32. Вибрационные смесители: а – вибрационный смеситель ДВС-Н; б – вибрационный смеситель трубный.

По принципу действия вибрационные смесители делят на смесители принудительного и гравитационного типов.

В смесителях принудительного смешивания действия на смесь оказывается силовое воздействие, в результате которого траектория частиц резко отличается от их движения под действием силы тяжести. Силовое воздействие может возникать либо только под действием вибрации, либо в сочетании с механическим или пневматическим воздействием.

В гравитационных смесителях траектории движения частиц смеси определяются действием на них сил тяжести. Вибрационное воздействие лишь усиливает гравитационный характер движения, уменьшая силы трения, ликвидируя застойные зоны. Смесители принудительного действия значительно производительнее и эффективнее гравитационных, в силу чего и получили большее распространение. Смесители принудительного действия бывают барабанными и лотковыми. На практике из них наибольшее распространение получили барабанные (трубные) вибрационные смесители (рис. 4.1.33).



**Рис. 4.1.33. Схема перемешивания в барабанном вибрационном смесителе:
1 – камера; 2 – инерционный элемент;
3 – упругая подвеска.**

Барабанные смесители представляют собой цилиндрический корпус, установленный на опорных амортизаторах и снабженный инерционным элементом. Вибратор может быть расположен внутри смесительной камеры или вне ее.

Приводной электродвигатель располагается отдельно и соединен с вибратором карданной или клиноременной передачей. Дополнительно смесители данной конструкции для повышения качества обрабатываемой композиции могут снабжаться внутренними устройствами различного типа.

В Ивановском химико-технологическом институте разработана конструкция установки (рис. 4.1.34), которая состоит из двух горизонтальных камер, расположенных одна над другой и жестко связанных между собой.

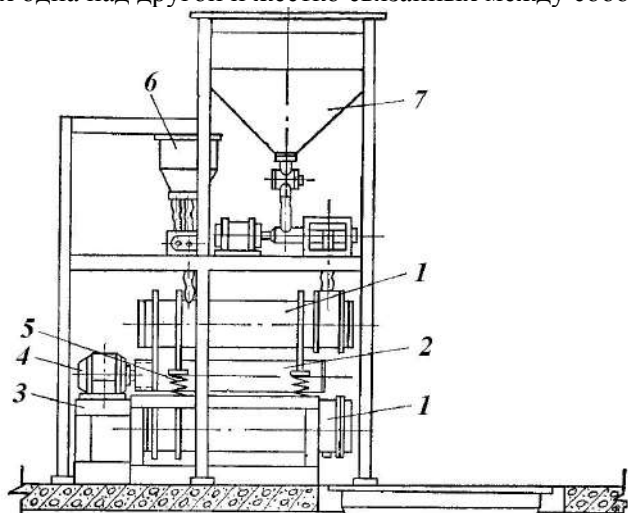


Рис. 4.1.34. Двухкамерный вибрационный смеситель: 1 – камера; 2 – вибратор; 3 – опорная рама; 4 – электродвигатель; 5 – упругая подвеска; 6, 7 – бункер.

Между камерами расположен однофазный вибратор инерционного типа, сообщаящий камерам круговые колебания. Колебательный блок смесителя (камеры и вибратор) установлен на раме на амортизаторах. Центральное расположение вибратора между двумя смесительными камерами обеспечивает соблюдение заданных круговых и одинаковых параметрических траекторий камер и устойчивое положение конструкции при пуске и выбеге.

Компоненты смеси подают из бункеров вибрационными шнековыми дозаторами в верхнюю камеру, которая соединена течкой с нижней камерой. Материал самотеком из верхней камеры пересыпается в нижнюю, откуда после перемешивания до требуемой степени однородности выгружается через разгрузочный люк. Барабанные вибрационные смесители не нашли широкого промышленного применения, по-видимому, из-за того, что в больших объемах плохо протекают конвекционные и диффузионные процессы.

За рубежом используют барабанные вибрационные смесители с объемной вибрацией камеры. Так, фирма «Бахофен» (Швейцария) выпускает вибрационные смесители «Турбулла» периодического действия, в которых съемная цилиндрическая камера совершает сложное пространственное движение, включающее три движения – вращение, перенос и переворот – от рычажно-цепного привода. В смесителе можно смешивать любые компоненты: жидкость – жид-

кость, жидкость – твердое тело, твердое тело – твердое тело. Съемная смесительная камера используется одновременно как транспортная и аккумулирующая емкость. Производительность смесителя в четыре раза выше, чем гравитационного барабанного.

Барабанные вибрационные смесители пригодны лишь для хорошо смешивающихся сухих материалов или материалов с небольшой влажностью, поддающихся вибрационному транспортированию. При смешивании влажных материалов наблюдается резкое уменьшение скорости циркуляции и интенсивности перемешивания. Поэтому сыпучие материалы смешивают с жидкостями в лотковых смесителях с использованием шнека или лопастей, которые в этом случае выполняют основную функцию перемешивания. Чаще всего вибрация в таких смесителях не имеет самостоятельного значения, а лишь способствует смешиванию, снижая сопротивление вращению вала. Лопастные вибрационные смесители используются в строительной промышленности.

Из зарубежных конструкций представляет интерес смеситель фирмы «ВибраСкрю» (рис. 4.1.35). Смеситель состоит из желоба 5, в котором размещен лопастной вал 4, приводимый во вращение от электродвигателя через клиноременную передачу. Желоб установлен на резиновых амортизаторах на опорной раме 7 и снабжен вибратором 3, который сообщает ему колебания в вертикальной плоскости. Лопастной вал имеет плоские длинные лопасти, обеспечивающие перемешивание смеси, и короткие, установленные под углом к валу и тормозящие поток смеси, направляющий самотеком к разгрузочному отверстию.

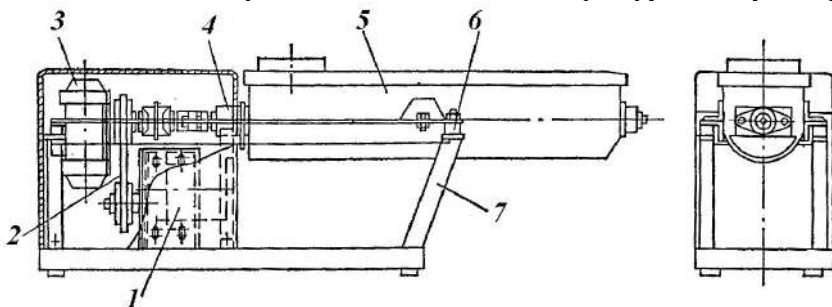


Рис. 4.1.35. Лопастной вибрационный смеситель: 1 – электродвигатель; 2 – клиноременная передача; 3 – вибровозбудитель; 4 – лопастной вал; 5 – желоб; 6 – упругая опора; 7 – опорная рама.

Большое распространение за рубежом получили вибрационные смесители с тороидальной камерой и пространственной вибрацией (рис. 4.1.36) фирмы «Болтон» (Великобритания). Камера представляет собой изогнутый по окружности лоток U-образного профиля, в котором смесь совершает круговое движение до полного перемешивания. Внизу камеры вдоль ее оси установлен вибратор инерционного типа с двумя инерционными элементами на вертикальном валу. Верхний инерционный элемент обеспечивает колебания камеры и перемешивание смеси в горизонтальной плоскости, нижний – в вертикальной плоскости. Изменяя взаимное расположение верхнего и нижнего инерционных элементов,

регулируют амплитуду колебаний. Отечественными исследователями предлагается ряд разработок, основанных на аналогичном принципе организации процесса.

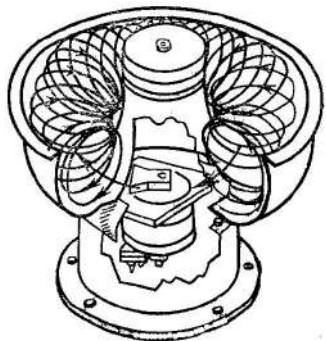


Рис. 4.1.36. Вибрационный смеситель с тороидальной камерой.

В отличие от барабанных смесителей в лотковых смесителях движение материала направлено вдоль образующей лотка. Простейшим вибрационным смесителем лоткового типа может служить обычный вибротранспортер. Для улучшения перемешивания служат простые конструктивные приемы. Например, смешивание тонкодисперсных порошков в вакууме, на лотке с уступами. Однако перемешивающий эффект, сопровождающий чистое вибрационное транспортирование, либо оказывается недостаточным для получения качественных смесей, либо для этого требуются лотки значительной протяженности. Поэтому на практике стараются достичь качественного перемешивания на лотках ограниченной длины. Например, предложены вибрационные смесители, в которых смесь поднимается по винтовому лотку как при обычном вертикальном вибрационном транспортировании, а в конце лотка посредством отбойной перегородки сбрасывается вниз в центральную часть и снова поступает на лоток. Перемешивающий эффект в таких установках достигается как во время транспортирования вверх по лотку, так и во время свободного падения смеси на дно смесителя.

Гравитационные смесители выгодно отличаются от смесителей принудительного типа высокой производительностью, низкой энергоемкостью, простотой устройства. Однако гравитационные лотковые и бункерные смесители, в которых компоненты смеси перемешиваются в результате неравномерного движения частиц по лоткам и в бункерах, недостаточно эффективны. Вибрация позволяет интенсифицировать процесс и уменьшить угол наклона лотка или стенки воронки бункера, в результате чего уменьшается высота смесителей. Основные недостатки таких смесителей (недостаточная однородность смеси, возможность перемешивания только хорошо сыпучих материалов, необходимость большого числа (6–8) перемешивающих секций) не позволяют им успешно конкурировать со смесителями принудительного действия.

На сегодняшний день достаточно много проектных организаций занимается вопросами конструирования, изготовления и реализацией готового вибрационного оборудования. Ниже приведен ряд примеров конструкций вибрационного

смесительного оборудования, получивших распространение в промышленности и выпускаемых серийно.



**Рис. 4.1.37. Смеситель
вибрационный СМВ-0,005.**

Смеситель вибрационный СМВ (рис. 4.1.37) предназначен для периодического смешивания (усреднения) в пылеплотной камере сыпучих, зернистых, порошкообразных материалов, не склонных к налипанию. Геометрическая вместимость камеры смесителя от 0,005 до 1,0 м³, время смешивания 5–20 мин, амплитуда колебаний на наружном диаметре камеры вертикальная 1–2,5 мм, горизонтальная 1–3 мм, частота колебаний 23,7, 30 Гц, мощность двигателя 0,37–15 кВт, масса 50–1150 кг.

Смеситель вибрационный трубный СМВТ (рис. 4.1.38). Предназначен для непрерывного смешивания (усреднения) сыпучих материалов.

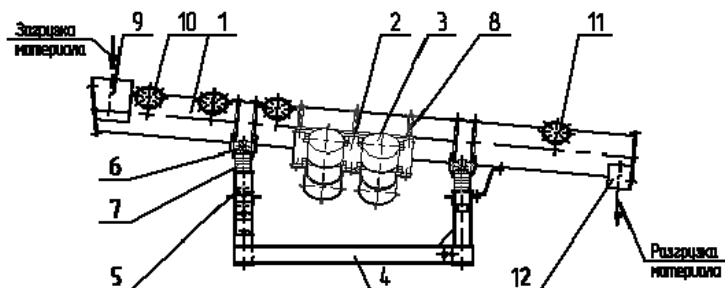


Рис. 4.1.38. Смеситель вибрационный трубный СМВТ-0,03.

Смеситель представляет собой колеблющуюся наклонную трубу 1, в центральной части которой на наклонной плите 2 закреплены два вибратора 3.

Труба имеет две опоры 6, под каждой из которых установлено по два виброизолятора 7, посредством которых колеблющаяся труба опирается на раму 4. В верхней части трубы расположены патрубок для загрузки материала 9 и три патрубка для ввода жидкой фазы 10 (либо других компонентов). В нижней части трубы расположен патрубок для разгрузки смеси 11 и патрубок для технического обслуживания 12.

Предлагаемый смеситель является аппаратом непрерывного действия. Под действием вибрации материал, поступающий в верхнюю часть трубы, переме-

щается поперек трубы вверх по стенке и падает вниз. При этом вследствие небольшого уклона трубы к горизонту материал перемещается в сторону разгрузки и одновременно перемешивается.

Внутренний диаметр рабочего органа 313 мм, производительность 6 м³/ч, длина транспортирования 3,97 м, угол наклона рабочего органа 5 (3, 7, 10) град, амплитуда колебаний 2 мм, частота колебаний 23,3 Гц (1400 кол/мин), привод – два вибратора ИВ-105Н (1,1 кВт, 1500 об/мин, 380 В).

Смеситель вибрационный периодического действия СВП (рис. 4.1.39) серийно выпускается «ОКБ СТС – Промпомол». Смеситель предназначен для интенсивного приготовления качественных смесей из различных сыпучих материалов, позволяет готовить сухие и мокрые смеси.

Смеситель вибрационный периодического действия СВП-0,3 монтируется в технологические линии, где выполняет функции перемешивания различных материалов. Исходные компоненты в заданных соотношениях через загрузочный люк смесителя засыпаются в камеру перемешивания, причем оптимальное количество компонентов не должно превышать 60% от объема камеры. Перемешивание компонентов ведется в течение заданного времени. Вибратор обеспечивает амплитуду колебания камеры смесителя в пределах 0,2–0,5 мм, создавая тем самым условия для виброкипения материалов, принудительно перемешиваемых лопастными валами. Объем камеры перемешивания 0,3 м³, установленная мощность электродвигателей на вибраторе 6 кВт, вращения лопастных валов 8 кВт, частота колебаний камеры перемешивания 25 Гц, вращения лопастных валов 4 Гц, амплитуда камеры перемешивания 0,2–0,5 мм; габариты 1,7×1,4×1,6 м.

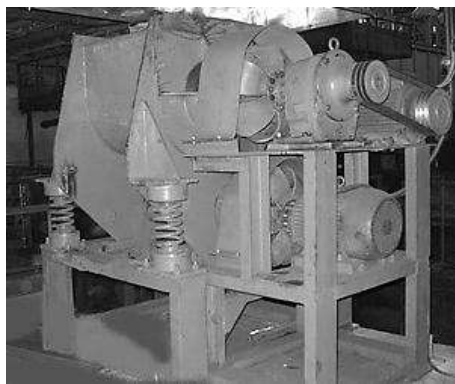


Рис. 4.1.39. Смеситель СВП-0,3.

После достижения качества перемешивания исходных компонентов смесь выгружают через разгрузочный люк смесителя.

Обогреваемый вибрационный смеситель РВС (рис. 4.1.40) разработан предприятием «Опытный завод со специальным бюро» – старейшим предприятием России, специализирующимся в области разработки и производства вибрационного оборудования.

Вибрационный смеситель РВС-22 выпускается объемом 400 дм³. Применяется для приготовления шликера в керамическом производстве, в котором одновременное вращательное и вибрирующее воздействие обеспечивает интенсивное перемешивание и равномерность обработки.

Вибрационный смеситель представляет собой подогреваемую (охлаждаемую) камеру смешения с лопастной мешалкой и вынесенным вибратором. Камера с траверсами установлена на упругой опоре из цилиндрических пружин.

Помимо представленных выше основных конструкций вибрационных смесителей широкое распространение получило вибрационное оборудование, позволяющее совместить технологические операции смешивания, сушки, измельчения и т. д. Объем загрузки 250–350 дм³, внутренний объем камеры 0,4 м³, амплитуда колебаний (средний радиус траектории) $2-5 \times 10^{-3}$ м, частота колебаний 25 Гц, частота вращения вала смесителя 60 об/мин, габариты 2500×1100×1900 мм.

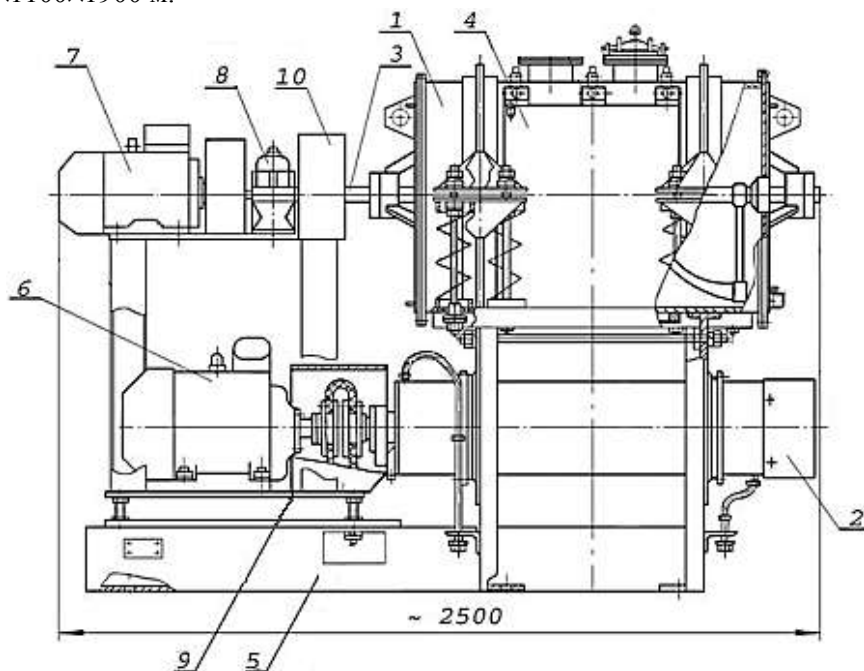


Рис. 4.1.40. Смеситель СВП-0,3: 1 – камера; 2 – вибратор; 3 – вал мешалки; 4 – кожух; 5 – рама; 6 – двигатель вибратора; 7 – двигатель мешалки; 8 – редуктор; 9 – муфта вибратора; 10 – муфта мешалки.

С учетом поставленных задач исследования и намеченных путей решения на основании выполненного выше анализа технических решений для исследования предлагается вибрационный смеситель, конструктивная схема которого представлена на рис. 4.1.41. В основу работы смесителя положен принцип использования гармонических круговых колебаний, накладываемых ортогонально вертикальной оси смесительной емкости. Конструкция данного смесителя разрабатывалась так, чтобы она обладала всеми основными чертами, характеризующи-

ми большую часть вибрационных смесителей, что в дальнейшем позволило бы использовать результаты исследований для смесителей самых разнообразных типов.

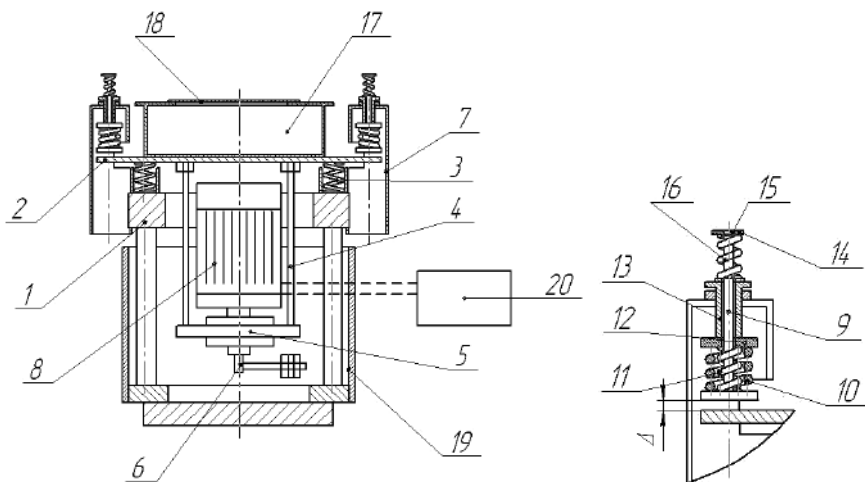


Рис. 4.1.41. Общий вид вибрационного смесителя.

Вибрационный смеситель состоит из рамы 1, которая представляет собой два кольца: верхнее 8 и нижнее 9, соединенные между собой тремя стойками. Нижнее кольцо 9 собирается с массивным основанием 10. К верхнему кольцу рамы 1 приварены стойки дополнительных ограничителей 7. Рама соединяется с вибростолом 2 через посредство упругих элементов 3, расположенных внутри направляющих стаканов 4. Каждый из упругих элементов состоит из двух фланцев и пружины. В верхнем фланце имеется резьбовое отверстие для крепления к вибростолу посредством винтов. В гладкое отверстие нижнего фланца вставляется и подваривается болт для крепления к верхнему кольцу рамы.

К нижней поверхности вибростола 2 с помощью винтов крепятся фланцы 6 с установленными в них стойками 4. На стойках 4 закрепляется узел инерционного элемента 5, на котором установлен электродвигатель 8. Вал электродвигателя соединяется с втулкой узла инерционного элемента 6. Узел инерционного элемента представляет собой корпус, в который вставляется подшипник, одетый на втулку. Снизу подшипник поджимается крышкой. На втулке закреплен кронштейн инерционного элемента 13, на котором, в свою очередь, закрепляются сменные грузы.

Смесительная емкость 3 представляет собой конструкцию, состоящую из цилиндрической обечайки с плоским дном и фланца для закрепления на вибростолу. Емкость 3 закрепляется на вибростолу с помощью шпилек и барашковых гаек, что обеспечивает ее быструю установку и съем при разгрузке. Сверху на емкость устанавливается крышка 18. Используется крышка в двух исполнениях: одна выполнена цельной из органического стекла, что позволяет вести визуальные наблюдения за процессом, конструкция второй позволяет вводить пробоотборник в пространство смесительной емкости для отбора проб в процессе ра-

боты. Ограничитель представляет собой конструкцию, состоящую из штока 9, основной пружины 10, компенсационной пружины 11, фланца пружины 12, направляющей 13 и регулировочной 17 втулок с резьбой чашки 14, сухарей 15 и поджимающей пружины 16. Изменение частоты вращения инерционного элемента осуществляется с помощью прибора 20. Для предотвращения попадания в зону, в которой находятся подвижные части устройства, в конструкции предусмотрен защитный кожух 19, исключающий возможность контакта оператора с подвижными частями машины.

Пневматические смесители. Известно, что создание взвешенного слоя применительно к большому числу технологических процессов обладает рядом достоинств и поэтому представляет интерес и для смешивания дисперсных материалов, особенно тонкодисперсных. При взвешивании слоя дисперсных материалов газом его высокая степень однородности может быть достигнута за очень короткий промежуток времени. Этому способствует продольное перемешивание частиц и общая циркуляция массы в аппарате над газораспределительным устройством. К достоинствам смесителей с взвешенным слоем следует отнести отсутствие движущихся деталей в слое и простоту конструкции. Тонкодисперсные материалы с плохой сыпучестью с трудом поддаются взвешиванию стационарной продувкой газа. В слое материала возникают вертикальные каналы, по которым движется газ, а между этими каналами материал практически остается неподвижным. Образования каналов можно избежать, если в подлежащий взвешенный слой материала ввести, например, мешалку (рис. 4.1.42, а) или установить под газораспределительное устройство вращающийся диск, снабженный прорезью (рис. 4.1.42, б).

К пневматическим смесителям можно отнести и такие устройства, в которых компоненты смешиваются в искусственно созданном циркуляционном потоке газа. Одна из конструкций такого смесителя представлена на рис. 4.1.42, г. Аналогичный принцип смешения использован в смесителях для тонкодисперсных материалов (рис. 4.1.42, з, и), хотя их конструкции отличаются. Смешивание материала происходит в результате многократной его циркуляции внутри смесителя. Структура взвешенного слоя тонкодисперсного материала может быть существенно улучшена и при наложении на слой вибраций. Схема пневматического смесителя с наложением вибраций показана на рис. 4.1.42, в. Сочетание продувки и вибрации обеспечивает равномерное оживление слоя. Следует отметить, что при чрезмерном увеличении подачи воздуха под слой материала при постоянных параметрах вибрации интенсивность перемешивания ухудшается.

Существует определенная взаимосвязь между скоростью газа в слое и параметрами вибрационного воздействия для обеспечения необходимого эффекта обработки. Преимущества пневматических смесителей: короткий цикл смешивания, отсутствие вращающихся механических устройств в большинстве из них, простота конструкции.

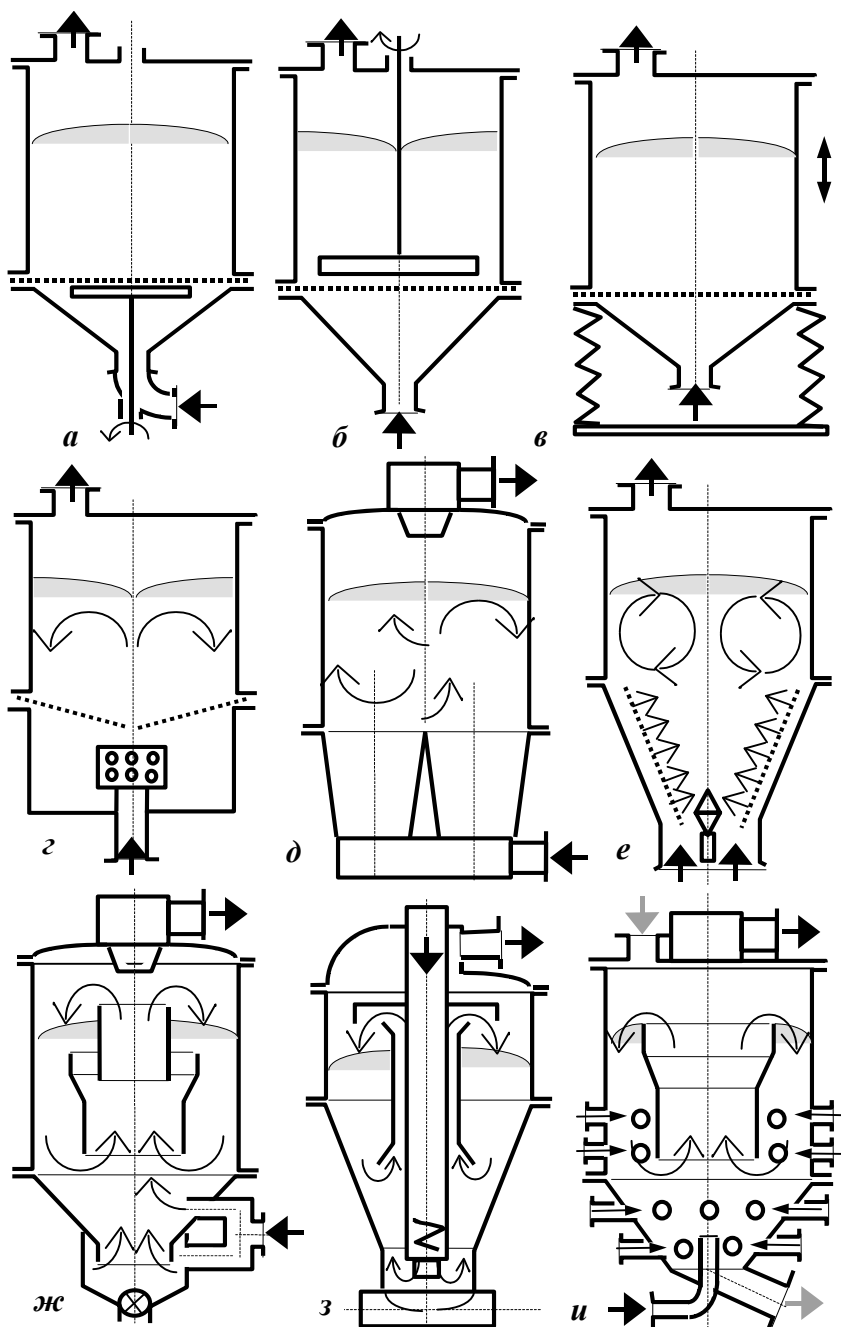


Рис. 4.1.42. Пневматические смесители: *а* – мешалка; *б* – с циклическим взвешиванием; *в* – наложение вибрации; *г* – решетка с переменной проницаемостью; *д* – тангенциальный подвод газа; *е* – подача газа по кольцу; *ж* – циркуляционная труба; *з* – завихритель; *и* – газоструйный эжектор.

Недостатки: плохое качество смешивания компонентов, частицы которых отличаются как по размерам, так и по плотности, необходимость устанавливать громоздкие пылеулавливающие устройства. Для частичного снижения указанных недостатков при смешивании материалов используют метод импульсного псевдоожижения, при котором газ вводится в слой импульсами. Частота и скважность импульсов варьируются с помощью прерывателя потока.

Известен промышленный воздушно-пульсационный смеситель объемом 2 м^3 , в котором перемешивают шесть различных компонентов (известняк, слюду, тальк, асбест, глину и казеин) при пульсирующей подаче воздуха под слой обрабатываемого материала. Известен также эжекционный смеситель (см. рис. 4.1.42, з) объемом 250 м^3 и производительностью $4,9 \text{ м}^3/\text{ч}$ применяемый для усреднения порошковых и гранулированных материалов.

Примером пневматического смесителя, нашедшего практическое применение, может служить аппарат Airmix (рис. 4.1.43), в котором струями воздуха, выходящими из наклонных сопел со скоростью $200\text{--}400 \text{ м/с}$, создается направленный вихревой поток. Для интенсификации смешивания воздух подается импульсами продолжительностью $0,5\text{--}2 \text{ с}$. Данный аппарат может применяться для усреднения отдельных партий дисперсных материалов. Усреднение возможно за $30\text{--}40$ импульсов. Очистка отработанного воздуха осуществляется с помощью фильтра, встроенного в корпус смесителя.

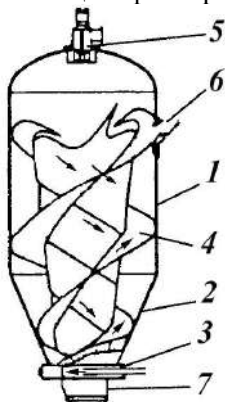


Рис. 4.1.43. Смеситель Airmix: 1 – корпус; 2 – коническое днище; 3 – блок сопел для подачи газа; 4 – винтовая вставка; 5 – фильтр; 6 – загрузочный штуцер; 7 – разгрузочный патрубок.

Отдельную группу составляют *планетарные смесители*. В этих аппаратах рабочий элемент (мешалка) совершает сложное движение как вокруг своей оси, так и вокруг оси корпуса смесителя. Этим гарантируется перемещение материала по всему объему аппарата и отсутствие застойных зон. Рассмотрим конструкцию и принцип действия планетарного смесителя, рабочим элементом которого является один или несколько шнеков.

Планетарно-шнековые смесители типа ПШ предназначены для переработки партий дисперсных материалов с размером частиц до 5 мм и насыпной плотностью не более 1300 кг/м^3 . Аппарат (рис. 4.1.44) представляет собой рабочую камеру конической формы 1, внутри которой располагаются (в зависимости от объема аппарата) один или два шнека. Центральный шнек 2 закреплен консольно, а наклонный 3 устанавливается вдоль образующей конуса. Наклон-

ный шнек нижним концом соединяется с опорой в донной части корпуса аппарата, а верхним с помощью муфты прикрепляется к водилу. Вращение шнеков вокруг собственной оси – от привода 4, состоящего из электродвигателя и редуктора. Вращение водила – от привода 5, включающего в себя мотор-редуктор, соединительную муфту и червячную передачу.

Материал загружается через штуцер 6, расположенный на крышке смесителя; выгрузка продукта производится через разгрузочный клапан 7, приводимый в действие при помощи пневматического цилиндра. Одним из самых ответственных узлов смесителя является шарнирная опора вала наклонного шнека. Размещается она непосредственно в массе дисперсного материала, поэтому ее конструкция должна обеспечивать работу без смазки и предотвращать истирание шейки вала частицами смешиваемого материала. Одним из вариантов является защита подвижного соединения от воздействия смешиваемой массы с помощью гофрированного шланга из прорезиненной ткани.

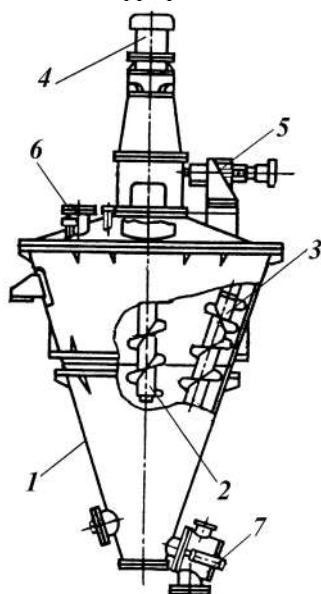


Рис. 4.1.44. Смеситель планетарно-шнековый типа ПШ: 1 – камера; 2 – центральный шнек, 3 – наклонный шнек; 4 – привод шнеков; 5 – привод водила; 6 – загрузочный штуцер; 7 – разгрузочный клапан.

Принцип действия смесителя состоит в следующем: при вращении шнека вокруг своей оси материал вблизи него движется вверх, а в остальной части бункера вниз. Частицы материала смешиваются за счет их перераспределения во время движения вниз. Под воздействием планетарно движущегося наклонного шнека процесс ускоряется, так как при этом создается множество дополнительных зон обмена между материалом, находящимся в бункере. Витки шнека, приподняв материал на некоторую высоту, затем внедряют его в основную массу, что способствует более быстрому и эффективному перераспределению частиц во всем объеме аппарата.

Если смешиваемый материал склонен к слеживанию или комкованию, то в нижней части корпуса могут быть установлены диски с закрепленными на них пальцами. При вращении дисков с большими скоростями (порядка 3000 об/мин)

от индивидуальных приводов, происходит разрушение образующихся агломератов. Кроме того, быстровращающиеся диски дополнительно перемешивают материал в нижней части корпуса, т. е. в той зоне, где он наиболее склонен к слеживанию. В планетарно-шнековых смесителях голландской фирмы «Наута» предусмотрена установка приводов в нижней части бункера. Планетарное движение шнеку в этом случае передается через ременную передачу, что обеспечивает дополнительную защиту от перегрузок при работе с комкующимися и склонными к слеживанию материалами.

Проведенные эксперименты показали, что скорость смешивания и качество смеси зависит в основном от следующих факторов: скорости вращения шнека вокруг своей оси и вокруг оси бункера, соотношения этих скоростей, угла конусности корпуса аппарата, геометрических размеров шнека. Поэтому в каждом отдельном случае в зависимости от физико-механических свойств смешиваемых материалов необходимо выбирать смеситель с соответствующими конструктивными и техническими особенностями.

Смесители типа ПШ изготавливаются с объемом смесительной камеры от 0,63 до 16 м³. Для смесителя ПШ 630 ($V_{\text{раб}} = 0,63 \text{ м}^3$) частота вращения шнека вокруг собственной оси составляет 125 об/мин, число оборотов водила – 4 об/мин, установочная мощность привода шнека – 3 кВт; привода водила – 0,75 кВт, масса – 1000 кг, габариты – 1743×1430×3600 мм.

К достоинствам таких смесителей следует отнести:

- удобство выгрузки (благодаря конической форме корпуса);
- возможность смешивать большие партии (объемом до 16 м³);
- сравнительно короткий цикл смешивания (20–30 мин);
- низкие удельные затраты энергии;
- возможность смешивать материалы, склонные к образованию комков за счет разрушения образующихся агломератов;
- воздействие рабочих элементов на весь объем сыпучего материала.

К недостаткам относятся:

- сложность чистки и обслуживания;
- значительные габариты смесительной камеры по высоте при рекомендуемом коэффициенте заполнения, равном 0,6;
- возможное расслоение или сегрегация частиц с разными насыпными плотностями по высоте при большом объеме загрузочной камеры.

В литературе из планетарных смесителей упоминаются только смесители с рабочим элементом в виде шнека. В то же время для переработки вязких пастообразных материалов, смесей дисперсных компонентов с высокомолекулярными смолами применяются и другие типы планетарных смесителей. С успехом используется двухлопастный планетарный смеситель. При наличии высоких требований к однородности смеси этот аппарат обеспечивает необходимое качество готового продукта.

Схема *двухлопастного смесителя планетарного типа* представлена на рис. 4.1.45. В корпусе 1 размещается механизм планетарного редуктора. Относительно неподвижного вала 2 с закрепленным на нем зубчатым колесом 3

осуществляется вращение водила с заданной угловой скоростью ω_3 . На валу 4 устанавливается зубчатое колесо 5, обеспечивая вращение тихоходной лопасти AB со скоростью ω_1 . С зубчатым колесом 5 входит в зацепление зубчатое колесо 6. Быстроходной лопасти AB сообщается движение со скоростью ω_2 . Для того, чтобы обеспечить движение лопастей в чаше по пересекающимся траекториям, должно соблюдаться соотношение $\omega_2 = 2\omega_1$ или $\omega_2 = \omega_1$. Скорость водила устанавливается из условия $\omega_3 \approx 0,5\omega_1$, $\omega_3 \neq 0,5\omega_1$. При каждом обороте водила лопасти приближаются на минимальное расстояние (расстояние выбранного зазора) к стенкам чаши в различных местах и обеспечивается отсутствие застойных зон. Размеры чаши 7 (высота H и диаметр D) обычно выбирают так, чтобы выполнялось соотношение $H/D = 0,6$.

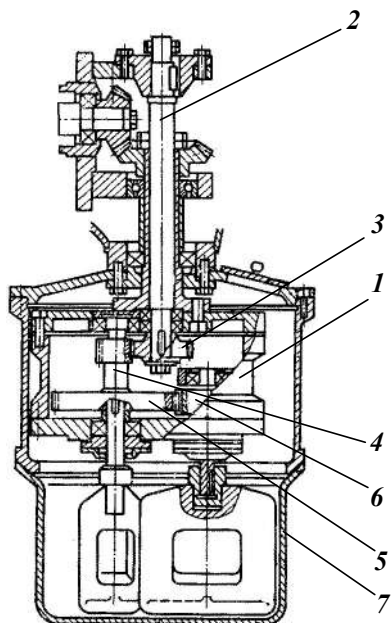


Рис. 4.1.45. Смеситель планетарно-лопастного типа: 1 – планетарный редуктор; 2 – неподвижный вал; 3 – неподвижное зубчатое колесо; 4 – вал; 5 – тихоходное зубчатое колесо; 6 – быстроходное зубчатое колесо; 7 – чаша.

Для успешного проведения смешивания важно правильно определить следующие параметры:

- угловую скорость движения лопастей относительно чаши (при превышении критического значения компоненты будут выбрасываться из зоны смешения);
- зазоры между лопастями, между лопастями и конструктивными элементами чаши (это влияет на потребляемую мощность и обеспечивает разрушение образующихся в процессе смешивания агломератов).

Обычно зазоры принимают в пределах 1–5 мм в зависимости от размеров смесителя, требований к готовой смеси и физико-механических свойств смешиваемых компонентов. Края лопастей выполняются изогнутыми (обычно на 10–15%) так, чтобы обеспечить перемещение материала снизу вверх, а также увеличить жесткость лопастей при их минимально возможной толщине. Для увеличения жесткости они также часто выполняются не цельными, а с окном в центральной части (рис. 4.1.45).

Загрузка компонентов производится через штуцера, расположенные на крышке смесителя или боковой поверхности чаши (в зависимости от компоновки привода). Выгрузка – через разгрузочный клапан в нижней части чаши, приводимый в действие от пневматического цилиндра, или посредством опрокидывания чаши с использованием гидропривода. Чаша может быть выполнена съемной и транспортироваться вместе с готовым продуктом непосредственно к месту следующей технологической операции. Одновременно используя другую сменную чашу, можно вести очередной цикл смешивания.

Привод осуществляется от электродвигателя через клиновые ремни к червячному редуктору, а далее через муфту и конические зубчатые колеса – к валу, на нижнем конце которого монтируется планетарный редуктор. Принцип действия смесителя основан на интенсивном взаимодействии частиц дисперсного материала по всему объему чаши под воздействием лопастей, совершающих сложное планетарное движение.

Благодаря тому, что траектории движения лопастей пересекаются, происходит постоянное внедрение одних слоев материала в другие. За один оборот водила лопасти успевают воздействовать практически на всю массу материала, находящуюся в смесителе. Кроме того, выбирая зазоры между лопастями, а также между лопастями и конструктивными элементами чаши, можно обеспечить разрушение в этих зазорах образующихся агломератов.

Известный планетарный смеситель снабжен двумя вертикально расположенными лопастями, числа оборотов которых плавно меняются при помощи вариаторов (быстроходной мешалки – 7,15–32 об/мин, тихоходной – 3,58–16 об/мин, водила – 2,85–9,5 об/мин).

Приводы мешалок включают в себя электродвигатели, редуктора, муфты, вариаторы, скомпонованные на рамах. Мешалки имеют сложную геометрическую форму; направление их винтовой линии выбрано так, что перемешиваемые компоненты перемещаются снизу вверх. Зазоры между мешалками составляют 8–10 мм. Радиальный зазор (между мешалкой и стенкой корпуса) равен 10–15 мм, торцевой (между торцами мешалок и плоским днищем) 6–8 мм. За счет зазоров осуществляется дополнительное перетирание смеси и разрушение конгломератов. Корпус съемный, сварной, цилиндрический, с плоским днищем. Имеется рубашка для обогрева (охлаждения).

Полная емкость смесительной камеры – 1,55 м³, размеры мешалок: высота – 750 мм, диаметр – 400 мм. Мощность электродвигателя привода мешалок – 12 кВт, привода водила – 7 кВт. Дисперсные компоненты вводятся через патрубок в верхней части основания смесителя; жидкие – через патрубок на боковой поверхности. В верхней части боковой поверхности основания имеются штуцеры для подключения вакуумной линии и вакуумметра. В днище корпуса аппарата расположен затвор для выгрузки смеси. Рабочие органы совершают сложное движение относительно своей оси и относительно оси корпуса аппарата. Это обеспечивает интенсивное перераспределение частиц дисперсного материала. Рассмотрев принцип действия планетарного смесителя и учитывая то, что при использовании таких аппаратов для переработки пастообразных и вы-

соковязких композиций достигается хороший конечный результат, можно предположить, что подобные смесители применимы и для сухих дисперсных материалов с добавками жидких составляющих.

Более того, если вместо лопастей применять ленточную мешалку, причем такую, чтобы направление винтовой линии способствовало постоянному подъему частиц материала со дна чаши в верхние слои, это еще более интенсифицирует процесс смешивания.

Достоинствами такого аппарата можно считать:

- возможность смешивания сыпучих компонентов, склонных к образованию комков;
- возможность смешивания сыпучих материалов с жидкими и даже вязкими добавками;
- короткое время цикла смешивания (за счет интенсивного воздействия на материал рабочих элементов);
- отсутствие в чаше застойных зон;
- удобство выгрузки и обслуживания, особенно если корпус съемный.

К возможным недостаткам следует отнести габариты привода, металлоемкость, значительные энергетические затраты (здесь следует учесть, что эти смесители предназначены в основном для переработки высоковязких смесей, а при смешивании дисперсных материалов затраты мощности, очевидно, будут значительно ниже).

Существует большое число конструкций смесителей, например, которые с трудом могут быть отнесены к одному из перечисленных типов. Каждый из них, как правило, решает определенную практическую задачу.

Выбор оптимального типа смесителя. При проведении процесса смешивания сыпучих материалов необходимо учитывать множество факторов, оказывающих на этот процесс самое непосредственное влияние: характер смешиваемых материалов, тип аппарата, требования к качеству смеси и т. д. Поэтому выбрать оптимальный аппарат на основании теоретических данных часто бывает затруднительно.

Прежде чем окончательно остановиться на определенном типе смесителя, следует провести серию экспериментов на модельных аппаратах. Только после этого можно с определенной долей уверенности рекомендовать применение в данном конкретном случае того или иного аппарата.

При предварительном подборе смесителя определяющими являются следующие факторы:

- требуемая степень однородности смеси;
- удельная мощность на единицу готовой продукции;
- время цикла смешивания;
- удельная металлоемкость;
- удобство обслуживания и чистки аппарата;
- удобство разгрузки;
- наличие или отсутствие нежелательных побочных воздействий на материал (разрушение формы зерна, наведение электростатического заряда);

– габариты аппарата и компоновка привода.

Если необходимо, учитывается также возможность работы под давлением или вакуумом, возможность нагрева (охлаждения) смеси, рабочий диапазон температур.

Во многих случаях смешивание протекает при нормальных условиях, смешиваемые материалы не относятся к взрывопожароопасным и токсичным веществам, поэтому последние факторы принимать во внимание не будем.

Основным параметром, определяющим качество продукта, является степень однородности смеси. Поэтому выбранный тип смесителя должен, безусловно, гарантировать ее заданную величину. Следует учитывать, что доведение смеси до более высокой степени однородности увеличивает время и стоимость операции и зачастую требует применения более сложного оборудования. Поэтому не нужно изначально ориентироваться на большую, чем требуется, степень гомогенизации (показатель степени неоднородности $V_c = 5\text{--}10\%$ обычно является вполне достаточным).

Время смешивания и производительность аппарата напрямую зависят от его объема. Эти параметры следует выбирать такими, чтобы операция смешивания не являлась «узким» местом технологического цикла. В большинстве случаев рабочий объем аппарата не превышает 1 м^3 , а время цикла смешивания изменяется в пределах 20–30 мин.

Рекомендации по выбору серийно выпускаемых смесителей представлены в табл. 4.1.4. Наиболее эффективный вариант по применению смесительного оборудования определяется подсчетом суммы баллов по представленной карте выбора. Целесообразность использования смесителей для тех или иных особенностей эксплуатации будем условно оценивать следующим образом: 5 – рекомендуется к применению, 3 – применение допустимо, 0 – не рекомендуется к применению. При одинаковой сумме баллов выбор оборудования осуществляется на основании сравнения технико-экономических показателей.

Условные обозначения смесителей периодического действия, приведенные в табл. 4.1.4 и в тексте, расшифровываются следующим образом. Первые буквы указывают тип смесителя. Цифры после тире – рабочий объем в дм^3 . Последние буквы – исполнение смесителя по виду электрооборудования, обогрева и материалу деталей, соприкасающихся с рабочей средой (В – взрывозащищенные, Н – невзрывозащищенные, Р – с рубашкой, Б – без рубашки, Э – с электрообогревом, К – коррозионностойкая сталь, У – углеродистая сталь, Т – титановый сплав), цифры в конце обозначения – номер модели.

Важным фактором, влияющим на выбор аппарата, является удобство разгрузки и очистки аппарата при необходимости перехода на другую смесь. Способ разгрузки следует подбирать с учетом особенностей следующей технологической операции. Удобно использовать аппарат со сменной чашей. При этом готовую смесь можно транспортировать к месту последующей переработки прямо в смесительной чаше, одновременно проводя очередной цикл смешивания. Это удобно и в случае перехода с одного вида дисперсного материала на другой. Целесообразно использование конического бункера – при выключен-

ных мешалках дисперсный материал (при условии отсутствия образования сводов) быстро вытекает из выпускного отверстия в днище корпуса.

Таблица 4.1.4

**Сравнительная оценка эффективности смесителей
периодического действия**

Наименование смесителя	Баранный биконический с вертикальной осью вращения (1000 л)	С Z-образными лопастями и разгрузочным шнеком (400 л)	Плужковый (630 л)	Ленточный (630 л)	Бегунковый (500 л)	Центробежный лопастной (500 л)	Центробежный волчковый (630 л)	Планетарно шнековый (630 л)	Планетарный лопастной (1000 л)
Классы смесей дисперсных материалов									
С близкими насыпными плотностями	5	0	0	3	3	3	5	5	5
С разными насыпными плотностями	3	0	0	0	0	0	5	3	3
Склонные к образованию агломератов	0	3	3	3	0	0	0	3	5
С добавкой жидких составляющих	0	3	3	50	0	0	0	3	5
С различными размерами частиц	3	0	0	0	0	0	3	3	3
Технико-экономические параметры									
Коэффициент неоднородности смеси < 5%	0	0	0	0	0	0	5	5	5
Коэффициент неоднородности смеси 5–10%	3	3	3	3	0	0	3	3	3
Коэффициент неоднородности смеси > 10%	5	5	5	5	3	3	0	0	0
Время смешения < 30 мин	0	0	0	0	5	5	5	5	5
Время смешения 30–60 мин	3	3	3	3	0	0	0	3	3
Время смешения > 60 мин	5	5	5	5	0	0	0	0	0
Удобство загрузки и выгрузки	3	5	3	3	3	3	3	5	5
Простота конструкции и габариты	5	3	3	3	3	5	3	3	3
Сравнительные экономические показатели									
Мощность привода, кВт	22	25	30	7,5	28	13	17	3,7	19
Общая масса аппарата, т	4,7	5,1	4,5	2,3	4,4	0,9	2,9	1	7,6
Общая сумма баллов	35	30	28	35	17	24	34	41	45

Следует учитывать также специфические условия и требования к смеси:

- физико-механические свойства компонентов;
- недопустимость разрушения, истирания зерен (гранул) или, наоборот, необходимость этого;

- склонность материалов к образованию агломератов и предотвращение этого;
- склонность некоторых материалов к адгезии при наведении вращающимися мешалками электростатического заряда;
- образование пыли дисперсного материала;
- степень износа рабочих элементов при воздействии на них материала.

Мощность, расходуемая на смешивание, и металлоемкость аппарата не являются определяющими при выборе смесителя, но обязательно учитываются. При прочих равных условиях с учетом эксплуатационных расходов выбирается аппарат с меньшей установочной мощностью и металлоемкостью. Также следует отдавать предпочтение малогабаритным смесителям с учетом дальнейшей компоновки всего оборудования технологической линии в целом.

Анализируя данные табл. 4.1.4, можно сделать следующие выводы. Для смешивания дисперсных материалов с достаточно широким спектром их физико-механических свойств при условии получения смеси достаточного качества за максимально короткое время цикла смешивания, могут применяться барабанные, ленточные, центробежный волчковый и планетарные смесители с рабочими органами в виде шнека или лопастей. При этом с учетом возможности добавок жидких компонентов, а также затрат мощности и металлоемкости (что показывает и сумма баллов), можно рекомендовать ленточные и планетарные смесители.

Попытаемся остановить свой выбор на планетарном смесителе, причем для дополнительной интенсификации процесса мешалки выполним в виде лент так, чтобы они обеспечивали перемещение материала снизу вверх (так получим комбинацию достоинств ленточного и планетарного смесителя).

Одним из основных недостатков ленточных смесителей является длительный цикл смешения (1–2 ч), вследствие ограниченной способности лент к перемещению материала в осевом направлении. За счет сложного планетарного движения нескольких лент эту способность можно значительно повысить. Кроме того, чаша планетарного смесителя имеет соотношение $H/D = 0,6$. При малой высоте чаши достаточно будет и незначительного перемещения материалов в осевом направлении, а взаимное движение лент по пересекающимся траекториям обеспечит разрушение образующихся агломератов.

Наряду с предположительно коротким циклом смешивания и удобством выгрузки готового продукта (сменные чаши при наличии стационарного привода) применение такого смесителя представляется наиболее целесообразным. Помимо прочего, немаловажен и тот факт, что подобные аппараты до настоящего времени широко не применялись для смешивания дисперсных материалов. Поэтому исследование возможностей таких смесителей представляется важным и с практической точки зрения.

Поставим перед собой задачу определить в результате экспериментов достижимое качество смеси для различных компонентов при использовании такого аппарата, влияние на характер полученных результатов объема анализируемых проб и величины исходной концентрации ключевого компонента в смеси.

Также попытаемся построить модель динамики процесса смешивания с целью прогнозирования оптимального времени цикла и качества смеси.

Пример выбора смесителя периодического действия. Рассмотрим задачу улучшения качества смешивания дисперсных материалов в производстве окрашиваемых полимерных композиций. Применявшийся до настоящего времени барабанный смеситель с наклонной осью вращения не обеспечивал необходимого качества продукта.

Постановка задачи. Рассматривается технологический процесс получения окрашиваемых полимерных композиций. На первой стадии производится смешивание сыпучих компонентов, на следующей стадии – грануляция. Смешиваются следующие компоненты:

- стеарат кальция – технологическая добавка, пластификатор;
- двуокись титана – пигмент, наполнитель;
- полистирол – полимерная основа;
- масло вазелиновое – пластификатор, связующее.

Стеарат кальция и двуокись титана используются в виде мелкодисперсного порошка, а полимер – в виде гранул размером 3 мм.

На стадии смешивания необходимо выполнить следующее. На гранулы полистирола (50% от общего объема смеси) с помощью связующего компонента необходимо «посадить» порошкообразные составляющие, в основном двуокись титана (40%).

Основное требование к готовой смеси – отсутствие или очень незначительное количество двуокиси титана в свободном виде (не на гранулах), а также отсутствие или минимальное количество агломератов в смеси.

При использовании цилиндрического барабанного смесителя с осью вращения, наклоненной к оси корпуса аппарата объемом 1,4 м³, такой результат достигался только после двукратного приготовления смеси. Смешивание 50% полимера и 20% двуокиси титана, затем грануляция. Новое смешивание оставшихся 20% двуокиси титана и гранул полуфабриката. Наблюдалось некоторое количество комков в смеси и прилипание продукта на стенки смесителя.

При попытках осуществить смешивание за один цикл (сразу «посадить» 40% двуокиси титана) либо образовывались комки и материал налипал на стенки смесителя, либо значительная часть двуокиси титана оставалась в свободном виде, т. е. продукт был непригоден для последующего использования. Была поставлена задача по оптимизации смешивания. Следовало изменить технологический процесс таким образом, чтобы добиться улучшения качества смеси при однократном смешивании компонентов. Уменьшить энергетические и временные затраты, повысить производительность и качество продукта. Необходимо добиться, чтобы при посадке 40% двуокиси титана за один цикл смешивания продукт отвечал требованиям по качеству, позволяющим использовать его для последующей переработки.

Выбор аппарата. Чтобы достичь требуемого качества при смешивании полимера с 40% двуокиси титана за один цикл, следует применять смесители, отличающиеся более интенсивным воздействием на смешиваемый материал, не-

жели применяемый в настоящее время. Очевидно, что любой из барабанных смесителей, несмотря на их частое применение для смешивания сыпучих материалов, в нашем случае непригоден. Здесь должно иметь место не столько смешивание (даже при идеальном перераспределении порошка среди гранул полимера отнюдь не гарантируется его прилипание на гранулы), сколько «покрытие» гранул полимера порошком, что позволит обеспечить отсутствие двуокиси титана в свободном виде.

Образование крупных конгломератов из «покрытых» гранул и образование комков самого порошка нежелательно и даже, при незначительном их количестве, недопустимо. Необходимо, чтобы характер воздействия на смесь, с одной стороны, способствовал прилипанию порошка на гранулы достаточно равномерно (что возможно лишь при интенсивном и равномерном перераспределении порошка среди гранул), а с другой стороны – препятствовал образованию крупных конгломератов.

Исходя из характеристик смешиваемых компонентов и требований к смеси, очевидно, что применение быстроходных лопастных, а также пневматических и вибрационных смесителей нецелесообразно. Среди тихоходных смесителей интенсивным воздействием на смешиваемый материал отличаются смесители планетарного типа. Как уже указывалось, планетарное движение рабочего органа значительно интенсифицирует смешивание, так как при этом создаются дополнительные зоны обмена между материалом, находящимся непосредственно вблизи рабочего органа и остальным материалом в бункере.

На основании проведенного анализа существующих конструкций смесителей для переработки дисперсных материалов и проведенных экспериментальных исследований на планетарном смесителе можно рекомендовать к применению лопастной смеситель планетарного типа.

Промышленные аппараты планетарного типа СП применяются в основном для смешивания жидких компонентов с порошкообразными, в том числе и для составов, имеющих большую вязкость (лаки, каучуки, высокомолекулярные смолы). Для смешивания дисперсных компонентов до настоящего времени широко не применялись. Благодаря высокой надежности и способности обеспечивать высокую степень однородности при приготовлении практически любых смесей, очевидно, могут с успехом применяться и для дисперсных компонентов. Характер воздействия на смесь в таких аппаратах отличается равномерностью и интенсивностью, что как раз и необходимо в данном случае.

Принцип действия основан на планетарном движении лопастей по пересекающимся траекториям при определенном соотношении угловых скоростей. Созданы и успешно эксплуатируются двух-, трех- или четырехлопастные смесители (большее количество лопастей дополнительно повышает интенсивность смешения). Наибольшее распространение получили двухлопастные смесители. В качестве перемешивающих органов могут использоваться лопастные, ленточные (спиральные), винтовые мешалки, шнеки и их комбинации (например, ленточная – шнек). Характер движения материала вблизи мешалок таков, что создаются предпосылки для прилипания порошка двуокиси титана на гранулы

полимера. Гранулы как бы «обкатываются» между лопастями во время их вращения. Кроме того, подобрав необходимые зазоры между мешалками (в зависимости от размера гранул), можно избежать образования комков из-за их механического разрушения.

Экспериментальные исследования и анализ качества получаемого продукта. Цель экспериментов – оценить принципиальную возможность и целесообразность применения смесителя планетарного типа с двумя вертикально расположенными лопастями для получения необходимой смеси. В случае положительного результата дать рекомендации по модернизации узла смешивания сыпучих компонентов в производстве окрашиваемых полимерных композиций.

Эксперименты будем проводить на лабораторном планетарном смесителе, который является уменьшенной моделью промышленного аппарата. Поэтому результаты экспериментов можно рассматривать с точки зрения применимости промышленного смесителя.

На первой стадии проведения экспериментов необходимо убедиться в том, что при соблюдении требований технологического регламента по нормам и очередности загрузки компонентов, а также по времени смешивания, будет достигнут, по меньшей мере, удовлетворительный результат хотя бы для смеси с 20%-ным содержанием двуокиси титана.

Согласно технологическому регламенту, с учетом коэффициента загрузки смесителя 0,6, на 20%-ный компонент потребуется: двуокиси титана – 0,75 кг, стеарата кальция – 0,08 кг, полимера – 1,87 кг, связующего – 0,006 кг. Производим загрузку навесок полимера и связующего. После чего смешиваем их в течение 7 мин. Затем загружаем навески двуокиси титана и стеарата кальция и смешиваем еще в течение 5 мин. Общее время цикла смешивания – 12 мин. Визуально оцениваем качество смешивания, а точнее, качество «наполнения» гранул полистирола порошком двуокиси титана. Отмечаем, что порошок в основном прочно налип на гранулы, крупные комки отсутствуют, в свободном виде находится очень незначительное количество порошка. Таким образом, качество 20%-ного продукта можно признать в целом удовлетворительным. Следовательно, делаем вывод о том, что данный смеситель принципиально пригоден для осуществления операции смешивания сыпучих компонентов. Качество смешивания можно улучшить либо подбором мешалок другого типа, либо изменением скоростей их вращения или изменением зазоров. Можно также изменить нормы и порядок загрузки компонентов или времени смешивания.

Сразу следует обратить внимание на одну особенность, которую необходимо учесть в случае возможного проектирования промышленного аппарата на базе лабораторного. Прилипание массы к стенкам аппарата практически полностью отсутствует, но на дне остается налипшим слой порошка, по толщине равный торцевому зазору между мешалкой и днищем, т. е. порядка 3–4 мм. В дальнейшем при проектировании промышленного смесителя необходимо либо сделать этот зазор по возможности минимальным, либо предусмотреть крепление к торцам мешалок щеток или скребков во избежание этого явления.

Теперь переходим к экспериментам с 40%-ной смесью. Согласно технологическому регламенту, на 40%-ную смесь потребуется: двуокиси титана – 1,3 кг, стеарата кальция – 0,16 кг, полимера – 1,82 кг, связующего – 0,01 кг. Производим загрузку навески полимера плюс одна вторая часть от навесок двуокиси титана и стеарата кальция. Смешиваем в течение 5 мин. Затем загружаем связующее и еще смешиваем в течение 7 мин. Третья стадия – загрузка оставшейся половины навесок двуокиси титана и стеарата кальция и смешивание в течение 5 мин. Общее время цикла смешивания – 17 мин. Визуально определяя качество смеси, обращаем внимание на значительное количество порошка, не налипшего на гранулы полимера и находящегося в свободном виде. В то же время комки практически полностью отсутствуют и видно, что порошок равномерно распределен среди гранул. Другими словами, имеет место качественное смешивание, но при отсутствии прилипания порошка, а ведь именно покрытие гранулы является одним из основных требований к готовой смеси. Логично предположить, что, увеличив подачу связующего компонента и изменив порядок загрузки компонентов, мы добьемся необходимого качества продукта.

Переходим ко второй стадии экспериментов. Пробуем увеличить навеску связующего в 5 раз по сравнению с регламентированной. Очевидно, 40% двуокиси титана удобнее «сажать» на гранулы в два приема (20% + 20%). То есть изменим порядок загрузки компонентов следующим образом (вариант I):

- полимер плюс половину пятикратной навески связующего (0,025 кг) смешиваем в течение 7 мин;
- половину навесок двуокиси титана и стеарата кальция смешиваем в течение 5 мин;
- вторую половину пятикратной навески связующего (0,025 кг) смешиваем в течение 7 мин;
- оставшуюся половину навесок двуокиси титана и стеарата кальция смешиваем в течение 5 мин.

Общее время цикла смешивания – 24 мин.

Схема протекания процесса такова: «полуфабрикат» с 20%-ным содержанием порошка, который получаем после первых 12 мин смешивания, вновь смачиваем и пропитываем связующим, а затем сажаем на него остальные 20% порошка. Результат смешивания: продукт, состоящий из отдельных, одинаковых по внешнему виду гранул, с плотно налипшим порошком. Комки и порошок в свободном виде практически отсутствуют (за исключением уже упоминавшегося слоя порошка на дне аппарата). Качество смешивания можно признать хорошим, а смесь – пригодной для последующего гранулирования. Увеличив содержание связующего и изменив порядок загрузки компонентов, за один цикл смешивания мы получили качественный продукт с 40%-ным содержанием двуокиси титана.

На следующей стадии экспериментов необходимо выяснить, нельзя ли сократить расход связующего и время смешивания, но так, чтобы это не отразилось на качестве продукта. Произведем загрузку компонентов и смешивание аналогично предыдущему, но с навеской связующего не в 5, а только в 3 раза

превышающей регламентированную. Порядок приготовления смеси будет следующим:

- полимер плюс половину от трехкратной навески связующего (0,015 кг) и смешиваем в течение 7 мин;
- половину навесок двуокиси титана и стеарата кальция смешиваем в течение 5 мин;
- вторую половину трехкратной навески связующего (0,015 кг) смешиваем в течение 7 мин;
- оставшуюся часть навесок двуокиси титана и стеарата кальция смешиваем в течение 5 мин.

Общее время цикла смешивания – 24 мин.

Результат смешивания – продукт, мало отличающийся по качеству от предыдущего. Порошок достаточно прочно «сидит» на гранулах, комки практически отсутствуют. Можно сделать вывод о том, что оптимальное количество связующего должно в 3 раза превышать регламентированное.

Во время последнего смешивания через 2, 3, 5 мин на стадиях добавки связующего смеситель останавливался, визуально контролировалось качество смеси. Можно отметить, что через 2 мин после начала смешивания порошок в свободном виде еще присутствовал на поверхности смеси, а уже через 3 мин продукт визуально выглядел удовлетворительно. Можно утверждать, что оптимальное время смешивания составляет 3–3,5 мин (предположительно время одного цикла смешивания при такой последовательности загрузки компонентов может быть сокращено до 20–21 мин). Снижение времени смешивания на стадиях загрузки связующего может вызвать нежелательный эффект, так как очень важно равномерно смочить связующим гранулы полимера.

Попытаемся выяснить, существует ли возможность сократить время одного цикла смешивания за счет изменения порядка загрузки компонентов (например, либо порошок, либо связующее будем загружать за один прием). При 3-кратном превышении регламентированного содержания связующего загружаем навески компонентов в следующей последовательности (вариант II):

- полимер + половину навесок двуокиси титана и стеарата кальция смешиваем в течение 5 мин;
- трехкратную навеску связующего (0,03 кг) смешиваем в течение 7 мин;
- оставшуюся часть навесок двуокиси титана и стеарата кальция смешиваем в течение 5 мин.

Общее время цикла смешивания – 17 мин. В данном случае навеска порошка загружалась в два этапа, а навеска связующего сразу вся.

По окончании цикла смешивания наблюдается некоторое количество порошка в свободном виде; кроме того, порошок недостаточно прочно «сидит» на гранулах. Качество продукта является не вполне удовлетворительным.

Теперь при 3-кратной навеске связующего применим другой порядок загрузки (вариант III):

- полимер плюс половину навески связующего (0,015 кг) смешиваем в течение 7 мин;

- полную навеску порошка (диоксида титана плюс стеарат кальция) смешиваем в течение 5 мин;
- вторую половину навески связующего (0,015 кг) смешиваем в течение 7 мин.

Общее время цикла смешивания – 19 мин.

В результате смешивания (порошок загружался за один раз, а связующее – за два) качество продукта лучше, чем в предыдущем случае. Избежать некоторого количества комков порошкообразных компонентов не удалось. Результат смешивания условно может быть принят удовлетворительным, но следует иметь в виду, что при таком порядке загрузки компонентов нельзя рассчитывать на получение стабильно качественного продукта. В этом случае велико будет влияние таких факторов, как:

- качество сырья (смешиваемых компонентов);
- физико-механические характеристики сырья (влажность порошка, фракционный состав);
- точное соблюдение количества загружаемых компонентов и времени смешивания.

При изменении любого из этих условий результат одного смешивания может отличаться от другого, так как на экспериментальной установке не был получен продукт, полностью отвечающий требованиям по качеству. По результатам экспериментальных исследований можно сделать следующие выводы.

Во-первых, сокращение времени смешивания за счет изменения порядка загрузки компонентов приводит к некоторому ухудшению качества смеси. Добиться сокращения времени цикла смешивания можно путем непрерывной подачи порошка и впрыскиванием связующего компонента по объему аппарата. В этом случае необходимо дополнительно использовать дозаторы.

Во-вторых, при соответствующем порядке загрузки компонентов (вариант I) и при навеске связующего, в 3 раза превышающей регламентированную навеску, за один цикл смешивания можно получить продукт с 40%-ным содержанием диоксида титана, качество которого полностью удовлетворяет предъявляемым требованиям. Для увеличения плотности посадки порошка на гранулы полимера (например, для транспортировки продукта) следует увеличить подачу связующего до 5-кратной.

В-третьих, можно сделать вывод о целесообразности применения планетарного смесителя с вертикально расположенными лопастями на стадии смешивания в процессе получения окрашиваемых полимерных композиций. Использование такого смесителя вместо барабанного, применяемого в настоящее время, позволит значительно уменьшить затраты (энергетические и временные) и повысить производительность путем получения качественного продукта за один цикл смешивания.

Рекомендации по применению промышленного аппарата. Проектирование промышленного аппарата целесообразно проводить на базе лабораторного смесителя. Размер смесительной чаши может составить 1,55 м³. Должны соблю-

даться установленные соотношения геометрических размеров лабораторного аппарата (высота, диаметр, размеры мешалок).

Зазоры следует предусмотреть такими же, как и на модельном смесителе (радиальный – 2–3 мм, между лопастями – 1,5–2 мм), так как именно при таких значениях зазоров был получен качественный продукт. Что касается торцевого зазора, то во избежание прилипания слоя порошка на дно чаши его следует принять таким же, как и в лабораторном смесителе (3–4 мм), но предусмотреть крепление к торцам мешалок щеток или скребков для удаления осадка.

Перемешивающие органы – мешалки ленточного (спирального) типа, как на лабораторном смесителе, с сохранением соотношений их размеров, предусматривая уменьшение зазоров.

Во время экспериментальных исследований на смесителе СПУ-10 была получена величина мощности, потребляемой при смешивании. За вычетом мощности холостого хода эта величина составила 35 Вт. Используя соответствующие коэффициенты моделирования, было рассчитано, что на получение смеси в промышленном аппарате потребуется суммарная мощность (с учетом 15% холостого хода) 7,5 кВт. При этом учитывались различия между лабораторным и промышленными аппаратами (зазоры между мешалками, линейные и угловые скорости вращения лопастей, расстояния осей вращения лопастей от осей чаши, количество жидкой составляющей в смеси).

При проектировании корпуса аппарата необходимо предусмотреть с учетом привязки к уже существующему оборудованию в мастерской патрубки для загрузки дисперсных компонентов и подачи связующего. Возможна как загрузка компонентов вручную, так и использование дозаторов.

В днище корпуса аппарата необходимо предусмотреть разгрузочный клапан, приводимый в действие по истечении времени смешивания. Выгрузку следует производить при вращающихся мешалках (трудно предусмотреть другой способ разгрузки, так как аппарат имеет плоское днище). Из аппарата материал по течке будет поступать в промежуточную емкость, а оттуда – в экструдер. Для осуществления непрерывной подачи смеси непосредственно из аппарата, минуя промежуточную емкость, в экструдер следует оборудовать узел разгрузки дозатором. По возможности следует избегать дополнительных промежуточных емкостей и течек, так как при этом порошок может частично отслаиваться от гранул. Если же этого не избежать, то для более плотной посадки порошка следует увеличить расход связующего вплоть до 5-кратного превышения регламентированного значения.

Окончательно можно утверждать, что использование планетарного смесителя позволит избежать промежуточной грануляции, заменить ее повторным смешиванием, что более чем в три раза сокращает общее время цикла. Также отпадает необходимость дополнительно транспортировать продукт в экструдер и из него затем вновь в смеситель (при этом часть порошка отслаивается от гранул).

По результатам экспериментальных исследований смешивания дисперсных материалов в производстве полимерных композиций можно сделать вывод о

целесообразности применения аппарата планетарного типа со спиральными лопастями.

Расчет мощности, потребляемой лопастным смесителем. Одним из важнейших факторов, определяющих габаритные размеры отдельных узлов любого смесителя и надежности его работы в целом, является правильное определение величины мощности, потребляемой при приготовлении той или иной смеси. Задача такого рода встает всякий раз при проверке пригодности находящегося в эксплуатации смесителя для приготовления новой многокомпонентной смеси или при проектировании нового смесителя. В качестве примера рассмотрим расчет мощности привода планетарного типа с вертикальными лопастными перемешивающими устройствами.

Факторы, определяющие величину мощности привода лопастных смесителей. При работе планетарного смесителя (рис. 4.1.45) лопасти встречают сопротивление движению со стороны компонентов, образующих смесь, которое заметно увеличивается при введении в смесь жидкой составляющей.

В общем случае мощность $N_{см}$, потребляемая при работе планетарного смесителя, может зависеть от количества смешиваемого материала $V_{см}$; насыпной плотности ρ_n ; угла естественного откоса смеси ϕ ; среднего размера частиц смеси $\langle l \rangle$; ширины лопастей h_l ; числа лопастей n_l ; линейной скорости движения лопастей относительно чаши w_l ; зазора между лопастями и чашей δ_l ; расстояния от оси чаши до осей лопастей r_0 ; вязкости и количества жидкой составляющей μ_c .

Влияние на потребляемую мощность должна оказывать чистота обработки рабочих органов смесителя, сорта материала, из которого они изготовлены, и т. д., в том числе затраты мощности на разогревание состава, его электризацию, частичное истирание частиц и уплотнение состава. Доля этих затрат, однако, незначительна, и ею можно пренебречь.

Простое перечисление факторов, влияющих на потребляемую при смешивании мощность, дает представление о сложности теоретических расчетов величины мощности, необходимой для смешивания дисперсных материалов. Выбор электродвигателя производят обычно по суммарному расходу энергии на смешивание и преодоление трения в узлах смесителя. Вполне вероятно, что для каждого многокомпонентного состава может быть найден удельный расход энергии на единицу массы смеси, при потреблении которой смесь будет удовлетворять заданной рецептуре. Для разумного использования мощности электродвигателя и сокращения времени смешивания работа любого смесителя должна протекать по следующей схеме. Силы давления на смесь со стороны рабочих органов должны:

- быть направлены в массу;
- прикладываться во всех частях объема смеси;
- быть достаточны по величине для деформации комков смеси;
- менять направление в процессе смешивания, но они должны всегда пересекаться в пределах массы смеси, обеспечивая взаимное проникновение частиц в промежутки между ними.

Должно многократно обеспечиваться частичное разделение массы на конгломераты перед последующим соединением их воедино. Соблюдение этих условий при конструировании любого нового смесителя обеспечивает получение смеси удовлетворительного качества за кратчайшее время смешивания. Теоретические формулы для определения времени смешивания многокомпонентных составов пока не предложены.

В большинстве случаев при проектировании нового смесителя мощность электродвигателя и размеры главнейших элементов передачи крутящего момента от электродвигателя к смешивающим органам выбирают по аналогии с каким-либо уже известным смесителем. Он может быть близким по размерам и производительности к смесителю, проектируемому вновь. Исходя из мощности электродвигателя, производят расчет на прочность узлов, передающих крутящий момент от двигателя к лопастям.

Для подобных по конструкции устройств мощность, потребляемая на смешивание в аппарате с вертикальным расположением рабочих органов, может быть подсчитана по формуле

$$N_{см} = K_{мод} (A + B\omega^2) \frac{w_{л}}{w_{лэ}} \frac{r_0}{r_{0э}} \frac{n_{л}}{n_{лэ}} \sqrt{\frac{h_{л}}{h_{лэ}}} N_{э}, \quad (4.1.18)$$

где $K_{мод}$ – коэффициент моделирования; $N_{э}$ – мощность, потребляемая в смесителе, принятом за эталон; ω – абсолютная угловая скорость движения рассматриваемой лопасти; A, B – постоянные величины, $A = 0,83$, $B = 8,42 \cdot 10^{-3}$.

$$K_{мод} = K_1 K_2. \quad (4.1.19)$$

Коэффициенты, входящие в формулу (4.1.19), отражают различия в размерах сравниваемых смесителей и свойствах смесей. В частности, они отражают влияние на $N_{э}$ следующих величин: зазора между лопастями и дном чаши K_1 ; количества жидкой составляющей и ее вязкости K_2 .

При составлении формулы (4.1.18) были приняты следующие допущения.

Во-первых, так как лопасти приближаются друг к другу и к боковой стенке чаши периодически на очень короткий промежуток времени, то их непосредственное взаимодействие не учитывается. Для обеспечения наилучших условий техники безопасности зазоры между боковой стенкой чаши и дном, с одной стороны, и лопастями – с другой, следовало бы выбирать как можно большими. Однако это резко ухудшает условия очистки стенок чаши смесителя от налипающих частиц состава. В зависимости от типа и назначения смесителя зазоры должны быть в пределах 1–5 мм.

Во-вторых, влияние скорости движения лопастей, расстояния осей вращения лопастей от оси чаши и их число имеют линейный характер. Оно учитывается путем деления соответствующих величин, принятых для смесителя, проектируемого вновь, на их значения в смесителе, принятом за эталон.

В-третьих, влияние ширины лопастей прямо пропорционально квадратному корню из отношения ширины лопастей вновь проектируемого смесителя к ширине лопастей смесителя, принятого за эталон.

Столь сложное влияние угловой скорости движения лопастей относительно собственных осей вращения объясняется сцеплением частичек дисперсного материала в состоянии покоя, которое нужно преодолеть лопасти, прежде чем она начнет свое движение. Зависимость коэффициента K_1 от зазора между лопастью и дном чаши представлена на рис. 4.1.46. Способ определения коэффициента K_2 рассмотрен ниже.

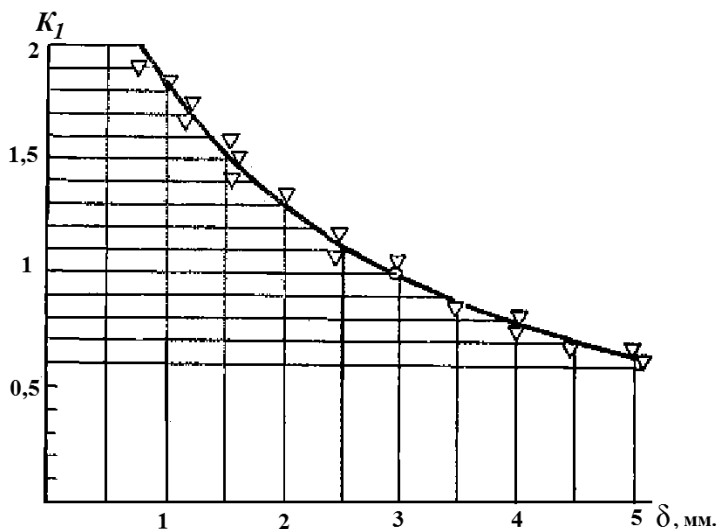


Рис. 4.1.46. Зависимость коэффициента K_1 от зазора между лопастью и дном чаши

Определение оптимальных размеров лопастей. В случае, когда рабочие органы смесителя движутся по пересекающимся траекториям, их размеры и числа оборотов не могут быть выбраны произвольно. При диаметре чаши смесителя до 400 мм применяют две лопасти, при диаметрах 400–800 мм – три. Известен смеситель с четырьмя лопастями. Приводим данные для определения толщины лопастей, полученные на основании эмпирических исследований:

Диаметр чаши смесителя, мм	Число лопастей, шт.	Толщина лопастей, мм
110–200	2	5–7
201–400	2	18–22
401–600	3	25–27
601–800	3	30–35
801–1200	4	40–45

При задании толщины лопастей необходимо обеспечить не только требования надежности, но и наиболее благоприятные условия для смешивания дисперсных материалов. Изгиб краев лопастей для увеличения их жесткости составляет обычно 10–15°. На рис. 4.1.47 представлена схема расположения лопастей в один из моментов их движения и приведены обозначения их главнейших элементов (при изгибе лопастей на 10°).

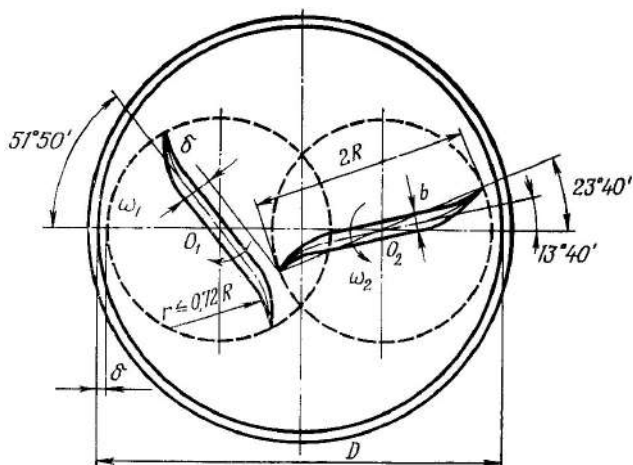


Рис. 4.1.47. Главнейшие размеры лопастей двухлопастного смесителя.

Для двухлопастного смесителя выведена следующая зависимость:

$$D = 2(h_l + \delta_1) + 1,23h_l + (b/2 + \delta_2)\cos\beta_2. \quad (4.1.20)$$

Для смесителя с числом лопастей n_l

$$D = 2(h_l + \delta_1) + [1,23h_l + (b/2 + \delta_2)\cos\beta_2](n_l - 1), \quad (4.1.21)$$

где выражение, заключенное в квадратные скобки, – расстояние между осями лопастей, мм; β_2 – угол между тихоходной лопастью и горизонтальной осью O_1, O_2 в момент наибольшего приближения лопастей друг к другу ($51^\circ 50'$).

Окончательно получим

$$D = 2(h_l + \delta_1) + (1,23h_l + 0,656b + 1,31\delta_2)(n_l - 1). \quad (4.1.22)$$

Значения D и h_l обычно округляют до ближайшего целого числа.

Выбор скорости движения лопастей. Скорость движения лопастей оказывает существенное влияние на интенсивность смешивания и величину мощности, потребляемой при этом. Для каждого из смесителей может быть определена максимальная скорость движения лопастей, при которой, с одной стороны, обеспечивается высокая скорость процесса смешивания и, с другой, исключается выбрасывание лопастями компонентов из зоны смешивания под действием центробежных сил.

Скорости движения лопастей относительно неподвижной чаши должны выбираться практически равными. При этом каждая из них будет передавать составу одинаковую мощность, что позволит придать лопастям одинаковые геометрические размеры. Одинаковая угловая скорость движения лопастей тихоходной ω_1 , быстроходной ω_2 и редуктора ω_3 относительно чаши может быть обеспечена лишь при условии

$$\omega_1 + \omega_3 = \omega_2 - \omega_3. \quad (4.1.23)$$

Принимая во внимание, что

$$\omega_1 = 0,5\omega_2, \quad (4.1.24)$$

равенство (4.1.23) можно переписать в следующем виде: $\omega_1 + \omega_3 = 2\omega_1 - \omega_3$, откуда получим

$$\omega_3 = 0,5\omega_1. \quad (4.1.25)$$

Такое соотношение скоростей движения лопастей принять, однако, нельзя, так как в этом случае каждая из лопастей двигалась бы относительно чаши по одной и той же траектории. Траектория движения всех четырех кромок лопастей относительно стенки чаши при $\omega_3 = 0,5\omega_1$ представлена на рис. 4.1.48. Удаленные от стенки чаши участки траектории на рисунке не показаны.

За один оборот планетарного редуктора кромки лопасти $B\Gamma$ (рис. 4.1.48), вращающейся со скоростью ω_2 , проходят на минимальном расстоянии от стенки чаши по четыре раза, а лопасти AB – по два раза. Как видно из рис. 4.1.48, при скоростях $\omega_3 = 0,5\omega_1$ в двенадцати местах образовались бы зоны Π , в которых мог бы иметь место застой компонентов. Была бы затруднена и очистка лопастями боковой стенки чаши от налипающего состава. Условие, при котором лопасти попеременно приближаются на минимальное расстояние к стенке чаши в разных местах, соблюдается лишь при неравенстве $\omega_3 \neq 0,5\omega_1$ или $\omega_1 + \omega_3 \neq \omega_2 - \omega_3$. При этом должно быть соблюдено одно из неравенств

$$\omega_3 > 0,5\omega_1 \text{ или } \omega_3 < 0,5\omega_1. \quad (4.1.26)$$

Разница в скоростях не должна быть кратной $2\pi/16$ (рис. 4.1.48), так как в этом случае лопасти приближались бы на минимальное расстояние к стенкам чаши в тех же самых местах, что и при соотношении скоростей $\omega_3 = 0,5\omega_1$.

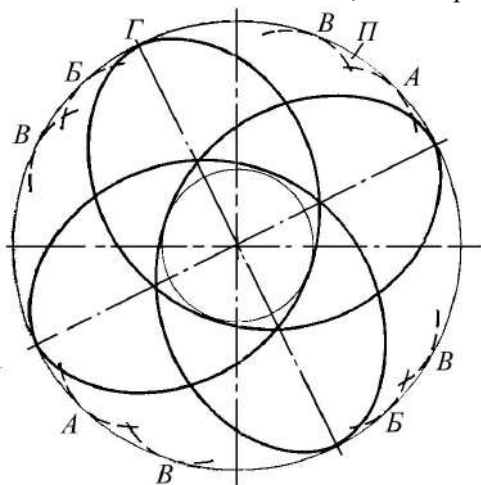


Рис. 4.1.48. Траектория движения крайних точек лопастей относительно чаши (для точки Γ показана полная траектория).

Рассматривая движение конгломерата смеси перед каждой из лопастей и анализируя силы, которые удерживают его в зоне действия лопастей, можно определить скорость ω_1 , а затем по формулам (4.1.24) и (4.1.25) другие скорости $\omega_1 \leq (3,35 \div 4,4)/\sqrt{D}$.

Эта формула получена с учетом закона Кулона (о давлении на движущуюся пластину со стороны сыпучего тела) из предположения, что коэффициент внутреннего трения состава равен единице, коэффициент трения состава о лопасть равен $0,2-0,3$, а его насыпная плотность – 700 кг/м^3 .

Влияние жидкой составляющей на величину мощности, потребляемой при смешивании. Составной частью многих гранулированных многокомпонентных составов являются связующие вещества, в качестве которых исполь-

зуются канифоль, идитол, шеллак, бакелитовая смола, резинат кальция, олифа, глифталевая смола, смола ЭД-5 и др. За последние годы нашли широкое применение высокомолекулярные связки (каучуки, эпоксидная смола, тиокол и др.). В большинстве случаев связующее вещество вводят в пиротехнические составы в виде растворов в бензине, этаноле, ацетоне или в виде их растворов в смеси растворителей. Веретенное масло, олифа и каучуки отличаются друг от друга не только химической природой, но и вязкостью.

Вязкость лаков, введенных в пиротехнический состав, при смешивании и последующей сушке непрерывно возрастает из-за испарения растворителя. Для равномерного распределения жидкой составляющей среди сухих компонентов к составу должны быть приложены значительные усилия со стороны смешивающих органов.

С увеличением вязкости жидкости, вводимой в состав, возрастает мощность, потребляемая при смешивании. Как показали экспериментальные исследования, имеет место линейный характер возрастания потребляемой мощности с увеличением количества в составе индустриального масла, бакелитового лака, олифы, тиокола и некоторых сортов каучуков. В экспериментах использовался 12-литровый смеситель. Навеска сухого состава – 5,5 кг. Для индустриального масла и бакелитового лака линейная зависимость остается справедливой при их содержании в составе в размере, не превышающем 8–10%. Коэффициент K_2 можно определить по формуле

$$K_2 = A\psi, \quad (4.1.27)$$

где ψ – содержание жидкой составляющей, %; A – коэффициент пропорциональности, значения которого приведены в таблице.

Вязкость, П	Вид жидкой составляющей	Коэффициент пропорциональности A	Выражение (4.1.27) применимо при ψ , не более
–	Веретенное масло	0,25	13
–	Олифа	0,28	15
50–100	Тиокол	0,35	22
350–600	Каучук СКН-10-1	0,75	30
500–800	Каучук СКМС-30-1	1,07	32
1500–2000	Каучук С КИ 1-26-1	2,7	35

Зависимость коэффициента A от вязкости жидкости имеет линейный вид, и путем экстраполяции можно определить коэффициент A для любой жидкости. Следует иметь в виду, что при введении в смесь жидкой составляющей время смешивания удлиняется, так как для достижения необходимой равномерности распределения компонентов в смеси к составу должна быть приложена большая мощность.

При смешивании составов с жидкой составляющей резко возрастают колебания мощности, потребляемой смесителем. Это обстоятельство должно быть учтено при расчете на прочность тех элементов смесителя, которые передают крутящий момент от электродвигателя к лопастям. Величина пиковых нагрузок

при смешивании лаковых составов превышает на 30–40% величину мощности, потребляемой при смешивании сухих компонентов. Так как введение жидкой составляющей резко замедляет скорость смешивания, вводить ее в состав следует только тогда, когда сухие компоненты уже хорошо смешаны друг с другом. Для уменьшения суммарных затрат энергии на смешивание и для его ускорения смешивание целесообразно осуществлять в две стадии: быстрое смешивание сухих компонентов в пневматическом смесителе; смешивание составов с жидкой составляющей в лопастных смесителях планетарного типа.

Зависимость потребляемой при смешивании мощности от количества состава. Загружая в чашу смесителя различное количество компонентов и замеряя всякий раз мощность $N_{эл}$, потребляемую электродвигателем, можно установить вполне определенный характер зависимости $N_{эл}$ от $V_{см}$. Величина $N_{эл}$ носит нелинейный характер, так как при вращении лопастей непрерывно изменяется угол атаки состава лопастями. При этом изменяется и мощность, затрачиваемая на трение лопастей о смесь. Для практических целей колебаниями $N_{эл}$ можно пренебречь. Если из величины $N_{эл}$ вычесть мощность, затрачиваемую на преодоление трения в узлах смесителя N_m , и собственные потери в электродвигателе, можно найти значение мощности $N_{см}$, затрачиваемой на смешивание.

Мощность $N_{эл}$ замеряют обычно ваттметром. Мощность N_m подсчитывают теоретически, анализируя схематическое устройство смесителя и учитывая трение во всех парах, передающих крутящий момент от электродвигателя к лопастям. Для примера на рис. 4.1.49 приведена кинематическая схема смесителя 6ЛС, на которой обозначены узлы и пары, в которых имеют место *потери* на трение (места *В, Г, Д, Е, Ж, З*). Часть электрической мощности, подводимой к зажимам двигателя, теряется в самом электродвигателе. Перемножив КПД конической передачи (*З* и *Ж*), цилиндрических пар (*Д, Е, В, Г*) подшипников качения и электродвигателя, можно получить величину мощности потерь.

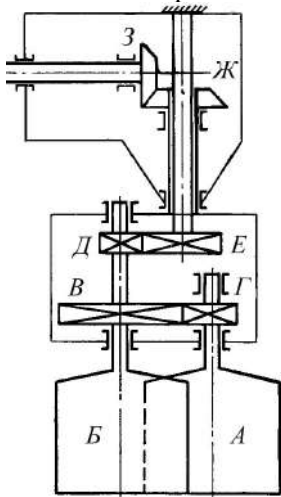


Рис. 4.1.49. Кинематическая схема смесителя 6-ЛС с обозначением мест, где имеют место потери на трение: *А, Б* – лопасти (трение в подшипниках); *В* – зацепление зубчатых колес; *Г* – внутренний подшипник лопасти *А*; *Е* – зацепление зубчатых колес; *Д* – подшипники планетарного редуктора; *Ж* – пара конических зубчатых колес; *З* – подшипники хобота.

Вычитая мощность всех потерь из мощности $N_{эл}$, получим мощность $N_{см}$, затрачиваемую на смешивание. Мощность $N_{см}$, как уже отмечалось выше, носит переменный характер. Для сухих составов ее колебания от усредненного значе-

ния $\langle N_{см} \rangle$ не превышают 10–15%, а для составов с жидкой составляющей они достигают 30%. Потери мощности в электродвигателе и парах трения в смесителе зависят от нагрузки электродвигателя и степени загрузки чаши смесителя составом. Однако для практических расчетов эту зависимость можно во внимание не принимать (ошибка при этом не превышает 5–7%). Мощность $\langle N_{см} \rangle$ для рассмотренных смесителей на 35–40% меньше мощности $N_{эл}$, замеряемой ваттметром на клеммах электродвигателя.

Характер изменения мощности $\langle N_{см} \rangle$ зависимости от величины загрузки смесителя смесью представлен на рис. 4.1.50. Кривые отражают зависимость $\langle N_{см} \rangle$ от высоты слоя h порошков различного сорта в чаше смесителя. Для различных составов и отдельных компонентов меняется лишь крутизна кривой. Характер кривых на рис. 4.1.50 вытекает из физической сущности воздействия лопастей смесителя на смесь.

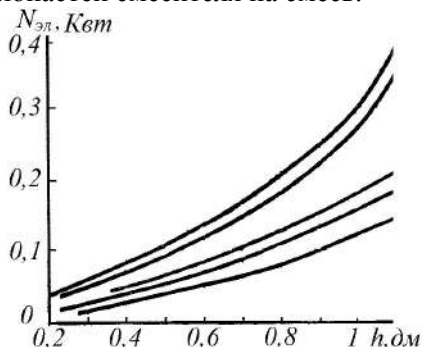


Рис. 4.1.50. Зависимость потребляемой при смешивании мощности от количества порошка в чаше.

При движении лопастей в смеси перед миделевым сечением каждой из лопастей образуется конгломерат из смеси массой M , имеющий форму неправильного конуса, усеченного плоскостью лопасти $B - \Gamma$ (рис. 4.1.51) и плоскостью Fc .

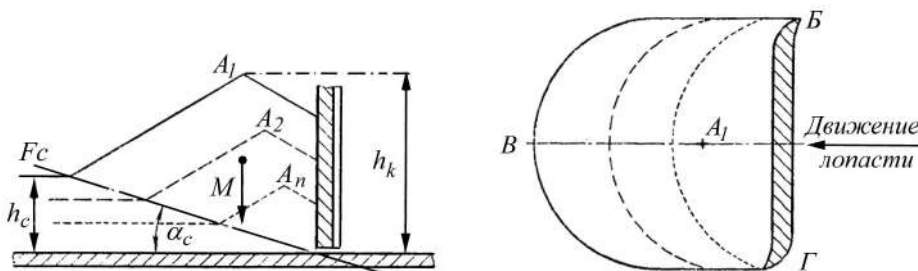


Рис. 4.1.51. Схема образования конгломерата смеси перед движущейся лопастью.

Угол α_c , под которым плоскость скольжения Fc расположена к горизонту, зависит от физико-механических свойств смеси (от коэффициента внутреннего трения состава) и в среднем равен 13–15°. Обозначим вершину конуса смеси буквой A . Каждой высоте слоя состава соответствует свой конус с вершиной A_1, A_2, \dots, A_n .

Мощность, развиваемая каждой из лопастей, затрачивается на преодоление:

- сил трения движению состава массой M по плоскости скольжения F_c ;
- сил трения смеси о лопасть;
- внутреннего трения частиц в массе смеси.

Тогда потребляемая на смешивание смеси мощность может быть в общем виде выражена следующей зависимостью:

$$N_{см} = f(F_c, M, F_{мп}, f_c), \quad (4.1.28)$$

где $F_{мп}$ – сопротивление движению смеси по поверхности лопасти; f_c – коэффициент внутреннего трения смеси.

Масса M состава является функцией объема тела скольжения и насыпной плотности состава $M = f_1(V, \rho_n)$. Объем тела скольжения (объем усеченного конуса) можно выразить через высоту тела волочения смеси $V = f_2(h_c, F_c)$. Площадь плоскости скольжения может быть выражена следующей зависимостью: $S_c = f_3(h_c, \operatorname{tg} \alpha_c)$. Производя подстановки f_1, f_2 и f_3 в выражение (4.1.28), получаем $N_{см} = A_c f(h_c^n)$, где A_c – коэффициент пропорциональности, зависящий от f_c, ρ_n и $\operatorname{tg} \alpha_c$, которые в объеме одного опыта остаются постоянными; h_c – высота слоя смеси.

Получаем степенную зависимость $\langle N_{см} \rangle$ от h_c , что и отражают кривые на рис. 4.1.49. Между величинами M и h_c существует прямая зависимость. Так как лопасти смесителя совершают планетарное движение относительно чаши, миделево сечение и угол атаки смеси лопастями непрерывно изменяются. При этом изменяются как мощность $N_{см}$, так и высота h_c , в определенные промежутки времени равная h_c . Частота и амплитуда этих изменений зависят от конструктивных особенностей, количества и скорости движения смешивающих органов смесителя. Для каждого состава и отдельно взятого компонента зависимость $N_{см}$ от M меняется. Несмотря на отличия, все эти зависимости могут быть описаны уравнением, предложенным Н.И. Тагановым:

$$\langle N_{см} \rangle = A \lg \left[\lg(K_0 M^m) / \lg(KM) \right]. \quad (4.1.29)$$

Определение числовых значений коэффициентов K_0 и K из формулы (4.1.29) производится путем решения системы уравнений, составленных для различных M и соответствующих им $\langle N_{см} \rangle$. Для этого достаточно трех уравнений (по числу неизвестных). Математическая обработка семейства кривых, отражающих зависимость $\langle N_{см} \rangle$ от M для порошка одного сорта, но различного фракционно-го состава, позволила установить, что коэффициент K_0 является функцией насыпной плотности; коэффициент K – функцией угла естественного откоса порошка; степень m – функцией величины среднего диаметра частиц, который не зависит от физической природы порошка. Коэффициенты K_0 и K должны под- считываться для каждого из порошков. Коэффициент m определяется по сле- дующей формуле: $m = -2,1644 \langle I \rangle - 6,8312$.

При смешивании различных компонентов друг с другом кривые $h_c - \langle N_{см} \rangle$ для смесей располагаются между кривыми для исходных компонентов, из кото- рых образована смесь. При этом степень приближения ее к той или иной кривой зависит от содержания компонентов в смеси. Зная рецепт состава, можно по-

строить кривую $h_c - \langle N_{см} \rangle$ для смеси на основании кривых для отдельно взятых компонентов без проведения специальных опытов, пользуясь известным правилом деления отрезка в заданном соотношении. На основании этого правила можно построить кривую $h_c - \langle N_{см} \rangle$ для любого многокомпонентного состава. Порядок выбора промежуточных составов на расположение искомой кривой никакого влияния не оказывает.

Выбирая ту или иную размерность для величин h_c и $\langle N_{см} \rangle$, можно получить удобные для пользования значения коэффициентов K_0 , K и m , которые, будучи найденными для смесителя, выбранного за модель, могут быть использованы для расчета мощности привода смесителя аналогичного устройства промышленного образца с учетом коэффициента моделирования. Масштабность моделирования всецело зависит от тщательности изготовления модели смесителя и точности замеров. При правильной постановке опытов и правильном выборе коэффициентов подобия достоверные данные о величине мощности, потребляемой при смешивании, можно получить для смесителя промышленного образца больше модельного аппарата даже в 100 раз. Это было подтверждено сравнительными опытами на двух смесителях, емкость чаши у первого 6 л, у второго 600 л.

Периодическое изменение величины $N_{см}$ должно быть учтено при расчете на прочность лопастей и других элементов смесителя, принимающих участие в передаче мощности от электродвигателя к смешиваемому составу. Для каждой машины и каждого аппарата существует так называемый «неустановившийся» период работы, при котором колебания мощности привода значительны. Как правило, для смесителей этот период продолжается не более 20–30 с с момента начала вращения лопастей. Этот период работы смесителя при выборе мощности электродвигателя принимать во внимание не следует.

Согласно общесоюзным нормам кратковременная перегрузка асинхронных электродвигателей переменного тока, используемых для приведения в движение смесителей, может составлять 25–30% от их номинальной мощности. Кратковременность таких допустимых перегрузок по своей продолжительности превышает по времени период «неустановившегося» режима работы смесителей с вертикальным расположением рабочих органов. Лопасты и узлы, передающие крутящий момент от электродвигателя к лопастям, должны рассчитываться по пиковым значениям потребляемой при смешивании мощности.

Подведем итоги. Выполненный краткий анализ тенденций развития оборудования для смешения показал, что на настоящий момент имеющиеся лопастные смесители полностью отвечают требованиям производства и могут явиться основой для создания ХТА приготовления многокомпонентных составов. Применительно к смесителю планетарного типа возможны три направления повышения эффективности при проведении смешивания.

Во-первых, выбор и использование оптимальных режимов работы смесителей. Такая задача решается за счет правильной последовательности и характера загрузки компонентов и подбора оптимального времени процесса.

Во-вторых, совершенствование и подбор рабочих органов смесителей как по конструкции, так и по механике их движения в смешиваемой массе. Сложное взаимное движение пары лопастей в рабочем объеме аппарата обеспечивает принудительный перенос материала в радиальном, тангенциальном и вертикальном направлении, эффективное смешивание в каждой локальной области аппарата и устранение мертвых зон.

В-третьих, организация внутренних рециклов движения материальных потоков в рабочем объеме смесителя. Данное направление повышения эффективности в большей мере применимо для смесителей непрерывного действия. В лопастном смесителе рецикл движения материала обеспечивается планетарным характером движения рабочих органов.

4.1.4. Аппараты для гранулирования дисперсных материалов

Гранулирование – это совокупность физико-механических и физико-химических процессов, обеспечивающих формирование частиц определенных размеров, формы, структуры и физических свойств.

Для гранулирования материалов в отечественной и зарубежной практике применяют различные методы и аппаратуру. Эффективность гранулирования зависит от механизма образования гранул и аппаратурного оформления процесса. В связи с этим методы гранулирования дисперсных материалов целесообразно классифицировать следующим образом:

- формирование овальных гранул, достигаемое агломерацией или наслаиванием частиц;
- прессование сухих порошков с получением брикетов, плиток и т. п. с последующим их дроблением на гранулы или чешуйки требуемого размера;
- распыление расплавов или растворов на поверхность частиц во взвешенном состоянии.

При оценке способа гранулирования и конструкции аппарата необходимо учитывать признаки, характеризующие тот или иной вариант:

- удельная производительность (количество материала с единицы рабочей поверхности);
- единовременная загрузка аппарата;
- качество получаемого продукта – гранулометрический состав и распределение компонентов в грануле.

Большое распространение в промышленности получили аппараты для гранулирования в жидкой среде. Их отличает простота конструкции, меньшие габариты по сравнению с аппаратами с газовой средой. Однако гранулирование в жидкой среде обладает существенными недостатками: из аппарата выгружаются влажные гранулы, поэтому требуются дополнительные энергоемкие устройства для сушки; жидкость, выходящая из аппарата, содержит некоторое количество растворенного гранулируемого вещества, что требует ее дополнительной очистки перед сбросом или повторным использованием.

Становится актуальной задача создания более экономичных, экологически чистых и производительных аппаратов. Гранулирование дисперсных материа-

лов в настоящее время проводят различными методами. Из них широкое распространение получили методы окатывания, прессования и агломерации во взвешенном слое.

Гранулирования методом окатывания состоит из четырех стадий:

- смешивание исходного порошка с частицами ретура и связующим;
- образование гранул из мелких частиц и дробление комков;
- окатывание и уплотнение гранул в результате их перемещения по поверхности аппарата;
- упрочнение связей в результате перехода жидкой фазы в твердую, т. е. стабилизация структуры гранулы.

Грануляторы, в которых происходит окатывание материала, по типу движения поверхности делятся на ротационные, ленточные и вибрационные. Ротационные аппараты бывают барабанными, тарельчатыми (дисковыми), центробежными, лопастными. Основными недостатками гранулятора барабанного типа являются небольшая удельная производительность, прилипание материала на элементы аппарата, неоднородность фракционного состава выходного материала.

С целью повышения однородности фракционного состава и увеличения производительности применяют различного типа мешалки. С целью устранения прилипания материала на элементы аппарата применяют различные скребки, ножи. Эти приспособления усложняют конструкцию грануляторов и соответственно их эксплуатацию. Положительная сторона аппаратов барабанного типа – возможность совмещения процессов гранулирования и сушки.

Помимо барабанных грануляторов для осуществления метода окатывания применяют тарельчатые грануляторы (чашевидные, дисковые). Основным недостатком этого аппарата является малая удельная производительность (0,8–1,6 т/м²). Максимальная эффективность работы тарельчатого гранулятора достигается при определенной высоте слоя. Оставляя неизменным этот показатель, увеличить производительность возможно за счет увеличения площади окатывания. При этом наблюдается прилипание продукта на элементы аппарата, малый выход товарной фракции (15–20%) от гранулированного продукта.

Для гранулирования методом прессования используют различные вальцевые и валковые прессы, таблетирующие машины. Установка гранулирования с валковыми и вальцевыми прессами имеют высокую производительность: 20–30 т/ч в зависимости от требований, предъявляемых к гранулометрическому составу. Недостатками прессы с дисковой матрицей для гранулирования являются повышенная точность изготовления матриц и вальцев, использование для их изготовления дорогостоящих износостойчивых материалов. Совмещение процессов при использовании данного метода невозможно.

Гранулирование дисперсных материалов во взвешенном слое. В последнее время широко распространяются методы гранулирования и нанесения покрытий во взвешенном слое. Преимуществом аппаратов, в которых создается взвешенный слой, являются возможность нанесения покрытий на сухие частицы, отсутствие больших расходов воды, токсичных жидких стоков.

При нанесении покрытий на сухие частицы обеспечивается экономия электроэнергии, поскольку исключается необходимость проведения сушки продуктов отдельной операцией в другом аппарате. К достоинствам таких аппаратов следует отнести развитую поверхность фазового контакта, высокую интенсивность процессов тепло- и массопереноса, достаточную удельную производительность, небольшие капитальные затраты на изготовление и монтаж аппаратуры, высокое качество получаемого материала, возможность непрерывного ведения процесса при его полной автоматизации и механизации, совмещение процессов смешивания, гранулирования, сушки, охлаждения, классификации и других, что значительно упрощает схему производства.

Поскольку аппараты с взвешенным слоем во многом соответствуют условиям, поставленным нами для выбора прототипа, остановимся на них подробно.

Аппараты с механическим взвешиванием. В последнее время широко предлагаются аппараты для гранулирования, в которых образование взвешенного слоя происходит исключительно за счет перемешивающих устройств, вращающихся с большой скоростью. Предложено устройство (рис. 4.1.52) для получения гранулированного материала, в котором расположенные в донной части камеры гранулирования вращающиеся лопасти 7 формируют вращающийся с высокой скоростью слой взвешенных частиц в виде кольца. В слой взвешенных частиц подают раствор связующего вещества.

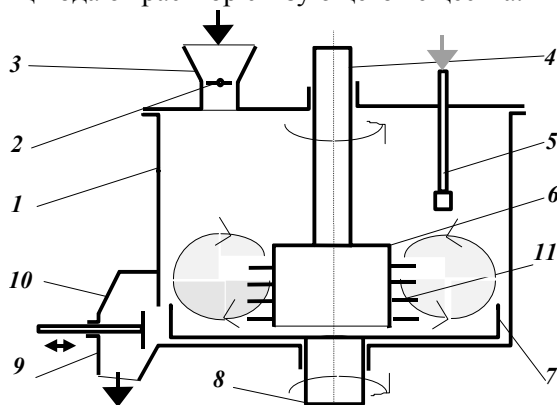


Рис. 4.1.52. Схема устройства для получения гранулированного материала:
1 – корпус; 2 – клапан-дозатор; 3 – загрузочная воронка; 4 – верхний вал;
5 – форсунка; 6 – ротор; 7 – лопасти; 8 – нижний вал; 9 – выгрузочный
клапан; 10 – выгрузочный бункер; 11 – измельчающие лопасти.

В центральной части камеры расположен вращающийся ротор 6 с измельчающими лопастями 11 для дробления агломератов. В таком устройстве достигаются хорошие условия для формирования однородных гранул.

На рис. 4.1.53 представлен гранулятор провального типа непрерывного действия, содержащий эластичную обечайку 2, размещенный в ней ротор 5 с лопастями 6 и 7, штуцер 4 для загрузки порошкообразного материала, форсунку 3 для распыления жидкого связующего. Аппарат отличается высокой производительностью, активным гидродинамическим режимом, отсутствием взвешиваю-

щего потока воздуха. С целью избежания прилипания продукта на стенки аппарата последние выполнены из эластичного материала, что дает возможность осуществлять колебания стенок. Недостатком данной конструкции является широкий диапазон гранулометрического состава (товарная фракция 0,25–1,6 мм составляет 91,4%). Преимущества конструкций с вращающимися элементами очевидны: высокая интенсивность перемешивания, как в горизонтальной, так и в вертикальной плоскостях, хорошее качество гранул, отсутствие уноса пыли, застойных зон.

Но есть общие недостатки, которые значительно ограничивают область применения конструкций. К ним относятся возникновение дополнительных зарядов статического электричества, а также наличие пар трения, что удорожает обслуживание конструкций за счет усложнения обслуживания.

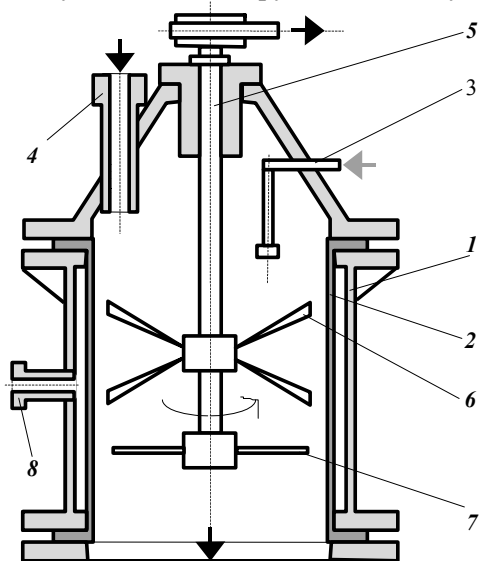


Рис. 4.1.53. Гранулятор провального типа:
1 – корпус; 2 – резиновая обечайка; 3 – форсунка; 4 – штуцер для ввода исходного материала; 5 – ротор; 6, 7 – лопатки; 8 – штуцер для подключения к системе управления.

Аппараты с взвешенным слоем. Классификацию таких аппаратов производят по следующим принципам – по режиму работы: периодического и непрерывного действия; по количеству секций с рабочими зонами: односекционные и многосекционные; по организации потока: идеального смешения, идеального вытеснения, промежуточные; по организации процесса: с внешним рециклом и внутренним рециклом; по гидродинамическим признакам: с фонтанирующим слоем, с взвешенным слоем и т. д.; по конструктивным признакам: с цилиндрическим или коническим корпусом, и др.

Рассмотрим наиболее перспективные схемы аппаратов с взвешенным слоем согласно вышеприведенной классификации. Как правило, указанные аппараты содержат следующие узлы: корпус, разделенный газораспределительной решеткой на две части – верхнюю, где происходит обработка гранул, и нижнюю – газораспределительную камеру; распылитель пневматического или механического типов; загрузочное устройство и различные устройства, интенсифицирующие процесс образования гранул, либо процесс сепарации.

Большое распространение в промышленности получили аппараты с фонтанирующим слоем. На рис. 4.1.54, *а* представлена схема аппарата, предназначенного для нанесения покрытий и гранулирования минеральных удобрений.

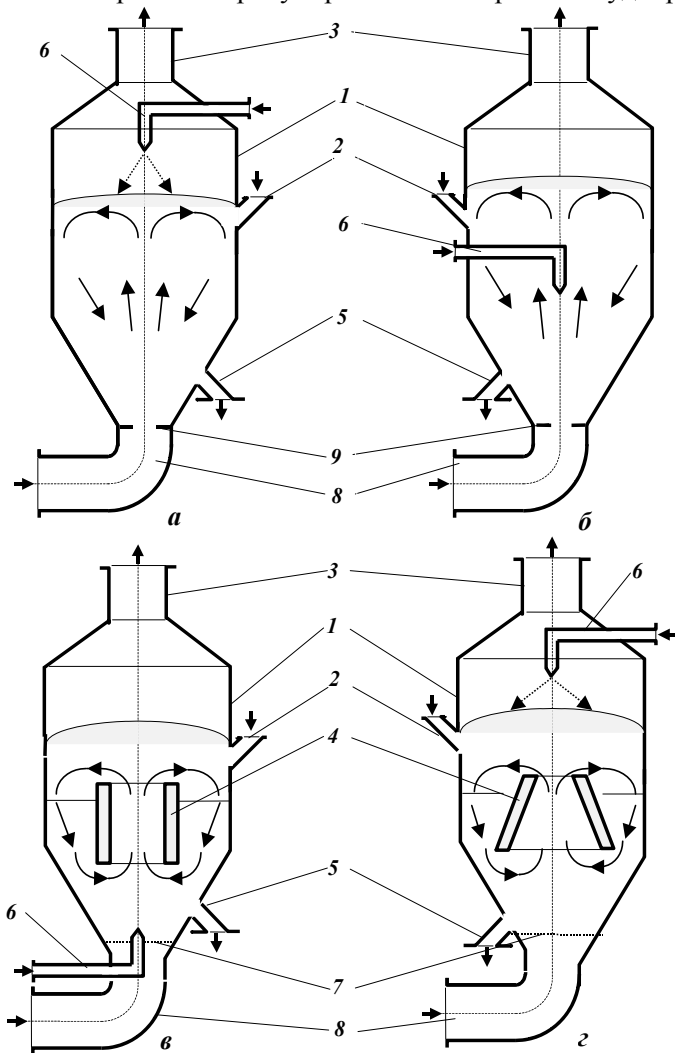


Рис. 4.1.54. Схема аппарата для гранулирования с фонтанирующим слоем: *а* – с подачей расплава (раствора) над слоем; *б* – с подачей расплава в слой; *в* – с закрытым фонтанирующим слоем (подача расплава в слой); *г* – с закрытым фонтанирующим слоем (подача расплава над слоем); 1 – корпус; 2, 5 – штуцеры ввода исходного и вывода конечного продукта; 3, 8 – штуцеры вывода и ввода теплоносителя; 4 – направляющая перегородка; 6 – форсунка; 7 – газораспределительная решетка; 9 – сменная диафрагма.

Аппарат характеризуется интенсивным режимом перемешивания и хорошим качеством покрытия. Особенностью аппарата является то, что диаметр факела распыления форсунки 6 несколько больше диаметра зоны фонтанирова-

ния. Это позволяет снизить значительный унос пыли, характерный для аппаратов такого типа. Эта конструкция выполнена с оросительной форсункой. Однако ввод распыляемой жидкости может осуществляться и непосредственно в слой, либо через боковую стенку (рис. 4.1.54, б), либо через крышку, а также вместе со струей оживающего агента (рис. 4.1.54, в). Благодаря интенсивному гидродинамическому режиму удается в значительной степени избежать прилипания продукта на элементы аппарата.

Однако при использовании аппаратов с фонтанирующим слоем возникает проблема масштабного перехода от лабораторных моделей к крупнотоннажным производствам.

С целью интенсификации движения материала предложено заменить конструкцию аппарата осесимметричной конической формы конструкцией с щелевым подводом оживающего воздуха (рис. 4.1.55). Применение решеток щелевого типа, создающих направленное движение обрабатываемого материала, позволяет устранить застойные зоны. Аппарат с фонтанирующим слоем обеспечивает надежность в работе и упрощает задачу масштабного перехода. Очевидным недостатком конструкции является трудность равномерного газораспределения по кольцевой щели значительной протяженности.

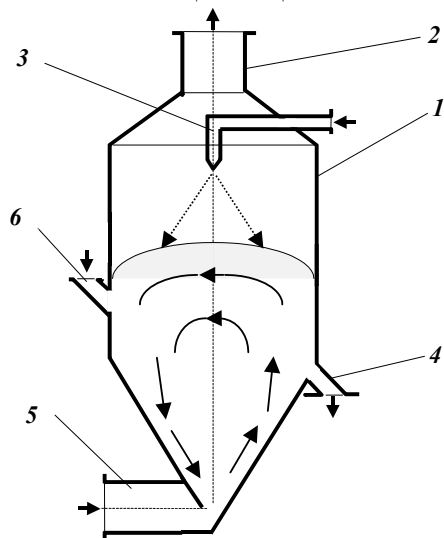


Рис. 4.1.55. Аппарат для гранулирования со щелевым подводом оживающего агента: 1 – корпус; 2, 5 – штуцеры вывода и ввода теплоносителя; 3 – форсунка; 4, 6 – штуцеры вывода конечного и ввода исходного продукта.

С целью интенсификации тепло- и массообменных процессов и осуществления направленного движения частиц материала по длине корпуса была предложена установка для сушки термочувствительных материалов во взвешенном состоянии, условно изображенная на рис. 4.1.56.

В этой установке щели 10 для подвода оживающего агента выполнены не сплошными, а дискретными и их отрезки размещены в шахматном порядке по разную сторону основания секций. Каждая секция представляет собой один из вариантов исполнения аппарата. Выполнение секции III со скругленным днищем позволяет придать материалу дополнительное поступательно-вращательное движение, значительно снижающее унос материала. При использова-

нии воронок (секция III) с боковыми щелями II, выполненными с двух сторон основания, газовый поток придает материалу направленное циркуляционное движение, поднимая его вдоль стенок секции. По центру материал движется вниз в плотной фазе. Преимуществом такого аппарата является активный режим обработки материала, возможность организации непрерывного процесса, малое количество застойных зон. К основным недостаткам аппарата следует отнести большие трудности работы с полидисперсным материалом в связи с уносом мелкой фракции, большие расходы газового потока.

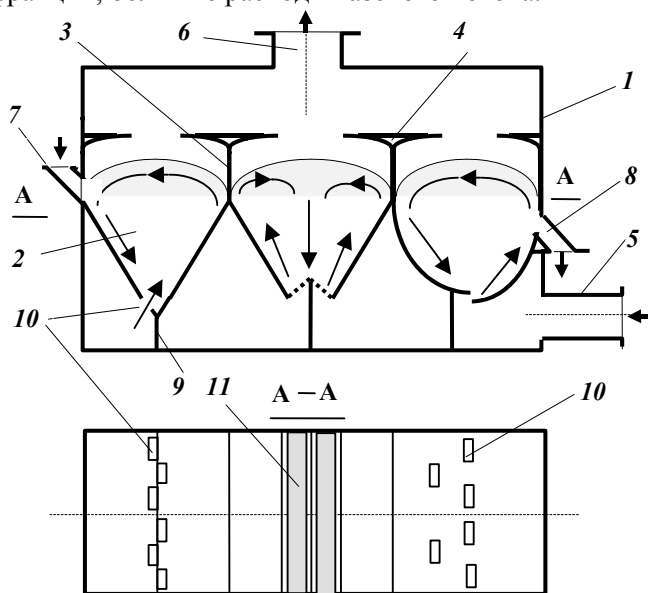


Рис. 4.1.56. Аппарат для сушки термочувствительных материалов во взвешенном слое: 1 – газораспределительный короб; 2 – воронка; 3 – перегородка с отверстиями для перетекания материала; 4 – отбойник; 5, 6 – штуцеры ввода и вывода воздуха; 7, 8 – штуцеры ввода исходного и вывода конечного продукта; 9 – перегородка; 10 – щель; 11 – перфорированная решетка.

Гранулирование интенсифицируют различными неподвижными элементами – вставками. Одним из таких аппаратов является конструкция, приведенная на рис. 4.1.54, в. Между пластинами с большой скоростью проходит гранулируемый материал. Гранулы совершают сложное циркуляционное движение под действием оживающего и распыляющего потоков воздуха. Другой вариант подобного аппарата представлен на рис. 4.1.54, г. Одним из недостатков этих аппаратов является прилипание продукта на перегородки и стенки аппарата. При этом наблюдается уменьшение срока непрерывной работы аппарата.

Для интенсификации тепло- и массообменных процессов используют различные дополнительные механические устройства. Усовершенствованной конструкцией аппарата является щелевая вихревая сушилка (рис. 4.1.57) периодического действия.

С целью интенсификации процесса сушки и расширения области устойчивой работы при уменьшении расхода сушильного агента в нижней части корпуса 1 над щелевым вводом оживающего агента дополнительно установлен горизонтальный роторный рыхлитель, а сам ввод ограничен обогреваемым профильным козырьком 7. Аппарат (рис. 4.1.58) снабжен с целью снижения расхода газа на распыление и уменьшения уноса пыли вентилятором, смонтированным на корпусе форсунки.

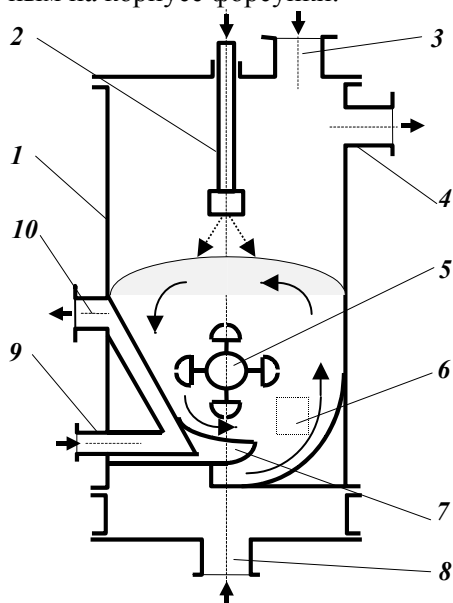


Рис. 4.1.57. Щелевая вихревая сушилка: 1 – корпус; 2 – форсунка; 3, 6 – штуцеры для ввода исходного и вывода готового продукта; 4, 8 – штуцеры вывода и ввода сушильного агента; 5 – ворошитель; 7 – обогреваемый козырек; 9, 10 – штуцеры ввода и вывода теплоносителя.

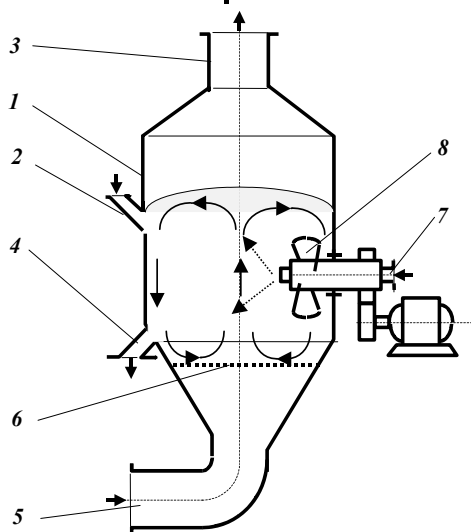


Рис. 4.1.58. Аппарат сушки и гранулирования в кипящем слое: 1 – корпус; 2, 4 – штуцеры ввода и вывода продукта; 3, 5 – штуцеры вывода и ввода сушильного агента; 6 – газораспределительная решетка; 7 – форсунка; 8 – вентилятор.

Такое устройство позволяет увеличить в несколько раз циркуляцию частиц – зародышей через зону факела. Недостатком этого гранулятора являются неравномерное распределение скоростей по сечению аппарата, что отрицательно ска-

зывается на качестве продукта, сложности конструкции и наличии внешних трущихся пар.

Основными недостатками метода взвешивания, осуществляемого стационарным газовым потоком, являются образование каналов, большой унос тонкодисперсных частиц, большой расход оживающего агента и др.

С целью уменьшения уноса пыли, расхода воздуха на взвешивание, создание активного гидродинамического режима применяют аппараты с импульсным взвешиванием. Образование пульсирующего слоя может производиться различными путями. Известен аппарат (рис. 4.1.59) для гранулирования с вибрирующей решеткой. При движении в вибровзвешенном слое гранулы материала интенсивно перемещаются друг относительно друга.

В аппарате достигается режим полного вытеснения и, следовательно, относительно равномерная обработка гранулируемого материала. Производительность такой конструкции, как правило, невелика. Это связано с малой высотой слоя обрабатываемых гранул (обычно она не превышает 0,2 м) из-за быстрого затухания импульса по высоте. Увеличение производительности в этих аппаратах требует значительного увеличения размеров опорных решеток.

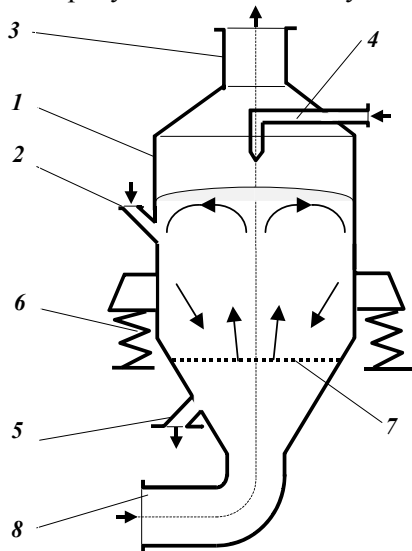


Рис. 4.1.59. Аппарат грануляции в псевдооживленном слое с вибрирующей решеткой:
1 – корпус; **2, 5** – штуцеры ввода исходного и вывода готового продукта; **3, 8** – штуцеры вывода и ввода теплоносителя; **4** – форсунка; **6** – упругая опора; **7** – вибрирующая решетка.

Другим способом создания импульсного взвешенного слоя является образование импульсного потока оживающего агента с помощью прерывателей потока, установленных на линии подачи газа. На рис. 4.1.60 представлена схема многосекционного аппарата для нанесения плавких покрытий с импульсной подачей оживающего газа. В трех первых по ходу движения материала секциях установлены пневматические распылители для подачи в слой связующего вещества. В четвертой секции происходит охлаждение продукта. Такая конструкция аппарата обеспечивает совмещение в одном аппарате процессов смешивания, гранулирования, сушки и классификации продукта.

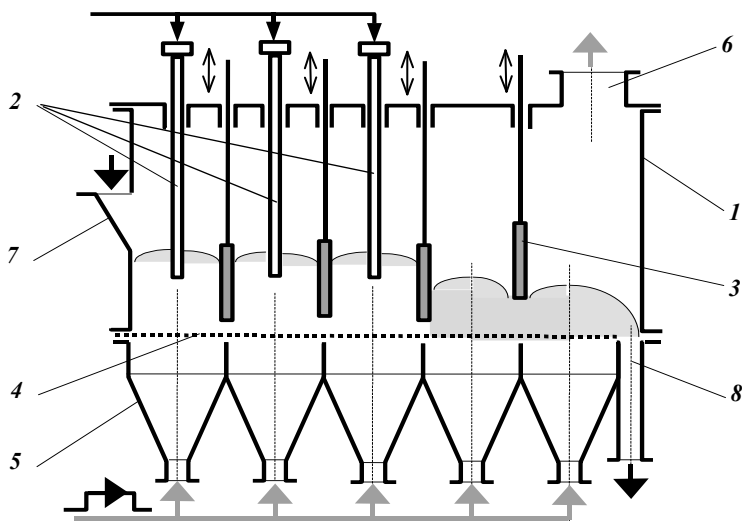


Рис. 4.1.60. Устройство для гранулирования сыпучих материалов:
1 – корпус; 2 – распылитель; 3 – перегородка; 4 – газораспределительная
решетка; 5 – распределительный конус; 6 – штуцер для отвода воздуха;
7 – штуцер для загрузки материала; 8 – штуцер выгрузки материала.

Задача создания экологически чистых, высокопроизводительных и экономически выгодных технологий в полной мере относится к созданию эффективного оборудования для приготовления гранулированных многокомпонентных составов. В промышленности для производства многокомпонентных гранулированных и пластифицированных составов наибольшее распространение получили механические конструкции смесителей и грануляторов. Однако механический способ активации обрабатываемого материала обладает некоторыми недостатками. Это конструктивная сложность, трудность регулирования процесса, неравномерный подвод энергии по объему аппарата, что не всегда обеспечивает условия получения гранул необходимого качества.

Метод взвешивания дисперсного материала потоком газа, применительно к большому числу технологических процессов, обладает рядом достоинств и представляет интерес для смешивания и гранулирования сыпучих материалов, особенно высокодисперсных. При взвешивании слоя дисперсных материалов потоком воздуха высокая степень однородности смеси может быть достигнута за очень короткий промежуток времени. К достоинствам аппаратов с взвешенным слоем следует отнести высокую интенсивность обменных процессов, отсутствие движущихся частей в слое, относительную простоту конструкции и возможность совмещения нескольких технологических операций. В одном аппарате совмещаются процессы смешивания, гранулирования и сушки образующихся гранул. Этот класс аппаратов характеризуется развитыми процессами тепло- и массопереноса, гидродинамической устойчивостью, малым уносом пыли, отсутствием внешних трущихся пар, высоким качеством получаемого продукта, непрерывностью процесса. Недостатки процесса взвешивания, такие,

как образование каналов в слое и унос частиц, преодолеваются путем использования метода импульсного взвешивания.

Перспективным направлением приготовления гранулированных многокомпонентных составов представляется совместное использование в одном аппарате импульсного взвешивания для активации слоя и низкоскоростных механических перемешивающих устройств. Использование последних обеспечивает устойчивую циркуляцию сыпучих материалов в аппарате.

Схема аппарата с импульсным взвешенным слоем и механическими активаторами показана на рис. 4.1.61. Гранулятор имеет форму короба, внизу которого расположен щелевой распределитель воздуха 4, который импульсные струи направляет вдоль стенок аппарата, интенсифицируя циркуляцию и охлаждение материала. Дополнительное перемешивание материала и дробление крупных агломератов осуществляется низкоскоростными механическими вращающимися активаторами. Ввод ПАВ и связующего раствора производится одновременно двумя пневматическими распылителями. Загрузку материала осуществляют через боковой штуцер, выгрузку – через такой же штуцер на противоположной стороне аппарата. В аппарате подобной конструкции совмещаются смешивание, гранулирование сыпучих материалов, сушка и охлаждение гранул, которые осуществляются при импульсной подаче воздуха. С этой целью под днищем аппарата установлен распределитель потока воздуха 4, который выполнен в виде трубы с прорезями по ее длине и приводится во вращение.

Воздух, проходя через прорези распределителя потока в зазор между днищем аппарата и отбойником 5, попадает в слой материала. Прорези в распределителе сдвинуты относительно друг друга по длине на определенный угол, что позволяет создать в аппарате эффект «бегущей волны».

Для интенсификации процессов, протекающих в аппарате, и предотвращения образования агломератов используются два перемешивающих устройства 1, вращающихся навстречу друг другу. Перемешивающие устройства представляют собой продольные лопасти, закрепленные на валу с помощью ребер и снабженные эластичными элементами. Применение эластичных элементов позволяет ликвидировать прилипание материала на стенках аппарата в пределах его рабочей зоны. Перемешивающие устройства и прерыватель потока приводятся во вращение от одного электродвигателя через редуктор и упругие муфты. Уплотнения валов перемешивающих устройств 1 имеют кольцевые полости, куда подается воздух, что исключает попадание сыпучих материалов в месте трения. Создаваемое дымососом разрежение в грануляторе исключает образование пыли в местах загрузки и выгрузки дисперсных материалов.

Гранулятор снабжен форсунками 2 для распыления раствора жидкого стекла и поверхностно-активных веществ. Расположение форсунок над слоем и расширение корпуса аппарата 3 в верхней части позволяют уменьшить унос сыпучих материалов. Поддержание необходимой высоты слоя материала в грануляторе осуществляется за счет регулирования сечения выгрузочного отверстия заслонкой 7, которая имеет возможность перемещения посредством рычажного механизма.

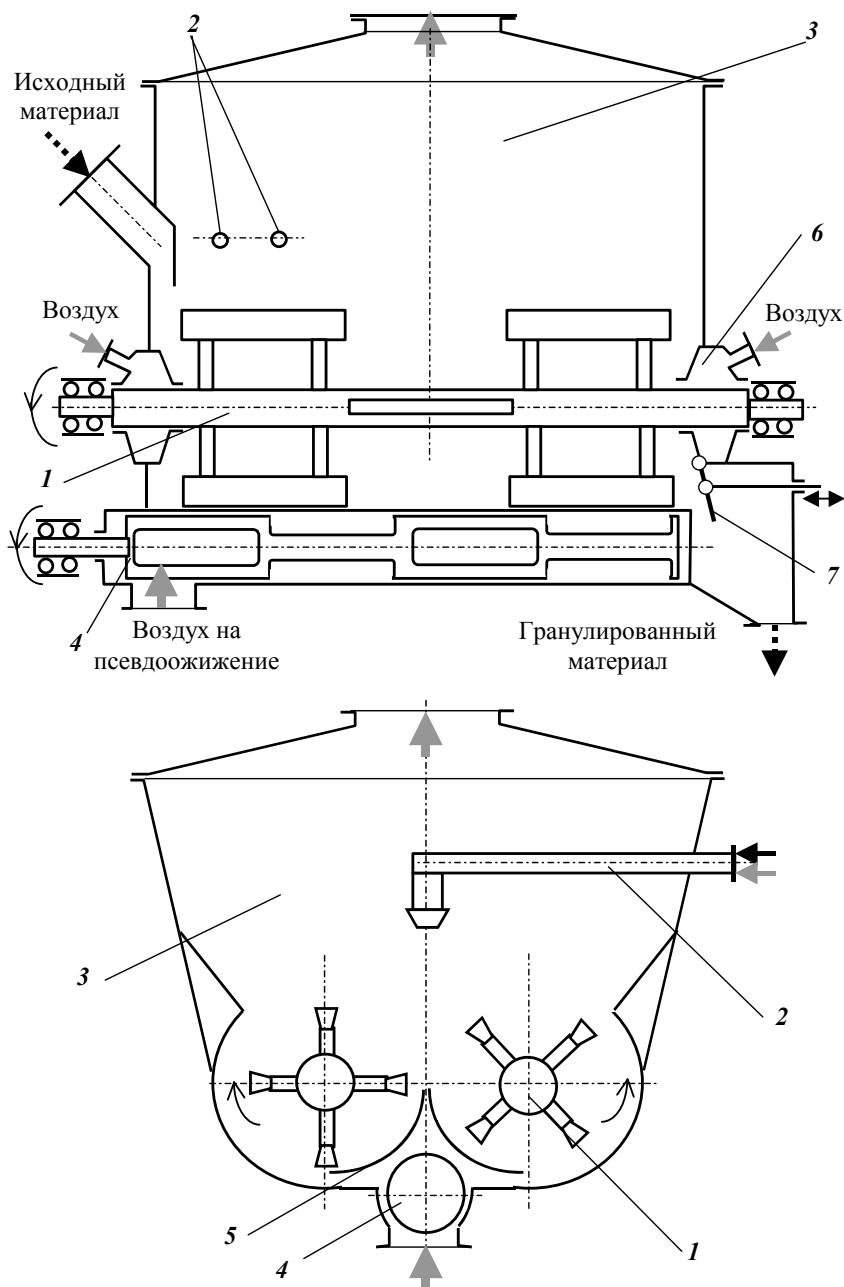


Рис. 4.1.61. Аппарат с импульсным взвешенным слоем и механическим активатором: 1 – перемешивающие устройства; 2 – форсунка; 3 – корпус аппарата; 4 – распределитель воздуха; 5 – отбойник; 6 – уплотнение; 7 – заслонка.

К недостаткам данной конструкции можно отнести ее относительную сложность в связи с наличием подвижных элементов. В первую очередь это отно-

сится к распределителю воздуха, который должен обеспечить импульсную подачу газа по длине аппарата.

Подведем итоги. В результате анализа известных конструкций грануляторов предложен аппарат, который обладает рядом существенных преимуществ. В том числе:

- отсутствует газораспределительная решетка;
- снижен расход подаваемого воздуха. В аппарате данной конструкции воздух требуется не для взвешивания материала, а для сушки, смешивания и охлаждения гранул;
- отсутствуют условия для образования застойных зон и крупных агломератов, так как имеется перемешивающее и транспортирующее устройство;
- уменьшена высота аппарата и снижен возможный унос материала ввиду уменьшения количества подаваемого воздуха;
- может работать как в периодическом, так и в непрерывном режиме.

Предложенная конструкция рациональным образом впитывает в себя положительные черты многих известных грануляторов дисперсных материалов и может явиться основой для создания новых еще более эффективных аппаратов.

4.1.5. Проблемы смешивания дисперсных материалов

Существуют два метода смешивания, обеспечивающих распределение компонентов по объему аппарата, – случайный и упорядоченный. При реализации первого смешиваемая совокупность компонентов в результате пространственного перемещения частиц по случайным траекториям приводится в состояние, описываемое законом распределения, соответствующее равновесию для выбранных смесительного устройства и режимов его работы. При реализации упорядоченного метода смесительное устройство размещает компоненты смеси в объеме без пространственного перемещения, т. е. направленно формирует смесь, закон распределения компонентов в которой характеризуется узким интервалом варьирования. Очевидно, этот метод трудно осуществим, но он приближенно реализуется в ряде аппаратов.

В промышленной практике используется ряд способов смешивания, отличающихся условиями поступления и обработки смешиваемых материалов в рабочем объеме смесителя. Наиболее простой из них – периодический, при котором цикл работы смесителя включает в себя время загрузки, смешивания и выгрузки. При этом первая и третья часть цикла, как правило, являются вспомогательными. В этом случае продолжительность пребывания смешиваемых локальных объемов материалов в аппарате одинакова, поэтому качество распределения частиц в них в пределе соответствует равновесному состоянию для выбранного режима работы.

Стремясь сократить время цикла, применяют полунепрерывный по загрузке метод, при котором один или оба компонента загружаются в работающий смеситель. Применение такого варианта работы превращает этап загрузки в смесительный, при котором непрерывно меняется объем компонентов в аппарате. Он

позволяет сократить время цикла, провести процесс в условиях подмешивания одного или обоих компонентов с целью предотвращения образования комков или структурирования смеси. После завершения периода загрузки смеситель работает как периодический. Время пребывания локальных объемов компонентов разное, на этапе окончательного смешивания усредняется качество их распределения, и они приводятся к равновесному состоянию.

На стадии выгрузки смесь может обрабатываться в измельчителе, что позволяет улучшить ее качество и решить задачу смешивания высокодисперсных материалов. В этом случае один из компонентов при смешивании остается крупным и играет роль тел, способствующих смешиванию остальных высокодисперсных компонентов. После обработки смеси в измельчителе он измельчается до требуемой дисперсии и получается смесь, состоящая только из высокодисперсных компонентов.

Альтернативой периодическому способу может служить непрерывный проточный метод смешивания. В этом случае в аппарат дозируются в определенном соотношении компоненты, и смесь непрерывно из него выводится. Реализуется непрерывная технология, при которой нет цикличности в работе аппаратуры. Производительность определяется настройкой дозирующих устройств, а качество смеси распределением времени пребывания локальных объемов материалов в смесителе. Качество смеси не достигает равновесного состояния. Приближение к нему возможно за счет последовательной установки каскада смесителей, совокупность которых сужает закон распределения по времени пребывания и улучшает качество смешивания, которое возможно и за счет организации обратных перетоков между смесителями.

Объем рабочих элементов каскадного смесителя и расходные характеристики дозаторов определяют среднее время пребывания материала в элементе каскада. Если оно мало, то аппарат по структуре потока превращается в непрерывно действующий, в котором транспортирующий орган одновременно является и перемешивающим. Перераспределение компонентов осуществляется при преимущественном перемещении их по одной координате и перемешивании главным образом в перпендикулярном ей сечении. Производительность определяется транспортными возможностями рабочего органа. Качество смешивания определяется длиной корпуса смесителя, которая отображает время пребывания компонентов в аппарате и степень его обработки.

Непрерывные методы смешения предполагают использование непрерывно действующей системы дозаторов и питателей, точность работы которых существенно влияет на качество смеси. Более того, наиболее точное весовое дозирование обычно носит дискретный характер, что влечет за собой необходимость применения питателей, сглаживающих пульсации в подаче компонентов. Все это усложняет смесительную установку в целом, при этом часто система дозирования и подачи компонентов смеси бывает конструктивно сложнее смесительной установки. Поэтому непрерывные установки смешивания оправданы только при больших производительностях.

Выбор способа смешивания следует вести с учетом:

- технологии производства продукции, которая готовится из смеси;
- требований по производительности и качеству смешивания;
- особенностей свойств исходных материалов и готовой смеси.

Смешивание протекает во времени, его ход и скорость зависят от физико-механических свойств материалов, конструкции смесителя, способа организации его работы. При этом происходит изменение законов распределения концентраций компонентов и их числовых характеристик во времени. Изучение кинетики позволяет определить минимальное время, необходимое для достижения заданной степени распределения компонентов в смеси, и открывает пути усовершенствования смесительной аппаратуры и методов смешения.

Отечественной промышленностью химического машиностроения для нужд химической индустрии и смежных с ней отраслей выпускаются несколько типов смесителей для дисперсных материалов. Если проанализировать каталоги серийных смесителей (см. параграф 4.1.3), то можно отметить определенную ограниченность их применения. В смесителях периодического действия можно смешивать только хорошо сыпучие дисперсные материалы с насыпной плотностью не более 1500 кг/см^3 в объемах от $0,1$ до 16 м^3 , а при добавке в смесь небольших количеств жидкости – до $6,3 \text{ м}^3$ при условии, что смесь останется хорошо сыпучей массой. Дисперсные материалы с насыпной плотностью до 3000 кг/м^3 можно смешивать в объемах не выше $0,63 \text{ м}^3$. В смесителях непрерывного действия рекомендуется смешивать только хорошо сыпучие дисперсные материалы при условии комплектования их высокоточными питателями.

Большое разнообразие задач, возникающих в промышленности при переработке дисперсных материалов с различными физико-механическими свойствами, не может, безусловно, вписаться в указанные выше рамки условий смешивания в серийном оборудовании. Выполненный Ю.И. Макаровым анализ опубликованных работ и материалов последних всесоюзных и международных конференций, в которых рассматривались вопросы технологии и механики сыпучих продуктов, позволяет выделить следующие основные проблемы в области создания смесительного оборудования, сформулированные с учетом первостепенных потребностей промышленности.

Проблема 1. Формулирование требований к конструкции смесителя и режиму его работы в зависимости от физико-механических свойств смеси и необходимой ее однородности. Решение этой проблемы позволит:

- во-первых, квалифицированно подбирать тип смесителя из числа выпускаемых промышленностью;
- во-вторых, получать исходные данные для проектирования нового типа смесителя;
- в-третьих, уменьшить число вновь разрабатываемых конструкций.

Некоторый задел в решении этой проблемы сделан при разработке метода выбора рационального типа смесителя. Он не претендует на теоретическое обоснование правил выбора конструкции смесителя и был создан на основе анализа экспериментальных данных по смешиванию различных дисперсных

материалов в нескольких типовых смесителях. Сущность метода заключается в следующем. Сначала рассчитывается по эмпирическому уравнению необходимая линейная скорость вращения рабочего органа смесителя, м/с:

$$w^* = -5,25 \lg \left(\frac{1600 \sigma_0^2}{C(1-C)(\sigma_{\text{тс}} + 2)} \right),$$

где σ_0 – допустимое значение среднеквадратического отклонения концентрации ключевого компонента в смеси, в долях; C – содержание ключевого компонента в смеси, в массовых долях; $\sigma_{\text{тс}}$ – удельное сцепление смеси (прочность сыпучего материала на разрыв), ГПа.

Затем выбираются из каталога те типы смесительных машин, в которых линейная скорость вращения рабочего органа будет не меньше рассчитанной w^* . Из этих отобранных типов смесителей более эффективным считается тот, который наиболее полно удовлетворяет ряду технологических требований, предъявляемых к смеси:

- степени однородности;
- возможности нагрева частиц;
- допустимости их измельчения,

и к ее физико-механическим свойствам:

- связности;
- склонности к сегрегации, образованию комков, прилипанию,
- содержанию ключевого компонента в смеси.

Оценка соответствия смесителя каждому из указанных требований производится по балльной системе:

- 5 баллов ставится за тот или иной показатель в том случае, когда смеситель рекомендуется к применению;
- 3 балла – смеситель допустим к применению, но будет использоваться не по назначению;
- 0 баллов – смеситель в рассматриваемых условиях использовать нельзя.

Наиболее эффективным среди сравниваемых типов машин будет тот, у которого наибольшая сумма баллов. При одинаковой сумме баллов выбор смесителя рекомендуется проводить на основании технико-экономических расчетов. Данную методику мы уже использовали (см. параграф 4.1.3).

Проблема 2. Повышение эффективности процесса смешивания в известных типах смесителей. Решению этой проблемы посвящено наибольшее количество исследовательских работ в области смесительного оборудования. При этом можно выделить три направления повышения эффективности смешивания:

- выбор оптимальных режимов работы смесителей экспериментально или с использованием математических моделей изучаемого процесса;
- совершенствование рабочих органов смесителей как по конструкции, так и механике его движения в смешиваемой массе;
- организация внутренних рециклов движения материальных потоков в рабочем объеме смесителя.

В большинстве эксплуатируемых в промышленности смесителей были проведены экспериментальные исследования смешивания, позволившие выбрать для них наиболее рациональные режимы работы. Использование математических моделей смешивания для их оптимизации реализованы только в единичных случаях и в основном для лабораторных моделей смесителей. Поэтому от изучения смесителей в рамках первого направления большого эффекта не следует ожидать.

Два других направления с точки зрения получения наибольшего эффекта более перспективны. В качестве примера можно привести работы по созданию бипланетарных смесителей. В них мешалки шнекового типа движутся с помощью специального бипланетарного привода по трохойдальным кривым в рабочем объеме смесителя цилиндрической или сферической формы. При этом обеспечивается принудительный перенос смешиваемого материала в радиальном, тангенциальном и вертикальном направлениях в любых соотношениях и полностью устраняются мертвые зоны. Некоторые из этих смесителей имеют адаптивный (самонастраивающийся) режим работы мешалок, позволяющий автоматически изменять в зависимости от локальных физико-механических свойств смешиваемой массы как линейную скорость их движения, так и траекторию. В бипланетарных смесителях получены лучшие показатели по качеству готовой смеси по сравнению с планетарными шнековыми смесителями, в них можно смешивать и плохо сыпучие дисперсные материалы с большими добавками жидких компонентов.

Необходимо отметить, что планетарный лопастной смеситель (рис. 4.1.45), имеющий гораздо более простой механизм привода, также полностью исключает образование мертвых зон и позволяет смешивать плохо сыпучие дисперсные материалы с большими добавками жидких компонентов.

В некоторых случаях незначительными конструктивными изменениями рабочего органа достигается заметное улучшение работы смесителя. Так, установка на валу непрерывно действующего лопастного смесителя типа СНД нескольких пар лопастей с обратным направлением угла атаки позволила улучшить качество приготовления самотвердеющих формовочных земель. В этом случае повышение эффективности достигается за счет рециркуляции части материала в зонах с лопатками, имеющими обратный угол наклона по сравнению с основной частью лопаток.

В действующем непрерывно ротационном смесителе путем придания специальной формы дискам (рис. 4.1.62) удалось создать байпасные зоны, что повысило его сглаживающую способность, а следовательно, и качество готовой смеси по сравнению, например, со смесителем типа *Intoleter* английской фирмы *Henry Simon LTD*.

Работы третьего направления наибольший эффект дают при изготовлении смесителей непрерывного действия. Внутренние рециклы материальных потоков, байпасы увеличивают сглаживающую способность смесителя, т. е. способность снижать флуктуации мгновенных расходов входных потоков. Это позволяет, во-первых, использовать в смесительных установках питатели понижен-

ной точности, а во-вторых, повысить качество смеси. Можно аналитически рассчитать оптимальный вид функции плотности распределения времени пребывания частиц в смесителе непрерывного действия, а с ее учетом организовать соответствующие потоки материалов внутри смесителя.

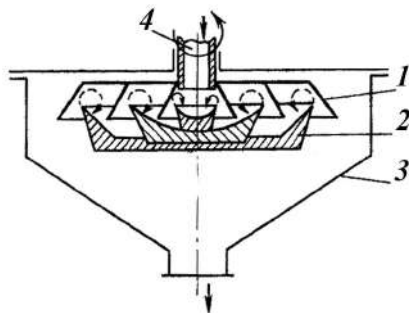


Рис. 4.1.62. Схема многоступенчатого ротационного смесителя непрерывного действия: 1 – верхние диски; 2 – нижние диски; 3 – корпус; 4 – приводной вал дисков.

Существует интересное конструктивное решение, обеспечивающее увеличение сглаживающей способности смесителя непрерывного действия. На рис. 4.1.63 представлены схемы двух таких оригинальных смесителей. В вибрационном смесителе дисперсный материал под воздействием вибраций поднимается вверх по поверхностям спирального вибрирующего лотка, одновременно большая его часть просеивается сквозь отверстия в спиралях. Соответствующим подбором расходов транспортируемого и просеиваемого потоков смеси удастся получить необходимую рециркуляцию материала, проходящего через витки шнека сверху донизу.

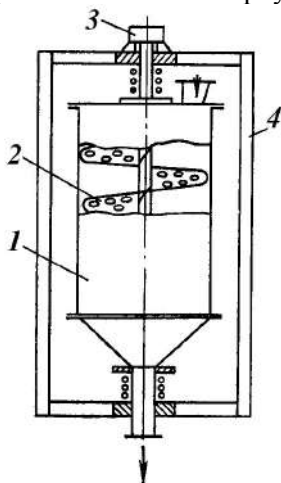


Рис. 4.1.63. Схема вибрационного смесителя непрерывного действия: 1 – корпус; 2 – вибрирующий лоток; 3 – вибратор; 4 – рама.

Проблема 3. Разработка способов и соответствующего оборудования для смешивания компонентов с большой разницей их содержания в смеси. Подобная проблема поставлена в связи с тем, что при смешивании компонентов, входящих в смесь в соотношениях 1 : 100, 1 : 1000, 1 : 10 000 и более, в промышленности используются смесители периодического действия серийных типов, малопригодные для этой цели. Неэффективность этих смесителей в данном случае пытаются компенсировать значительным увеличением продолжи-

тельности смешивания (до 8–12 ч). Следует отметить, что качество смесей, приготовленных в обычных смесителях периодического действия при соотношении в них компонентов более 1 : 100, в большинстве случаев низкое.

Рекомендации по выбору способа приготовления смесей с большой разницей содержания в них компонентов можно дать, если использовать энтропийные оценки качества смешивания. Смесей сыпучих материалов в приемлемых для практического использования объемах состоят из множества частиц, занимающих относительно друг друга то или иное положение. При смешивании дисперсного материала координаты нахождения каждой ее частицы в рабочем объеме смесителя можно считать независимыми случайными величинами. В каждый момент смешивания состояние смеси определяет совокупность координат частиц в пространстве. Эту совокупность с полным правом можно отнести к сложным физическим системам с множеством возможных состояний, которые наиболее полно описываются с помощью методов теории информации.

Статистическая оценка информационной энтропии реальной смеси сыпучих материалов на один признак на уровне V^* равна:

$$H_{iV^*} = - \left(\frac{1}{mn} \right) \sum_{i=1}^m \sum_{j=1}^n \frac{N_{ji}}{n} \lg \left(\frac{N_{ji}}{n} \right),$$

где V^* – объем пробы смеси; m – число компонентов в смеси; n – число проб, взятых для оценки из смеси; N_{ji} – частота принятия конкретного j -го значения концентрации i -м компонентом во всех n пробах смеси объемом V^* каждая.

При фиксированном числе состояний m физической системы ее энтропия максимальна в случае равенства исходов этих состояний, т.е. при $p_1 = p_2 = \dots = p_m = 1/m$, где p_m – вероятности принятия системой соответственно 1-го, 2-го и m -го состояния. В этом случае максимальная энтропия H_{\max} равна $H_{\max} = -\lg m$. Во всех остальных случаях $H < H_{\max}$. Используя это свойство энтропии, можно с помощью соотношения оценить относительную эффективность способа смешивания $\Phi = (H_{\max} - H)/H$. Если анализируется смесь, состоящая из m компонентов, то максимальная ее энтропия будет в случае, когда каждый из компонентов входит в смесь в количестве, пропорциональном отношению $1/m$. Для такой смеси величина $\Phi = 0$. Во всех остальных случаях $1 > \Phi > 0$. При этом чем больше разница в соотношении компонентов в смеси, тем выше значение параметра Φ , а следовательно, тем значительней качество смеси будет отличаться от идеального, характеризуемого величиной H_{\max} . Отсюда следуют некоторые практические рекомендации.

Во-первых, если необходимо приготовить многокомпонентную смесь, в которую отдельные компоненты входят в разных пропорциях, то для получения при прочих равных условиях более однородной массы необходимо предварительно смешивать компоненты, близкие по количественному составу в готовой смеси. При этом суммарный параметр Φ будет иметь меньшее значение, чем при одновременном смешивании всех компонентов.

Во-вторых, для повышения качества смеси, в которую один из компонентов входит в весьма незначительных количествах, следует предварительно к нему примешать примерно такое же количество другого компонента, а затем к получившейся смеси снова добавить большего по содержанию компонента. Процесс «разбавления» следует повторить многократно до установления в готовой смеси заданного соотношения компонентов.

В-третьих, так как вероятность нахождения компонента в заданной области рабочего объема смесителя в конце смешивания зависит от числа его частиц в смеси, то компонент с меньшим содержанием в смеси желательно иметь более тонкодисперсным, чем тот, который входит в смесь в большем количестве. Подобный прием снижает величину параметра Φ .

Некоторые из этих рекомендаций реализованы в промышленности. Предложен способ ввода малых добавок с помощью вращающегося трубчатого дозатора, расположенного по оси смесового барабана. Смешивание происходит в тонком слое на скате сыпучего материала и соотношение смешиваемых компонентов в этом слое можно установить близким к теоретически рекомендуемому, т. е. 1 : 1. Эксперименты показали, что при реализации этого способа в производстве кислотных антрахиновых красителей в процессах выведения красителей на «тип» удалось сократить время смешивания в смесовом барабане с 8 ч до 1 ч при значительном улучшении качества смеси.

Проблема 4. Создание смесителей для приготовления композиций из дисперсных материалов, склонных к образованию агломератов. В ряде производств возникает необходимость получения высококачественных смесей из компонентов, частицы которых при смешивании под действием статического электричества или влаги образуют мелкие агломераты из однородных частиц. Особенно склонны к образованию агломератов смеси из порошкообразных пластмасс и оксидов металлов. Сейчас подобные смеси приходится приготавливать в шаровых мельницах с циклом периодического смешивания до 12 ч. Использование же типовых смесителей периодического действия не обеспечивает необходимого качества смеси из-за образующихся агломератов.

Образование агломератов можно избежать частично или совсем, если проводить процесс в разреженных или тонких слоях смешиваемой массы. Этот вывод подтверждают эксперименты, проведенные на вибрационном смесителе. Его рабочий орган (рис. 4.1.64) состоит из ряда расположенных друг над другом перфорированных тарелок 1 конической формы, которые совершают направленные колебания с частотой 30–50 кол./с и амплитудой 2–5 мм.

Смешиваемые компоненты, попадая на вибрирующую тарелку, накапливаются на ней, образуя взвешенный слой, в котором благодаря тому, что вибрационное воздействие приводит к разрыву связей между частицами, достигаются интенсивное их смешивание и разрушение агломератов исходных компонентов. Определенное количество смешиваемого материала, равное объемной подаче компонентов в смеситель, просеивается через отверстия в тарелке на нижеледующую тарелку, где смешивание повторяется. Последовательно проходя через ряд вибрирующих тарелок, исходные материалы смешиваются и в виде одно-

родной массы выводятся из смесителя через штуцер. Для создания разреженного слоя смешиваемого материала в ряде конструкций смесителей используются вибрирующие желоба, вибросмесительные трубы с перемешивающими лопастями.

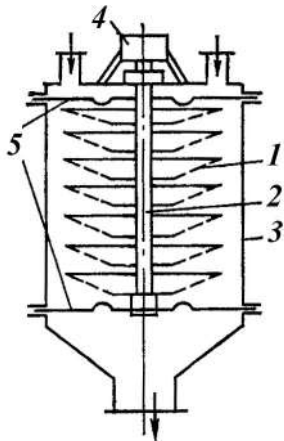


Рис. 4.1.64. Схема вибрационного смесителя непрерывного действия с перфорированными коническими тарелками:

1 – тарелки; 2 – шток; 3 – корпус; 4 – вибратор; 5 – упругие элементы.

Проблема 5. Создание аппаратов усреднения с большим рабочим объемом. По условиям производства нередко возникает необходимость получения однородной смеси в объемах более 100 м^3 . Такая необходимость обычно возникает в том случае, когда смешиваемые компоненты нарабатываются в аппаратах периодического действия в сравнительно небольших количествах с неповторяющимися точно свойствами, а по условиям производства требуется подавать в технологический цикл однотипную по однородности смесь в течение длительного времени.

Смешивание партии гранулированных материалов проводится с целью усреднения их свойств перед использованием в качестве полуфабриката или готовой продукции. Эта операция предполагает, что свойства подчинены определенным законам распределения, что они аддитивны и что средние имеют размах варьирования в \sqrt{n} меньше размаха вариантов, где n – объем выборки или объем порции материала, идущей на потребление.

Операция усреднения предполагает одновременную обработку большого объема материала, что приводит к необходимости разрабатывать и применять крупногабаритные смесители и затрачивать значительную энергию, время, ибо без этого невозможно получать однокомпонентную смесь высокого качества.

Известны случаи использования в качестве аппаратов усреднения бункеров с транспортными устройствами, позволяющими выпущенную из бункера сыпучую массу снова подавать в верхнюю часть бункера. Установлено, что примерно при 30-кратном пересыпании содержащейся в бункере массы дисперсных материалов удается получить смеси с приемлемыми для некоторых производств значениями коэффициента неоднородности $V_c = 5\text{--}8\%$.

Более высокие показатели по качеству смеси достигаются в пневматических смесителях с организованной за счет специальных устройств циркуляцией материала. На этом принципе основан эжекционный смеситель ПЭ-250 с рабочим

объемом до 250 м³, имеющий хорошие энергетические и технологические показатели. Пневматический способ имеет определенные ограничения по дисперсному составу компонентов смеси и требует надежного очистного оборудования, поэтому необходимы гомогенизаторы, в которых реализуются другие способы смешивания, например механические. Гомогенизация больших партий смеси может быть упрощена путем загрузки компонентов в смесительные устройства в определенной последовательности или ее выгрузки через специальные устройства.

Смешивание реализуется в результате движения частиц по случайным траекториям внутри смесительной камеры и заключается в случайном распределении их по объему смеси. Возможна альтернатива этому варианту физической картины смешивания, заключающаяся в упорядочении распределения. Она уподобляется правильной упаковке частиц разных сортов по объему, что соответствует предельно высокому качеству смеси, т. е. минимальной дисперсии по данному свойству. Механическим путем достигнуть такого состояния смеси трудно, но использовать идеи упорядоченного смешивания следует.

Основная идея, которая наилучшим образом отражает упорядочение, заключается в наслаивании различающихся сортов гранулированного материала, т. е. в предварительном образовании грубой смеси, например с равномерным поперек слоя законом распределения по выбранному свойству. Наслаивание – это простейший и эффективный вариант образования грубой упорядоченной смеси. Дальнейшая переработка наслоенного объема материала должна быть такой, чтобы идея упорядочивания находила бы свою дальнейшую реализацию. Истечение гранулированного материала из бункеров через насадки связано с ожигением, в которое вовлекаются неодинаково интенсивные слои материала по высоте объема. Поэтому наслоение должно сочетаться со стоком под углом естественного откоса поперек слоев. В таком случае на втором этапе качество смеси будет определяться толщиной стекающего слоя гранул.

Этот вариант образования смеси из гранул материала, свойства которого подчинены вероятностным законам распределения, позволяет их усреднить при минимальных затратах энергии и времени. Для его воплощения разработан смеситель, состоящий из транспортера, узла наслаивания, устройства для реализации стока под углом естественного откоса и смешивания. Опытный аппарат при испытании на гранулах размером от 0,1 до 3 мм показал, что качество смеси стабилизируется после двухкратного прохода материала через смеситель. Подобный вариант смешивания гранулированных материалов и аппаратуры для его проведения может найти применение при переработке полимерных материалов широкого назначения.

Проблема 6. Разработка способов и оборудования для смешивания ультрадисперсных порошков. Эта проблема возникла в связи с началом применения в промышленности ультрадисперсных порошков и непригодностью типовых смесителей для приготовления в них смесей. В этом случае необходимо вести поиск новых, нетрадиционных способов смешивания с учетом огромной вязности ультрадисперсных порошков и практически нулевой их текучести.

Проблема 7. Введение малых количеств жидких добавок в смешиваемую массу. В серийно выпускаемых отечественной промышленностью смесителях ввод малых количеств жидких добавок производится в сплошной слой сыпучего материала. При этом образуются агломераты, которые приходится разрушать с помощью специальных устройств – быстровращающихся фрез. Эффективность распределения жидкости по всему объему смешиваемой массы при указанном способе ее ввода в смеситель – низкая. Нередко для достижения необходимого результата идут на заведомо завышенный расход жидкости. Лучшие результаты достигаются при введении жидких добавок в разреженные слои сыпучего материала или при пробивании твердыми частицами тонких пленок жидкости.

Высокая эффективность смачивания твердых частиц дисперсного материала достигается при использовании жидких добавок в виде пены. Внесенная в цикл смешивания вспененная жидкость имеет повышенные по сравнению с обычной жидкостью поверхность контакта и поверхностную активность, что обуславливает лучшую адгезию частиц сыпучего материала с жидкостью.

В литейном производстве для приготовления формовочных и стержневых смесей применяются бегунковые смесители. Стержневые и формовочные смеси представляют собой многокомпонентную композицию. По существующей технологии приготовления этих смесей сначала в смеситель загружаются твердые компоненты и их смешивают 2–3 мин. Затем поочередно вводятся жидкие компоненты и смешивание продолжается в периодическом режиме еще примерно 15 мин. Стержневые смеси должны удовлетворять определенным требованиям по физико-механическим показателям, например по пределу прочности на сжатие, растяжение, по газопроницаемости и влажности.

Как показывает практика, существующий метод приготовления стержневых смесей полностью не отвечает требованиям, предъявляемым к готовой продукции. Это объясняется неоднородностью состава получаемой смеси. Поэтому прочность готовой продукции меняется в широких пределах и не удовлетворяет технологическим требованиям.

Трудность получения высококачественных смесей заключается в том, что ее жидкие компоненты гидрофобны по отношению друг к другу. Поэтому поступление одной жидкой составляющей в состав смеси резко ухудшает распределение другой, и, следовательно, необходим метод смешения, при котором это обстоятельство было бы исключено. При существующем способе приготовления стержневых и формовочных смесей получается некачественная композиция, что приводит к производственным бракам и необоснованным потерям ценных материалов.

В связи с этим был предложен эмульсионный способ приготовления смесей в полунепрерывном режиме, который заключается в следующем. В аппарате с мешалкой приготавливается грубодисперсная эмульсия из жидких компонентов смеси, которая затем разбрызгивается в бегунковый смеситель. Твердые компоненты, как и прежде, загружаются в смеситель, и осуществляется смешение сыпучих компонентов с тонкодисперсной эмульсией, непрерывно орошающей их.

Опыты показали, что применение эмульсионного способа приготовления смесей позволяет повысить их прочность и улучшить другие показатели, что обусловлено улучшением качества смешения. Кроме этого, за счет приготовления смеси в полунепрерывном режиме сокращается время смешения в случае периодического режима от 15–20 до 10 мин.

Поскольку физико-механические показатели (свойства) смесей сильно зависят от соотношения компонентов, были решены задачи определения оптимального состава смесей, приготовленных эмульсионным способом смешения.

В случае приготовления стержневой смеси марки СС-5 для установления соответствия состав – свойство был реализован эксперимент по 13-точечному плану Дрепера – Лоуренса для трехкомпонентных систем. В качестве компоненты x_1 был принят крепитель 4 ГУ, x_2 – концентрат сульфитно-спиртовой барды (КБЖ) + вода и x_3 – песок + асбестовая крошка в заданных соотношениях. После обработки опытных данных была поставлена задача оптимизации, заключающаяся в нахождении соотношений компонентов смеси при минимальной стоимости единицы готовой смеси и удовлетворении смеси технологическим требованиям по газопроницаемости, влажности, пределу прочности на сжатие и растяжение. Для решения поставленной задачи нелинейного программирования был использован метод ψ -преобразования.

Проблема 8. Применение систем автоматического управления для смесителей непрерывного действия и создание гибких автоматизированных систем приготовления смесей. Большинство систем автоматического управления (САУ) процессами непрерывного смешивания построены на принципе поддержания загрузки смесителя на определенном уровне путем использования косвенных методов: измерения активной мощности электродвигателя привода, шума, давления на опорные подшипники. Эти САУ отличаются низкой точностью и практически не откликаются на изменения состава смеси на выходе из смесителя. При создании САУ эффективно использование датчиков соотношения компонентов на входном потоке. Частота вращения рабочего органа смесителя как управляющий параметр в САУ используется редко.

Результативность САУ может быть реализована только на базе быстродействующих автоматических датчиков качества готовой смеси. Следует отметить, что на пути разработки подобных датчиков для многих промышленных смесей встречаются большие трудности, чем и объясняется малочисленность работающих в промышленности смесительных установок непрерывного действия с САУ. В крупнотоннажных производствах возникает необходимость применения управляющих вычислительных машин, обладающих возможностью одновременно контролировать и регулировать работу нескольких аппаратов: бункеров, питателей, смесителей и т. д. Это заставляет включать вопросы управления приготовлением смеси в состав задач АСУ ТП.

В производствах с часто изменяющейся рецептурой смеси актуальна разработка гибких автоматизированных систем приготовления смесей. Ведущие в области технологии дисперсных материалов зарубежные фирмы (Schenck,

Schugi, Eirich) уже начали эффективно использовать подобные системы с микропроцессорами.

Качество приготовленной смеси в смесителе непрерывного действия зависит не только от механики потока частиц внутри аппарата, но и от характера питающих потоков, в первую очередь от величины флуктуации расходов компонентов и формы сигнала (случайной функции расхода). Поэтому оценивать работоспособность смесительной установки необходимо в комплексе с питателями. В практике разработки и подбора смесительных установок непрерывного действия могут встретиться три основных случая.

Во-первых, разрабатывается новый смеситель, а питатели к нему выбраны заранее. В этом случае конструкция смесителя и режим его работы должны обеспечить хорошее смешивание поступающих компонентов и соответствующее сглаживание заранее известных флуктуаций питающих потоков. Вид этих флуктуаций в форме корреляционной функции случайного процесса (функция мгновенных значений расхода потока) должен быть для каждого питателя известен из паспортных данных или определен экспериментально.

Во-вторых, имеется готовый смеситель, а к нему необходимо подобрать из числа готовых или разработать заново питатели компонентов. При этом последние должны обеспечивать флуктуации подаваемых ими потоков ниже тех, которые способен будет сгладить смеситель, для чего необходимо заранее определить экспериментально передаточную функцию смесителя.

В-третьих, смесительная установка разрабатывается заново. В этом случае необходимо экономически обосновать требования к сглаживающей способности смесителя и точности питателей. Стоимость повышения точности питателей необходимо сравнивать со стоимостью увеличения сглаживающей способности смесителя.

Практика создания установок для смешивания имеет много примеров, когда стремление к непрерывности приводит к значительному удорожанию производства из-за больших сложностей обеспечения нужного качества смеси. Процесс приготовления смеси приходится проводить за несколько этапов. Такое производство без значительной перестройки неспособно к переходу на другую продукцию и полностью зависит от качества поставляемого сырья. Альтернативой такого подхода является создание химико-технологических агрегатов (ХТА) смешивания.

Возможна следующая организация производства. В отдельные ХТА осуществляется периодическая подача исходных компонентов. Для этого ХТА имеют специальные приемные бункеры. По заданной программе из приемных бункеров исходные компоненты периодически порциями подаются в смеситель. Порядок их загрузки зависит от особенностей приготавливаемой смеси, наличия жидких добавок. После смешивания готовая смесь выгружается отдельными порциями без вмешательства человека. При необходимости готовая смесь может обрабатываться в измельчителе с целью улучшения ее качества. Практическая реализация такой технологии возможна только при создании надежно работающих дозаторов, обеспечивающих высокую точность порционной подачи

дисперсных материалов с различными свойствами. Такие дозаторы значительно проще, чем непрерывно работающие. ХТА смешивания может явиться основой для создания гибких автоматизированных систем приготовления смесей.

Проблема 9. Разработка аппаратов для совмещенных процессов. Именно стремление решить общие для смешивания проблемы приводит к необходимости совмещения процессов в одном аппарате. В настоящее время уже известны положительные результаты использования аппаратов, в которых процессы смешивания совмещаются с процессами измельчения, сушки, классификации, пластикации, гранулирования и т. д. Как уже отмечалось, в таких аппаратах возможны значительные снижения энергетических затрат и металлоемкости по сравнению с аппаратами раздельного ведения процессов.

Проблема 10. Приготовление сложных по составу смесей. Данная проблема во много аккумулирует все предыдущие и проявляется там, где возникает задача смешать, на первый взгляд, совершенно разные по физико-химическим свойствам компоненты, которые могут быть как в твердом, так и в жидком состоянии. Могут использоваться и высокодисперсные компоненты типа аэросилы, и гранулированные компоненты типа гранулированной мочевины, и высоковязкие компоненты, и просто жидкости, количество которых очень маленькое. Необходимо получить смесь высокого качества при минимальном числе используемого оборудования – по возможности в одном аппарате. Важность проблемы состоит в том, что такие смеси производятся и перерабатываются в конечные изделия, как правило, малыми предприятиями, для которых желательно иметь высокую мобильность производства.

Подведем итоги. Рассмотренные в данном разделе проблемы смешивания дисперсных материалов имеют достаточно длительную историю и напрямую связаны с развитием как техники смешивания, так и производства новых составов. В споре между достигнутым уровнем развития техники смешивания и требованием со стороны производства смесевых составов пока побеждают последние. В последние десятилетия наметилась тенденция создания новых аппаратов, предназначенных для приготовления конкретных составов или смесей с конкретными свойствами. Как показывают приведенные в данном разделе примеры приготовления конкретных составов, это направление не следует считать оправданным. В каждом конкретном случае за счет изменения технологии смешивания можно достичь необходимого ее качества, используя стандартное оборудование. Такое оборудование должно образовывать единый ХТА смешивания, который, помимо смесителя, может включать в себя один или несколько дозаторов для жидких и дисперсных материалов, гранулятор или измельчитель.

4.2. КАЧЕСТВО СМЕШИВАНИЯ

4.2.1. Оценка содержания ключевого компонента в смеси

При оценке качества многокомпонентных гетерогенных смесей нет единого мнения по выбору определяющего параметра, характеризующего смесь. Идут по пути изучения распределения наиболее легко анализируемого компонента, называемого «ключевым». Иногда рекомендуют добавлять такой компонент в смесь в количестве 3–5%, что применимо лишь при проведении поисковых работ. Также рекомендуют в качестве «ключевого» принимать компонент, содержащийся в смеси в минимальном количестве. Возникает вопрос о размере пробы. Из-за малого содержания вещества дисперсия анализа и содержание инграндианта могут получиться одного порядка.

При исследовании смешивания дисперсных материалов исходят из случайного характера распределения компонентов. Поэтому мерой качества выбираются параметры, характеризующие распределение случайных величин.

Оценки, основанные на отклонении от центра распределения. Значения концентрации в условных порциях смеси подчиняются строгим статистическим закономерностям. Как следствие этих закономерностей они практически никогда не могут быть одинаковыми и всегда имеют определенный разброс относительно своего среднего значения. Чем меньше разброс, тем однороднее (качественнее) смесь, тем больше она усреднена. Естественно, возникает вопрос, чем измерить колебания (разброс, вариацию, однородность) концентрации в смеси и как оценить изменение этих колебаний в результате проведенных тех или иных технологических операций.

Наиболее полную информацию о колебаниях концентрации несет закон плотности распределения, выраженный графически или математически. Этот закон отражает связь между величиной концентрации C и вероятностью или частотой ее появления. В инженерной практике часто используют не сами законы распределения, а отдельные параметры, характеризующие распределение. Рассмотрим некоторые из них.

Размах значений признаков определяется как разница между максимальным и минимальным их значениями, т. е. $R = C_{\max} - C_{\min}$. Иногда используют относительную величину размаха — отношение его к среднему значению концентрации $V = R / \langle C \rangle$. Размах как показатель наиболее прост в вычислении, однако он наиболее грубый, так как не учитывает рассеивание значений C внутри диапазона.

Среднее арифметическое отклонение модулей

$$\Delta = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n |\langle C \rangle - C_i|. \quad (4.2.1)$$

Этот критерий также недостаточно объективен: большие, по редкие отклонения будут нивелированы остальной массой замеров.

Дисперсия свободна от указанных недостатков

$$\sigma_c^2 = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (C_i - \langle C \rangle)^2. \quad (4.2.2)$$

Она является основным параметром, используемым для измерения колебаний концентрации. Дисперсия не изменится, если каждое значение случайной величины C_i и их среднее $\langle C \rangle$ увеличить (уменьшить) на постоянное число A :

$$\sigma_c^2 = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n [(C_i - A) - (\langle C \rangle - A)]^2.$$

Для взвешенных дискретных значений C_i дисперсия определяется по формуле

$$\sigma_c^2 = \sum_{i=1}^n g_i (C_i - \langle C \rangle)^2.$$

Корень квадратный из дисперсии носит название среднего квадратичного или стандартного отклонения: $\sigma_c = \sqrt{\sigma_c^2}$. Ориентировочно σ_c может быть определена по размаху. При небольшом числе независимых данных $n \leq 10$ имеем $\sigma_c \approx R/\sqrt{n}$. При нормальном законе распределения 99,7% всех замеров укладывается в диапазон $\langle C \rangle \pm 3\sigma_c$, т. е. $R \approx 6\sigma_c$; 95,4% – в диапазон $\langle C \rangle \pm 2\sigma_c$ и 68,5% – в диапазон $\langle C \rangle \pm \sigma_c$.

Коэффициент вариации часто используют для удобства сравнения относительной величины среднего квадратичного отклонения:

$$V_c = \sigma_c / \langle C \rangle, \quad 0 \leq V_c < \infty. \quad (4.2.3)$$

Коэффициент вариации иногда выражают в процентах. Этот коэффициент может изменяться теоретически от 0 до ∞ , однако практически для обычных смесей он не превышает единицу. Иногда необходимо характеризовать не колебания концентрации ключевого компонента, а ее стабильность. Для этих целей более удобна величина $k = 1 - V_c$ (при $V_c \leq 1$). Чем ближе величина k к единице, тем стабильнее значения концентрации.

Вероятное отклонение. Если концентрация C подчинена нормальному или близкому к нему распределению, то в качестве меры ее колебания может быть использована величина E , которая характеризует наиболее вероятное отклонение C от $\langle C \rangle$. При большом числе замеров половина значений C будет отличаться от среднего значения $\langle C \rangle$ на величину большую, чем E , и половина – на величину меньшую E . При нормальном распределении половина всех значений C укладывается в диапазоне $\langle C \rangle \pm E$. Величина E носит название срединного или вероятного отклонения. Она связана пропорциональной зависимостью со средним квадратичным отклонением $E \approx 2\sigma_c/3$.

В некоторых случаях плотность вероятности для нормального закона записывают в виде $P(C) = h/\sqrt{\pi} \exp\{-h^2(C - \langle C \rangle)^2\}$.

Чем больше величина h , тем вероятнее близость C к ее среднему значению $\langle C \rangle$. Величина h носит название меры точности и также может быть использована для измерения колебаний концентрации.

В табл. 4.2.1 для нормального закона приведена связь между разными характеристиками колебаний концентрации целевого компонента. С определенной осторожностью на практике ими можно пользоваться и для других симметричных распределений.

Таблица 4.2.1

Связь между характеристиками колебаний случайной величины, подчиненной нормальному закону

Характеристика колебаний	σ	E	Δ	h
Среднее квадратичное отклонение σ	σ	$1,483E$	$1,253\Delta$	$\frac{0,707}{\sqrt{h}}$
Вероятное отклонение E	$0,674\sigma$	E	$0,845\Delta$	$\frac{0,477}{h}$
Среднее арифметическое отклонение Δ	$\sqrt{\frac{2}{\pi}}\sigma$	$1,183E$	Δ	$\frac{0,567}{h}$
Мера точности h	$\frac{0,477}{h}$	$\frac{0,477}{E}$	$\frac{0,564}{\Delta}$	h

Дисперсия соседних отклонений. Рассмотренные выше оценки колебаний характеризовали в основном меру рассеивания относительно центра распределения. В некоторых случаях необходимо характеризовать меру отклонений соседних анализов, например меру колебаний среднесменных анализов двух смежных смен. Для этих целей используется следующая квадратичная оценка:

$$\sigma_{i,i-1}^2 = \frac{1}{n-1} \sum_{i=2}^n (C_i - C_{i-1})^2 \quad (4.2.4)$$

или оценка по среднему модулю отклонения соседних анализов

$$\Delta_{i,i-1} = \frac{1}{n-1} \sum_{i=2}^n |C_i - C_{i-1}|. \quad (4.2.5)$$

Оценки, основанные на частоте появления значения признака в заданных пределах. Рассмотрим оценки колебаний, которые определяют вероятность или частоту появления значения признака, укладывающуюся в заданный интервал.

На практике часто можно допустить, что отклонения значений концентрации, меньших определенного заданного предела ϵ , уже не играют существенной роли. Поэтому те анализы, которые имеют отклонения в интервале $\langle C \rangle \pm \epsilon$, равнозначны независимо от абсолютного значения C . В этом случае оценку колебаний концентрации ключевого компонента в смеси удобнее вести по параметру P , который характеризует вероятность или количество замеров, укладывающихся в этот диапазон. Чем выше этот параметр, тем более стабильна по своим свойствам смесь. Вероятность случайной величины C попасть в диапазон $C_1 - C_2$ определяется через интегральную функцию ее распределения и в общем случае выражается следующей зависимостью:

$$P[C_1 < C < C_2] = \Phi(C_2) - \Phi(C_1) = \int_{-\infty}^{C_2} P(C) dC - \int_{-\infty}^{C_1} P(C) dC.$$

Чтобы рассчитать эту вероятность, необходимо знать, какому из теоретических законов распределения следует случайная величина. Если распределение можно рассматривать близким к нормальному закону, то вычисления облегчаются использованием готовой таблицы.

Вероятность нормальной величины C , имеющей параметры $\langle C \rangle$ и σ_c , попасть в интервал C_1 – C_2 определяется по формуле

$$P[C_1 < C < C_2] = \Phi((C_2 - \langle C \rangle)/\sigma_c) - \Phi((C_1 - \langle C \rangle)/\sigma_c). \quad (4.2.6)$$

Здесь $\Phi(x)$ – интегральная функция распределения нормированной случайной величины x (так называемая функция Лапласа):

$$\Phi(x) = \frac{1}{2\pi} \int_0^x \exp(-x^2/2) dx, \quad x = (C - \langle C \rangle)/\sigma_c.$$

Так как пределы C_1 и C_2 можно выразить через величину ε : $C_1 = \langle C \rangle - \varepsilon$ и $C_2 = \langle C \rangle + \varepsilon$, то формулу (4.2.6) представим как

$$P[C_1 < C < C_2] = \Phi(\varepsilon/\sigma_c) - \Phi(-\varepsilon/\sigma_c) = 2\Phi(\varepsilon/\sigma_c). \quad (4.2.7)$$

Пример 1. Содержание ключевого компонента в смеси составляет 55%. Колебания от этого среднего в отдельных изделиях составляют $\sigma = 2\%$. Определить вероятность получения изделия с содержанием ключевого компонента, равным $55 \pm 1\%$.

Решение. Здесь $\varepsilon=1$, используем формулу (4.2.6) для определения искомой вероятности

$$x = \frac{\varepsilon}{\sigma} = 0,5; \quad \Phi(0,5) = 0,1915; \quad P[54 \leq C_k \leq 56] = 2\Phi(0,5) = 0,383.$$

Можно ожидать, что около 40% отгруженных маршрутов будут укладываться в заданный интервал.

Пример 2. Для условия предыдущей задачи определить, какую величину σ необходимо иметь, чтобы максимально возможное число изделий укладывалось в диапазон с повышенным качеством ($C_k = 56$ – 57%), и как изменится это число по сравнению с существующим положением (когда $\sigma = 2\%$).

Решение. Используем формулу для расчета среднего квадратичного отклонения вероятности случайной величины C , подчиняющейся нормальному распределению, попасть в интервал C_1 – C_2 , получим

$$\sigma_c = \sqrt{\frac{(C_1 - \langle C \rangle)^2 - (C_2 - \langle C \rangle)^2}{2[\ln(C_1 - \langle C \rangle) - \ln(C_2 - \langle C \rangle)]}} = \sqrt{\frac{(57 - 55)^2 - (56 - 55)^2}{2[\ln(57 - 55) - \ln(56 - 55)]}} = 1,47.$$

Если удастся снизить колебания до $\sigma_c = 1,47$, количество изделий с содержанием ключевого компонента в пределах 56–57% по формуле (4.2.7) составит

$$P[57 \leq C_k \leq 56] = \Phi((57 - 55)/1,47) - \Phi((56 - 55)/1,47) = 0,16.$$

При существующем положении эта величина равна 0,14, т. е. уменьшение σ_c с 2 до 1,4% весьма незначительно повышает количество изделий с заданным содержанием.

Определение числа изделий, укладываемых в заданный интервал, можно производить, если неизвестны сами параметры закона распределения, но из-

вестна вероятность появления этого события. Наиболее применимым для этих целей является биномиальный закон распределения.

Если его можно приблизить нормальным распределением, расчет ведут по формуле

$$P[n_1 < n < n_2] = \Phi\left(\frac{n_2 - NP_0}{\sqrt{NP_0(1-P_0)}}\right) - \Phi\left(\frac{n_1 - NP_0}{\sqrt{NP_0(1-P_0)}}\right), \quad (4.2.8)$$

где Φ – функция Лапласа для x , равного выражению в скобках; N – общее число проведенных испытаний (число изделий); n_1, n_2 – соответственно нижний и верхний пределы числа удовлетворительных испытаний; P_0 – вероятность удовлетворительного испытания.

Пример 3. В результате анализов отгружаемых изделий установлено, что в 390 изделиях из 520 содержание ключевого компонента – в пределах отклонений $\pm 1\%$. В месяц отгружается 200 изделий. По техническим условиям, не менее 70% отгружаемых изделий должны содержать допустимые отклонения. Найти, какова вероятность выполненных технических условий на отгрузку изделий.

Решение. Вероятность появления изделия с содержанием ключевого компонента, укладываемым в заданный интервал $\pm 1\%$, составила $P_0 = 390/520$.

Из 200 месячных изделий не менее $200 \times 0,7 = 140$ должны иметь заданные пределы, т. е. $n_1 = 140$. Очевидно, самое большое возможное их число будет равно общему числу изделий $n_2 = 200$.

Для расчета вероятности используем формулу (4.2.8)

$$\begin{aligned} P &= \Phi\left(\frac{200 - 200 \cdot 0,75}{\sqrt{200 \cdot 0,75(1 - 0,75)}}\right) - \Phi\left(\frac{140 - 200 \cdot 0,75}{\sqrt{200 \cdot 0,75(1 - 0,75)}}\right) = \\ &= \Phi(8,15) - \Phi(-1,66) = 0,5 - (-0,45) = 0,95. \end{aligned}$$

Имеется почти полная гарантия $P = 0,95$, что не менее 70% всех отгружаемых за месяц изделий будут содержать ключевой компонент в пределах $\pm 1\%$. Интересно отметить, что в этих условиях вероятность получения не менее 90% кондиционных изделий близка к нулю.

Близкой к рассмотренным параметрам оценки колебаний концентрации может быть величина максимальной (модальной) вероятности распределения $P_{\max} = P[C = Mo]$. Чем выше эта вероятность, тем плотнее распределение возле центра. Верхним пределом P_{\max} является единица, нижним пределом – вероятность равномерного распределения, т. е. $P_{\max} \geq 1/m$, где m – число интервалов гистограммы. На практике в качестве оценки колебаний удобнее использовать нормированную величину \bar{P} , характеризующую данную максимальную вероятность P_{\max} в сравнении с минимально возможной,

$$\bar{P} = \frac{P_{\max} - (P_{\max})_{\min}}{(P_{\max})_{\max} - (P_{\max})_{\min}} = \frac{P_{\max} - 1/m}{1 - 1/m} = \frac{mP_{\max} - 1}{m - 1}.$$

Когда $\bar{P} = 1$, материал максимально усреднен, все пробы падают в один интервал; при $\bar{P} = 0$ материал максимально плохо усреднен. Параметр \bar{P} может

быть обобщен для случая непрерывного распределения, учитывая, что здесь $(P_{\max})_{\min} = 1/(C_{\max} - C_{\min})$, получим

$$\bar{P} = [(C_{\max} - C_{\min})P_{\max} - 1]/(C_{\max} - C_{\min}), \quad 0 \leq \bar{P} \leq 1.$$

Энтропия как мера неоднородности смеси. Для симметричных законов распределения дисперсия и связанные с нею величины вполне удовлетворительно характеризуют распределение, однако для несимметричных законов σ_c^2 во многом не отражает свойства распределения. В качестве меры измерения колебания концентрации целевого компонента в продукте или устойчивости какой-либо системы может быть использовано понятие «информационной энтропии» Шеннона. Эта энтропия была предложена в качестве своеобразного момента для характеристики закона распределения случайной величины. Для непрерывно изменяющейся величины C с плотностью $P(C)$ энтропия рассчитывается по формуле

$$H = - \int_{C_{\min}}^{C_{\max}} P(C) \lg[P(C)] dC - \lg \Delta C. \quad (4.2.9)$$

Для дискретного распределения, выраженного в виде гистограммы, формула энтропии имеет вид $H = - \sum_{i=1}^m P_i \lg P_i$, где m — число уровней возможных состояний системы (интервалов гистограммы); P_i — вероятность (частота) уровня. Единица измерения энтропии зависит от основания логарифмов.

Чем равномернее распределение, т. е. чем лучше перемешан дисперсный материал, тем энтропия больше. Теоретически наибольшую энтропию имеет закон нормального распределения, так как закон симметричен и переменная для него может изменяться в диапазоне от $-\infty$ до $+\infty$. Практически наибольшая энтропия будет соответствовать случаю равновероятного появления величины C_i , когда $P_1 = P_2 = \dots = P_n$, $H_0 = \lg[(C_{\max} - C_{\min})/\Delta C]$, где ΔC — величина нечувствительности или точности определения.

Для распределения представленного в виде гистограммы с равными интервалами ΔC , его энтропия равна логарифму числа интервалов: $H_0 = \lg m$. Энтропия гистограммы может быть вычислена непосредственно по количеству замеров, попавших в интервал,

$$H = - \sum_{i=1}^m P_i \lg P_i = - \sum_{i=1}^m \frac{n_i}{N \Delta_i} \lg \left(\frac{n_i}{N \Delta_i} \right), \quad \Delta_i = \Delta C = \text{const}, \quad N = \sum_{i=1}^m n_i.$$

где n_i — число анализов i -го интервала.

При небольшом числе данных энтропию, рассчитанную по предыдущей формуле, следует скорректировать на величину $(m-1)/2N$, т. е. получим $H^* = H + (m-1)/2N$. Приведенные табличные значения энтропии H_T соответствуют $\lg \Delta C = 0$; с учетом точности измерения C (в интервале квантования ΔC) энтропия $H = H_T - \lg \Delta C$.

Энтропия – величина не относительная, она изменяется от 0 до H_{\max} . По этой причине использовать энтропию для оценки колебаний концентрации не всегда удобно. Лучше применять для этой цели нормированную (относительную) величину. В качестве такой величины может служить коэффициент, который в теории информации определяет меру упорядоченности системы. Исходя из рассматриваемой задачи, будем именовать его коэффициентом однородности или стабильности

$$\bar{H} = (H_0 - H) / H_0 = 1 - H / H_0, \quad 0 \leq \bar{H} \leq 1. \quad (4.2.10)$$

Этот коэффициент характеризует разброс признака по сравнению с максимально возможным значением при равномерном распределении. При $\bar{H} = 0$ распределение на интервале от C_{\min} до C_{\max} равномерное. Дисперсный материал полностью не перемешан. При идеальном случае $\bar{H} = 1$ разброса нет, $H = H_{\min} = 0$, материал максимально усреднен, пробы ложатся в один интервал.

Для нормального закона распределения случайной величины C среднее квадратичное отклонение σ_c и энтропия H связаны $H = \lg(\sigma_c \sqrt{2\pi e} / \Delta C)$, а коэффициент однородности, если ограничить распределение пределами $R = C_{\max} - C_{\min} \approx 6\sigma_c$, имеет вид $\bar{H} = 1 - \lg(\sigma_c \sqrt{2\pi e} / \Delta C) / \lg(6\sigma_c / \Delta C)$. Чем больше среднее квадратичное отклонение σ_c , тем меньше коэффициент однородности. При увеличении σ_c \bar{H} стремится к 0.

Энтропии некоторых законов распределения приведены в табл. 4.2.2 и 4.2.3. Для учета величины Δ_c необходимо от значения энтропии, приведенной в таблице, отнять $\lg \Delta C$.

Таблица 4.2.2

Значение энтропии для закона распределения непрерывной величины

Закон	Энтропия
Равномерный	$H = \lg(C_{\max} - C_{\min}) = \lg(2\sqrt{3}\sigma_c)$
Коши	$H = \lg(4\pi h)$
Нормальный	$H = \lg(\sqrt{2\pi e}\sigma_c)$
Гамма-распределения	$H = \lg[\Gamma(\alpha)] - (\alpha - 1)\lg e[\ln \Gamma(\alpha)] + \alpha \lg e + \lg \beta$
Вейбулла	$H = \lg \left[1 + \frac{n-1}{n}(c + \ln k) \right] - \lg kn$ $c = 0,5772 \dots$ – число Эйлера
Модуля нормальной величины	$H = \lg \left(\sqrt{\frac{\pi e}{2}} b \right)$
Усеченный нормальный	$H = \lg \frac{b\sqrt{2\pi}}{A} + \frac{1}{2}[1 - A(x_2 P(x_2) - x_1 P(x_1))]\lg e$
Логарифмически нормальный	$H = \lg(b e^a \sqrt{2\pi e})$

Таблица 4.2.3

Значение энтропии для дискретных законов

Закон	Энтропия
Биномиальный	$H = -n[P \lg P + q \lg q] - \sum_{k=1}^{n-1} c_n^k P^k q^{n-k} \lg c_n^k$
Пуассона	$H = \lambda \lg \frac{e}{\lambda} + \sum_{k=1}^{\infty} \frac{\lambda^k}{k!} \exp(-\lambda) \lg(k!)$
Равномерный	$H = \lg n$
Геометрический	$H = -\frac{P \lg(P) + (1-P) \lg(1-P)}{P}$

Критерии эффективности усреднения, основанные на отношении мер колебаний концентрации. Для технологических расчетов требуется критерий, который позволил бы измерить и оценить изменение колебания концентрации в результате тех или иных мероприятий. Например, смесь, выходящая из аппарата, имеет неоднородность концентрации ключевого компонента, отличную от неоднородности входящей смеси. Нужно оценить эффективность данного аппарата с точки зрения степени изменения колебаний концентрации. В принципе могут быть различные подходы к построению критериев такой оценки. Эти критерии будут зависеть от параметра, которым измеряется колебание концентрации, и требований, которые предъявляются к ним. Можно выделить два основных подхода.

Критерий эффективности, равный отношению мер колебания концентрации до и после усреднения,

$$S = A[C]_{\text{вых}} / A[C]_{\text{вх}}, \quad (4.2.11)$$

где $A[C]$ – мера колебания концентрации на входе и выходе.

Критерий эффективности, равный отношению разности колебаний концентраций входящего и выходящего потоков к той же разности при минимально возможном колебании концентрации признаков выходящего потока,

$$\eta = \frac{A[C]_{\text{вх}} - A[C]_{\text{вых}}}{A[C]_{\text{вх}} - (A[C]_{\text{вых}})_{\min}}. \quad (4.2.12)$$

Если предположить, что в предельном случае $(A[C]_{\text{вых}})_{\min} \rightarrow 0$, то выражение (4.2.12) примет вид $\eta = (A[C]_{\text{вх}} - A[C]_{\text{вых}}) / A[C]_{\text{вх}} = 1 - A[C]_{\text{вых}} / A[C]_{\text{вх}} = 1 - S$.

Один из таких критериев можно получить, используя в качестве меры колебания концентрации среднее квадратичное отклонение. Будем понимать здесь под *коэффициентом эффективности смешивания* снижение величины среднего квадратичного отклонения, отнесенного к его входной величине,

$$\eta_{\sigma} = 1 - \sigma_{\text{вых}} / \sigma_{\text{вх}}. \quad (4.2.13)$$

В таком виде η_{σ} – это известный в практике смешивания (усреднения) коэффициент. Формула (4.2.13) не изменится, если вместо средних квадратичных отклонений использовать коэффициенты вариации (4.2.3).

В качестве другого известного критерия используется степень усреднения, которая показывает отношение среднего квадратичного отклонения concentra-

ции усредненного (выходящего) потока к среднему квадратичному отклонению концентрации потока, поступающего в процесс,

$$S_{\sigma} = \sigma_{\text{блх}} / \sigma_{\text{вх}}. \quad (4.2.14)$$

Этот коэффициент нормирован $0 \leq S \leq 1$ при $\sigma_{\text{блх}} < \sigma_{\text{вх}}$. Чем он меньше, тем больше усреднение (лучше смешивание), при $S \geq 1$ усреднение отсутствует: $\sigma_{\text{блх}} \geq \sigma_{\text{вх}}$. Недостаток этого коэффициента тот же, что и для эффективности усреднения (4.2.13): он показывает относительную величину изменения колебаний концентрации в смеси, но не учитывает изменение усреднения продукта от абсолютной величины σ . Коэффициент эффективности усреднения и степень усреднения связаны между собой зависимостью

$$\eta_{\sigma} = 1 - \sigma_{\text{блх}} / \sigma_{\text{вх}} = 1 - S_{\sigma}. \quad (4.2.15)$$

Мерой эффективности смешивания могут служить также величины, характеризующие изменение размаха значения концентрации целевого продукта в смеси $S_R = R_{\text{блх}} / R_{\text{вх}}$ или $\eta_R = 1 - R_{\text{блх}} / R_{\text{вх}} = 1 - S_R$. Площадь под кривой плотности распределения всегда равна единице:

$$\int_{C_{\min}}^{C_{\max}} CP(C) dC = 1.$$

Среднюю плотность распределения $P(C)$ можно определить по известному выражению среднего значения функции

$$\bar{P}(C) = \frac{1}{C_{\max} - C_{\min}} \int_{C_{\min}}^{C_{\max}} CP(C) dC = \frac{1}{R}.$$

Чем меньше размах R , тем выше средняя плотность. Следовательно, в данном случае параметры S_R и η_R можно трактовать как изменение средней плотности распределения после смешивания. Коэффициенты S_R и η_R в отличие от S_{σ} и η_{σ} менее точны. Они могут быть использованы для грубых приближенных оценок. Их приближенность вытекает из неточности размаха как меры колебания концентрации. Аналогичные критерии могут быть получены, если в качестве меры колебания использовать частотную характеристику, интервал корреляции и др.

Рассмотрим еще один показатель эффективности усреднения, основанный на энтропии как мере измерения однородности продукта. В операцию поступает продукт с энтропией $H_{\text{вх}}$, после усреднения продукт имеет энтропию $H_{\text{блх}}$. При повышении однородности смеси (уменьшении уровня колебаний концентрации) энтропия уменьшается, т. е. при усреднении всегда $H_{\text{блх}} < H_{\text{вх}}$, в противном случае произойдет не смешивание, а разделение. Эффективность усреднения можно характеризовать как отношение величины изменения энтропии, отнесенной к величине изменения энтропии в идеальном случае:

$$\eta_H = (H_{\text{вх}} - H_{\text{блх}}) / (H_{\max} - H_{\min}) = (H_{\text{вх}} - H_{\text{блх}}) / H_{\max}.$$

В идеале $H_{\min} = 0$. Интересно отметить связь показателя степени однородности \bar{H} (4.2.10) с критерием η_H . Входящий продукт имеет степень однородности

$\bar{H}_{\text{ex}} = (H_0 - H_{\text{ex}})/H_0$. Соответственно выходящий продукт — $\bar{H}_{\text{ex}} = (H_0 - H_{\text{ex}})/H_0$. Разница между ними

$$\bar{H}_{\text{ex}} - \bar{H}_{\text{ex}} = (H_0 - H_{\text{ex}})/H_0 - (H_0 - H_{\text{ex}})/H_0 = (H_{\text{ex}} - H_{\text{ex}})/H_0 = \eta_H.$$

Критерий эффективности усреднения η_H можно трактовать как увеличение показателя однородности выходящего продукта по сравнению с входящим.

Критерий эффективности смешивания дисперсных материалов. Результаты усреднения зависят от объема смесителя, в котором происходит накопление, и эффективности смешивания накопленного в нем дисперсного материала. Введем понятие «коэффициента эффективности смешивания» μ как отношение полученного коэффициента эффективности усреднения η к идеально возможному η^* при заданном объеме смесителя: $\mu = \eta/\eta^*$.

Предельно возможное значение качества смеси при идеальном смешивании в аппарате заданной емкости обозначим через σ^* , тогда $\eta^* = (\sigma_{\text{ex}} - \sigma_{\text{ex}}^*)/\sigma_{\text{ex}}$. При неидеальном смешивании $\sigma_{\text{ex}} > \sigma_{\text{ex}}^*$ $\eta = (\sigma_{\text{ex}} - \sigma_{\text{ex}})/\sigma_{\text{ex}}$, $\eta \leq \eta^*$. Из этих уравнений следует:

$$\mu = \frac{\eta}{\eta^*} = \frac{\sigma_{\text{ex}} - \sigma_{\text{ex}}^*}{\sigma_{\text{ex}} - \sigma_{\text{ex}}}, \quad (4.2.16)$$

$$\sigma_{\text{ex}} = \sigma_{\text{ex}}(1 - \mu) + \mu\sigma_{\text{ex}}^*. \quad (4.2.17)$$

Так как среднее значение признака во входящем и выходящем потоках одно и то же, то коэффициенты η , S , μ не изменятся, если вместо среднего квадратичного отклонения σ использовать коэффициент вариации V_c .

Если предположить, что анализы, составляющие выборку, не коррелированы между собой, то допустимо простейшее соотношение

$$\sigma_{\text{ex}}^* = \sigma_{\text{ex}}/\sqrt{n}, \quad (4.2.18)$$

где n — объем выборки (число проб), по которой происходит анализ смеси.

Для принятого условия (некоррелированность анализов) можно получить простую формулу расчета ожидаемой однородности усредненного потока, предварительно задавшись коэффициентом эффективности перемешивания μ :

$$\sigma_{\text{ex}} = \sigma_{\text{ex}}[1 - (1 - 1/\sqrt{n})\mu]. \quad (4.2.19)$$

Так как коррелированность анализов повышает величину σ^* , то значение σ_{ex} (по последней формуле) является нижним возможным пределом для данного μ . На первый план выходит понятие качество смеси при идеальном смешивании или предельно возможное качество смеси, которое не зависит от типа используемого оборудования.

Подведем итоги. Рассмотренные в данном разделе методы оценки колебания содержания ключевого компонента в смеси могут быть использованы для сравнительного анализа эффективности работы смесителей на основе экспериментальных данных. При непрерывной работе смесителя имеет место усреднение проб по времени. Для периодически работающего аппарата такое усреднение проводится по его объему. Для оценки эффективности работы конкретного смесителя необходимо знать предельно возможное качество конкретной смеси.

4.2.2. Существующие методы анализа качества смешивания

Рассмотрим смешивание твердых дисперсных материалов между собой в рабочем объеме смесителя произвольной конструкции. При перераспределении компонентов в процессе смешивания в первоначальный момент имеет место максимальная статистическая неоднородность. Исходные дисперсные материалы соприкасаются только через поверхность конечного размера. Пройдя определенный путь и взаимодействуя друг с другом, частицы исходных материалов займут иное положение, соответствующее понятию смеси. При упорядоченном процессе смешивания на статистическое поле одного дисперсного материала в определенном порядке наносятся частицы другого дисперсного материала.

Существующие *методы анализа качества смесей дисперсных материалов* при проведении как теоретических, так и практических исследований ставят своей целью:

- сравнить полученное качество смеси с предельно достижимой его величиной в зависимости от свойств исходных компонентов;
- определить оптимальное количество и размер проб, обеспечивающих надежную оценку качества приготовленной смеси.

Типичным примером использования статистических характеристик случайных величин является методика определения качества смешения, используемая фирмой Sulzer. Используется понятие *однородность смеси*. Для количественной оценки однородности смеси применяется выражение в виде статистического критерия локальных значений температуры, концентрации. Среднеквадратичное отклонение (дисперсия) σ (4.2.2) является мерой отклонения измеренных величин от среднего арифметического $\langle c \rangle$ (2.6.2) [10] $\langle C \rangle = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n |C_i|$.

Среднее значение ключевого компонента задается рецептурой $\langle c \rangle = c_0$.

Вводится также понятие *эталонной идеальной смеси*. При приготовлении смесей на основе высоковязких жидкостей теоретически показано, что характер распределения концентраций в идеальной смеси является биномиальным. В терминах теории вероятности это означает, что вероятность $P(n)$ присутствия в отобранной пробе n дисперсных частиц равна плотности биномиального распределения:

$$P(n) = \frac{N!}{n_0!(N-n_0)!} c_0^{n_0} (1-c_0)^{N-n_0}, \quad (4.2.20)$$

где N – число частиц распределенной фазы, содержащихся в пробе; n_0 – число дисперсных частиц в пробе.

Дисперсия распределения определяется из выражения $\sigma_0 = \sqrt{c_0(1-c_0)/N}$.

Для статистического анализа необходимо отбирать не менее 10 проб. Сравнивая среднее значение c_0 и дисперсию σ_0 с соответствующими значениями, определенными экспериментально, можно сделать вывод о том, является ли различие сравниваемых проб смеси случайным или оно указывает на существование систематического отклонения. Такое сравнение возможно при соблюдении двух условий:

- во-первых, отбор проб должен быть произведен таким образом, чтобы значение $\langle c \rangle$ не сильно отличалось от c_0 ;
- во-вторых, число частиц в каждой пробе и их содержание должны удовлетворять соотношению

$$Nc_0(1 - c_0) > 9. \quad (4.2.21)$$

В этом случае биномиальное распределение может быть аппроксимировано нормальным с теми же математическим ожиданием и дисперсией.

Для оценки значимости наблюдаемого расхождения для числа проб M рассчитывают величину нормированного отклонения z по критерию Стьюдента:

$$z = (\langle c \rangle - c_0) / \sigma \sqrt{M} \quad (4.2.22)$$

и сравнивают результаты с табличными значениями для функции нормированного нормального распределения.

Случайный характер распределения можно проконтролировать, используя статистический критерий Пирсона («хи-квадрат»). Обычно относительное содержание дисперсных частиц c_0 известно. Поэтому для определения вероятности того, что реальная смесь является случайной, сравнивают значения отношения σ^2 / σ_0^2 , которое представляет собой критерий Пирсона χ^2 , деленный на число степеней свободы – число проб минус единица, т. е. $\chi^2 / (M - 1)$, с табличными значениями. Вероятность P того, что отношение σ^2 / σ_0^2 , экспериментально определенное для достаточно случайной пробы, меньше, чем $\chi^2 / (M - 1)$, оценивается из условия:

$$P \left\{ \left(\frac{\sigma^2}{\sigma_0^2} \right)_{\text{случ}} < \left(\frac{\sigma^2}{\sigma_0^2} \right)_{\text{экс}} \right\} = P \left\{ \left(\frac{\sigma^2}{\sigma_0^2} \right)_{\text{случ}} < \left(\frac{\chi^2}{M - 1} \right) \right\} = P.$$

На практике решающее значение имеет не характер распределения ключевого компонента в смеси (случайный или неслучайный), а степень отклонения имеющегося распределения от случайного, иначе говоря, степень однородности смешения. Наиболее распространенные критерии оценки степени однородности смешивания основаны на использовании статистических величин. По мере приближения смеси к случайной выборочная дисперсия σ_2 приближается к предельному минимальному значению генеральной дисперсии σ_0^2 .

Наиболее простая форма критерия — это индекс смешения (4.2.11):

$$I_1 = \sigma_0^2 / \sigma^2. \quad (4.2.23)$$

Критерий I_1 изменяется в диапазоне от 0 до 1. Значение $I_1 = 0$ соответствует совершенно несмешанной системе. При $I_1 = 1$ система идеально смешана. Иногда применяют несколько иную форму критерия однородности (4.2.12), известную как критерий Лейси:

$$I_2 = \frac{\sigma_{\text{ис}}^2 - \sigma^2}{\sigma_{\text{ис}}^2 - \sigma_0^2}. \quad (4.2.24)$$

Здесь значение исходной дисперсия системы принимается равным

$$\sigma_{\text{ис}}^2 = c_0(1 - c_0). \quad (4.2.25)$$

Значение I_2 изменяется в диапазоне от нуля (совершенно несмешанная система) до единицы (идеально смешанная система).

Эти соотношения следует иметь в виду, используя оптические методы оценки неоднородности смешения. В методике фирмы Sulzer используется еще более простая формула для вычисления величины σ_0 , которая принимается в качестве первоначальной характеристики смеси $\sigma_0 = \sqrt{c_0(1-c_0)}$. Полученные опытные значения дисперсии σ сравниваются с σ_0 . Если отношение σ/σ_0 близко к единице, считают, что изменение концентрации в пробах соответствует закону биномиального распределения и рассматриваемая смесь является гомогенной. Качество смеси определяют по величине отношения теоретической и определенной экспериментально дисперсии. При выборе характера распределения концентраций в идеальной смеси не представляется возможным учесть свойства образующих ее компонентов, в том числе и их размера.

При использовании статистических критериев следует уделять особое внимание правильному определению числа частиц в пробе, так как это число оказывает доминирующее воздействие на значение σ_0^2 . Степень однородности смеси, оцениваемая приведенными выше критериями, существенно зависит от объема пробы, который должен превышать некоторый критический размер. Этот размер называют масштабом разрешения, определяя его как минимальный размер экспериментально исследуемой области, в которой наличие неоднородности делает смесь непригодной для практического применения. Статистическое определение минимальных размеров масштаба разрешения следует из неравенства (4.2.5). Если средний размер дисперсных частиц равен $\langle d \rangle$, то минимальный объем пробы V_{\min} должен удовлетворять следующему очевидному условию:

$$V_{\min} \geq 3\pi \langle d \rangle^3 / [2c_0(1-c_0)]. \quad (4.2.26)$$

Существует подход, основанный на *выделении в смеси агломератов*. В смеси тонкодисперсных материалов можно выделить элементарные объемы (агломераты), занятые частицами только ключевого компонента. При этом любой многокомпонентный полидисперсный порошковый материал представляют двухкомпонентным и один из компонентов считают условным, а другой – ключевым, содержание которого в макрообъемах смеси является случайной величиной и в итоге определяет ее однородность.

Эти элементарные объемы получили наименование агломераты, а размеры этих объектов, их распределение в смеси определяет ее качество. Смешивание в этом случае представляет собой деления агломератов на все более мелкие, а также распределение их в объеме смеси. При случайном распределении агломератов качество смеси тем лучше, чем меньше их объем v_a . Смесь можно охарактеризовать функцией распределения объемов агломератов ключевого компонента $p(v_a)$. Критерий оценки среднего объема $\langle v_a \rangle$:

$$\langle v_a \rangle = \int_{V_i}^V v_a p(v_a) dv_a \bigg/ \int_{V_i}^V p(v_a) dv_a.$$

Принимается, что все объемы агломератов ключевого компонента равны их среднему объему $\langle v_a \rangle$. Тогда смесь может быть разделена на ячейки объемом $\langle v_a \rangle$ так, чтобы в каждую ячейку попал либо ключевой, либо условный компонент. Число ячеек ключевого компонента $N_k = M_k / \rho_k \langle v_a \rangle$. Число условного компонента $N_{yc} = M_{yc} / \rho_{yc} \langle v_a \rangle$. Количество ячеек ключевого и условного компонентов, попавших в уровень смеси от x до $x + dx$ в момент τ ,

$$N_k(x) = \frac{c(x, \tau) \rho_{yc} (N_k + N_{yc})}{n_{yp} [(100 - c(x, \tau)) \rho_k + c(x, \tau) \rho_{yc}]}, \quad N_{yc}(x) = (N_k + N_{yc}) / n_{yp} - N_k(x),$$

где $c(x, \tau)$ – доля ключевого компонента на уровне x в момент времени τ ; n_{yp} – число уровней в слое, на котором проводится отбор проб. В поперечном сечении аппарата ячейки на одном уровне распределяются случайно. Предполагается, что попадание определенного числа ячеек ключевого компонента y в пробу объемом V^* подчиняется гипергеометрическому распределению $p_k(x, y) = C_{N_k(x)}^y C_{N_{yc}(x)}^{N_{np}-y} / C_{N_k(x)+N_{yc}(x)}^{N_{np}}$, где $N_{np} = V^* / \langle v_a \rangle$ – число ячеек в пробе, $C_{N_k(x)}^y$ – число сочетаний $N_k(x)$ по y ; $p_k(x, y)$ – функция распределения объемной доли ключевого компонента по пробам в объеме смеси на уровне x .

В рамках рассмотренных представлений выражение для коэффициента вариации K_v будет иметь следующий вид:

$$K_v = 100 / \langle c \rangle \sqrt{(N_{np} - 1)^{-1} \sum_{y=0}^{N_{np}} (c(y) p_k(y) - \langle c \rangle)^2}, \quad c(y) = \frac{\rho_k y}{\rho_k y + \rho_{yc} (N_{np} - y)} 100\%,$$

$$\langle c \rangle = \sum_{y=0}^{N_{np}} c(y) p_k(y).$$

Этот подход имеет недостаток, который заключается в том, что принимается принцип монодисперсности исследуемых материалов и не учитываются их размеры. Он не позволяет прогнозировать качество получаемой смеси без проведения экспериментов. Предлагается ввести понятие *локальный объем идеальной смеси*, однозначно определяющий минимально возможный объем идеальной смеси, в котором с определенной вероятностью выполняется стехиометрическое соотношение для всех ингредиентов дисперсного материала с учетом их дисперсного состава.

Физическая модель идеальной смеси многокомпонентного полидисперсного дисперсного материала предполагает, что частицы каждого компонента однородны по химическому составу и внутренней структуре. Весь объем этой смеси состоит из одинаковых ячеек (локальных объемов), в любой из которых в стехиометрическом соотношении представлен весь спектр дисперсного состава каждого компонента. Число этих ячеек равно числу частиц ключевого компонента $N_k(d_k)$. Роль ключевого компонента выполняет ингредиент, имеющий в своем составе наименьшее число крупных зерен размером $d(p_{<d})$ (наибольший размер частиц, $p_{<d}$ – доля частиц меньше данного размера).

Исходя из принятых допущений, по предлагаемой формуле определяют количество крупных частиц для каждого ингредиента, и затем выбирают ключевой $N_i[d(p_{<d})] = c_i V \rho_{cm} (1 - p_{<d}) / [\rho_i k_{fi}(d(p_{<d})) \cdot 100]$. Величина локального объема идеальной смеси с уровнем значимости $p_{<d}$ $V_{лок} = V / N_k[d(p_{<d})]$.

Нет убедительных доказательств того, что в локальном объеме действительно выполняется стехиометрическое соотношение для всех ингредиентов порошкового материала и существует ли такой *локальный объем* на практике, кроме объема самой смеси.

Информационный подход может успешно использоваться при оценке состояния смесей и их качества. В процессе эволюции смеси к равновесному состоянию меняется значение информационной энтропии, с которым могут быть связаны параметры, оценивающие качество смеси. Однако при моделировании работы смесителей имеются трудности при описании кинетики процесса.

Этот подход базируется на понятии информационной энтропии H (4.2.9):

$$H = -k_b \sum_i P_i \ln P_i. \quad (4.2.27)$$

Индекс P_i рассматривается как вероятность выбора частицы или некоторой совокупности частиц с одним из i -х свойств. Постоянный коэффициент k_b зависит от основания логарифма выражения (4.2.27). Если логарифм берется по основанию 2, то H измеряется в единицах, которые называются *битами*. Задача заключается в нахождении вероятностей P_i на основании принципа максимума энтропии. Максимум энтропии соответствует наиболее вероятному состоянию системы. Значение P_i можно получить из выражения $dH/dP_i = 0$.

В реальных ситуациях на P_i оказывают влияние внешние факторы и при расчете это необходимо учесть. Принцип максимума энтропии может быть обобщен, если влияние внешних факторов можно выразить в форме ограничений. Индекс i отражает значение концентрации c_i ключевого компонента в заданной точке зоны смешения. Если c_o – средняя массовая доля ключевого компонента, то $\sum_i P_i c_i = c_o$. Пусть для исследуемой системы выделено M ограниче-

ний типа f_k , $k = 1, \dots, M$. Неясно, что понимается под ограничениями, какое количество их необходимо и достаточно для решения задачи. Если они носят аддитивный характер, то им соответствует M сумм:

$$\sum_i P_i f_i(k) = f_k. \quad (4.2.28)$$

Также необходимо выполнение следующего ограничения:

$$\sum_i P_i = 1. \quad (4.2.29)$$

Задача нахождения экстремума (4.2.27) при ограничениях (4.2.28), (4.2.29) может решаться методом Лагранжа. Принимаются дополнительные параметры λ, λ_k $k = 1, \dots, M$. Нормировав λ, λ_k относительно k_b , получим исходное выражение для поиска экстремума:

$$\frac{d}{dP_i} \left[\frac{1}{k_b} H - (\lambda - 1) \sum_i P_i - \sum_k \lambda_k \sum_i P_i f_i(k) \right] = 0. \quad (4.2.30)$$

Решение (4.2.30) будет иметь следующий вид:

$$P_i = \exp \left[-\lambda - \sum_k \lambda_k f_i(k) \right]. \quad (4.2.31)$$

Выражение (4.2.31) необходимо подставить в исходные зависимости (4.2.27)–(4.2.29). Полученная при этом система уравнений позволит найти коэффициенты Лагранжа λ , λ_k , а также определить P_i из (4.2.31).

Возможен и более простой подход, когда непосредственно выражение (4.2.27) используется для оценки качества смеси. В процессе эволюции смеси к равновесному состоянию меняется значение энтропии, с которым могут быть связаны параметры, оценивающие качество смесей.

Статистическая оценка информационной энтропии реальной смеси сыпучих материалов на один признак на уровне V^* равна:

$$H_{iV^*} = - \left(\frac{1}{mn} \right) \sum_{i=1}^m \sum_{j=1}^n \frac{N_{ji}}{n} \lg \left(\frac{N_{ji}}{n} \right), \quad (4.2.32)$$

где V^* – объем пробы смеси; m – число компонентов в смеси; n – число проб, взятых для оценки из смеси; N_{ji} – частота принятия конкретного j -го значения концентрации i -го компонента во всех n пробах смеси объемом V^* каждая.

Известно, что при фиксированном числе состояний m физической системы ее энтропия максимальна в случае равенства исходов этих состояний, т. е. при $P_1 = P_2 = \dots = P_m = 1/m$, где P_m – вероятности принятия системой соответственно 1-го, 2-го и m -го состояния. В этом случае максимальная энтропия H_{\max} равна $H_{\max} = -\lg m$. Во всех остальных случаях $H < H_{\max}$. Используя это свойство энтропии, можно с помощью соотношения оценить относительную эффективность способа смешивания $\Phi = (H_{\max} - H)/H$.

Если анализируется смесь, состоящая из m компонентов, то максимальная энтропия ее будет в случае, когда каждый из компонентов входит в смесь в количестве, пропорциональном отношению $1/m$. Для такой смеси величина $\Phi = 0$. Во всех остальных случаях $1 > \Phi > 0$. Чем больше разница в соотношении компонентов в смеси, тем выше значение параметра Φ , а следовательно, тем значительней качество смеси будет отличаться от идеального, характеризуемого величиной H_{\max} .

При расчете максимального значения энтропии вероятность принимается не зависящей от объема пробы и равной обратному числу компонентов в смеси. Понятно, что рассчитанное так максимальное значение $\max H(V^*)$ будет довольно далеко отстоять от ее значения для реальной смеси. Чем ближе мы сможем подойти к оценке реального значения информационной энтропии, тем точнее мы сможем оценить состояние смеси.

Подведем итоги. Приведенные в данном разделе подходы к оценке качества смеси не позволяют ответить на главный вопрос: они не позволяют уста-

новить для равновесного состояния смеси соответствие между ожидаемым отклонением величины концентрации в пробе, числом и концентрацией компонентов в смеси, объемом смеси, объемом анализируемой пробы, размером частиц компонентов. Решению данной задачи и посвящено дальнейшее содержание настоящей главы.

4.2.3. Качественный анализ равновесного состояния смеси

Для обоснованного поведения дальнейшего анализа качества смешивания дисперсных материалов необходимо более подробно раскрыть содержание понятия *равновесное состояние*. В исследовании смешивания широко используется кривая, отображающая изменение дисперсии концентрации или какой-либо другой переменной величины во времени, которая называется кинетической кривой. Типичный пример изменения дисперсии смеси во времени представлен на рис. 4.2.1.

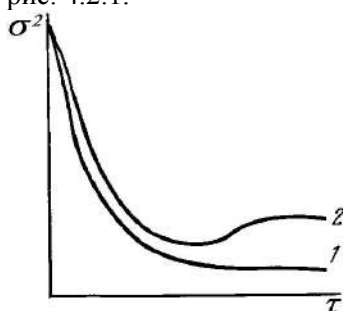


Рис. 4.2.1. Кинетические кривые смешивания: 1 – наиболее распространенный вид; 2 – при наличии сепарации.

Для смешивания можно выделить три основных временных интервала:

- первый, когда наблюдается резкое улучшение качества смеси за счет конвективного переноса ключевого компонента по объему смесителя;
- второй, когда скорость смешивания падает и имеет место диффузионный перенос ключевого компонента;
- третий, когда не происходит дальнейшего улучшения качества смеси и наступает некоторое равновесие.

В некоторых случаях указанное равновесие наступает не сразу и может иметь место сегрегация (разделение) смеси. Сегрегация наблюдается довольно редко, когда для нее есть специальные причины. Например, когда имеется значительное различие в размерах и плотности дисперсных частиц. Изучение смешивания во времени позволяет определить оптимальное время проведения процесса и открывает пути совершенствования смесительного оборудования и методов смешивания. С целью построения модели равновесного состояния смеси дисперсных материалов основное внимание сосредоточим на ее асимптотическом поведении при $\tau \rightarrow \infty$ и ее поведении при предельно достижимом (равновесном) состоянии. Исследование переходных процессов, обладающих значительно меньшей общностью, мы оставим в стороне.

Предположим, что при работе смесителя сегрегация отсутствует. Равновесное состояние смеси может существовать только при подводе к ней энергии и

зависит от условий работы и конструкции конкретного аппарата. Речь идет о поведении динамической диссипативной системы. Характеристикой поведения такой системы может являться концентрация ключевого компонента в некотором элементарном объеме (пробе), которая при смешении непрерывно изменяется. Изменение концентрации есть результат двух процессов, происходящих в смесителе, конвективного переноса на уровне размера аппарата или отдельных структурных образований (контуров циркуляции), диффузионного переноса на уровне элементарных объемов.

По истечении некоторого времени (времени смешения) устанавливалось динамическое равновесие, что соответствовало $\Delta c \equiv \text{const}$. Дальнейшее улучшение качества смеси при данном режиме работы смесителя становится невозможным. Дисперсия, рассчитанная для смеси в целом, при достижении ею равновесного состояния остается постоянной (рис. 4.2.1).

На такой характер поведения смеси в равновесном динамическом состоянии указывают и результаты экспериментальных исследований смешения, когда непосредственно в объеме смеси измерялись локальные значения концентрации ключевого компонента (рис. 4.2.2). Скорость достижения равновесного состояния смеси и наблюдаемые изменения концентрации зависят от особенностей работы смесителя.



Рис. 4.2.2. Изменение локальной концентрации ключевого компонента во времени.

На рис. 4.2.1 изображен конвективный перенос на уровне всего аппарата, обусловленный общим планетарным движением мешалок. Диффузионный перенос ключевого компонента между отдельными элементарными объемами смеси вызван непосредственным движением (вращением) лопастей.

Можно представить, что, по отношению к выделенному элементарному объему изменение концентрации имеет периодичность (рис. 4.2.3, а) с частотой f_2 $f_2 = 2\pi/\tau_2$. Частота f_2 при смешении не остается постоянной при постоянстве амплитуды колебаний. Для удобства представления можно от декартовой системы координат перейти к цилиндрической и представить, что изменения концентрации ключевого компонента происходят на поверхности цилиндра (рис. 4.2.3, б), длина образующей которого равна τ_2 .

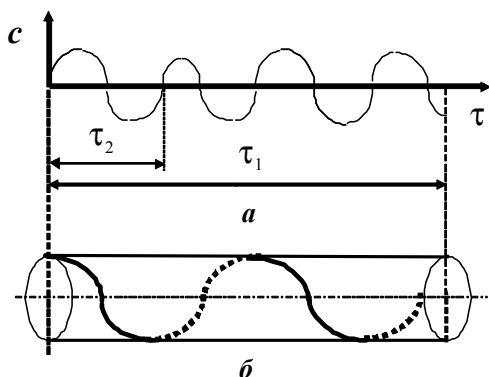


Рис. 4.2.3. Изменение концентрации ключевого компонента в пробе в предельном состоянии смеси: a – в декартовой системе координат, $б$ – на поверхности цилиндра.

Существует еще одно характерное время процесса смешения τ_1 . В силу эргодичности изучаемого процесса в равновесном состоянии наблюдаемая картина изменения концентрации ключевого компонента должна повторяться с определенной частотой f_1 . Частота f_1 определяется через τ_1 аналогично f_2 . Для периодического процесса время смешения кратно отношению объема смеси к ее объемной скорости циркуляции в аппарате.

Тогда от цилиндрической поверхности можно перейти к поверхности тора и изменение концентрации во времени будет иметь вид, представленный на рис. 4.2.4. Выбор времени смешения τ_1 обусловлен многими факторами. В нашем случае в качестве τ_1 можно также принять время достижения смесью равновесного состояния (см. рис. 4.2.1).

Траектории на поверхности тора называют фазовыми, а пространство, в котором они наблюдаются, – фазовым пространством. В отдельных случаях, как это представлено на рис. 4.2.4, фазовые траектории остаются в ограниченном объеме и сходятся к аттрактору – компактному множеству в фазовом пространстве, инвариантному относительно отображения. Исследование аттрактора означает существенное упрощение решения общей задачи. Точное построение аттрактора предполагает численное интегрирование некоторого кинетического уравнения при $\tau \rightarrow \infty$.

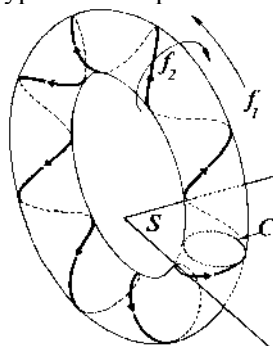


Рис. 4.2.4. Пример траектории движения смеси в фазовом пространстве состояний.

Рассмотрим некоторое сечение S тора, которое называют сечением Пуанкаре. Точная форма сечения зависит от отношения частот f_1/f_2 . Если оно иррационально, то траектория не замыкается, и всюду плотно покрывает поверхность

тора. В этом случае говорят, что частоты несоизмеримы и имеет место детерминированный хаос. Замкнутая кривая C в сечении непрерывна. Хотя кривая непрерывна, последовательные точки пересечения траектории с плоскостью S не покрывают ее сплошь.

Рассмотрим рис. 4.2.4 с точки зрения анализа работы смесителя. Введение в рассмотрение сечения Пуанкаре предполагает, что мы через определенные промежутки времени фиксируем значение концентрации в выделенном элементарном объеме. По истечении времени эксперимента мы получим множество возможных значений концентраций ключевого компонента в выделенном элементарном объеме. Поскольку мы рассматриваем поведение смеси в предельно достижимом состоянии, то выбор места положения ячейки значения не имеет и результаты наблюдений могут быть распространены и на другие элементарные объемы. Представленная картина во многом является идеализированной. Поскольку время τ_2 может принимать случайные значения в некотором интервале, то в течение времени наблюдения будет изменяться малый радиус тора и кривая C в сечении Пуанкаре будет размываться. Чем точнее вычисляется концентрация ключевого компонента, тем больше точек мы наблюдаем в сечении. Это говорит о том, что исследование фазовых траекторий с помощью сечения Пуанкаре позволяет получить только качественную информацию. Наиболее приемлемой (если не единственной) численной характеристикой хаотического поведения является фрактальная размерность аттрактора. Расчет фрактальной размерности дискретных объектов наиболее приемлем и для анализа равновесного состояния смеси дисперсных материалов (см. параграф 2.1.4).

Требуется разработать новый подход к прогнозированию достижимого качества смеси в зависимости от свойств исходных дисперсных материалов. Важно, чтобы при этом учитывался и объем самой пробы.

Подведем итоги. Точное построение аттрактора связано с проведением сложных вычислений, которые будут зависеть от конструкции смесителя, режима его работы, свойств исходных дисперсных материалов и самой смеси. В результате расчетов мы сможем описать поведение конкретной смеси в равновесном состоянии, которое обязательно будет отлично от смеси со случайным распределением компонентов. Состояние смеси со случайным распределением компонентов не зависит от типа смесителя и является инвариантной ее характеристикой. Поэтому для решения поставленной нами задачи более правильно отказаться от построения аттрактора и использовать методы фрактальной размерности для непосредственного анализа смеси со случайным распределением компонентов.

4.2.4. Фрактальная размерность однородной смеси

Дисперсные материалы или их смеси представляют собой совокупность отдельных частиц определенной плотности и размера. Примем, что частицы не взаимодействуют друг с другом и не образуют связанных пространственных структур и их совокупность можно считать дискретным объектом. Поставив в

соответствие каждой частице точку в евклидовом пространстве, осуществим переход к абстрактному математическому объекту – точечному множеству. Как было показано, одним из важных (если не единственным) свойств точечных множеств является их размерность. Для анализа точечных множеств наиболее полной в теоретическом плане является модель, основанная на использовании понятия фрактальной размерности. Теоретические достижения в разработке модели позволяют использовать ее при решении практических задач.

Мы будем использовать гипотезу о том, что фрактальная размерность множества определима в том случае, если само множество, либо мера, определенная соответствующим образом на данном множестве, обладают свойством масштабной инвариантности. Такое допущение позволяет применить весьма продуктивные методы теории фрактальности к традиционным объектам химической технологии и вместо множества точек рассматривать множества объектов (дисперсных частиц), имеющих конечные размеры. Необходимо определить возможное отклонение концентрации заданного (ключевого) компонента в произвольно взятой пробе от его среднего значения в смеси со случайным распределением компонентов. Известны свойства смеси: объем отдельной частицы v_0 , их объемная средняя концентрация c_0 . Внешними условиями являются общий объем смеси V , объем пробы V^* или объем изделия V_0 .

Данную задачу, как правило, пытались решить на основе уравнений статистической теории или эмпирическим путем. Более удачное решение получается, если воспользоваться подходом, базирующимся на понятии фрактальной размерности. В качестве критерия оценки состояния многокомпонентных систем будем использовать емкостную (информационную) размерность множества, определяемую аналогично фрактальной размерности канторова множества. При этом реально оценить возможные неоднородности в системе дисперсных материалов.

От многокомпонентной смеси объемом V можно перейти к анализу системы, объединяющей множество координат частиц ее компонентов. В общем случае фрактальная размерность такого множества определяется выражением (3.1.5) [10], которое при условии конечности размеров частиц будет иметь вид

$$d = \ln N / \ln(1/\varepsilon), \quad (4.2.33)$$

где N – число элементов множества (число частиц ключевого компонента в смеси); ε – размер единичных кубов (шаров), покрывающих точки множества (мера множества).

Если в качестве меры множества принять размер частицы, то число элементов, соответствующих ключевому компоненту системы, имеющему концентрацию c_0 и объем частиц v_0 , равно:

$$N = c_0 V / v_0. \quad (4.2.34)$$

В качестве меры множества принимаем следующее отношение, которое предполагает, что ключевой компонент состоит из частиц одного размера:

$$\varepsilon = (c_0 / N)^{1/3}, \quad (4.2.35)$$

тогда получим следующее выражение для расчета фрактальной размерности смеси:

$$d = \frac{\ln(c_0 V / v_0)}{\ln(V / v_0)^{1/3}} = 3 \left(1 + \frac{\ln c_0}{\ln(V / v_0)} \right). \quad (4.2.36)$$

При написании уравнения (4.2.36) предполагается, что точность измерения (мера множества) в нашем случае не превышает размера дисперсных частиц ключевого компонента.

На рис. 4.2.5 показан пример расчета фрактальной размерности по формуле (4.2.36) для объема смеси 1 л в зависимости от объема частицы ключевого компонента v_0 . Минимальный объем частицы принят равным 1 мм^3 , максимальный 100 мм^3 . При концентрации ключевого компонента, равной 0,5, фрактальная размерность очень близка к трем, т. е. распределение ключевого компонента в смеси близко к регулярному (равномерному). Можем сделать и первый практический вывод: наиболее технологичной является смесь с равным объемным содержанием компонентов. Именно объемным, а не массовым содержанием компонентов. С уменьшением концентрации регулярность уменьшается и распределение становится случайным.

При слишком малой концентрации смеси число частиц ключевого компонента уменьшается и уменьшается достижимая равномерность его распределения по смеси, о чем свидетельствуют малые значения величины фрактальной размерности (близкие к двум). Примерно такой же прямолинейный характер зависимости сохраняется в более широком диапазоне значений объемов частиц от 10^{-2} до 10^3 мм^3 .

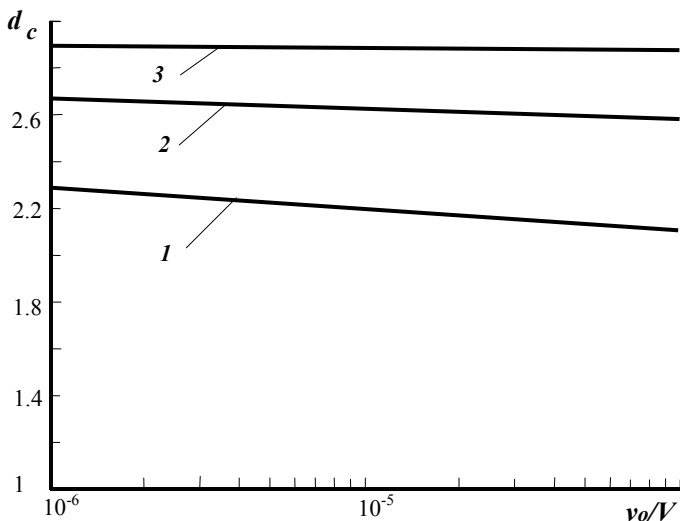


Рис. 4.2.5. Зависимость фрактальной размерности от отношения объема частицы к объему дисперсной системы при объеме 1 л: 1 – $c_0 = 0,01$; 2 – $c_0 = 0,1$; 3 – $c_0 = 0,5$.

Во втором примере расчета (рис. 4.2.6) увеличен объем смеси, общее число частиц и величина фрактальной размерности также возросли. Стало возможным получить смесь лучшего качества. Можно сделать следующий вывод — чем больше число частиц в смеси, тем выше ее качество. При использовании в сме-

си малого количества ключевого компонента необходимо уменьшить размер его частиц.

Приведенные результаты расчетов показывают, что между достижимой степенью однородности смеси и ее основными параметрами должна существовать однозначная количественная связь. Для установления этой количественной связи необходимо ввести в рассмотрение объем пробы. Только по результатам анализа содержания ключевого компонента в пробе можно судить о качестве смеси. Для пробы объемом $V^* = \alpha V$ ($0 \leq \alpha \leq 1$) емкостная размерность, соответствующая ключевому компоненту, найдется аналогичным образом:

$$d^* = 3(1 + \ln(\alpha c_0) / \ln(V/v_0)). \quad (4.2.37)$$

Очевидно, что для $\alpha < 1$ должно выполняться условие $d^* < d$, т. е. нарушается масштабная инвариантность пространственного распределения компонентов. Данный вывод подтверждают и проведенные выше расчеты.

Величина d характеризует предельное (однородное) состояние смеси при заданном значении концентрации и размере частиц ключевого компонента. Под предельным понимается такое состояние смеси, когда дальнейшее улучшение ее качества путем только смешения не представляется возможным. Предельное состояние смеси может быть достигнуто только тогда, когда в ней не образуются агломераты, т. е. она состоит из отдельных дисперсных частиц первоначального размера.

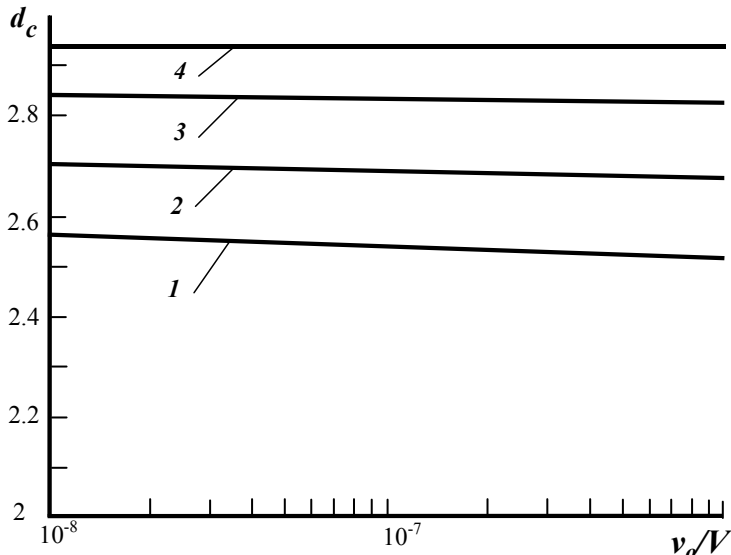


Рис. 4.2.6. Зависимость фрактальной размерности от отношения объема дисперсной частицы к объему дисперсной системы при объеме 60 л:
 $1 - c_0 = 0,001$; $2 - c_0 = 0,01$; $3 - c_0 = 0,1$; $4 - c_0 = 0,5$.

Подведем итоги. Возникает задача, как, используя выражения для d и d^* , определить предельную (минимальную) дисперсию распределения концентрации ключевого компонента по отдельно взятым пробам. При решении этой задачи возможны два подхода – аналитический и численный. Аналитическое ре-

шение допускает получение выражения для прогнозирования качества смешивания. Реализация последнего подхода предполагает построение численной модели однородной смеси. Считается, если ключевой компонент случайным образом распределен по объему смеси, то она является однородной. Несмотря на то, что данное положение широко известно, строгого математического обоснования оно не имеет.

4.2.5. Прогнозирование качества смешивания

Однако наиболее важным результатом расчетов оказалась выявленная в явном виде зависимость между дисперсией и величиной фрактальной размерности смеси, рассчитанной по (4.2.36). Будем исходить из предположения, что мерой неопределенности того, как распределен ключевой компонент по объему смеси, является дисперсия, рассчитанная на основе анализа проб определенного размера. Считается, что практически достижимая минимальная дисперсия смеси соответствует случайному распределению ключевого компонента за исключением случая упорядоченного распределения компонентов смеси, когда дисперсия равна нулю.

При достаточно больших размерах смеси, когда число частиц ключевого компонента очень велико, значения ее концентрации в конкретных точках можно рассматривать как непрерывный источник информации. Оценка неопределенности выбора для непрерывного источника информации имеет определенную специфику. Во-первых, значения концентрации ключевого компонента, реализуемые в различных точках смеси, математически отображаются случайной непрерывной величиной. Во-вторых, вероятности значений этой случайной величины не могут использоваться для оценки неопределенности состояния смеси (качества смеси), поскольку в данном случае вероятность любого конкретного значения равна нулю. В этом случае естественным является связывать неопределенность выбора значения случайной непрерывной величины с плотностью распределения вероятностей этих значений $p(c)$.

В нашем случае если объем смеси не ограничен, то выражение для энтропии $H(C)$ непрерывного источника информации (4.2.9) имеет следующий вид:

$$H(C) = - \int_{-\infty}^{\infty} p(c) \ln p(c) dc - \lim_{\Delta c \rightarrow 0} \Delta c. \quad (4.2.38)$$

В соотношении (4.2.38) второй член в правой части стремится к бесконечности при стремлении к нулю разницы между соседними значениями случайной величины $\Delta c \rightarrow 0$, и мы заключаем, что энтропия непрерывного распределения бесконечно большая. В нашем заключении нет ничего парадоксального, более того, его следовало предвидеть заранее. Неопределенность выбора из бесконечно большого числа возможных состояний (значений ключевого компонента в конкретных точках смеси) бесконечно велика.

С точки зрения теории информации энтропия системы есть не что иное, как число вопросов, на которые необходимо ответить *да* или *нет* для того, чтобы

полностью определить состояние системы. В смеси с бесконечным числом состояний однозначное задание одного из них очевидным образом требует бесконечного числа вопросов, и, в свою очередь, бесконечные ответы *да* или *нет* порождают бесконечное число битов.

Первый член в правой части соотношения (4.2.38) имеет конечное значение, которое зависит от закона распределения случайной величины C и не зависит от точности ее определения Δc . Он имеет точно такую же структуру, как энтропия дискретного источника (4.2.8). Второй член того же соотношения, наоборот, зависит лишь от шага квантования Δc (точности определения) случайной величины C . Именно в нем кроется причина того, что величина $I(C)$ обращается в бесконечность.

Для получения конечной характеристики информационных свойств непрерывного источника известны два подхода.

Первый подход состоит в том, что в качестве неопределенности принимают первый член соотношения (4.2.38)

$$H_c = - \int_{-\infty}^{\infty} p(c) \ln p(c) dc. \quad (4.2.39)$$

Определенную аналогичным образом энтропию, так называемую дифференциальную энтропию, можно трактовать как среднюю неопределенность выбора случайной величины C с произвольным законом распределения по сравнению со средней неопределенностью выбора случайной величины, изменяющейся в диапазоне от нуля до единицы и имеющей равномерное распределение.

Предположим, что ограничения на область значений случайной непрерывной величины C со средним значением, равным c_0 , отсутствуют, но известно, что дисперсия ее ограничена. Тогда максимальной дифференциальной энтропией будет обладать нормальное распределение величины C со средним значением, равным c_0 . Для смеси дисперсных материалов первое предположение вытекает из допущения о непрерывном распределении ключевого компонента по объему смеси, второе из самой постановки задачи. При доказательстве решается задача определения функции $p(c)$, обеспечивающей максимальное значение функционала (4.2.39) при следующих ограничениях:

$$\int_{-\infty}^{\infty} p(c) dc = 1 \quad \text{и} \quad \int_{-\infty}^{\infty} c^2 p(c) dc = \sigma^2,$$

Искомую плотность распределения $p(c)$ можно найти, например, методом неопределенных множителей Лагранжа. Она оказывается гауссовской:

$$p(c) = \exp\{-(c - c_0)^2 / 2\sigma^2\} / \sigma\sqrt{2\pi}. \quad (4.2.40)$$

Вычислив функционал (4.2.39) для данного распределения, получим значение максимальной дифференциальной энтропии H_c^*

$$\begin{aligned}
H_c^* &= -\int p(c) \ln p(c) dc = -\int p(c) \left[-\frac{\ln(2\pi\sigma^2)}{2} - \frac{(c - c_0)^2}{2\sigma^2} \right] dc = \\
&= \frac{1}{2} \ln(2\pi\sigma^2) + \frac{1}{2\sigma^2} \int (c - c_0)^2 p(c) dc = \frac{1}{2} \ln(2\pi e\sigma^2 / c_0^2) = \ln(\sqrt{2\pi e}\sigma / c_0)
\end{aligned}$$

или

$$H_c^* = \ln(\sqrt{2\pi e}\sigma / c_0). \quad (4.2.41)$$

При *втором* подходе к использованию соотношения (4.2.38) для количественного определения информации принимается во внимание невозможность практического обеспечения высокой точности различия определяемых значений непрерывного источника информации. Применительно к решаемой нами задаче значение концентрации может быть определено только при достаточно большом объеме пробы, когда вероятность найти в ней хотя бы одну частицу ключевого компонента близка к единице. Поэтому все возможное число значений C в пределах заданной точности измерений (объема пробы) следует рассматривать как одно значение. Из средней неопределенности выбора источником некоторого значения (единичной пробы) необходимо вычесть среднюю неопределенность того же источника, полученную при условии, что мы знаем результаты определения C с некоторой определенной точностью. Такая разность является мерой снятой неопределенности или количеством информации.

При случайном выборе пробы из смеси среднее количество информации, содержащееся в каждой отдельной пробе, относительно количества информации, содержащейся в смеси в целом, равно разности априорной и апостериорной энтропий источника (смеси).

Вернемся к дискретной модели смеси конечных размеров, образованной конечным множеством частиц ключевого компонента. Как было показано выше, информационная энтропия зависит от точности измерения α , т. е. размера пробы. Согласно (2.26) и (2.28) [10], выражение для оценки максимальной энтропии смеси (источника), содержащейся в одном измерении, имеет следующий вид:

$$H(\alpha) = \sum_{i=1}^{n(\alpha)} d \log_2(\alpha) = (d - d^*) + \log_2(d - d^*). \quad (4.2.42)$$

При этом учитывалось, что масштабная инвариантность для смеси не сохраняется и фрактальная размерность зависит от объема пробы. В результате сравнения (4.2.41) и (4.2.42) имеем следующее равенство:

$$\log_2(\sqrt{2\pi e}\sigma / c_0) = (d - d^*) + \log_2(d - d^*).$$

После несложных преобразований получим искомое выражение для оценки качества смеси

$$\sigma = \sigma_H = c_0 [\Delta d \exp(\Delta d) / \sqrt{2\pi e}], \quad \Delta d = d - d^* = d_0 \frac{\ln(\alpha) \ln(c_0)}{\ln(V/v_0) \ln(\alpha V/v_0)} \quad (4.2.43)$$

Возможность использовать (4.2.43) доказана благодаря обобщению большого количества результатов численных экспериментов. Конечное выражение (4.2.43) содержит значение фрактальной размерности множества, соответ-

вующего всему объему смеси d_0 , для плоской задачи $d_0 = 2$, для объемной – $d_0 = 3$. Величину σ_H можно считать предельной минимальной дисперсией смеси с заданными свойствами, которая не зависит от типа используемого смесителя. Особенность выражения (4.2.43), в отличие от опубликованных ранее, состоит в том, что оно имеет теоретическое обоснование и учитывает обобщение результатов численного моделирования.

Проведем анализ полученной зависимости для расчета дисперсии модельной смеси со случайным распределением дисперсных частиц ключевого компонента по ее объему (рис. 4.2.7). При малом числе частиц ключевого компонента в пробе (не более 100) дисперсия становится соизмеримой со средним их содержанием (кривая 1). Если их число превышает тысячу (кривая 2), дисперсия распределения частиц по ячейкам (пробам) значительно меньше их среднего содержания. При большом числе частиц в ячейках (для пробы большого объема) и при низком среднем их содержании в смеси в целом величина дисперсии становится очень малой и анализ качества смешения значительно усложняется.

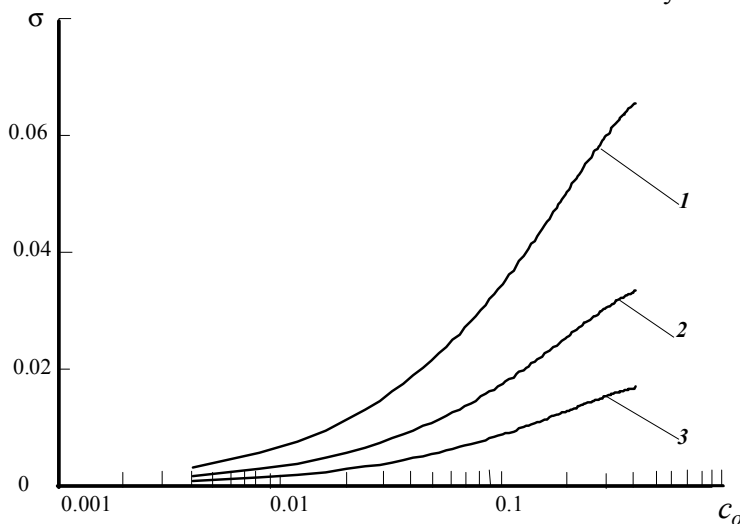


Рис. 4.2.7. Зависимость дисперсии от средней концентрации ключевого компонента при постоянном числе частиц в модельной смеси (1 000 000): 1 – размер пробы 0,0001; 2 – размер пробы 0,001; 3 – размер пробы 0,01.

Отклонения концентрации в пробе (дисперсия) (рис. 4.2.8) становятся существенными при малых концентрациях c_0 и объеме пробы αV и сглаживаются с уменьшением объема частицы v_0 (с ростом отношения V/v_0).

Необходимо осторожно выбирать объем пробы, которая должна правильно отражать состояние смеси. Для получения надежных данных о качестве смеси выбору объема пробы должны предшествовать предварительные расчеты.

Поскольку использовалась модель со случайным равномерным распределением, то получаемое в результате расчетов по (4.2.43) значение дисперсии является ее нижней оценкой, т. е. минимально достижимой величиной. Сравнение экспериментально определенной дисперсии для приготовленной смеси с рас-

считанной по (4.2.43) позволяет оценить степень приближения смеси к *идеальной*, отвечающей *равномерному* распределению ключевого компонента. При этом мы точно знаем, к чему необходимо стремиться и какое качество смеси возможно получить в каждом конкретном случае для любого из компонентов.

Однако задачу можно считать полностью решенной, если известна функция распределения, т. е. вероятность $p(n, \alpha)$ найти в некотором контрольном объеме $\alpha = V^*/V$ число частиц n при их числе в системе N_0 , их максимально возможном числе $N = V/v_0$ и среднем содержании в анализируемом объеме N_c . Выражение для вероятности $p(n, \alpha)$ имеет следующий вид:

$$p(n, \alpha) = \frac{\sqrt{e}}{N_c \Delta d \exp \Delta d} \exp \left\{ -\pi e \left[\frac{n - N_c}{N_c \Delta d \exp \Delta d} \right]^2 \right\}. \quad (4.2.44)$$

Практическое применение выражения (4.2.44) зависит от особенностей конкретной дисперсной системы. При его написании учитывалось то, что основным параметром данной модели является анализируемый объем или объем пробы α , который в явном виде не входит в выражение (4.2.44).

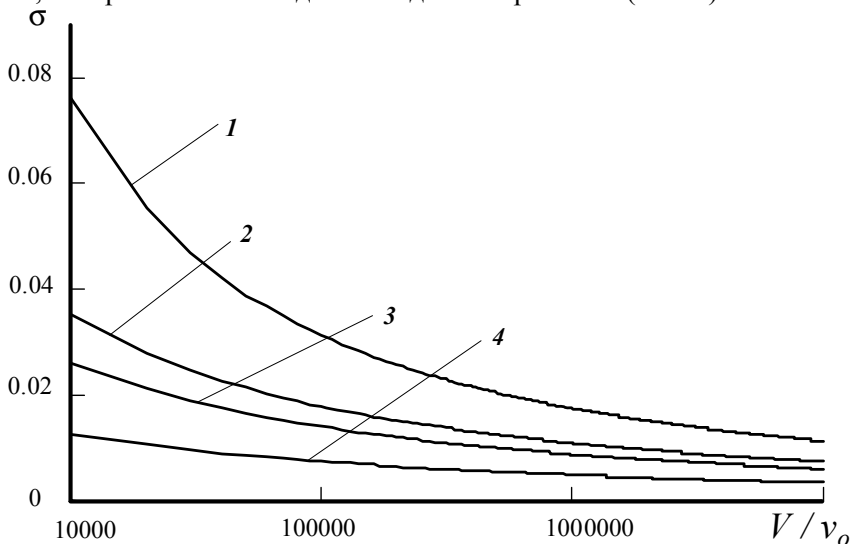


Рис. 4.2.8. Зависимость достижимой дисперсии смеси от количества частиц в смеси $c_i = 0,1$: 1 – объем пробы 0,001 от объема всей смеси; 2 – объем пробы 0,005; 3 – объем пробы 0,01; 4 – объем пробы 0,05.

На рис. 4.2.9 приведен пример функций распределения, построенных при условии равенства: максимально возможного числа частиц в системе N , равного 6000, и среднего числа частиц в анализируемой пробе N_c , равного 10.

Достигалось это за счет изменения числа частиц в системе N_0 и объема α . Как следует из рис. 4.2.9, при небольшом среднем числе частиц в анализируемой пробе наблюдается значительное отклонение от среднего. Отклонение уменьшается с увеличением числа частиц в системе N_0 (кривая 1).

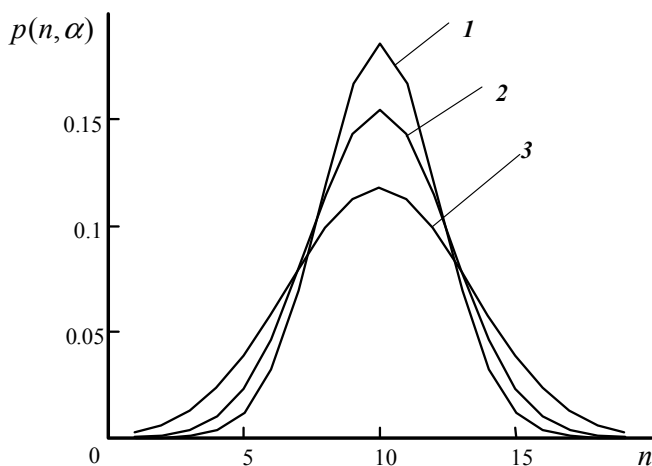


Рис. 4.2.9. Пример функций распределения:

1 – $N_0 = 2500$ и $\alpha = 0,004$; 2 – $N_0 = 2000$ и $\alpha = 0,005$; 3 – $N_0 = 1000$ и $\alpha = 0,01$.

Величина возможного числа частиц в системе определяет ее объем при постоянном объеме частицы. На рис. 4.2.10 представлен пример функций распределения как для большего возможного числа частиц $N = 100\,000$ (для большего объема, занимаемого частицами) и большего среднего числа частиц в анализируемой пробе $N_c = 100$. Как видно из рисунка, увеличение N и N_c приводит к тому, что абсолютное отклонение числа частиц в анализируемом объеме от среднего возросло. Однако их относительное отклонение уменьшилось. Общий характер зависимости сохранился. Отклонение уменьшается с увеличением числа частиц в системе N_0 .

Представленные распределения $p(n, \alpha)$ являются нормальными распределениями Гаусса и, следовательно, обладают всеми присущими ему свойствами. Они приведены с целью показать характер возможного изменения числа частиц в объеме пробы при изменении параметров анализируемой дисперсной системы. В этой связи возникает вопрос о подобии дисперсных систем, т. е. при каких условиях можно говорить о том, что распределение частиц в двух дисперсных систем подобно. Было показано, что при случайном выборе пробы из смеси среднее количество информации, содержащееся в каждой отдельной пробе, относительно количества информации, содержащейся в смеси в целом, равно разности априорной и апостериорной энтропии источника (дисперсной системы). В этом случае единственным критерием подобия может быть разность фрактальных размерностей смеси в целом и отдельно взятой пробы (4.2.43) при условии, что среднее число частиц в анализируемом объеме (пробе) $N_c = N_0\alpha$ сохраняется постоянным.

Размеры отбираемых проб непосредственно влияют на определение величин, характеризующих качество смеси. С уменьшением размеров проб меняется значение дисперсии концентраций ключевого компонента (рис. 4.2.14). Экспериментальное подтверждение данного факта можно найти в работе А.А. Александровского.

Для определения зависимости дисперсии от величины укрупнения единичных проб (размера проб) проводили четыре опыта в инерционном смесителе на модельной смеси кварцевого песка и железных опилок в соотношении 1 : 1. В каждом опыте число проб составляло 16. Отбирались они из соответствующих точек. В первом опыте укрупнение единичной пробы составляло единицу, т. е. из каждого участка из одной точки отбирались пробы и по ним рассчитывалась дисперсия. Во втором опыте укрупнение единичной пробы составляло 5, т. е. из каждого участка из пяти точек отбирались частицы, которые вместе составляли в пять раз укрупненную пробу и по ним рассчитывалась дисперсия. Аналогично в третьем и четвертом опытах укрупнение составляло 9 и 12. При этом экспериментально доказано, что значение среднеквадратичных отклонений в смеси с уменьшением размера отбираемых проб уменьшается. Следовательно, говоря о качестве смеси, выраженной через дисперсию, необходимо учитывать размеры проб, по которым она определена, с тем, чтобы избежать различий в толковании информации, полученной в конкретном опыте.

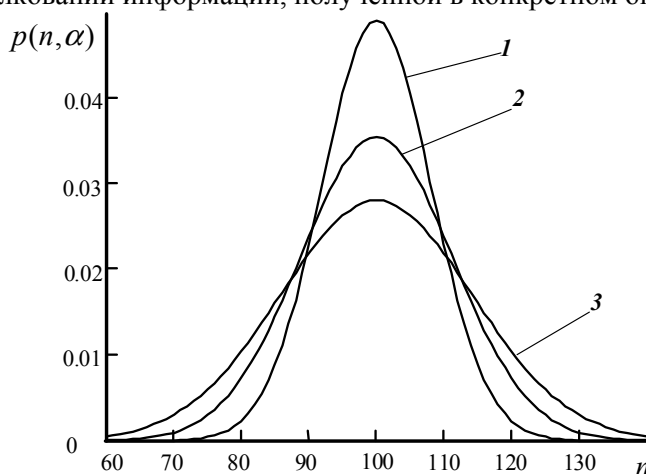


Рис. 4.2.10. Пример функций распределения:

1 – $N_0 = 40\,000$ и $\alpha = 0,0025$; 2 – $N_0 = 25\,000$ и $\alpha = 0,004$; 3 – $N_0 = 4000$ и $\alpha = 0,025$.

Согласно закону сложения ошибок дисперсии концентрации ключевого компонента будут связаны с размерами пробы следующей формулой:

$$\sigma_1 V_1^* = \sigma_2 V_2^* = \dots = \sigma_k V_k^* = \text{const},$$

где $V_1^*, V_2^*, \dots, V_k^*$ – объем единичной пробы при ее последовательном укрупнении; $\sigma_1, \sigma_2, \dots, \sigma_k$ – дисперсии концентрации ключевого компонента при 1, 2, ..., k -м укрупнении единичной пробы.

Данное соотношение справедливо только для хорошо смешанной композиции. Из текста не ясно, что понимается под хорошо смешанной композицией. В практических условиях предлагается использовать соотношение вида

$$\sigma_1 (V_1^*)^r = \sigma_2 (V_2^*)^r = \dots = \sigma_k (V_k^*)^r = \text{const}, \quad (4.2.45)$$

где r – показатель степени, изменяется от 0 до 1/2, определяется экспериментально. В отличие от (4.2.45), полученное нами уравнение (4.2.43) позволяет

предсказать зависимость дисперсии от объема пробы, не прибегая к экспериментам (рис. 4.2.11).

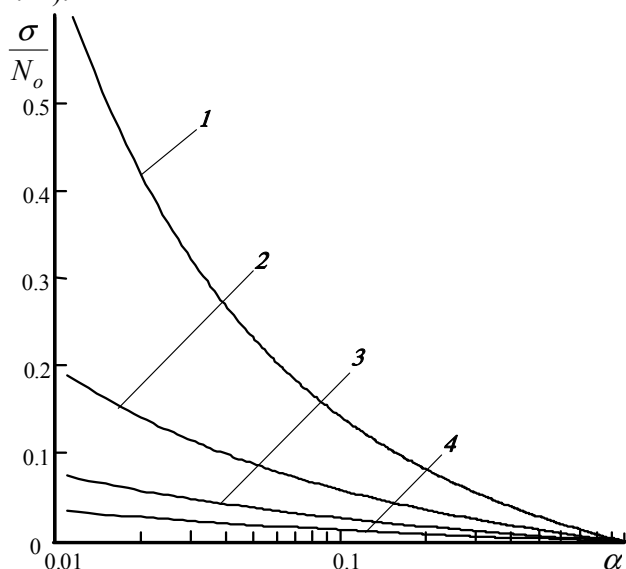


Рис. 4.2.11. Зависимость дисперсии от величины анализируемого объема при максимально возможном числе частиц в системе 10^6 и различной средней концентрации частиц: 1 – 0,0001; 2 – 0,01; 3 – 0,1; 4 – 0,3.

Подведем итоги. Благодаря выполненным исследованиям впервые получено выражение, которое позволяет прогнозировать качество смеси на основе расчета ее предельной минимальной дисперсии в зависимости от:

- средней концентрации ключевого компонента;
- размера дисперсных частиц ключевого компонента;
- доли смеси, взятой в качестве пробы (размеры пробы).

Если размер пробы принят равным размеру изделия, которое получается из части смеси после ее прессования, представляется возможным учесть влияние основных параметров смеси на качество конечного изделия. Основной недостаток предложенной модели состояния смеси дисперсных материалов состоит в том, что она не учитывает особенности работы конкретного смесителя. Преодолеть данный недостаток можно в случае непосредственного рассмотрения поведения смеси в равновесном состоянии. Основной внешней характеристикой такого поведения будет величина энергии, подводимой к смеси при ее перемешивании.

4.2.6. Выбор рациональных режимов приготовления смеси

Оценка параметров модели состояния смеси порошков. Для оценки параметров модели состояния смеси порошков необходимо установить зависимость величины основного параметра системы от свойств смеси и основных технологических параметров ее приготовления. Вопрос о выборе основного па-

раметра в нашем случае тесно связан с вопросом о выборе критерия качества смеси. В качестве критерия можно использовать среднеквадратичное отклонение или коэффициент вариации. Однако, поскольку речь идет об обработке результатов экспериментов, в каждый конкретный момент времени нас будет интересовать величина, характеризующая отклонение концентрации в пробах от заданной концентрации. По результатам экспериментов формируем массив данных, соответствующий изменению отклонения концентрации в пробе i : $\Delta C_i(\tau) = |C_i(\tau) - C_0|$. По данным эксперимента определяем дисперсию отклонения:

$$\sigma = \sqrt{(N-1)^{-1} \sum_i^N [\Delta C_i(\tau)]^2}. \quad (4.2.46)$$

Первая серия экспериментов проводилась на модельной смеси. Исследовалась модельная смесь, состоящая из частиц одного материала полистирола, различавшихся только цветом. После отбора пробы она разделялась на частицы различного цвета. Для сопоставления с теоретическими величинами использовались значения дисперсии, полученные на момент окончания процесса. Расчеты дисперсии проводились по формуле (4.2.46). На рис. 4.2.12 представлен график зависимости коэффициента вариации от величины концентрации ключевого компонента, при размере пробы 0,5 г и размере частиц 0,001 м.

Весьма близкое значение теоретических и экспериментальных величин говорит о корректности теории и подтверждает полученную аналитическую зависимость дисперсии концентрации от величины концентрации ключевого компонента в смеси.

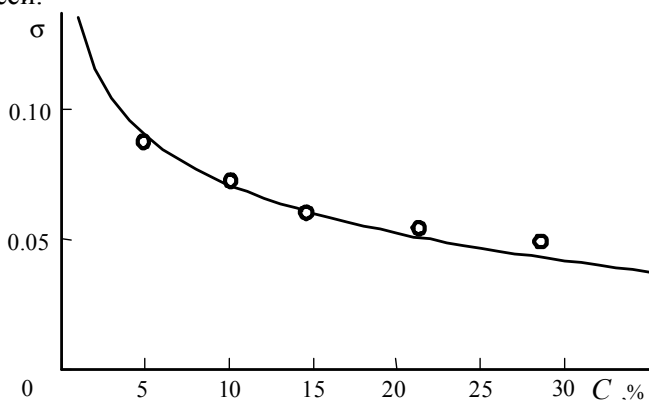


Рис. 4.2.12. Зависимость дисперсии распределения ключевого компонента по объему смеси от массы пробы при $C = 15\%$: линия – расчет по (4.2.43), точки – эксперимент.

На рис. 4.2.13 представлены теоретические кривые и экспериментальные значения, отражающие зависимость коэффициента вариации концентрации от размера пробы. Незначительность расхождений величин подтверждает установленную теоретическую зависимость.

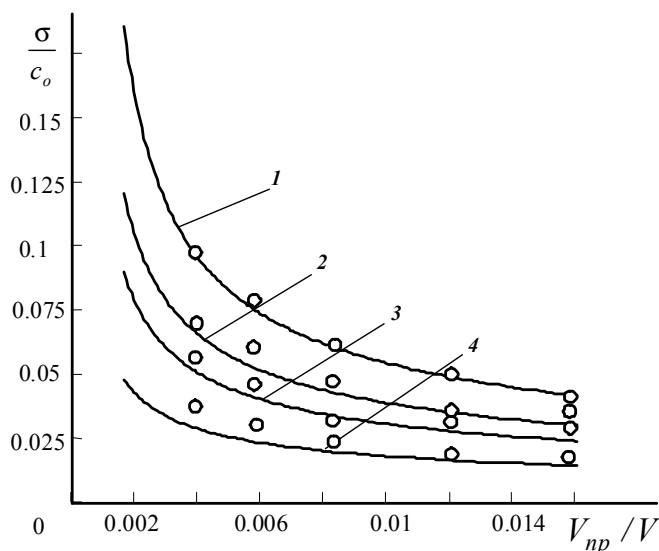


Рис. 4.2.13. Теоретические и экспериментальные зависимости коэффициента вариации от величины пробы для различных концентраций ключевого компонента: 1 – $C = 5\%$; 2 – $C = 10\%$; 3 – $C = 15\%$; 4 – $C = 30\%$.

Рассмотрим график зависимости коэффициента вариации от величины пробы для различных концентраций ключевого компонента (рис. 4.2.14).

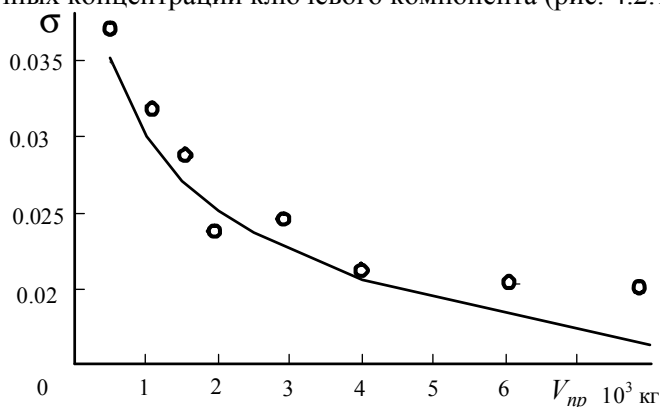


Рис. 4.2.14. Зависимость дисперсии распределения ключевого компонента по объему смеси от его концентрации, $V_{np} = 0,5$ г: линия – расчет по (4.2.43), точки – эксперимент.

График представляет собой семейство кривых, расположенных друг над другом, причем выше расположены кривые, соответствующие меньшей концентрации компонентов. При увеличении концентрации кривая дисперсии приближается к оси абсцисс, сливаясь с ней при 100%-ной концентрации. Подобный график может быть использован в качестве номограмм для определения предельного качества смешивания и анализа экспериментальных результатов для смесей с различным соотношением компонентов.

При оценке качества многокомпонентных составов с использованием представленных номограмм результаты расчетов по каждому компоненту существенно различаются. Так как смесь представляет собой совокупность компонентов, ее качество определяется (лимитируется) компонентом с наименьшим качеством распределения.

Проведенные экспериментальные исследования подтвердили влияние размера проб, размера частиц и концентрации компонентов на значение дисперсии отклонения концентрации в пробе. Варьируя дисперсность частиц компонента, можно изменять значение предельно достижимого качества смешивания. Этим путем, используя полученные аналитические соотношения, можно определить соотношение дисперсностей частиц каждого компонента смеси, обеспечивающее равные параметры качества, рассчитанные по любому из компонентов, составляющих смесь (см. рис. 4.2.14). Тем самым оказывается возможным получить ответы на ряд практических вопросов. А именно, какую величину должны иметь размеры частиц компонентов, чтобы обеспечить заданный уровень качества. Какие из компонентов и в какой степени необходимо измельчить дополнительно, а какие могут быть использованы в виде более крупных фракций. Тем самым формируется смесь, в которой концентрации и размеры частиц всех компонентов соответствуют друг другу.

Поскольку речь идет о подтверждении точной аналитической зависимости влияния данных величин, т. е. об установлении универсальной математической формулы, применимой для технологических расчетов широкого спектра многокомпонентных составов, необходимо провести ряд более тонких экспериментальных исследований. На наш взгляд, такого рода экспериментальными данными могут служить результаты рентгеноструктурного анализа образцов промышленных композиций.

Анализ качества многокомпонентных композиций проводился с помощью комплекса современных физических методов:

- электронной микроскопии;
- рентгеновского микронзондового анализа;
- рентгеновского флуоресцентного анализа;
- рентгенодифракционного анализа.

С помощью растровой электронной микроскопии и рентгеновского микронзондового анализа исследована структура гранулированных составов, изучено изменение распределения компонентов композиции при получении готового изделия.

По контрасту изображения характеристического излучения фтора и углерода были оценены межслоевые расстояния для макрополимерной сетки фторопласта. Для прессованных образцов они составляют 100–150 мкм. Для образцов предварительно прокатанных и спрессованных межслоевые расстояния уменьшаются до 20–50 мкм.

С помощью анализа изображения, полученного во вторичных электронах на электронном микроскопе JSEM, и спектров рентгеновского характеристического излучения (анализатор JCHA) исследована структура поверхности изломов

образцов, полученных в лабораторных условиях, изучено распределение элементов F, C, Cl, Mg в их объеме. С целью установления зависимости качества смеси от средней концентрации ключевого компонента исследованы композиции с 5 и с 20% фторсодержащих компонентов.

Установлено, что:

- по морфологии и распределению компонентов лабораторные образцы не отличаются от промышленных образцов;
- на поверхности излома образца, полученного проходным прессованием, наблюдаются агломераты АДМ-50 размером 3–50 мкм и, в небольшом количестве, нити полимерной сетки;
- на поверхности излома образца, содержащего вместо фторопласта-4 фторопласт-3, объемная полимерная макроструктура отсутствует, максимальный размер агломератов металла достигает 80 мкм. Однородность распределения компонентов в образце с фторопластом-3 не достигается, процесс агломерации металла ярко выражен;
- в образце без фторопласта, где полимерная сетка отсутствует, достигается более равномерное распределение всех компонентов по сравнению с другими образцами.

Результаты рентгеноструктурного анализа позволили проверить адекватность принятой в главе 2 методики определения качества смеси, использующей понятие фрактальной размерности.

Дополнительно исследована серия лабораторных образцов и проведен расчет фрактальной размерности изображения в характеристическом излучении элементов Mg, F, Cl, содержащихся в исследуемых композициях.

Для расчета фрактальности изображения распределения элементов Mg, F, Cl исследовали области поверхности образцов размером 225×260 мкм, полученные при увеличении 400× (см. рис. 4.2.15). Минимальные размеры областей выбирались из условия равенства концентраций анализируемого компонента в исходном образце и рассматриваемой области.

Корректность использования для многокомпонентных композиций фрактальной размерности подтверждается их визуально наблюдаемым строением (рис. 4.2.16, 4.2.17). Вид фотографий хорошо совпадает с результатами моделирования случайного распределения дисперсного материала на плоскости методом Монте-Карло.

Для проверки количественного соответствия предложенной модели определялась фрактальная размерность для плоского изображения образца заданного объема V^* , как:

$$d^* = \ln(N^*) / \ln(1/\varepsilon), \quad (4.2.47)$$

где N^* – число точек, определяемых по изображению среза образца; $\varepsilon = 0,01$ – относительный размер световых пятен в рассматриваемой области.

Полученное значение сравнивалось с рассчитанным по аналогии с (4.2.43). Затем внутри объема V^* случайным образом выбиралась область αV^* и также

определялась размерность $d_{пр}^*$ аналогично (4.2.47). Это значение сравнивалось с рассчитанным аналогично (4.2.43).

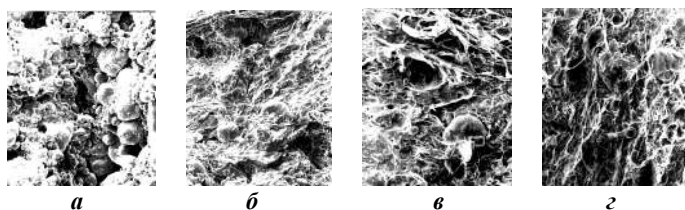


Рис. 4.2.15. Электронные микроскопические снимки сколов промышленного образца: *а* – исходная масса; *б* – после прессования; *в* – после вальцевания и прессования; *г* – после вальцевания и прессования, содержит дополнительно 1% растворителя.

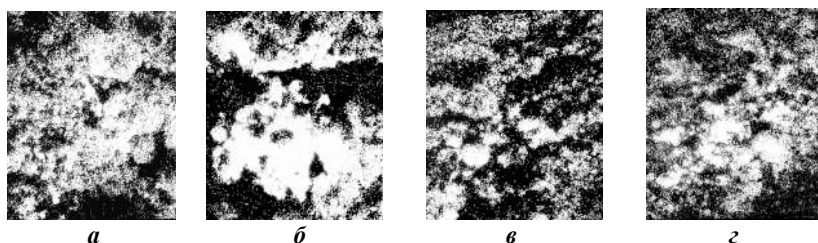


Рис. 4.2.16. Распределение магния (алюминия) в промышленном образце: *а* – исходная масса; *б* – после прессования; *в* – после вальцевания и прессования; *г* – после вальцевания и прессования, содержит дополнительно 1% растворителя.

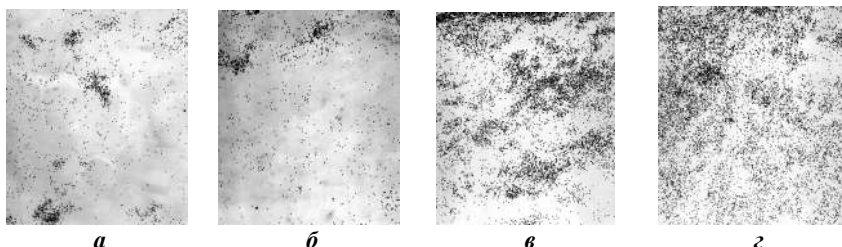


Рис. 4.2.17. Распределение фтора в промышленном образце: *а* – исходная масса; *б* – после прессования; *в* – после вальцевания и прессования; *г* – после вальцевания и прессования, содержит дополнительно 1% растворителя.

На практике расчет фрактальной размерности выполнялся следующим образом: на фотографию характеристического излучения образца (см. рис. 4.2.24) наносилась сетка с ячейками 10×10 мм, производился подсчет точек в каждой ячейке и тем самым формировался двумерный массив данных размером 8×10 элементов. По формуле (4.2.47) определялась фрактальная размерность, соответствующая каждой ячейке. Путем укрупнения ячеек формировались массивы данных размером: 5×8 ; 4×5 ; 4×4 ; 2×4 ; 2×2 ; 1×2 и, также по (4.2.47), опре-

делялась дисперсия распределения концентрации по ячейкам. Изменение дисперсии объекта при увеличении размера анализируемых ячеек представлено на рис. 4.2.18.

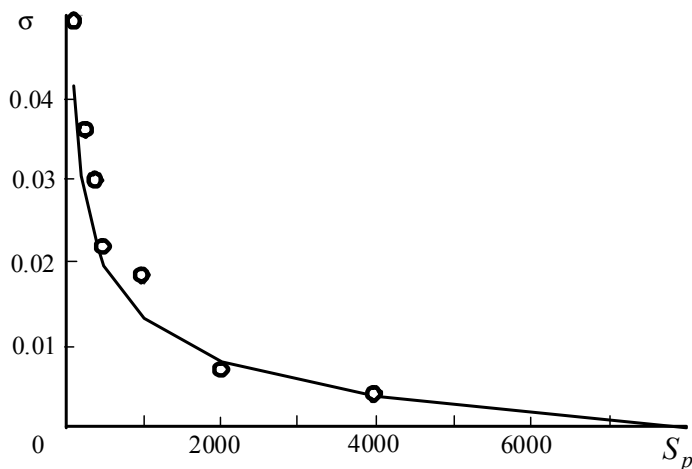


Рис. 4.2.18. Зависимость среднеквадратичного отклонения концентрации компонента в пробе от площади исследуемой поверхности образца.

Будем считать мультифрактальным объект, равные части которого имеют различную величину фрактальной размерности. Структура смеси (рис. 4.2.16, 4.2.17), исследуемой нами по изображению характеристического излучения элементов, является мультифрактальной. По-видимому, смешивание как процесс, обеспечивающий равномерное распределение компонентов в объеме смеси, представляет собой последовательный переход от мультифрактальной структуры объекта к монофрактальной. Очевидно, что чем больше размер анализируемых областей, тем быстрее этот переход.

Полученный массив экспериментальных данных по распределению элементов фтора для смесей, содержащих 5 и 25% фторопласта, позволяет произвести сопоставление теоретических расчетов и экспериментальных значений фрактальной размерности. На рис. 4.2.19 представлены графики зависимости теоретических и экспериментальных значений фрактальной размерности от величины площади анализируемой области. Среднее значение (точнее, математическое ожидание) экспериментальной фрактальной размерности на всем интервале площадей практически совпадает с рассчитанным теоретически по формуле (2.33) [10]. Эти значения меньше, чем полученные в результате численного моделирования. Распределение дисперсных частиц в реальной смеси отличается от равномерного случайного распределения. Оно имеет более неоднородную структуру, фрактальная размерность которой всегда ниже, чем для равномерного случайного распределения. Чем выше значение фрактальной размерности реальной смеси, тем она по структуре ближе к равномерно распределенной случайной смеси.

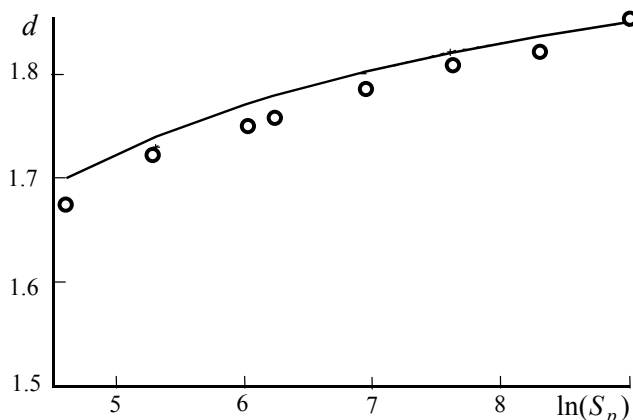


Рис. 4.2.19. Зависимость фрактальной размерности от площади исследуемой поверхности образца: линия – теория, точки – эксперимент.

Расчет количественных характеристик распределения элементов в различных промышленных образцах показал, что в процессе прессования, и особенно вальцевания-прессования, однородность полимерной композиции существенно возрастает.

Влияние технологических параметров приготовления смеси на качество изделия. Одной из главных задач в производстве пиротехнических изделий является оценка влияния технологических параметров приготовления смеси на качество конечного изделия – заряда, полученного из этой смеси. К таким технологическим параметрам можно отнести: рецептуру состава, дисперсность отдельных компонентов, объем приготавливаемой смеси, массу получаемого из смеси заряда.

Для установления взаимосвязи между этими параметрами можно воспользоваться методикой, изложенной в параграфе 4.2.3, если объем пробы заменить на объем приготавливаемого изделия:

$$\sigma = \frac{c_0}{\sqrt{2\pi e}} \Delta d \exp\{\Delta d\}, \quad \Delta d = d_0 \frac{\ln(\beta) \ln(c_0)}{\ln(V/v_0) \ln(\beta V/v_0)}. \quad (4.2.48)$$

Коэффициент β характеризует отношение объема (массы) одного изделия к объему (массе) приготавливаемой за одну операцию смеси: $\beta = V_i/V$.

С целью проверки возможности применения данной методики в практике производства пиротехнических зарядов был выполнен анализ качества приготовления ряда промышленно выпускаемых составов. Были выбраны самые различные по свойствам составы. При этом изменялась масса приготавливаемой смеси (марка смесителя), размер компонентов, масса изделия. Рассмотрим последовательно результаты исследования каждого из составов.

Первые два состава. Для приготовления состава использовалось два смесителя: 6ЛС с загрузкой 1,5 кг и СНД-100М с загрузкой 25 кг. Заряд имел следующие размеры: диаметр 23,4 мм, высота 60,0 мм. Его масса 0,06 кг. Содержание металлов (Al и Mg) и антрацена определялось в результате химического анализа. При этом применялся металл разной дисперсности с удельной поверх-

ностью 1800 и 2500 см²/г. Воспользуемся связью между удельной поверхностью и средним размером частиц

$$l = 6 / f \rho_H, \quad (4.2.49)$$

тогда при насыпной плотности металла $\rho_H = 1030$ кг/м³ и $f = 180$ м²/кг получим $l = 32$ мкм, тогда как при той же насыпной плотности и $f = 250$ м²/кг получим $l = 23$ мкм.

Результаты экспериментальных данных представлены в табл. 4.2.4.

Таблица 4.2.4

Сравнение экспериментальных и расчетных данных

№ п.п	Тип смесителя	Размер частиц, мкм	Содержание металла, %			Среднее	σ_o опытная	σ расчетная (4.2.43)
			1	2	3			
1	6СЛ	32	67,1	67,6	68,6	0,671	0,0062	0,0011
2	6ЛС	23	65,2	64,8	65,0	0,652	0,0016	0,0010
3	СНД-100	23	66,1	66,9	67,1	0,667	0,0034	0,0017
4	СНД-100	32	67,8	67,9	67,9	0,679	0,0022	0,0019
5	6СЛ	32	62,7	63,2	62,5	0,618	0,0029	0,0013
6	6СЛ	23	62,9	62,8	62,4	0,619	0,0022	0,0012

Анализ полученных данных показывает, что экспериментальные и расчетные данные имеют одну и ту же тенденцию изменения. При увеличении размера частиц металла качество смешения ухудшится. При уменьшении содержания ключевого компонента качество смешения ухудшается. Согласно теории, при увеличении объема смеси ее качество должно ухудшиться, однако данная серия экспериментов это не подтвердила. Возможное объяснение состоит в том, что смеситель СНД-100М обеспечивает лучшее качество приготовления смеси за счет его более совершенной конструкции, тем более что получаемое качество смеси близко к теоретически возможному. Только в одном случае (опыт № 4) удалось получить качество смешения, соответствующее теоретически достижимому значению. Это говорит о том, что достигаемое качество смеси рассматриваемых составов может быть улучшено.

Для приготовления следующего состава использовалось два смесителя: СНД-200 с загрузкой 100 кг и СНД-100М с загрузкой 25 кг. Заряд имел следующие размеры: диаметр 145 мм, высота 120 мм. Его масса 3,4 кг. Содержание KNO₃ определялось в результате химического анализа. При этом дисперсность KNO₃ менялась незначительно. Удельная поверхность менялась от 1530 до 1610 см²/г, что соответствует, согласно (4.2.49), среднему размеру частиц 40 мкм. Для смесителя СНД-100М были получены следующие значения концентрации KNO₃ в смеси: $C = \{69,4; 69,3; 68,6; 68,9; 68,8; 68,6; 68,6; 69,0; 68,7; 68,6; 68,3; 68,4; 68,8\}$ %, что соответствует среднему значению 0,688. Дисперсия экспериментальная $\sigma_o = 0,0031$, расчетная по (4.2.48) $\sigma = 0,00053$. Для смесителя С-200 были получены следующие значения концентрации KNO₃ в смеси $C = \{68,3; 69,4; 68,7; 69,3; 67,7; 67,9; 68,2; 68,8; 68,5; 69,2; 68,9; 68,3\}$ %, что соответствует

среднему значению 0,686. В свою очередь, дисперсия экспериментальная $\sigma_0 = 0,0052$, расчетная по (4.2.48) $\sigma = 0,00086$.

Данная серия экспериментов подтвердила характер влияния объема приготавливаемой смеси на ее качество, т. е. с ростом объема смесителя качество смеси падает. Столь большое различие экспериментальной и расчетной дисперсии объясняется невысокой точностью химического анализа.

Для приготовления следующего состава использовалось два смесителя: 6ЛС с загрузкой 1,5 кг и С-200 с загрузкой 100 кг. Заряд имел следующие размеры: диаметр 20 мм, высота 30 мм. Его масса 16,8 г. Анализ качества смеси определялся косвенным методом по скорости горения. Для дальнейшего анализа примем, что скорость горения пропорциональна содержанию ПАМ.

Для смесителя 6ЛС были проведены две серии экспериментов и получены следующие значения дисперсии скорости горения:

- для среднего значения концентрации ПАМ 58,95 – $\sigma_0 = 0,011$;
- для среднего значения концентрации ПАМ 58,64 – $\sigma_0 = 0,015$.

Среднее значение $\sigma_0 = 0,013$. Расчетное значение дисперсии по (4.2.43) составляет $\sigma = 0,0052$.

Для смесителя С-200 были проведены шесть серий экспериментов. Среднее значение $\sigma_0 = 0,018$ выше, чем для смесителя 6ЛС, у которого масса загрузки меньше, что соответствует требованию теории. Расчетное значение по формуле (4.2.48) $\sigma = 0,0035$. Для обеих серий эксперимента расчетное значение дисперсии ниже, чем было достигнуто на практике. При оценке качества смешения по скорости горения представляется интересным проследить зависимость σ от массы контрольного объема m_0 (рис. 4.1.20).

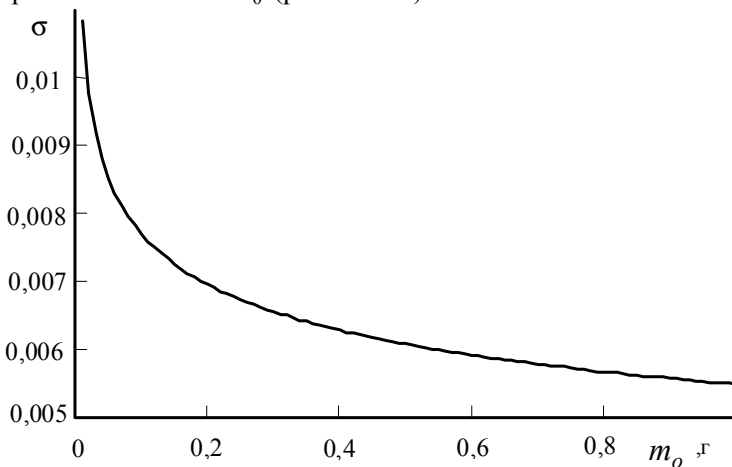


Рис. 4.2.20. Зависимость дисперсии от массы контролируемого объема.

Для контрольного объема, соизмеримого с зоной горения, $m_0 < 0,001$ кг, дисперсия распределения компонентов смеси по объему $\sigma = 0,01$ становится близкой к дисперсии скорости горения. При этом для расчета дисперсии важно правильно задать размер дисперсных частиц. Уже для размера частиц 70 мкм,

вместо принятых 40 мкм, получим максимальное значение дисперсии $\sigma = 0,015$. На точность расчетов большое влияние также оказывает среднее содержание ключевого компонента. В нашем случае оно близко к 60%, что способствует более равномерному распределению ключевого компонента.

Для приготовления следующего состава использовался смеситель: 35СВ с загрузкой 35 кг. Заряд имел следующие размеры: диаметр 19,8 мм, высота 20 мм. Его масса 20 г. Анализ качества смеси определялся косвенным методом по скорости горения. Для дальнейшего анализа примем, что скорость горения пропорциональна содержанию $\text{Ba}(\text{NO}_3)_2$. Из имеющихся экспериментальных данных представляется возможным выявить влияние размера частиц на качество смешения:

- для размера частиц $\text{Ba}(\text{NO}_3)_2$ 40 мкм – значения дисперсии экспериментальные $\sigma_o = 0,0061$ и рассчитанные по (3.3) [10] $\sigma = 0,0031$;
- для размера частиц $\text{Ba}(\text{NO}_3)_2$ 55 мкм – значения дисперсии экспериментальные $\sigma_o = 0,0075$ и рассчитанные по (3.3) [10] $\sigma = 0,0034$;
- для размера частиц $\text{Ba}(\text{NO}_3)_2$ 70 мкм – значения дисперсии экспериментальные $\sigma_o = 0,0087$ и рассчитанные по (3.3) [10] $\sigma = 0,0036$.

Характер зависимости дисперсии от размера частиц экспериментально подтвержден. С увеличением размера частиц качество смеси ухудшается, о чем говорит и теория (уравнение (4.2.48)).

Приведенная методика расчета позволяет прогнозировать точность дозирования по результатам ограниченного числа экспериментальных данных. Полученные результаты по оценке качества смешения дисперсных материалов выходят за рамки только анализа экспериментальных данных. Зависимость (4.2.48) позволяет решить следующие важные для практики задачи в области прогнозирования качества смешения.

Определить минимально возможное значение дисперсии распределения компонентов смеси по ее объему, используя выражение (4.2.48). Такие расчеты позволяют учесть влияние объема смеси, объема изделия, размера частиц и объемного содержания каждого из компонентов на ее качество. При технологической отработке процесса приготовления пиротехнического состава как в условиях производства, так и в лабораторных условиях, представляется возможным оценить степень приближения качества смеси к теоретически возможному ее значению.

Объем отбираемой пробы V_{np} оказывает существенное влияние на величину наблюдаемого предельного отклонения концентрации $\Delta c = \pm 3\sigma$. Наблюдаемое в эксперименте качество смеси напрямую зависит от объема пробы. Поэтому для анализа качества смеси необходимо учитывать масштабную неоднородность, возникающую при переходе от объема смеси в аппарате к объему пробы. Исходя из понятия фрактальной размерности, можно прогнозировать качество распределения компонентов в смеси дисперсных материалов и, при сопоставлении расчетов с экспериментальными результатами анализа проб, определить степень приближения состояния смеси к ее предельно достижимому качеству.

Определить размер частиц компонента $v_0^* = \pi d^{*3} / 6$, обеспечивающий заданное отклонение σ^* концентрации в пробе в результате разрешения следующей системы уравнений:

$$\sigma^* = \frac{c_0}{\sqrt{2\pi e}} \Delta d^* \exp\{\Delta d^*\}, \quad \Delta d^* = d_0 \frac{\ln(V_{an}/V_u) \ln(c_0)}{\ln(V_{an}/v_0^*) \ln(V_u/v_0^*)}.$$

При этом предполагается, что нам известна концентрация ключевого компонента c_0 , объем изделия V_u и объем смесителя V_{an} .

Решение данной задачи весьма важно для предварительного обоснования выбора дисперсного состава смеси и постановки задания на подготовку компонентов. Ее решение позволит исключить чрезмерное измельчение исходных дисперсных материалов (компонентов смеси).

Определить объем аппарата V_{an}^{**} , обеспечивающий заданное отклонение σ^{**} концентрации в изделии объемом V_u , при определенной рецептуре состава и размере частиц v_0 в результате решения системы:

$$\sigma^{**} = \frac{c_0}{\sqrt{2\pi e}} \Delta d^{**} \exp\{\Delta d^{**}\}, \quad \Delta d^{**} = d_0 \frac{\ln(V_{an}^{**}/V_u) \ln(c_0)}{\ln(V_{an}^{**}/v_0) \ln(V_u/v_0)}.$$

При проектировании технологического оборудования данная задача учитывает весьма важный аспект обеспечения качества получаемой продукции при решении проблем масштабирования. Обеспечивается также правильность подбора конкретного типа смесителей для производства различных изделий.

В пиротехнике традиционно высоки требования к качеству приготавливаемых смесей. При срабатывании изделия объем горящего слоя невелик по отношению к объему изделия, который, в свою очередь, мал по сравнению с объемом смеси, приготавливаемой в аппарате. Даже незначительные отклонения концентрации приводят к нарушению кислородного баланса состава и, в свою очередь, к снижению характеристик изделия. Значительная величина отклонения концентрации от заданного значения служит причиной возникновения нестационарного режима горения. Поэтому приведенные выше аналитические зависимости имеют важное практическое значение.

Важное значение имеет изучение влияния ошибки определения концентрации ключевого компонента при приготовлении смеси на ее конечное качество. Данные исследования до сих пор не проводились. Имеющееся в нашем распоряжении уравнение позволяет ответить и на этот вопрос. На рис. 4.2.21 представлены результаты расчетов для относительной дисперсии в зависимости от размера смеси при задании различной величины погрешности ее приготовления. Относительная дисперсия – это отношение дисперсии для смеси с отклонением от заданного среднего содержания к дисперсии смеси с заданным средним значением ключевого компонента. Из рисунка вытекает следующий важный вывод – относительная дисперсия при постоянном объеме пробы практически не зависит от объема смеси.

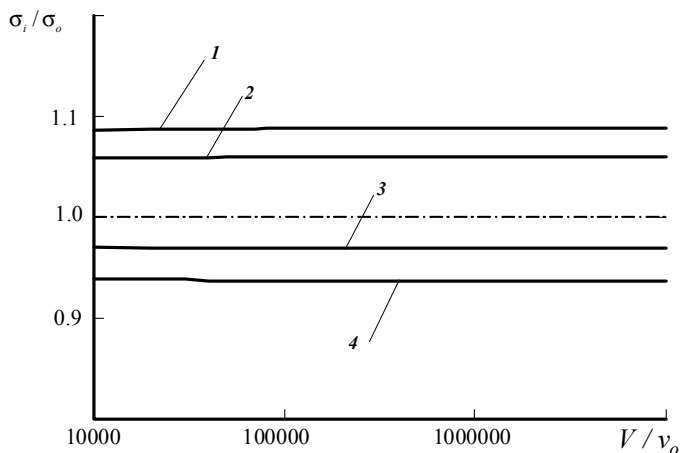


Рис. 4.2.21. Зависимость относительной дисперсии от количества частиц в смеси при постоянном размере пробы: 1 – концентрация выше заданной на 15%; 2 – выше на 10%; 3 – ниже на 5%; 4 – ниже на 10%.

Более интересный результат получается, если исследовать влияние на относительную дисперсию средней концентрации ключевого компонента в смеси (рис. 4.2.22), при постоянном размере пробы $V_{np} = 0,001$ и числе частиц в смеси $V/v_0 = 10\,000$.

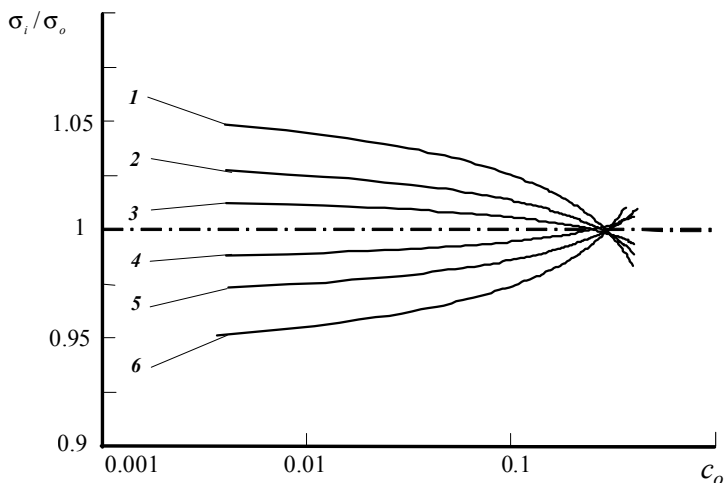


Рис. 4.2.22. Зависимость относительной дисперсии от концентрации ключевого компонента в смеси: 1 – концентрация выше заданной на 10%; 2 – выше на 6%; 3 – выше на 3%; 4 – ниже на 3%; 5 – ниже на 6%; 6 – ниже на 10%.

С ростом средней концентрации ключевого компонента влияние погрешности дозирования в процентном отношении на качество приготовленной смеси уменьшается. При этом все расчетные значения относительной дисперсии стремятся к единице при концентрации, равной 0,5.

На рис. 4.2.23 представлена зависимость относительной дисперсии от концентрации ключевого компонента в смеси при различных значениях размера пробы. При этом среднее содержание ключевого компонента в смеси на 10% выше заданного и число частиц в смеси $V/v_0 = 10\,000$. На основании рис. 4.2.23 можем сделать следующее заключение. С точки зрения конечного качества смеси погрешность дозирования может быть принята не более $\pm 3\%$. Определение качества смеси на основании только дисперсии может привести к неправильным результатам, если нарушен ее исходный состав. Необходимо рассчитывать среднее содержание ключевого компонента в пробе.

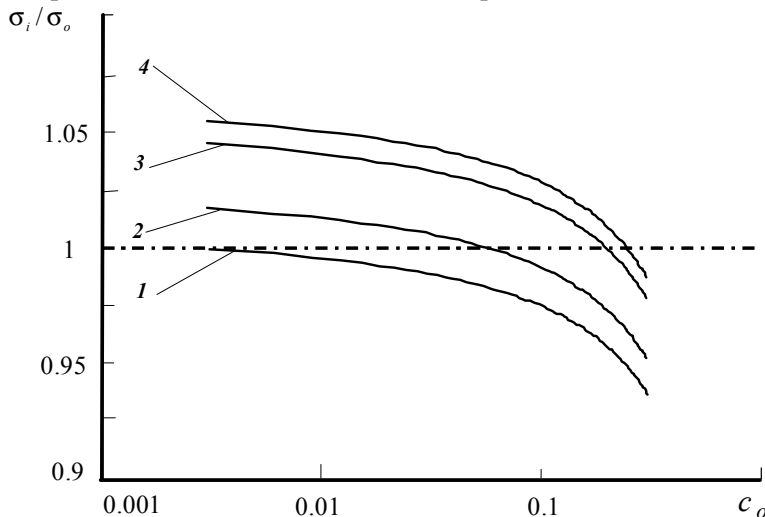


Рис. 4.2.23. Зависимость относительной дисперсии от концентрации ключевого компонента в смеси: 1 – размер пробы 0,00065; 2 – размер пробы 0,001; 3 – размер пробы 0,003; 4 – размер пробы 0,006.

При определении среднего содержания ключевого компонента в пробе по результатам конечного числа замеров в условиях производства могут возникнуть значительные сложности.

Подведем итоги. На основе результатов анализа промышленных образцов пиротехнических зарядов можно констатировать, что основные положения теории нашли экспериментальное подтверждение. Наблюдаемое в данной части исследований численное различие между теорией и экспериментом можно объяснить ограниченной точностью экспериментов. Описанная серия исследований с использованием современных методов анализа показала достаточно хорошее соответствие теории и эксперимента.

Теория дает значения минимально возможной дисперсии распределения ключевого компонента по объему смеси, отвечающей ее равновесному состоянию. Применяемые в настоящее время смесители не позволяют достичь случайного равномерного распределения дисперсных материалов по объему смеси. Можно говорить о том, что существует возможность дальнейшего совершенствования оборудования для смешения дисперсных материалов.

4.3. ДИНАМИКА СМЕШИВАНИЯ

4.3.1. Методы описания

По технике смешивания дисперсных материалов и композиций на их основе накоплен достаточный опыт, позволяющий с использованием системного анализа решить вопросы структурной и параметрической оптимизации производств композиций на основе дисперсных материалов.

Применяется несколько основных подходов к описанию динамики смешения: эмпирические методы; способы, основанные на анализе структуры потоков с помощью функции распределения времени пребывания частиц потока внутри аппарата; методы механики сплошных сред; информационный подход; статистический подход.

Эмпирические методы исследования смешивания. Смешивание представляет собой пространственное распределение компонентов с целью получения однородной по составу, физико-механическим и химическим свойствам смеси и носит случайный характер. Поэтому оценку качества смесей обычно проводят анализом выборочных статистик и, используя законы распределения, их числовых характеристик или комбинаций из них (подробно см. 4.1.1).

Наиболее полную оценку качества смеси можно провести через многомерную плотность распределения вероятностей

$$p(\sigma_1, \sigma_2, \dots, \sigma_n, \vec{r}, \tau), \quad (4.3.1)$$

где $p(\sigma_1, \sigma_2, \dots, \sigma_n, \vec{r}, \tau) d\sigma_1 \dots d\sigma_n d\vec{r}$ – доля смеси в аппарате, находящейся в объеме $\vec{r}, \vec{r} + d\vec{r}$ с абсолютным отклонением концентраций в интервале $\sigma_i, \sigma_i + d\sigma_i$ в момент времени $\tau (i=1, n)$, \vec{r} – пространственный радиус-вектор. Кроме этого, одним из распространенных критериев оценки качества смеси является коэффициент неоднородности (вариации). Для экспериментального определения критериев качества смесей необходимо обеспечить рандомизированный отбор проб, правильно определить размеры и число проб. Соблюдение этих требований позволяет объективно оценить качество смесей.

Эмпирические методы исследования смешивания основаны на анализе результатов обработки опытных данных, полученных на лабораторных или опытных смесителях в виде регрессионных или критериальных уравнений. Получаемые соотношения устанавливают связь времени смешения, степени однородности, числа оборотов мешалки, мощности, потребляемой при смешивании, и т. д. от свойств смешиваемых материалов, конструктивных и режимных параметров работы смесительного оборудования. Данные соотношения не раскрывают физику процесса, описывают работу только изученного класса смесительной аппаратуры в исследованных диапазонах изменения параметров для конкретного смесителя и не решают проблемы масштабных переходов.

Способы, основанные на анализе структуры потоков с помощью функции распределения времени пребывания (РВП) частиц потока внутри аппарата. Значительное распространение среди исследователей получил способ косвенной оценки перемещения дисперсных материалов по аппарату с помо-

щью распределения времени пребывания потока частиц в аппарате. Особенности гидродинамической структуры потоков, внутренняя структура процессов, происходящих в аппарате, проявляются в характере распределения времени пребывания частиц в аппарате. Основу данного подхода составляет набор типовых идеализированных структур гидродинамической обстановки в аппарате, каждая из которых отражает тот или иной вид движения субстанции и описывается определенным уравнением. Построение математического описания технологического процесса сводится к подбору такой комбинации элементарных моделей, при которой результирующая модель достаточно точно отражает внутреннюю структуру реальной системы.

При исследовании работы конкретного смесительного оборудования указанным подходом на входной питающий поток искусственно наносится возмущение той или иной формы, а затем на выходе из аппарата исследуются последствия этого возмущения (строится кривая отклика). Функция распределения времени пребывания частиц, определенная по данной кривой, может быть использована в сочетании с принятой моделью потока смешиваемых материалов по аппарату для прогнозирования процесса в исследуемом смесителе. При разбиении объема смесителя на отдельные зоны практически любое сложное смешивание может быть описано комбинированной моделью, однако из-за громоздкости получающихся при этом уравнений моделирования значительно усложняется. Подобные уравнения содержат заранее неизвестные параметры, которые должны быть определены опытным путем. Функция распределения времени пребывания также не описывает эффекты микросмешения и непосредственно кинетику смешивания; не решается задача определения затрачиваемой на смешение мощности.

Методы механики сплошных сред. В смесительном оборудовании дисперсные материалы, как правило, находятся в состоянии сдвигового потока. В них могут существовать три режима возникновения напряжений: кулоново трение, перенос импульса как при миграции частиц в слое, так и за счет их столкновений друг с другом и рабочими органами аппаратов. Дисперсные материалы в зависимости от технических условий их переработки и конструктивных особенностей аппаратов существуют в связном, связно-текучем и несвязном состояниях. Поэтому при математическом моделировании смешения нужен предварительный анализ, определяющий указанные режимы.

Такой анализ может быть проведен, в частности, по значениям гравитационного или центробежного чисел Фруда Fr . Другим существенным параметром сыпучего материала является объемная плотность, которая приводит к необходимости замыкания уравнения переноса импульса и энергии уравнениями состояния сыпучей среды. Для смешивания дисперсных материалов, а также выбора соответствующей аппаратуры определяющими являются характеристический размер частиц, их гранулометрический состав, угол естественного откоса, текучесть, сжимаемость, угол внутреннего трения, насыпная масса, форма частиц и объемная плотность.

Целью предпринимаемых многочисленных попыток моделирования смешивания дисперсных материалов методами механики сплошных сред является оп-

ределение концентрационных и температурных полей. Речь также может идти о траекториях движения компонентов смеси в объеме аппарата, хотя при практической реализации данного подхода приходится сталкиваться со сложной проблемой решения системы уравнений механики многофазных сред, вызванной турбулентным и трехмерным характером движения дисперсных частиц. При этом необходимо учитывать явления столкновений, дробления, влияния перемешивающего органа смесителя. Эта задача еще более усложняется при описании смешивания дисперсных материалов между собой и с жидкостями со сложной реологией.

Под термином *дисперсный материал*, или *дисперсная среда*, понимается механическая смесь компактно расположенных твердых частиц, имеющих различные размеры, форму и ориентацию в пространстве. Для выделенной элементарной макроскопической ячейки сыпучей среды исходная система уравнений механики будет включать следующие соотношения.

Уравнения сохранения импульса:

$$\rho \frac{d\vec{W}}{d\tau} = -\operatorname{div} \vec{\sigma} + g \rho.$$

Уравнения сохранения энергии:

$$(\rho C_V) \frac{dt}{d\tau} = -\operatorname{div} \vec{q}_t + I_t, \quad \vec{q}_t = -\lambda \operatorname{grad} t.$$

Уравнение сохранения массы:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \operatorname{div}(\rho \vec{W}) = 0.$$

Уравнения диффузии:

$$\rho \frac{dC}{d\tau} = -\operatorname{div} \vec{q}_m + I_m, \quad \vec{q}_m = -D \operatorname{grad} c.$$

Реологическое уравнение:

$$F_c(\sigma, \varepsilon, \partial \sigma / \partial \tau, \partial \varepsilon / \partial \tau, t, \tau) = 0.$$

Уравнение состояния:

$$\{\rho, \lambda, D, \dots\} = F_s(\sigma, t, c, \tau).$$

Уравнение предельного статического равновесия:

$$\tau_n = \sigma_n \operatorname{tg} \varphi + k_c.$$

Здесь k_c учитывает взаимодействие между отдельными частицами, а I_t , I_m – объемные источники энергии и массы соответственно. При выборе элементарной ячейки принимают, что ее размеры во много раз больше отдельных частиц, но во много раз меньше характерных размеров аппарата или устройства.

Основным уравнением, описывающим распределение материала в объеме аппарата, является уравнение диффузии. Остальные зависимости носят характер ограничений. Поэтому уравнение диффузии требует к себе наиболее пристального внимания. Уравнение диффузии Фика позволяет найти изменения концентрации ключевого компонента по объему смеси во времени. В это уравнение входят коэффициенты, зависящие от физико-механических свойств смешиваемых компонентов, которые определяются экспериментально для каждой

смеси. Слабой стороной получаемых при этом уравнений является то, что они описывают лишь смешивание (диффузию) сыпучих материалов, но не учитывают разделение (сегрегацию). Описать как смешивание, так и сегрегацию удалось с помощью уравнения диффузии при условии, что коэффициент диффузии $D(x)$ зависит от координаты:

$$\frac{\partial C(x)}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D(x) \frac{\partial C(x)}{\partial x} \right). \quad (4.3.2)$$

Учет изменения коэффициента диффузии по объему смеси позволяет получить качественную зависимость ее состояния от времени с учетом первоначального расположения компонентов. Трудность при практическом использовании (4.3.2) возникает в определении $D(x)$.

Дальнейшим развитием (4.3.2) является модель смешивания, построенная с учетом конвективной составляющей:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = \operatorname{div} \left(D \operatorname{grad}(C) - \vec{w} C \right). \quad (4.3.3)$$

Если наблюдается только продольное перемешивание частиц и параметры модели не зависят от координаты слоя и массовой доли ключевого компонента, то это уравнение преобразуется к однопараметрическому виду:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - w \frac{\partial C}{\partial x}. \quad (4.3.4)$$

По сравнению с допущением о чисто диффузионном смешивании компонентов полученное уравнение предсказывает конечное состояние, отличное от идеальной смеси. Несмотря на хорошее описание распределения компонентов по одной координате, однопараметрическое диффузионное уравнение (4.3.4) не позволяет рассматривать пространственное распределение компонентов, что особенно важно при оценке качества смеси.

Использование для этой цели уравнения (4.3.3), описывающего смешивание в пространстве, усложнено из-за того, что оно является незамкнутым и требует привлечения дополнительных соображений для определения пространственных коэффициентов диффузии и скорости сноса.

Энтропийно-информационный подход может успешно использоваться при оценке состояния смесей и их качества. При эволюции смеси к равновесному состоянию меняется значение энтропии, с которым могут быть связаны параметры, оценивающие качество смесей (см. параграф 4.2.2).

Статистический подход. Фундаментальные работы известных русских математиков А.А. Маркова, А.Н. Колмогорова, А.Я. Хинчина дали основы теории стохастических процессов без последствия («без памяти»), или процессов типа Маркова, которые подразделяются на три вида: дискретные в пространстве и во времени; дискретные в пространстве и непрерывные во времени; непрерывные в пространстве и во времени.

Смешивание представляет собой типичный случайный процесс Маркова. Для его описания наиболее эффективно применять второй вид процессов Маркова, которые дискретны в пространстве смешиваемых частиц и непрерывны во

времени. Имеются попытки применения и третьего вида процессов Маркова, однако они менее удачны.

Рассмотрим подробнее данный подход моделирования смешивания дисперсных материалов. Пусть смешение гетерогенных материалов происходит под действием некоторого силового поля и $\bar{N}_i(\tau)$ – случайные величины, определяющие количество частиц или объединений частиц i -го сорта в момент времени τ в выделенном некотором характерном объеме смешиваемых материалов в соответствующем смесителе, а N_i – те целочисленные значения, которые эти случайные величины могут принимать. Наблюдается изменение случайной величины $\bar{N}_i(\tau)$. Пусть $P_{N_i}(\tau)$ – вероятность того, что $\bar{N}_i(\tau)$ примет целочисленное значение N_i , т. е.

$$P_{N_i}(\tau) = P[\bar{N}_i(\tau) = N_i], \quad (4.3.5)$$

где $N_i = \{N_{in}, N_{ik}\}$, N_{in}, N_{ik} – соответственно начальное и предельное конечные числа частиц или групп частиц i -го сорта.

При смешивании под действием силового поля (перемешивающего органа) происходит либо увеличение, либо уменьшение, либо одновременное увеличение и уменьшение числа частиц (групп частиц) $\bar{N}_i(\tau)$. Смешивание – это образование и распад (сегрегация) элементов смеси. Тогда смешиванию можно поставить в соответствие процесс Маркова рождения (гибели) или рождения и гибели частиц (группы частиц) i -го сорта, который описывается известной в литературе системой дифференциально-разностных уравнений Колмогорова

$$\frac{dP_{N_i}(\tau)}{d\tau} = \lambda_{N_{i-1}}P_{N_{i-1}}(\tau) - (\lambda_{N_i} + \mu_{N_i})P_{N_i}(\tau) + \mu_{N_{i+1}}P_{N_{i+1}}(\tau), \quad (4.3.6)$$

где $N_i = \{N_{in}, N_{ik}\}$.

Интенсивности рождения λ_{N_i} и гибели μ_{N_i} характеризуют скорость осуществления прямого и обратного процессов. В общем случае они зависят от состояния системы, физико-механических свойств смешиваемых материалов, конструкции смесителя, способов организации, условий и продолжительности проведения смешивания.

Причем вопрос конкретного выбора вида интенсивностей процесса λ_{N_i} и μ_{N_i} может быть решен на основании экспериментальных исследований и дискриминации конкурирующих гипотез с учетом физических особенностей реализации соответствующего процесса.

Качество смешивания обычно оценивается через функцию распределения вероятностей или моменты распределения характерных случайных величин (4.3.1)–(4.3.3). Поэтому во многих случаях нет необходимости в решении системы уравнений (4.3.6), хотя она может быть и решена. Если умножить каждое уравнение системы (4.3.6) на N_i в соответствующем состоянии и просуммировать их, то после несложных преобразований удастся получить дифференциальное уравнение вида

$$d\sigma(\tau)/d\tau = f(\sigma), \quad (4.3.7)$$

где $\sigma(\tau)$ – абсолютное отклонение (4.3.1) или среднеквадратичное отклонение концентрации (4.3.2).

Например, образование бинарной смеси можно представить в виде схемы



где A и B – группы частиц компонентов сорта A и B , представляющих собой наименьшее число частиц, из которых образуется элемент смеси (AB) , и тем самым вышеприведенный механизм образования смеси (4.3.8) может быть распространен на любые соотношения компонентов в смеси.

В случае приготовления бинарных смесей $\bar{N}_i(\tau)$ означают числа несмешанных элементов сортов A и B ($i = 1, 2$), причем $\bar{N}_1(\tau) = \bar{N}_2(\tau)$. Интенсивность гибели μ_{N1} характеризует скорость образования элементов (AB) , а интенсивность рождения λ_{N1} – скорость их разъединения. Причем при смешивании обычно выполняются соотношения: $\mu_{N1}/\lambda_{Ni} \geq 1$ и $\mu_{N1}/\lambda_{Ni} \rightarrow 1$ при $\tau \rightarrow \infty$.

Если принять интенсивности в виде $\mu_{N1} = \mu(N_1^2 - N_{1k}^2)$, $\lambda_{N1} = \lambda(N_1^2 - N_{1k}^2)$, то кинетическое уравнение (4.3.7) может быть представлено в виде

$$d\sigma(\tau)/d\tau = -k(\sigma^2 - \sigma_p^2), \quad (4.3.9)$$

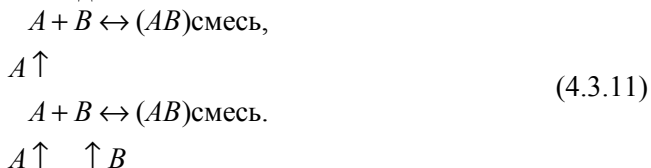
решение которого имеет вид

$$\sigma(\tau) = \sigma_p \left[\frac{(\sigma_n + \sigma_p) + (\sigma_n - \sigma_p)\exp(-\alpha_2\tau)}{(\sigma_n + \sigma_p) - (\sigma_n - \sigma_p)\exp(-\alpha_2\tau)} \right], \quad (4.3.10)$$

где $\sigma_n = \sigma(0)$, σ_p – равновесное (предельно-достижимое) значение среднеквадратичного отклонения $\sigma(\tau)$; α_2, k – параметры модели.

Аналогично схеме (4.3.8) можно рассматривать приготовление многокомпонентных смесей. В этом случае получаются кинетические уравнения типа (4.3.7) для каждого компонента смеси. Рассмотренный метод вывода кинетических уравнений может быть распространен также и на случаи полунепрерывной и непрерывной форм организации процесса. В периодически работающих смесителях обычно сначала осуществляется загрузка смесителя перемешиваемыми материалами, и только после этого начинается смешивание. В полунепрерывном режиме смешивание осуществляется при непрерывной подаче смешиваемых компонентов в смеситель. В данном случае в рабочем цикле периодически работающего смесителя активно используется время загрузки компонентов.

Схему образования смеси, когда в смеситель при смешивании непрерывно добавляется один из смешиваемых компонентов или оба компонента одновременно, можно представить в виде



Учитывая схему (4.3.11) и приток смешиваемых компонентов в смеситель, смешиванию можно поставить в соответствие процесс Маркова рождения и гибели частиц смешиваемых компонентов, дополненный пуассоновским потоком

соответствующей интенсивности $v_{Ni}(\tau)$, т. е. уравнения системы (4.3.6) дополняются членом $v_{Ni}(\tau)$. Преобразовывая систему уравнений, можно вывести кинетические уравнения типа (4.3.7). Работа смесительного комплекса в полупрерывном режиме дает возможность сократить общее время приготовления смеси по сравнению с периодическим режимом смешивания.

При описании кинетики смешивания в непрерывно действующих смесителях с использованием математического аппарата теории процессов Маркова соответствующие интенсивности процесса λ_{Ni} и μ_{Ni} при их формулировке должны быть определены как функции пространственных координат x_j . Уравнение (4.3.7) можно записать с учетом траектории движения компонентов смеси. Для определения поля скоростей (траектории движения компонентов смеси) используют уравнения механики гетерогенных сред. Тогда уравнение (4.3.7) при описании непрерывного процесса смешивания записывается в виде

$$\frac{\partial \sigma(x_j, \tau)}{\partial \tau} + w_{xj} \frac{\partial \sigma(x_j, \tau)}{\partial x_j} = f(\sigma(x_j, \tau)). \quad (4.3.12)$$

Решение (4.3.12) при известных w_{xj} характеризует изменение качества смеси в смесителе.

При изучении смешивания в непрерывно действующих смесителях определенной особенностью является наличие дозаторов-питателей. В подаче компонентов в смеситель обычно имеются пульсации, что влияет на качество готовой смеси. Поэтому непрерывно действующие смесители должны обладать определенной сглаживающей способностью. Используя решения уравнений типа (4.3.12), можно оценить влияние пульсаций, имеющих место в подаче компонентов в аппарат, на качество смеси и наметить пути повышения сглаживающей способности смесителя.

Непрерывно действующие смесительные комплексы создаются также объединением однотипных или различных по конструкции смесителей в каскад, в котором каждый аппарат служит для усреднения свойств (концентрации) смешиваемых материалов в определенном диапазоне. Для описания кинетики смешивания в каскаде смесителей также можно успешно использовать математический аппарат теории разрывных процессов Маркова.

Кинетические уравнения типа (4.3.7), (4.3.10) описывают изменение математического ожидания соответствующих величин (среднего абсолютного или среднеквадратичного отклонения концентрации соответствующего компонента от значения, заданного рецептурным соотношением). Но описание процессов через средние величины не дает исчерпывающей информации и не удовлетворяет требованиям, предъявляемым им технологической практикой.

Модель с сосредоточенными параметрами. В случае системы с сосредоточенными параметрами (периодическое смешивание) уравнение (4.3.12) принимает вид

$$\frac{\partial p(\sigma, \vec{r}, \tau)}{\partial \tau} = -\frac{\partial}{\partial \sigma} [f(\sigma)p(\sigma, \vec{r}, \tau)] + \frac{\partial^2}{\partial \sigma^2} [bp(\sigma, \vec{r}, \tau)]. \quad (4.3.13)$$

При описании кинетики реальных процессов смешения значение параметра b обычно меняется в пределах от 10^{-2} до 10^{-6} . Поэтому при решении уравнения (4.3.13) необходимо учитывать малость параметра b . Целесообразно использовать асимптотические методы, в частности можно применять метод Венцеля – Крамера – Бриллюэна (ВКБ-метод). Необходимо учитывать наличие точек возврата (поворота) в уравнениях, определяющих собственные функции.

Статистический подход на основе уравнения Колмогорова – Фоккера – Планка. В локальных объемах смесительной аппаратуры изменение средних величин C не происходит одинаково. Необходимо оценивать разброс случайных величин относительно средних значений и наиболее полную оценку качества смеси можно провести через плотность вероятности $p(x, \tau, C)$. При достаточно обоснованных предположениях для этих целей может быть использовано уравнение Колмогорова – Фоккера – Планка (К–Ф–П).

Построение модели на основе уравнения К–Ф–П основано на системно-структурном анализе смешивания, который предполагает несколько иерархических уровней моделирования физико-механических систем.

На первом уровне качественного анализа структуры физико-механической системы применительно к перемешиванию сыпучих материалов в оборудовании определенного типа можно считать, что справедлива модель взаимопроникающих дисперсных потоков, определяемая пульсацией скоростей частиц ключевого компонента.

Второй уровень количественного анализа предполагает вывод кинетического уравнения процесса смешивания сыпучих материалов, которое должно, с одной стороны, являться следствием первого качественного уровня описания изучаемой системы, а с другой – отражать сущность смешивания на локальном уровне. Смешивание сыпучих материалов является неравновесным, поэтому его наиболее полное описание может быть построено в рамках теории неравновесных состояний микросистем, которые могут быть охарактеризованы тремя стадиями релаксации: кинетической, гидродинамической или диффузионной.

Важным фактором, приводящим к необратимости при динамическом описании макросистем, являются неустойчивость, расходимость фазовых траекторий. Если расходимость траекторий экспоненциальна во времени, то имеет место стохатизация системы. Описание ее поведения возможно лишь в рамках статистической теории. Проведенный анализ кинетических моделей, в основу которых положен случайный процесс Маркова, устанавливает их иерархию:

– основное кинетическое уравнение Паули

$$\frac{\partial}{\partial \tau} p(x, \tau; a) = \int dx_0 [G(x | x_0; a) p(x_0, \tau; a) - G(x_0 | x; a) p(x, \tau; a)], \quad (4.3.14)$$

где $G \geq 0$ не сингулярная при $x = x_0$ функция, имеющая смысл вероятности переходов из состояния x_0 в x ; $p(x, \tau; a)$ – плотность вероятности нахождения системы в состоянии x в момент τ , a – множество параметров;

– обобщенное уравнение Колмогорова – Фоккера – Планка (КФП), которое следует из уравнения Паули в предположении, что стохастический переход может происходить только между близкими состояниями системы

$$\frac{\partial}{\partial \tau} p(x, \tau; a) = - \sum_i \frac{\partial}{\partial x_i} [\alpha_i(x, a) p(x, \tau; a)] + \frac{1}{2} \sum_{i,j} \frac{\partial^2}{\partial x_i \partial x_j} [\beta_{ij}(x, a) p(x, \tau; a)], \quad (4.3.15)$$

где α_i связаны с правыми частями динамических уравнений теории необратимых процессов $dx_i/d\tau = w_i(x, a)$, а матрица β_{ij} учитывает роль флуктуации;

– диффузионное приближение уравнения К–Ф–П

$$\frac{\partial}{\partial \tau} p(x, \tau; a) = - \sum_i \frac{\partial}{\partial x_i} [w_i(x, a) p(x, \tau; a)] + \frac{D}{2} \sum_i \frac{\partial^2}{\partial x_i^2} p(x, \tau; a), \quad (4.3.16)$$

где $\beta_{ij}(x, a) = D(a)$, т. е. $\beta_{ij} \geq 0$ задается в диагональном виде, не зависящем от вектора состояний x .

Решение уравнения (4.3.15) при соответствующих начальном и граничном условиях полностью характеризует кинетику смешивания.

При более жестких ограничениях указанные уравнения следуют одно из другого. Для смесителей непрерывного действия (СНД), по-видимому, достаточным будет использование уравнения (4.3.16).

Третий этап описания смешивания с математической точки зрения требует постановки некоторой граничной задачи К–Ф–П, которая должна быть адекватной смесителю или группе аппаратов данного типа и отражать его конструктивные и режимные особенности. В дальнейшем ограничимся СНД, имеющими внутренние устройства, образующие зоны задержки потоков сыпучих материалов, в которых непосредственно и происходит процесс смешивания. Последние соединяются транспортирующими потоками.

Известен ряд подходов к математическому моделированию смешивания в указанных смесителях. В некоторых случаях более конструктивной будет постановка граничной задачи К–Ф–П на полуограниченном в направлении движения транспортирующего потока отрезке или части поверхности, которые моделируют возможность уноса ключевого компонента из зоны смешения. В частности, для описания многокаскадного смесителя возможен подход, базирующийся на последовательном соединении зон смешения.

Третий уровень должен заканчиваться решением поставленной граничной задачи и аналитическим (если это возможно и целесообразно) или численным определением (и графическим представлением) критерия качества смеси. Последний может быть изображен в виде кривой или поверхности смешения, являющейся основной характеристикой проектируемого смесителя. При вычислении и построении поверхности смешения необходимо пользоваться средними по зоне смешения значениями концентрации ключевого компонента и ее дисперсии. Отсюда следует вывод о возможности классификации СНД по поверхностям смешения и сравнительного анализа топологии этих поверхностей.

Четвертый уровень описания смешения состоит в перечислении множества параметров – $\{a\}$, проектируемого СНД и физико-механических свойств перерабатываемых материалов с последующей их идентификацией с параметрами поверхности смешения, а также с проверкой адекватности математической модели опытным данным. Возвращаясь к исходному кинетическому уравнению (4.3.16), отметим, что коэффициент макродиффузии $D(a)$ является, с точки

зрения вывода этого уравнения, статистическим средним на множестве параметров $\{a\} \propto \{K; R; FM\}$, состоящим из подмножеств конструктивных $\{K\}$, режимных $\{R\}$ параметров аппарата и физико-механических свойств $\{FM\}$ перерабатываемых материалов. Этот кинетический коэффициент модели в соответствии с основными положениями статистической физики и теории массообменных процессов может быть представлен в следующем виде:

$$D(a) = D_0 \langle \tilde{w}^2 \tau^* \rangle_a = D_1 \langle \tilde{w} l^* \rangle_a, \quad (4.3.17)$$

где D_0, D_1 – опытные безразмерные параметры; \tilde{w} – хаотическая скорость частиц ключевого компонента в зоне смешения. Она должна являться мерой энергии, подводимой к элементарному объему смеси со стороны рабочего органа аппарата или силового поля, в котором находится этот элемент.

Время релаксации частиц ключевого компонента τ^* при их макродиффузии в транспортирующем потоке под действием случайных пульсаций связано с обобщенной длиной свободного пробега этих частиц l^* выражением:

$$\tau^* = l^* / \tilde{w}. \quad (4.3.18)$$

В соответствии с основными положениями статистической теории массообменных процессов, учитывая столкновения частиц ключевого компонента с конструктивными элементами СНД, частицами транспортирующего потока, с другими частицами ключевого компонента, с возможными динамическими неоднородностями зоны смешения, а также учитывая другие возможные механизмы рассеяния, получаем зависимость:

$$1/l = \sum_i 1/l_i.$$

Разработка математической модели смешивания сыпучих материалов для указанных выше смесителей непрерывного действия состоит в:

- постановке и решении граничной задачи вида (4.3.16);
- установлении отношения между \tilde{w} и мерой энергии, подводимой к элементарному объему смеси;
- вычислении l на множестве $\{a\}$ с целью идентификации параметров физико-механической системы и аппарата с поверхностью смешения.

При решении задачи по определению явного вида $D(a)$ необходимо привлекать методы механики гетерогенных сред для расчета гидромеханической обстановки в зоне смешения.

При моделировании смешивания с использованием математического аппарата теории процессов Маркова следует иметь в виду следующее. Оценка качества смеси через плотность вероятности является наиболее полной, однако имеются трудности решения дифференциальных уравнений К–Ф–П при соответствующих постулатах о детерминированной составляющей случайного процесса. Сказанное можно распространить и на случаи применения уравнений Колмогорова – Феллера. Параметры модели определяются и обобщаются по экспериментальным данным.

Использование цепей Маркова для описания смешивания позволяет определить функцию распределения времени пребывания, оценить качество смеси че-

рез выборочные статистики. В этом варианте описания возникает трудность определения матрицы переходов и учета явления сегрегации.

Рассмотренные подходы моделирования дают возможность также описать совмещенные процессы переработки гетерогенных сред, например смешение с измельчением или смешение с переносом массы (сушка, экстракция из твердой фазы), смешение при изменении реологических свойств композиции и т. д. Математические модели позволяют анализировать процесс и управлять им. На стадии предварительных исследований процесса графический образ кривых смешения определяет методику и объем проводимого эксперимента, существенно сокращая его.

Математические модели смешивания дисперсных материалов позволяют поставить и решить задачу оптимизации работы существующего оборудования, а на стадии их разработки отработать и применять рабочие узлы оптимальной конструкции. Также следует отметить, что моделирование различных технологий смешивания позволяет рационально реализовать их в промышленных условиях, выбрать в конкретных случаях оптимальные схемы их осуществления.

Вышеописанные методы моделирования и технологии смешивания апробированы при организации конкретного приготовления смесей и эксплуатации оборудования в лабораторных опытно-промышленных условиях.

Модель смешивания в центробежном аппарате непрерывного действия.

Известна математическая модель смешивания двух компонентов дисперсного материала в центробежном аппарате непрерывного действия. Отличительной особенностью этого оборудования является смесительный узел, представляющий собой соосное размещение с некоторым зазором h вращающегося и неподвижного дисков, имеющих зубчатые выступы. Между этими выступами образуются зоны смешения, в которых компоненты находятся в разреженном состоянии (см. рис. 4.1.61). В изотропном приближении без учета конвективных потоков сформулирована граничная задача (второй уровень) на полуограниченном отрезке

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}, \quad C(x, 0) = \begin{cases} C_0, & x \leq 0 \\ 0, & x > 0 \end{cases}, \quad C(\infty, \tau) = 0. \quad (4.3.19)$$

Решение этой автомодельной задачи имеет вид

$$C = C_0 [1 - \Phi(x/\sqrt{2D\tau})], \quad (4.3.20)$$

где $\Phi(x)$ – интеграл вероятностей.

На рис. 4.3.1 изображена кривая смешивания этого смесителя с критерием качества, за который был принят коэффициент вариации в виде

$$V_c = \sqrt{\langle C^2 \rangle / \langle C \rangle^2 - 1}, \quad (4.3.21)$$

где

$$\langle C \rangle = \frac{1}{h} \int_0^h C dx, \quad \langle C^2 \rangle = \frac{1}{h} \int_0^h C^2 dx.$$

В работе получено аналитическое выражение $V_c = V_c(\alpha)$ для произвольного соотношения расходов ключевого и транспортирующего компонентов, которое при $G_K / G_T \ll 1$ имеет достаточно простой вид

$$V_c(\alpha) = \frac{100 \sqrt{2\alpha \sqrt{\frac{\pi}{2}} [\Phi(\alpha) - \Phi(\sqrt{2}\alpha)] - [1 - \exp(-\alpha^2)]^2}}{\alpha \sqrt{\pi} [1 - \Phi(\alpha)] + 1 - \exp(-\alpha^2)}. \quad (4.3.22)$$

На четвертом этапе описания процесса смешивания определяется явный вид параметра $\alpha = D_0 l_T / \sqrt{\omega R h \langle \tau \rangle}$.

За меру энергии была принята скорость $\langle w \rangle = \omega R$. Ввиду малой объемной плотности частиц в зоне смешения, длина свободного пробега вычисляется по выражению $l = h^3 / (l_K + l_T)^2$. На рис. 4.3.1 сопоставлены опытные данные, среднеквадратичное отклонение которых от кривой (4.3.22) при $D_0 = 62,5$ составляет 21%. Значение D_0 определялось методом наименьших квадратов.

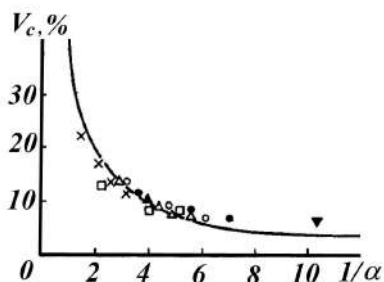


Рис. 4.3.1. Сопоставление опытных данных с теоретической кривой смешивания для отдельных ступеней: линия — теоретическая кривая.

Более удовлетворительное совпадение теоретических и опытных данных может быть получено постановкой уточненной граничной задачи (второй уровень) для того же смесителя в цилиндрических координатах

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = \frac{D}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial C}{\partial r} \right), \quad C(r, 0) = \begin{cases} C_0, & r \leq r_0 \\ 0, & r > r_0 \end{cases}, \quad C(\infty, \tau) = 0. \quad (4.3.23)$$

Решение ее в автомодельной постановке имеет вид

$$C = C_0 E_1(x/2) E_1(x_0/2), \quad (4.3.24)$$

где $E_1(x)$ — интегральная показательная функция; $x = r^2 / (2D\tau)$, $x_0 = (R - b)^2 / (2D\tau)$; R — радиус диска; b — ширина зоны смешения.

Вычисление средних по типу (4.3.21), но отнесенных к площади кольца, приводит к явному выражению для коэффициента вариации при

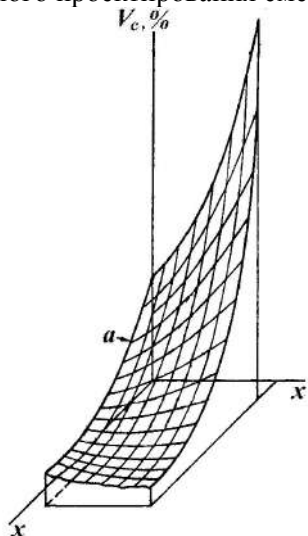
$$\left(\frac{V_c}{100} \right)^2 = \frac{x - x_0}{E_2(x_0/2) - E_2(x/2)} \{ E_1(x_1) - E_1(x_0) + \\ + \frac{x}{4} E_1^2(x/2) - \frac{x_0}{4} E_1^2(x_0/2) + \exp(-x_0/2) E_1(x_0/2) - \exp(-x/2) E_1(x/2) \} - 1, \quad (4.3.25)$$

который, в отличие от (4.3.25), является двухпараметрическим и может быть представлен в виде поверхности смешения $V_c = V_c(x, x_0)$ (рис. 4.3.2).

В связи с появлением нового параметра b рассмотрена задача о рассеянии потока твердых частиц на цилиндрической обечайке. Решение ее, а также задачи о времени пребывания частиц ключевого компонента привели к определению параметров D , b , $\langle \tau \rangle$:

$$D = D_0 \omega R h, \quad b = b_0 l_T \omega R^2 h / G_T, \quad \langle \tau \rangle \approx 2 \pi h b / \omega l_K^2. \quad (4.3.26)$$

Исходные опытные данные были пересчитаны в новых переменных и идентифицированы по поверхности $V_c = V_c(x, x_0)$. С помощью разработанной численной модели, позволяющей решать граничную задачу (второй уровень) 2 на полуоси, строить поверхности смешения и проводить статистическую обработку опытных данных, определено среднее квадратичное отклонение экспериментальных данных от теоретической поверхности, которое составило 9%. Более точная постановка задачи, отвечающая конструктивным особенностям смесителя, приводит к лучшему согласованию теории с экспериментом. При заданном качестве смеси с учетом выражения (4.3.26) введением дополнительных критериев могут быть поставлены и решены вопросы выбора типа и оптимального проектирования смесителя.



**Рис. 4.3.2. Поверхность смешения
центробежного смесителя:
 a – область идентификации.**

Пример производства стержневых и формовочных смесей в литейном производстве. Приготовление стержневых смесей эмульсионным способом в бегунковом смесителе с найденным оптимальным составом (см. параграф 4.1.5) показало, что стержневая смесь полностью удовлетворяет технологическим требованиям, предъявляемым к ней. При определении оптимальных режимов приготовления смесей в полунепрерывном режиме и для определения минимального времени смешения была использована математическая модель кинетики полунепрерывного смешивания.

В периодически работающих смесителях обычно сначала осуществляется загрузка смесителя перемешиваемыми материалами и только после этого начинается смешение. Рассмотрим случай, когда смешение осуществляется при непрерывной подаче смешиваемых компонентов в смеситель, т. е. в рабочем цик-

ле периодически работающего смесителя активно используется время загрузки компонентов. Такой режим работы называют полунепрерывным.

Для описания кинетики периодического смешения было предложено использовать разрывные процессы Маркова. Схему образования смеси, когда в смеситель при смешении непрерывно добавляется один из смешиваемых компонентов или оба компонента одновременно, можно представить в виде (4.3.11). В этом случае при постоянном притоке смешиваемых компонентов в смеситель смешивание можно поставить в соответствие процессу Маркова рождения и гибели частиц смешиваемых компонентов, дополненный пуассоновским потоком с соответствующей интенсивностью $\nu(\tau)$. Если принять для интенсивностей рождения и гибели линейные зависимости

$$\lambda_{x1} = \lambda(\tau)x_1 = \mu[1 - \exp(-\alpha_1\tau)]\exp(-\alpha_2\tau)x_1, \quad \mu_{x1} = \mu\exp(-\alpha_2\tau)x_1,$$

то после аналитических преобразований получим уравнение

$$\frac{dm_{x1}(\tau)}{d\tau} = -\mu(\tau)m_{x1}(\tau) + \nu(\tau), \quad (4.3.27)$$

где $\mu(\tau) = \mu\exp(-\alpha\tau)$.

Среднее число несмешанных элементов сорта A равно:

$$m_{x1}(\tau) = \sum_{x1} x1 P_{x1}(\tau).$$

Пусть подача компонентов в смеситель осуществляется по закону $\nu(\tau) = \langle \nu \rangle + \nu_0 \sin \omega \tau$, который выполняется при работе многих дозаторов. Далее в уравнении (4.3.27) совершим переход к абсолютным отклонениям концентрации от значения, заданного рецептурным соотношением, для чего обе части уравнения (4.3.27) умножим на комплекс

$$v'_A \left(V_0 + \langle V \rangle \tau + \frac{\nu_0}{\omega} (1 - \cos \omega \tau) \right),$$

где v'_A – объем (или вес) одного объединения частиц сорта A , из которого образуется элемент смеси; V_0 – начальная загрузка смесителя; $\langle V \rangle$ – мгновенная средняя производительность питателей; ν_0 – амплитуда в подаче компонентов; τ – время, отсчитываемое от начала времени работы дозаторов. Тогда уравнение (4.3.27) примет вид

$$\frac{d\sigma(\tau)}{d\tau} = -\mu(\tau) - \frac{\langle V \rangle + \nu_0 \sin \omega \tau - V_A(\tau)}{V_0 + \langle V \rangle \tau + \frac{\nu_0}{\omega} (1 - \cos \omega \tau)}, \quad (4.3.28)$$

где $V_A(\tau) = \langle V_A \rangle + \nu_{0A} \sin \omega \tau$ – производительность дозатора по компоненту A .

Решение уравнения (4.3.28) при начальном условии $\sigma(0) = \sigma_n$ имеет вид

$$\sigma(\tau) = \frac{\left[\int_0^\tau V_A(\tau') \left(\frac{\sigma_p}{\sigma_n} \right)^{\exp(-\alpha\tau')} d\tau' + V_0 \sigma_p \right] \left(\frac{\sigma_p}{\sigma_n} \right)^{\exp(-\alpha\tau')}}{V_0 + \langle V \rangle \tau + \frac{\nu_0}{\omega} (1 - \cos \omega \tau)}. \quad (4.3.29)$$

Если при решении уравнения (4.3.29) положить $V_A(\tau) = V_B(\tau) = 0$, т. е. подача компонентов отсутствует, то получаем известное решение, описывающее кинетику периодического смешивания,

$$\sigma(\tau) = \sigma_p \left(\frac{\sigma_p}{\sigma_n} \right)^{\exp(-\alpha\tau)} \quad (4.3.30)$$

Если в смеситель при загрузке подается только один компонент, например A , то в решении уравнения (4.3.29) следует положить $V_B(\tau) = 0$ и $V(\tau) = V_A(\tau)$.

Определение константы скорости смешения можно провести, используя опытные данные по скорости смешения, остальные параметры известны для конкретных условий работы смесителя и дозаторов.

Для проверки соответствия уравнения (4.3.29) опытными данным был исследован процесс смешения кварцевого песка и хлористого натрия в двухвальном лопастном смесителе при следующих условиях: начальная загрузка смесителя $V_0 = 0,5$ кг, конечная загрузка — 3 кг, число оборотов мешалок — 5/12 и 5/6 об/с, время дозирования компонентов $\tau_s = 90$ с, соотношение компонентов $m_A/m_B = 0,417/0,583$.

В пять моментов времени при смешивании в период загрузки из смесителя отбирались пробы весом 1–1,5 г, в которых определялось содержание компонентов, по ним рассчитывались выборочные статистики.

После окончания периода дозирования компонентов смешивание продолжалось в периодическом режиме. На рис. 4.3.3 приведены рассчитанные и опытные данные. Кривая AB , соответствующая полунепрерывному режиму смешения в период загрузки τ_s , кривая BC , соответствующая периоду окончания смешивания в периодическом режиме после окончания требуемой загрузки, рассчитывались соответственно по формулам (4.3.29) и (4.3.30). Проверка адекватности показала удовлетворительное соответствие расчетных данных экспериментальным, относительная погрешность не превышала 10%.

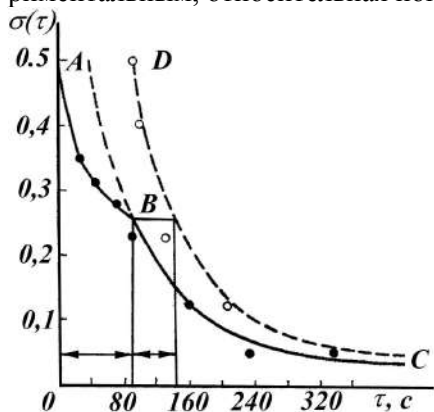


Рис. 4.3.3. Сравнение опытных и рассчитанных данных по кинетике смешения. Кривая DC соответствует кинетике смешения в периодическом режиме.

Работа смесительного комплекса в полунепрерывном режиме дает возможность сократить общее время приготовления смеси по сравнению с работой в периодическом режиме. Причем выигрыш во времени Δt может быть найден

следующим образом. По формуле (4.3.29) находим состояние смеси в момент окончания загрузки $\sigma(\tau_s)$, тогда по формуле (4.3.30) определяется выигрыш:

$$\Delta\tau = -\alpha^{-1} \ln \left[\ln[\sigma(\tau_s)/\sigma_p] / \ln[\sigma_n/\sigma_p] \right]. \quad (4.3.31)$$

В данном случае $\Delta\tau = 55,7$ с, а время смешения $\tau_{см}$ в периодическом режиме для достижения состояния $\sigma(\tau_{см}) = 0,022$ равняется 683 с. В зависимости от времени загрузки и от типа смесительного оборудования выигрыш во времени может составить до 25 – 35% от времени смешения. Отсюда вытекает целесообразность работы смесительных комплексов в полунепрерывном режиме. Это особенно важно при эксплуатации крупногабаритных аппаратов, заполнение которых происходит в течение значительного времени.

Приведенный пример показывает возможности использования математического моделирования смешивания при совершенствовании технологических процессов приготовления смесей.

Подведем итоги. В настоящее время созданы и создаются математические модели, описывающие кинетику смешивания дисперсных материалов и композиций на их основе, учитывающие многообразие сложных явлений, происходящих при этом, и разнообразие способов реализации процессов. Работы по созданию математических моделей ведутся в нескольких основных направлениях. Наиболее перспективными являются вероятностные методы, методы механики многофазных сред, дополненные экспериментальными исследованиями. Опыт построения математических моделей этими методами и их применение при описании процесса смешивания и управления ими выявил и совокупность проблем, которые следует решать при исследованиях в будущем:

- единая методология экспериментальных исследований, позволяющая объективно сопоставлять, обобщать и применять полученную опытную информацию;
- исследования по микрокинетике смешивания, которые бы раскрыли не только механизм образования элементов смеси из совокупности отдельных компонентов, но и показали бы, чем определяется интенсивность этого процесса; необходимы обобщения опытных данных в этой области;
- решения задач о масштабных переходах, что должно позволить дополнить модели макросмешивания моделями микросмешивания и определить интенсивности смешивания в аппаратах по информации, полученной на моделях;
- создание математических моделей для смешивания, осложненных переносом массы, химическими реакциями, измельчением и агрегацией, неоднородностью свойств, пульсациями при дозировании компонентов в смеситель;
- разработка единого подхода к моделированию смешивания дисперсных материалов на основе методов механики гетерогенных сред, статистической физики, неравновесной термодинамики;
- реализация методов решения системы уравнений, описывающих исследуемый процесс, их программное обеспечение, организованное по модульному принципу.

4.3.2. Смешивание как динамическая система

Наиболее общим эволюционным уравнением, которое может быть положено в основу описания смешивания дисперсных материалов, связывающее условные вероятности $p(x_i, \tau_i | x_j, \tau_j)$ друг с другом и удовлетворяющее постулату Маркова, является уравнение Чепмена – Колмогорова в его дифференциальной форме

$$\frac{\partial p(z, \tau | y, \tau')}{\partial \tau} = - \sum_i \frac{\partial}{\partial z_i} [A_i(z, \tau) p(z, \tau | y, \tau')] + \frac{1}{2} \sum_{i,j} \frac{\partial^2}{\partial z_i \partial z_j} [B_{ij}(z, \tau) p(z, \tau | y, \tau')] + \int dx [w(z; x, \tau) p(x, \tau | y, \tau') - w(x; z, \tau) p(z, \tau | y, \tau')]. \quad (4.3.32)$$

Здесь $A_i(z, \tau)$ – вектор сносов; $B_{ij}(z, \tau)$ – положительно определенная, симметричная диффузионная матрица; $w(z; x, \tau)$ – при определенном нормировании определяет распределение частиц, уходящих из точки x , и описывает скачкообразные движения.

В общем случае, когда $A_i(z, \tau)$, $B_{ij}(z, \tau)$ и $w(z; x, \tau)$ не обязательно обращаются в нуль, уравнение (4.3.32) описывает траектории, являющиеся кусочно-непрерывными линиями, состоящими из частей, соответствующих диффузионному процессу с отличным от нуля вектором сноса, на который накладываются флуктуации. При $B_{ij}(z, \tau) = 0$ получают траектории, которые можно ожидать в разреженном газе, где свободно движущиеся частицы испытывают мгновенное изменение импульса.

При $B_{ij}(z, \tau) = 0$ и $w(z; x, \tau) = w(x; z, \tau) = 0$ уравнение (4.3.32) описывает детерминированный процесс и принимает частную форму уравнения Лиувилля

$$\sum_i \frac{\partial}{\partial z_i} [A_i(z, \tau) p(z, \tau | y, \tau')] = 0,$$

которое с условием сохранения фазового объема преобразуется в уравнение Гамильтона.

Если $A_i(z, \tau) = B_{ij}(z, \tau) = 0$, то уравнение (4.3.32) описывает скачкообразные процессы и носит название уравнения Колмогорова – Феллера. В этом случае типичная траектория состоит из отрезков прямых, чередующихся с разрывными скачками, распределение которых дается функцией $w(z; x, \tau)$.

Переход к безусловным вероятностям в (4.3.32) с сохранением условий $A_i(z, \tau) = B_{ij}(z, \tau) = 0$ приводит к дифференциально-разностным уравнениям Колмогорова.

В пределе бесконечно малых скачков, когда скачкообразное движение многокомпонентной смеси отсутствует $w(z; x, \tau) = w(x; z, \tau) = 0$ и выполняется гипотеза масштабной инвариантности, уравнение (4.3.32) преобразуется в уравнение Фоккера – Планка

$$\frac{\partial p}{\partial \tau} = - \frac{\partial}{\partial x} [w(x) p(x)] + \frac{1}{2} \frac{\partial^2}{\partial x^2} [D(x) p(x)].$$

Уравнение данного типа широко используется при описании процессов смешения сыпучих материалов в аппаратах непрерывного типа. Дифференциально-разностные уравнения Колмогорова находят применение при моделировании смешивания сыпучих материалов в аппаратах периодического действия. Еще одна перспективная область применения уравнение Фоккера – Планка – описание совмещенных процессов, например смешивание сыпучих материалов с одновременным их измельчением или агломерацией.

Проведенный краткий анализ методов описания показывает, что существуют модели любой степени сложности, пригодные для описания как периодических, так и непрерывных процессов. Основной проблемой при этом для периодического процесса остается правильное задание исходного состояния смеси – начального распределения ее компонентов по объему смесителя. Если использовать модели, построенные на основе процессов Маркова, то в силу их эргодичности можно утверждать, что при достаточно длительном времени проведения процесса начальное состояние смеси не будет оказывать влияние на результат смешивания. Конечный результат будет зависеть от конструкции смесителя, интенсивности воздействия его рабочих органов на смесь, свойств исходных компонентов.

Рассмотрим смешивание как стохастический процесс, т. е. концентрация частиц в некоторой точке (контрольном объеме) аппарата – случайная величина. Предлагается следующая ячеечная модель. Объем аппарата разделим на L непересекающихся ячеек. Каждая ячейка характеризуется своими объемами и топологическими характеристиками, которые отражают соседние ячейки, непосредственно контактирующие с рассматриваемой.

Зададимся параметрами, позволяющими охарактеризовать процесс смешивания. Это количество частиц $N(a, l)$ с размерами l вида a . С целью определения динамики смешивания примем в качестве параметра, характеризующего подвижность частиц, кинетическую энергию E отдельно взятой частицы. В силу малости ячейки предположим, что внутри ее обеспечивается полный обмен энергией между частицами. Если при движении рабочих органов смесителя дисперсные частицы находятся в псевдооживленном состоянии, то в пределах каждой ячейки предполагается равенство по E всех частиц. Поскольку мы считаем, что смешивание – процесс стохастический, то и параметры $N(a, l)$, E будут случайными величинами, которые подчиняются следующим функциям распределения:

$$F(N(a, l)) = P(\hat{N}(a, l) \leq N(a, l); a \in \{A\}, l_{\min} \leq l \leq l_{\max}), F(E) = P(\hat{E} \leq E), \quad (4.3.33)$$

где \hat{N} , \hat{E} – случайные величины, подчиняющиеся распределению по числу частиц с параметрами a , d в ячейке и по энергии каждой частицы; $\{A\}$ – множество видов частиц, присутствующих в смесителе; l_{\min} , l_{\max} , ... – минимальный и максимальный размеры частиц.

В рассматриваемой ячейке имеем $N(a, l)$ число частиц со свойствами a и размером l с вероятностью $PN(a, l)$. Аналогично для энергии: каждая частица в

ячейке обладает энергией E с вероятностью $P(E)$. Для определения вероятностей запишем:

$$P(N(a,l)) = F_1(N(a,l)), \quad P(E) = F_2(E) \quad (4.3.34)$$

или для плотности вероятности $f(x) = F'_x(x)$:

$$P(N(a,l)) = \int_{N(a,l)-\varepsilon}^{N(a,l)+\varepsilon} F_1(N(a,l)) dN, \quad P(E) = \lim_{\varepsilon \rightarrow 0} \int_{E-\varepsilon}^{E+\varepsilon} F_2(E) dE, \quad (4.3.35)$$

причем выполняется условие нормировки

$$\int_{-\infty}^{+\infty} f_i(x) dx = 1.$$

Задачей моделирования является получение плотностей вероятностей $f_1(N(a,l))$ для всех видов частиц a , l и $f_2(E)$ для каждой ячейки аппарата на заданный момент времени.

При смешивании между ячейками на основании их топологических свойств происходит обмен как материальных, так и энергетических характеристик. За некоторый интервал Δt считаем, что происходит обмен энергией между частицами внутри ячейки. Для этого частица, обладающая минимальной скоростью, должна за время Δt переместиться, по крайней мере, более чем на половину линейного размера ячейки. Размер ячейки должен быть соизмерим с размерами наибольших частиц. Это условие необходимо для того, чтобы учесть процессы образования динамических структур при смешивании. Необходимо, чтобы размеры образующихся структур были значительно больше размера ячейки. Примем, что масштаб образующихся динамических структур на несколько порядков больше размера частиц, поскольку сам процесс носит стохастический характер и требует для своей реализации 10^3 – 10^4 частиц. Диаметр ячейки занимает промежуточное значение между l_{\max} и масштабом возможных динамических структур. Примем его равным $(10-50)l_{\max}$.

Уравнение, отражающее динамику изменения вероятности $P(x, \tau)$ того, что некоторая случайная величина $\hat{x}(\tau)$ в момент времени τ принимает значение x , есть уравнение Фоккера – Планка – Колмогорова.

$$\frac{\partial}{\partial \tau} P(x, \tau) = \sum \frac{(-1)^n}{n!} \frac{\partial^n}{\partial x^n} [K_n(x, \tau) P(x, \tau)], \quad (4.3.36)$$

где

$$K_n(x, \tau) = \lim_{\Delta \tau \rightarrow 0} \frac{1}{\Delta \tau} \int_{\Omega} (\bar{x} - x)^n P(x, \tau | \bar{x}, \tau + \Delta \tau) d\bar{x}.$$

Здесь $P(x, \tau | \bar{x}, \tau + \Delta \tau)$ – условная вероятность перехода от значения x к значению \bar{x} случайной величины $\hat{x}(\tau)$ на моменты времени соответственно τ и $\tau + \Delta \tau$; Ω – пространство возможных значений $\hat{x}(\tau)$; $K_n(x, \tau)$ – моменты n -го порядка частоты перехода от x к \bar{x} за $\Delta \tau$.

Частый случай уравнения (4.3.36), когда $K_1(x, \tau)$ и $K_2(x, \tau)$ отличны от нуля, а остальные $K_n(x, \tau)$ при $n \geq 3$ равны нулю.

Процессы, удовлетворяющие этим условиям, называются диффузионными:

$$\alpha(x, \tau) = K_1(x, \tau) = \lim_{\Delta\tau \rightarrow 0} \frac{1}{\Delta\tau} \int_{\Omega} (\bar{x} - x)^1 P(x, \tau | \bar{x}, \tau + \Delta\tau) d\bar{x}, \quad (4.3.37)$$

$$\beta(x, \tau) = K_2(x, \tau) = \lim_{\Delta\tau \rightarrow 0} \frac{1}{\Delta\tau} \int_{\Omega} (\bar{x} - x)^2 P(x, \tau | \bar{x}, \tau + \Delta\tau) d\bar{x}. \quad (4.3.38)$$

Коэффициенты $\alpha(x, \tau)$ и $\beta(x, \tau)$ называются, соответственно, коэффициентами сноса и диффузии или локальными характеристиками случайного процесса $\hat{x}(\tau)$. При этом $\alpha(x, \tau)$ характеризует среднее значение локальной скорости, а $\beta(x, \tau)$ – локальную скорость изменения дисперсии. Для функции плотности вероятности $f(x, \tau)$ можно записать:

$$f(x, \tau) = \partial P(x, \tau) / \partial x. \quad (4.3.39)$$

Для параметров ячейки $\hat{N}(a, l)$ и \hat{E} применим уравнения (4.3.36) и (4.3.39):

$$\frac{\partial}{\partial \tau} P(N(a, l), \tau) = -\frac{\partial}{\partial N} [\alpha_1(N(a, l), \tau) P(N(a, l), \tau)] + \frac{1}{2} \frac{\partial^2}{\partial N^2} [\beta_1(N(a, l), \tau) P(N(a, l), \tau)], \quad (4.3.40)$$

$$f(N(a, l), \tau) = \frac{\partial}{\partial N} P(N(a, l), \tau),$$

где

$$\alpha_1(N(a, l), \tau) = \lim_{\Delta\tau \rightarrow 0} \frac{1}{\Delta\tau} \int_0^{+\infty} (\bar{N} - N(a, l))^1 P(N(a, l), \tau | \bar{N}, \tau + \Delta\tau) d\bar{N},$$

$$\beta_1(N(a, l), \tau) = \lim_{\Delta\tau \rightarrow 0} \frac{1}{\Delta\tau} \int_0^{+\infty} (\bar{N} - N(a, l))^2 P(N(a, l), \tau | \bar{N}, \tau + \Delta\tau) d\bar{N}.$$

Для случайной величины \hat{E}

$$\frac{\partial}{\partial \tau} P(E, \tau) = -\frac{\partial}{\partial N} [\alpha_2(E, \tau) P(E, \tau)] + \frac{1}{2} \frac{\partial^2}{\partial N^2} [\beta_2(E, \tau) P(E, \tau)], \quad (4.3.41)$$

$$f(E, \tau) = \frac{\partial}{\partial N} P(E, \tau),$$

где

$$\alpha_2(E, \tau) = \lim_{\Delta\tau \rightarrow 0} \frac{1}{\Delta\tau} \int_0^{+\infty} (\bar{E} - E)^1 P(E, \tau | \bar{E}, \tau + \Delta\tau) d\bar{E},$$

$$\beta_2(E, \tau) = \lim_{\Delta\tau \rightarrow 0} \frac{1}{\Delta\tau} \int_0^{+\infty} (\bar{E} - E)^2 P(E, \tau | \bar{E}, \tau + \Delta\tau) d\bar{E}.$$

Подведем итоги. Уравнения (4.3.40) и (4.3.41) позволяют получить изменение вероятности наличия в рассматриваемой ячейке N частиц сорта a , размера l , а также изменение вероятности того, что частицы данной ячейки обладают энергией E . Решая уравнения (4.3.40), (4.3.41), мы получим функции распределения для параметров $N(a, l)$ и E по ячейкам на заданный момент времени, в частности $\tau + \Delta\tau$.

4.3.3. Динамика смешивания бинарных композиций, содержащих дисперсные частицы

В предыдущем разделе описаны принципы построения модели смешивания дисперсных материалов, основанные на самых общих предпосылках. Существует достаточно большое число случаев, когда нет необходимости строить столь сложные модели и можно ограничиться их более простым приближением. В том числе, речь идет о бинарных композициях, содержащих дисперсные частицы, и энергия, подводимая к смеси, равномерно распределена по ее объему.

Основные допущения, принятые при построении модели. Для моделирования процесса смешивания бинарных композиций, содержащих дисперсные частицы, с успехом применяется математический аппарат цепей Маркова. Если разбить объем аппарата на ячейки и наблюдать за обменом частиц между ними, то для такой системы ее состояние в любой момент времени t определяется только через последнее ее известное состояние. Подход, основанный на использовании теории процессов Маркова, обладает тем преимуществом, что построенные на его основе модели достаточно прозрачны и имеется возможность для их совершенствования без изменения сущности модели. Цель – описать поведение бинарной композиции, содержащей дисперсные частицы, когда имеет место равновесное динамическое состояние.

Эволюция состояния системы определяется совокупностью внешних и внутренних параметров. Внешние – энергетические параметры определяют характерный временной интервал процесса, т. е. частоту происходящих изменений в системе, а внутренние – функцию интенсивности перехода из одного состояния в другое, т. е. величину, на которую изменяется система.

Слой дисперсного материала, находящийся в аппарате, представляет собой совокупность частиц, отличающихся по типу материала, форме, плотности и размерам. При обработке под воздействием крупномасштабных циркуляционных потоков он деформируется. По каким-то направлениям растягивается, а по другим сжимается, искривляясь при этом самым запутанным образом. Возникающие в материале напряжения как бы разрывают области, занятые первоначально компонентом одного типа, на небольшие объемы, сохраняющие определенную идентичность. Хотя сами объемы и участвуют в циркуляции по всему аппарату, движение частиц в них носит в большей мере случайный характер.

Эта особенность движения материала в аппарате позволяет представить его состоящим из элементарных объемов, содержащих конечное, приемлемое для численных расчетов, число однотипных частиц, способных обмениваться энергией за счет взаимных столкновений. В статистической механике совокупность одинаковых систем (частиц), имеющих одинаковую энергию и движущихся в поле внешних сил, называют микроканоническим ансамблем.

Поскольку число частиц в выделенном элементарном объеме постоянно, микроканонический ансамбль является стационарным. В таком случае следует говорить о пакете, состоящем из частиц, движущихся в одном направлении и имеющих одинаковую энергию. Взаимное перемещение частиц внутри пакета и

обмен частицами между двумя соседними пакетами рассматриваются исходя из описания Лагранжа поведения этих связанных структур.

Модель эволюции динамической системы построена с использованием двух основных допущений, связанных с движением слоя дисперсных частиц в аппарате:

- слой обрабатываемого материала может быть представлен как совокупность элементарных групп частиц, сохраняющих в процессе обработки определенную пространственную связность;
- подводимая в процессе обработки к материалу энергия равномерно распределяется по объему смеси.

Как показывают исследования, проведенные различными авторами, первое допущение выполняется для большинства используемых в настоящее время аппаратов для смешения сыпучих материалов. Второе выполняется только для аппаратов, сочетающих как макроскопическую циркуляцию материала путем приведения его в движение перемешивающими органами, так и мелкомасштабное воздействие путем механического или пневматического взвешивания. Отсюда вытекает область применения предложенной модели. Допущение о равномерности распределения энергии по объему смеси может нарушаться, если смешиваются компоненты, частицы которых сильно отличаются по размеру.

Для описания смешивания сыпучих материалов на микроуровне рассмотрим статистический ансамбль, состоящий из ограниченного, счетного числа частиц. Уравнение (4.3.40) необходимо преобразовать к дискретному виду. Структура уравнения эволюции смеси должна быть инвариантна относительно изменений энергетики процесса. При этом функция интенсивности изменения состояния определяется топологией объекта и размером статистического ансамбля.

Пусть N_τ – функция состояния микроканонического ансамбля, или пакета частиц, характеризует значение контролируемых параметров, изменяющихся при смешивании. Переход к микроканоническому ансамблю частиц приводит к потере информации о макромасштабных флуктуациях функции состояния N_τ .

Изменение функции состояния во времени описывается дифференциально-разностным уравнением эволюции динамической системы, которое представляет собой модифицированное уравнение Колмогорова, записанное для независимой переменной φ_i (размер и плотность частиц, скорость диссипации энергии и др.) в дискретном виде. В качестве исходного выражения можно принять уравнение (4.3.6), которое представлено в виде:

$$N_{\tau+\Delta\tau}(\varphi_1, \dots, \varphi_n) = N_\tau(\varphi_1, \dots, \varphi_n) + \sum Y_\tau[N_\tau(\varphi_1, \dots, \varphi_k) - N_\tau(\varphi_1, \dots, \varphi_n)]. \quad (4.3.42)$$

Если в аппарате содержится I компонентов, а его объем разделен на M пакетов (ячеек) из k частиц, то функция состояния $N(i, j, n)$ соответствует числу j ($j \in [0, k]$) частиц i -го компонента ($i \in [0, I]$), находящихся в n -м пакете ($n \in [0, M]$). Смешивание представляет собой обмен частицами между соседними пакетами.

Тогда уравнение эволюции системы (4.3.42) примет вид

$$N_{\tau+\Delta\tau}(i, j, n) = N_{\tau}(i, j, n) + \sum_{r=1}^M Y_{\tau}[N_{\tau}(i, j, r) - N_{\tau}(i, j, n)], \quad (4.3.43)$$

Функция Y_{τ} является аналогом коэффициента диффузии и имеет смысл условной вероятности перехода частиц из пакета в пакет. Разность значений функции состояния N_{τ} в соседних пакетах частиц в момент времени τ характеризует движущую силу процесса смешивания.

Интенсивность перехода системы из одного состояния в другое связана со случайным перемещением частиц внутри элементарных объемов. Она должна зависеть от величины вероятности $p(i, j)$ перехода j частиц i -го компонента между элементарными объемами смеси $Y_{\tau} = Y_{\tau}(p(i, j))$.

Вид функции $Y_{\tau}(i, j, r)$ может быть определен из следующих соображений. При смешивании компонентов осуществляется встречное движение потоков частиц между пакетами, а $Y_{\tau}(i, j, r)$ имеет смысл условной вероятности перехода частиц из пакета в пакет. Тогда получаем:

$$Y_{\tau}(i, j, r) = \sum_{q=0}^j [N_{\tau}(i, q, r) p(q, j, p_{ir}) p(q, k - q, p_{in})]. \quad (4.3.44)$$

Вероятность одновременного движения группы из j частиц i -го компонента рассчитывается по формуле биномиального распределения вида:

$$p(j, k, p_i) = \frac{k!}{j!(k-j)!} p_i^j (1-p_i)^{k-j}. \quad (4.3.45)$$

Для одиночной частицы компонента i вероятность $p(i)$ совершить за время $\Delta\tau$ полный цикл осцилляции в заданном направлении, либо остаться в своем пакете, может быть определена через число возможных направлений ее перемещения R $p_i = \zeta_{i,R} p_{0i} / (R+1)$. Коэффициент $\zeta_{i,R}$ учитывает различие в свойствах частиц компонентов и возможную анизотропию в свойствах слоя материала в различных направлениях, вызванную, в частности, силой тяжести.

При определении $\zeta_{i,R}$ исходили из принятых допущений о том, что в смеси-теле обеспечивается равномерное энергичное воздействие на обрабатываемый материал, объем аппарата изотропный и равновероятно перемещение частицы в любом из направлений. Величину вероятности перехода отдельной частицы p_{0i} необходимо рассчитывать с учетом различия плотностей компонент.

Функция $Y_{\tau}(i, j, r)$, заданная в виде (4.3.44), позволяет определить потоки частиц даже при достижении равновесной концентрации. При нулевом значении этой функции динамические условия не обеспечивают реализацию процесса смешивания. Частицы совершают незначительные колебания внутри пакета и вероятность покинуть его пренебрежимо мала.

Модели, основанные на уравнении диффузии, не обладают такой возможностью. Достижение равновесной концентрации в них равносильно прекращению потока вещества, что для смешивания дисперсных материалов лишено физического смысла.

Бинарная композиция из частиц одного размера. Изменения, происходящие в системе, определяются совокупностью внешних энергетических воздействий на смесь и внутренних физико-механических свойств смешиваемых материалов. С целью исключения влияния сил тяжести и физико-химических свойств дисперсных частиц рассмотрим смешивание (перемешивание, см. параграф 4.3.1) частиц одного размера, которые отличаются только цветом. И хотя во время смешения слой материала, находящийся в аппарате, претерпевает самые сложные изменения и деформации, некоторые малые его объемы имеют тенденцию к сохранению определенной идентичности. Общее число частиц в них остается приблизительно постоянным, несмотря на то, что они участвуют в макромасштабной циркуляции по всему аппарату, при этом обмениваясь частицами с соседними микрообъемами. Здесь мы подошли к еще одному допущению – число частиц внутри микрообъемов постоянно, а их перемещение равновероятно в любом направлении.

Нашей задачей является построение модели равновесного состояния для смеси однотипных частиц. Можно говорить о том, что число частиц внутри ячейки остается постоянным; частицы имеют одинаковую энергию; частицы движутся в одном из возможных направлений.

В нашем случае в качестве ячейки удобно рассмотреть отбираемую из смесителя пробу. Если рассматривать смесь, состоящую из одинаковых частиц, различающихся только по цвету, то легко определить общее число частиц k в каждой пробе (пакете) объемом V_n ,

$$k = \rho_{\text{нас}} V_n / m_d, \quad (4.3.46)$$

где m_d – масса одной частицы сыпучего материала.

Обмен частицами может происходить между различным числом контактирующих пакетов: двумя, тремя, четырьмя, пятью. Рассмотрим простейший случай – контакт между двумя пакетами. Для поставленной нами задачи можно ограничиться двумя пакетами.

Структура уравнений, описывающая изменения состояния смеси, должна быть инвариантна по отношению к энергетике процесса, а интенсивность этого изменения должна определяться размером пакета и подводимой к нему энергией. В нашем случае можно принять, что в аппарате содержится один компонент, а его объем разделен на M пакетов. Процесс смешивания при этом представим в виде обмена частицами между находящимися в контакте пакетами 1 и 2. Можно определить число J частиц $J \in (0; k)$ ключевого компонента, находящихся в каждом из двух пакетов с общим числом частиц k , в момент времени $\tau + \Delta\tau$, если известно их содержание в момент времени τ .

Тогда уравнения, описывающие перемещение частиц из пакета в пакет, можно записать следующим образом. Для первого пакета:

$$J_1(\tau + \Delta\tau) = J_1(\tau) - \langle \Delta J_1(\tau) \rangle + \langle \Delta J_2(\tau) \rangle. \quad (4.3.47)$$

Соответственно для второго пакета:

$$J_2(\tau + \Delta\tau) = J_2(\tau) - \langle \Delta J_2(\tau) \rangle + \langle \Delta J_1(\tau) \rangle. \quad (4.3.48)$$

При написании (4.3.47) и (4.3.48) приняты следующие обозначения. Число частиц ключевого компонента в пакете 1 в моменты времени τ и $\tau + \Delta\tau$ соответственно равно $J_1(\tau)$ и $J_1(\tau + \Delta\tau)$. Число частиц ключевого компонента, которые могут перейти из пакета 1 в пакет 2 (иначе говоря, покинуть пакет 1) за время $\Delta\tau$, согласно (4.3.44), равно (см. рис. 4.3.7)

$$\langle \Delta J_1(\tau) \rangle = Y_\tau(1, j, 1) = \sum_{q=0}^j [N_\tau(1, q, 1) p(q, j, p_{11}) p(q, k - q, p_{12})]$$

или с учетом вновь принятых обозначений

$$\langle \Delta J_1(\tau) \rangle = \sum_{q=1}^{J_1} [qp(q, J_1, p_{01}) p(q, k - J_2, p_{02})]. \quad (4.3.49)$$

Число частиц ключевого компонента, которые могут перейти из пакета 2 в пакет 1 за время $\Delta\tau$, равно:

$$\langle \Delta J_2(\tau) \rangle = \sum_{q=1}^{J_2} [qp(q, J_2, p_{02}) p(q, k - J_1, p_{01})]. \quad (4.3.50)$$

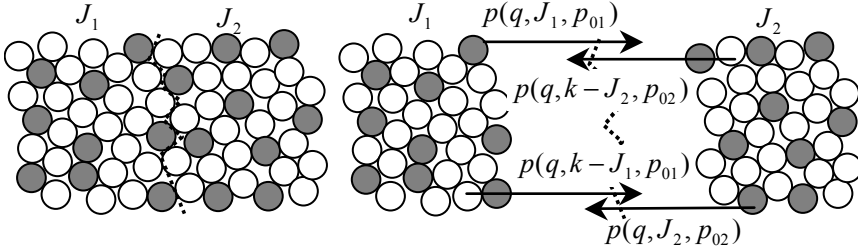


Рис. 4.3.4. К расчету вероятности перехода.

С учетом вновь принятых обозначений для вероятности одновременного перехода q частиц при полном числе частиц в пакете k выражение (4.3.45) запишется следующим образом:

$$p(q, k, p_0) = \frac{k!}{q!(k-q)!} p_0^k (1-p_0)^{k-q}. \quad (4.3.51)$$

Более всего нас будет интересовать пакет 1, в котором в начальный момент времени $\tau=0$ условимся размещать максимально возможное для данной концентрации и объема пробы число частиц ключевого компонента, и для которого впоследствии будем строить графические зависимости концентрации частиц ключевого компонента от времени. Величины $\langle \Delta J_1(\tau) \rangle$ и $\langle \Delta J_2(\tau) \rangle$ будут зависеть от вероятностей перехода p_{01} и p_{02} одиночной частицы ключевого компонента из пакета в пакет и от вероятности p_j одновременного перехода групп таких частиц. Здесь важны различные модели движения дисперсных частиц в смеси.

Первая модель предполагает, что время перемещения частицы из одного пакета в другой изменяется равномерно и случайно от некоторого минимального значения до максимального. На характер перемещения частиц будет оказы-

вать влияние коэффициент извилистости ξ . В идеальном сыпучем материале отсутствуют силы связи между частицами. В реальном же случае частица, покидающая ячейку, связана с другими частицами и испытывает на себе их воздействие (например, сталкивается с ними), что увеличивает длину ее пути.

При рассмотрении основных физико-механических свойств сыпучих материалов, комплексным показателем, характеризующим подвижность их частиц, может служить величина угла естественного откоса φ . При определении коэффициента ξ будем исходить из того, что «идеально сыпучий» материал имеет величину $\varphi \rightarrow 0$. По аналогии с уже известным утверждением о том, что если размер частиц сыпучего материала $v_0 \rightarrow 0$, то смесь, состоящая из таких частиц, является «идеально качественной». Итак, величину ξ будем вычислять как отношение подвижности идеального $\varphi_0 = 0$ и реального сыпучего материала

$$\xi = \frac{1 - \sin \varphi_0}{1 - \sin \varphi}. \quad (4.3.52)$$

Вероятность перехода одиночной частицы, а соответственно и число перешедших частиц под влиянием коэффициента извилистости будет уменьшаться по мере возможного увеличения времени перехода от $\Delta\tau$ до $\Delta\tau_\xi$. При этом величина характерного временного интервала процесса может принимать любые случайные значения из указанного диапазона и вероятность перехода одиночной частицы можно определить из следующего соотношения:

$$p_0 = \frac{\Delta\tau}{\Delta\tau'}, \quad (4.3.53)$$

где $\Delta\tau$ — характерный временной интервал процесса без учета влияния коэффициента извилистости; $\Delta\tau'$ — действительный временной интервал, с учетом влияния коэффициента извилистости, принимает случайные значения в диапазоне $\Delta\tau' \in (\Delta\tau; \Delta\tau_\xi)$.

В практических расчетах величину $\Delta\tau/\Delta\tau'$ будем определять с использованием функции равномерного распределения случайных чисел от 0 до 1:

$$\frac{\Delta\tau}{\Delta\tau'} = \frac{\Delta\tau}{\Delta\tau + (\Delta\tau_\xi - \Delta\tau)\text{rnd}(1)}, \quad (4.3.54)$$

где $\text{rnd}(1)$ — равномерное случайное распределение в интервале от 0 до 1.

Согласно данной модели, именно это отношение и вызывает колебания значений концентраций ключевого компонента в равновесном состоянии смеси, что может являться одной из причин подобного явления и при проведении реального процесса. Как будет показано далее, диапазон этих колебаний является строго определенным для каждого сыпучего материала и для каждого объема анализируемой пробы.

Время $\Delta\tau$ определяется величиной, подводимой к системе энергии E . За малый промежуток времени $\Delta\tau$, находящиеся в одном из пакетов J_1 , частицы ключевого компонента могут либо перейти в соседний пакет, либо остаться на месте. Аналогично ведут себя частицы ключевого компонента J_2 в смежном пакете. Важно, чтобы величина $\Delta\tau$ была такой, чтобы частица могла бы перейти в соседний пакет, но не имела бы возможности перескочить через него в

следующий. Подводимая к системе энергия расходуется на обеспечение подвижности частиц сыпучего материала. Частица способна перейти из одного пакета в другой (при этом одновременно гарантируется, что она не перескочит через него в следующий), если она за время $\Delta\tau$ перемещается на расстояние Δl :

$$\Delta l \approx \sqrt[3]{V_n}, \quad (4.3.55)$$

где V_n – объем пробы (пакета).

Учитывая, что в действительности движения частиц являются извилистыми, чтобы гарантировать переход частицы с соседний пакет, необходимо, чтобы она за время $\Delta\tau_\xi$ прошла больший путь, а именно x_ξ

$$\Delta l_\xi = \xi \sqrt[3]{V_n}, \quad (4.3.56)$$

где ξ – коэффициент, учитывающий извилистость траектории частиц. Его можно определить по аналогии с извилистостью каналов в пористых телах.

Если частица пройдет расстояние Δl_ξ , то это будет гарантировать ее переход в другой пакет, даже если она находится на максимальном удалении от границы раздела пакетов. Даже если она будет находиться непосредственно возле границы раздела и ее путь не превысит Δl , она не сможет перескочить через соседний пакет в следующий. Согласно выражению (4.3.55), частица, чтобы покинуть пакет, должна приобрести импульс, который может быть выражен как через ее скорость, так и через подводимую к ней энергию:

$$\frac{\Delta l}{\Delta\tau} m_d = (2E_d m_d)^{1/2}, \quad (4.3.57)$$

где m_d – масса частицы ключевого компонента; E_d – энергия, приходящаяся на частицу ключевого компонента.

Величину E_d можно определить, зная мощность N_E , затрачиваемую на смешение:

$$E_d = \frac{N_E \Delta\tau}{Mk}. \quad (4.3.58)$$

Из совместного рассмотрения (4.3.57) и (4.3.58) получим

$$\Delta\tau = \left(\frac{Mk \Delta l^2 m_d}{2N_E} \right)^{1/3}.$$

Проведя соответствующие математические преобразования, получаем зависимость для определения характерного временного интервала процесса (с учетом диссипации энергии в единице объема смеси $N_{EV} = N_E / V$):

$$\Delta\tau = \left[\frac{\Delta l^2 \rho_d}{2N_{EV}} \right]^{1/3}, \quad (4.3.59)$$

где ρ_d – плотность частиц ключевого компонента; v – объем дисперсной частицы. Или, с учетом влияния коэффициента извилистости, в соответствии с выражением (4.3.56), получаем:

$$\Delta\tau_\xi = \left[\frac{(\xi \Delta l)^2 \rho_d}{2N_{EV}} \right]^{1/3}. \quad (4.3.60)$$

Как следует из сопоставления выражений (4.3.59) и (4.3.60), коэффициент извилистости увеличивает время, за которое частица покидает пакет. Для различных дисперсных материалов и различной интенсивности (энергии) смешивания его влияние может либо уменьшаться, либо увеличиваться. В качестве характерного временного интервала для построения графических зависимостей следует использовать значение $\Delta\tau$ (за это время частица гарантированно не может перескочить через соседний пакет в следующий). Влияние коэффициента ξ будем учитывать, используя выражения (4.3.53), (4.3.54).

Рассчитанные согласно (4.3.49) и (4.3.50) величины $\langle \Delta J_1(\tau) \rangle$ и $\langle \Delta J_2(\tau) \rangle$ должны быть получены на каждом шаге для момента времени $\tau + \Delta\tau'$, где $\Delta\tau' = \Delta\tau + (\Delta\tau_\xi - \Delta\tau)\text{rnd}(1)$, а затем использованы в уравнениях баланса (4.3.47) и (4.3.48). Причем результатом расчетов должно быть целое число. Полученные в результате этого значения $J_1(\tau + \Delta\tau')$ и $J_2(\tau + \Delta\tau')$ служат основой для следующего шага вычислений с вновь полученным числом частиц в пакетах. Подобная операция повторяется необходимое количество раз с целью получения достаточного числа результатов для дальнейшего исследования равновесного состояния смеси. Окончательные графические зависимости по результатам вычислений удобно строить в виде $J = f(\tau)$.

Число переходящих из пакета в пакет частиц ключевого компонента определяется влиянием коэффициента извилистости, относительной концентрацией частиц ключевого компонента в пакетах, числом их возможных направлений перемещения.

Для удобства расчетов проведем некоторые преобразования. Выражение (4.3.54) представим в следующем виде:

$$\frac{\Delta\tau}{\Delta\tau'} = \frac{\Delta\tau}{\Delta\tau + (\Delta\tau_\xi - \Delta\tau)\text{rnd}(1)} = \frac{1}{1 + (\xi^* - 1)\text{rnd}(1)}.$$

Коэффициент $\xi^* = \Delta\tau_\xi / \Delta\tau$ представляет собой отношение времени перемещения частицы с учетом извилистости ее пути и характерного времени процесса

$$\xi^* = \xi^{2/3} = \left(\frac{1 - \sin \varphi_0}{1 - \sin \varphi} \right)^{2/3}$$

или при $\varphi_0 = 0$

$$\xi^* = \left(\frac{1}{1 - \sin \varphi} \right)^{2/3}. \quad (4.3.61)$$

С учетом преобразований выражение (4.3.53) можно записать:

$$p_0 = \frac{\Delta\tau}{\Delta\tau'} = \frac{1}{1 + A\text{rnd}(1)}, \quad (4.3.62)$$

где $A = (1 - \sin \varphi)^{-2/3} - 1$ множитель, который всегда больше 0, но меньше 1.

Выражение для расчета характерного времени смешивания может быть представлено следующим образом:

$$\Delta\tau = \left(\frac{\Delta l^2 \rho_d V_{cm}}{2N_E} \right)^{1/3}.$$

Имеется два основных параметра модели:

- угол естественного откоса φ , который является комплексным показателем, характеризующим подвижность частиц;
- характерное время процесса, которое учитывает объем смеси, объем пробы и мощность, затрачиваемую на смешивание.

Несмотря на то, что вероятности p_{01} , p_{02} на каждом шаге по времени рассчитываются по одному и тому же выражению (4.3.62), они будут отличаться друг от друга, поскольку для каждой вероятности p_0 генерируется свое случайное число от нуля до единицы. Значение вероятности может меняться от 1 до $1/(1+A)$ и при положительном A не может быть больше единицы.

Вторая модель предполагает, что реальное время перехода частицы может быть рассчитано исходя из основного уравнения диффузии (4.10) [10]: $\Delta t' = \Delta l^2 / D_{nep}$. Выражение для определения вероятности перехода одиночной частицы p_0 не изменится.

Эффективный коэффициент перемешивания (диффузии) может быть определен, согласно (5.27) [10],

$$D_{nep} = 0,037lw_{\varphi}(K^*)^{-5/3},$$

где, применительно для аппаратов с механическим перемешиванием, w_{φ} – линейная скорость движения перемешивающего устройства, $l \approx R_a$ – линейный масштаб перемешиваемой области, который может быть принят равным радиусу аппарата.

При использовании планетарного смесителя скорость w_{φ} может быть принята пропорциональной скорости движения перемешивающего устройства. С изменением скорости вращения перемешивающего устройства изменяется величина диссипируемой в объеме смеси энергии. Энергия затрачивается на преодоление сил трения между отдельными частицами и между дисперсным материалом и перемешивающим устройством, и, в конечном счете, переходит в тепло. Коэффициент K^* представляет собой отношение минимальной мощности, которую необходимо затратить на поддержание дисперсных частиц во взвешенном (подвижном) состоянии, к истинной скорости диссипации энергии в системе. Величина K^* не будет постоянной по объему смеси и должна зависеть от объема анализируемой пробы. Чем меньше объем пробы, тем выше значение K^* .

Проведем численное моделирование по предложенной методике. Положим, что исследуемая смесь состоит из частиц полистирола со средним размером 3 мм. Рассмотрим различные величины заданной концентрации ключевого компонента: 20, 30, 40% (при проведении экспериментов в качестве ключевого компонента можно рассматривать частицы, отличающиеся от остальных по цвету). Моделирование динамики процесса будем проводить для пакетов (проб) различного объема: 10, 30, 50 мл – соответственно $\alpha = 0,002$, 0,006 и 0,01.

Результаты моделирования для объема ячейки 50 мл и указанных концентраций ключевого компонента приведены на рис. 4.3.5. Исходные данные:

мощность, затрачиваемая на перемешивание $N_E = 15$ Вт; плотность дисперсных частиц $\rho_d = 870$ кг/м³; угол естественного откоса $\varphi = 43^\circ$; число частиц в пакете 210; заданное (равновесное) число частиц ключевого компонента в пакете $j_0 = 42, 63, 84$.

Соответственно выражению (4.3.59) характерное время процесса – шаг по времени без учета извилистости $\Delta\tau = 0,12$ с.

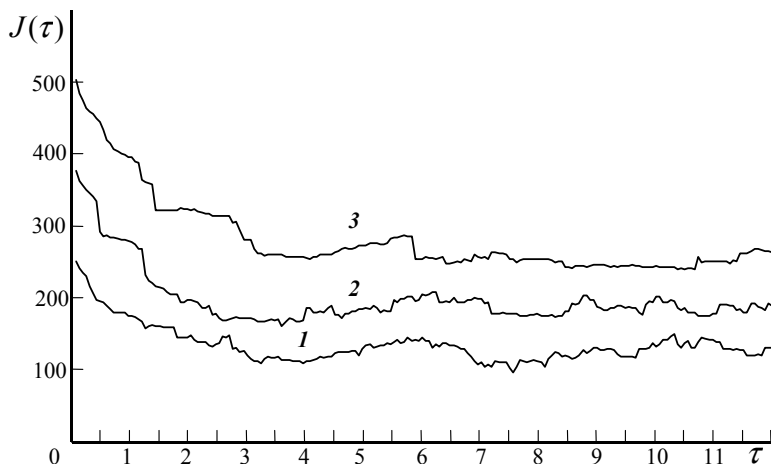


Рис. 4.3.5. Изменение количества частиц ключевого компонента в пробе объемом 30 мл при различной его концентрации: 1 – 20%; 2 – 30%; 3 – 40%.

На рис. 4.3.5 представлены результаты расчетов до достижения общего времени смешивания порядка 12 с, т. е. для данного значения $\Delta\tau$ число шагов вычислений $n \approx 100$. Вначале концентрация ключевого компонента намного отличается от равновесной. Но по прошествии определенного времени ($n_0 \approx 20$) значения концентрации (числа частиц ключевого компонента) уже близки к заданным и в дальнейшем наблюдаются их колебания с незначительной амплитудой. Следовательно, имеется возможность для определения времени достижения смеси равновесного состояния ($\tau_{равн} \approx 2-4$ с).

При расчете относительной дисперсии распределения ключевого компонента в смеси проводится усреднение по времени с использованием значений числа частиц в пробе только для равновесного состояния:

$$\sigma_0 = \frac{1}{j_0} \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (J_i - j_0)^2}, \quad (4.3.63)$$

где J_i – число частиц ключевого компонента в ячейке; n – число шагов, при моделировании должно быть значительно больше, чем это необходимо для достижения равновесного состояния.

Результаты моделирования для других объемов ячеек приведены на рис. 4.3.5. Характер кривых смешивания аналогичен рассмотренным выше. Вначале также наблюдается существенное отличие числа частиц ключевого компонента от равновесного, а затем имеют место колебания числа частиц

вблизи этого значения. На рис. 4.3.6 наблюдается определенное сходство кривых при постоянном объеме пробы. Связано это с характером расчетов в среде Mathcad при использовании генератора случайных чисел. Для получения сопоставимых результатов генератор случайных чисел должен начинать работу с одного и того же числа. При расчете дисперсии с использованием достаточно большого числа шагов по времени (не менее 5000) получаемые результаты не зависят от последовательности случайных чисел, а тем более от стартового значения.

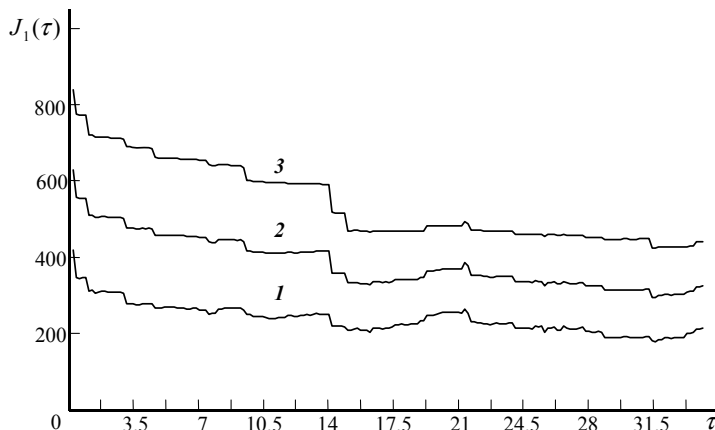


Рис. 4.3.6. Изменение количества частиц ключевого компонента в пробе объемом 50 мл при различной его концентрации: 1 – 20%; 2 – 30%; 3 – 40%.

На основании рассмотрения графических зависимостей $J = f(\tau)$ для различных заданных концентраций ключевого компонента и различных объемов ячеек можно получить значения концентраций ключевого компонента в любой момент времени. Но при этом нет возможности выявить закономерности и характер их изменений в равновесном состоянии. Для решения этой задачи необходимо построить и проанализировать фазовый портрет изучаемого процесса.

В классическом понимании построить фазовый портрет не представляется возможным. В связи с этим построим так называемый псевдофазовый портрет процесса смешивания как график зависимости относительного числа перешедших в данный момент времени частиц ключевого компонента Y_i от их относительного содержания в этот момент времени в пакете (пробе) X_i .

Определим величину Y_i как относительную разность числа частиц ключевого компонента в предыдущий τ_i и последующий моменты времени $\tau_i + \Delta\tau$:

$$Y_i = [J_1(\tau + \Delta\tau) - J_1(\tau)] / J_1(\tau). \quad (4.3.64)$$

Если частицы ключевого компонента покидают ячейку, то эта величина отрицательная, а если они приходят в нее – положительная. В качестве независимой переменной определим величину X_i как разность числа частиц ключевого компонента в ячейке в данный момент времени и их равновесного числа:

$$X_i = [J_1(\tau) - j_0] / j_0. \quad (4.3.65)$$

Для достижения максимальной полноты картины имеющих место переходов частиц рассмотрим большее, чем при построении графиков на рис. 4.3.5 и 4.3.6, число шагов и положим $n = 5000$. На рис. 4.3.7 приведены точечные графики $V_n = f(X_n)$ для различной концентрации ключевого компонента 20, 30, 40% и различного объема пробы, который может рассматриваться как аналог фазового портрета процесса смешивания.

Анализ показывает, что точки на рис. 4.3.7 расположены не хаотично, а покрывают строго определенные области, симметричные относительно $Y_i = 0$ и $X_i = 0$. Для определенной равновесной концентрации и определенного объема пробы существует некоторая область так называемых «разрешенных» переходов, в которой сконцентрировано основное число точек графика. Если наблюдается недостаток частиц ключевого компонента относительно равновесной концентрации $X_i < 0$, то наиболее вероятен и возможен переход дополнительных частиц в ячейку $Y_i > 0$. Менее вероятно, что этого не произойдет, и еще какое-то количество частиц ключевого компонента покинет ячейку на следующем шаге $Y_i \leq 0$. При определенных значениях $X_i < 0$ вероятность того, что новые частицы покинут ячейку, вообще равна нулю.

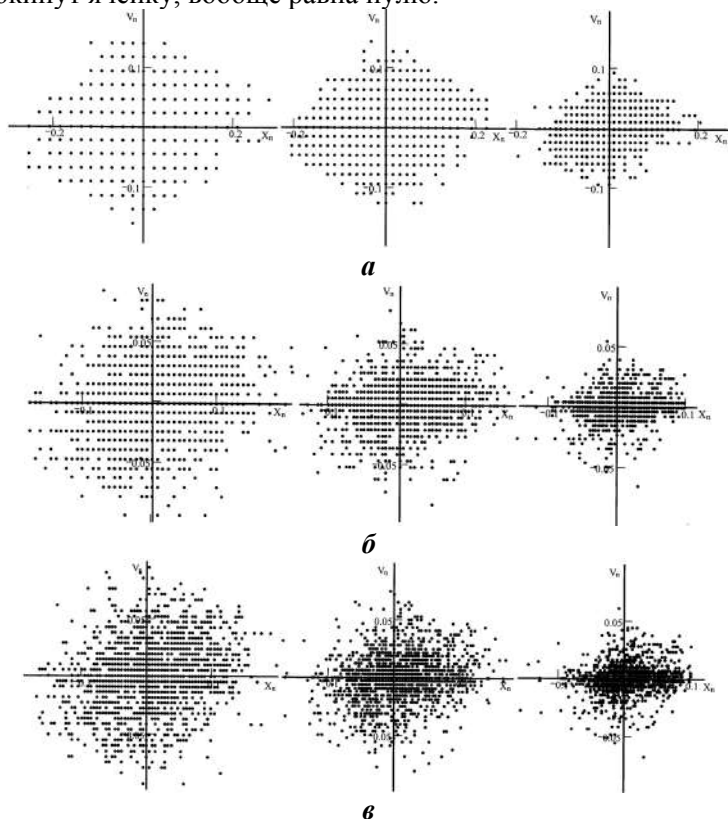


Рис. 4.3.7. Фазовые портреты процесса смешивания бинарных композиций из частиц одного размера при различном объеме пробы:

а – 10 мл; **б** – 30 мл; **в** – 50 мл.

В случае избытка по отношению к равновесной концентрации частиц ключевого компонента $X_i > 0$ существуют определенные значения X_i , при которых становится невозможным еще большее увеличение этого избытка. Помимо зоны «разрешенных» переходов, существует и зона «запрещенных» переходов, характеризующаяся отсутствием точек на фазовом портрете.

Для каждого конкретного случая конфигурация «разрешенной» зоны строго определенная (см. рис. 4.3.7). Но при этом предельные значения и аргумента, и функции практически не различаются. Величина X_i колеблется в пределах от $-0,15$ до $0,15$, а величина Y_i – в пределах от $0,3$ до $-0,3$. Но следует обратить внимание, что чем больше объем анализируемой ячейки (пробы) и чем больше заданная концентрация ключевого компонента, тем более насыщенным является график, точек на нем больше и они сконцентрированы в центре «разрешенной» зоны. Соответственно имеет место большее число различных вариантов перехода частиц. В большинстве своем относительные колебания концентраций происходят вблизи равновесной величины. Для малых объемов ячеек и заданных концентраций число точек (различных вариантов перехода частиц) строго ограничено и они более равномерно распределены по полю «разрешенной» зоны. Например, для ячейки объемом 10 мл при концентрации ключевого компонента 20 и 30% (рис. 4.3.7, а) число возможных вариантов перехода для каждого значения X_i можно даже подсчитать — оно колеблется от 12 до 19. Такой характер расположения точек указывает на то, что вероятность больших по амплитуде относительных колебаний концентрации в этом случае возрастает. На остальных графиках (рис. 4.3.7, б и в) также можно наблюдать описанную выше тенденцию.

Подобное представление динамики процесса может быть очень удобно. При каждом конкретном значении X_i на основании анализа графиков, аналогичных рассмотренным выше, можно предсказать с той или иной степенью вероятности дальнейшее поведение смеси, сопоставляя размеры зон «разрешенных» и «запрещенных» переходов, а также выявить закономерности изменения концентраций в равновесном состоянии.

Можно предположить, что существует некоторое распределение вероятностей для одновременного перехода определенного числа частиц. Для выявления такого распределения проведем обработку результатов расчета. Предположим, что мы знаем (или подозреваем) о существовании некоторого распределения амплитуды колебания у хаотической системы в двухмерном фазовом пространстве с физическими переменными $\{Y_n, X_n\}$. В случае смешивания мы предположили, что Y – относительное число перешедших в данный момент времени частиц ключевого компонента из ячейки в ячейку, и X – их относительного содержания в этот момент времени в ячейке (пробе).

Необходимо провести дискретизацию изучаемого процесса. Речь идет о выборке временных значений $\{Y_n, X_n\}$ через интервал, который должен быть меньше времени установления равновесного состояния в системе. В нашем случае временной интервал задается условиями задачи (см. (4.3.59)). Каждому

интервалу времени соответствует точка $\bar{z}_n = \{Y(n\Delta\tau), X(n\Delta\tau)\}$ на фазовом портрете. Для вычисления усредненной поточечной размерности выбирают случайным образом несколько точек \bar{z}_n . Для каждой выбранной точки вычисляют расстояние до ближайших окружающих точек \bar{z}_m . Речь идет о точках, ближайших во времени, а не в пространстве. Использовать евклидову меру расстояния не обязательно. Например, можно воспользоваться суммой абсолютных величин компонента вектора $\bar{z}_n - \bar{z}_m$, т. е.

$$s_{nm} = |Y(n\Delta\tau) - Y(m\Delta\tau)| + |X(n\Delta\tau) - X(m\Delta\tau)|. \quad (4.3.66)$$

С учетом особенностей решаемой нами задачи уравнение (4.3.66) может быть представлено следующим образом:

$$s_{nm} = \frac{1}{2} (|J_1(\tau) - J_1(\tau - \Delta\tau)| + |J_1(\tau) - J_1(\tau + \Delta\tau)|),$$

где s_{nm} будет равно среднему за два шага числу частиц, перешедших одновременно на некотором шаге по времени.

Затем подсчитаем, сколько раз одновременно переходило не более, чем i частиц, и найдем искомую вероятность как функцию параметра i :

$$F_n(i) = \frac{1}{N_0} \sum_{m=1}^{N_0} H(i - s_{nm}), \quad (4.3.67)$$

где N_0 — общее число точек в выборке; H — функция Хевисайда. При $(i - s_{nm}) > 0$ функция равна $H(i - s_{nm}) = 1$ и при $(i - s_{nm}) < 0$ функция равна $H(i - s_{nm}) = 0$.

Пример получаемого распределения представлен на рис. 4.3.8. Выбор i требует известной осмотрительности. Верхний предел значений i гораздо меньше максимальной величины числа частиц в ячейке, но достаточно велик, чтобы *ухватить* крупномасштабную структуру в окрестности точки \bar{z}_n . Наименьшее значение i должно быть таким, чтобы наблюдалось хоть один раз. Расчеты показывают, что минимальное значение i может быть принято равным единице.

Другим ограничением на минимальную величину i является уровень *реального шума*, или неопределенность в измерениях переменных состояния $\{Y_n, X_n\}$. В любом реальном эксперименте существует сфера неопределенности, окружающая каждую измеренную точку в фазовом пространстве.

Вероятность одновременного перехода значительного числа частиц стремится к нулю и в нашем случае возможен одновременный переход не более 40–50 частиц (рис. 4.3.8). Дальнейшая обработка результатов моделирования показала, что искомое распределение является экспоненциальным и имеет следующий вид: $F(\epsilon) = 1 - \exp\{-k(\epsilon + m)\}$.

При построении приведенных на рис 4.3.8 кривых были приняты следующие значения параметров: $k = 1/4$ и $m = 1/4, 3/4, 10/4$ соответственно для первой второй и третьей кривой.

Необходимо также оценить влияние на ход процесса количества подводимой к смеси энергии. Это можно сделать, сопоставляя время достижения равновесного состояния смеси при различных значениях мощности на смешивание

для концентрации ключевого компонента 20% и объемов проб 10; 30; 50 мл. Исходные данные: число частиц в пакете (пробе) $k = 210, 630, 1050$ шт.; равновесное среднее число частиц в пробе $j_0 = 84, 252, 420$ шт.; затраты мощности на смешивание $N = 5, 15, 25, 35, 50, 75, 100$ Вт.

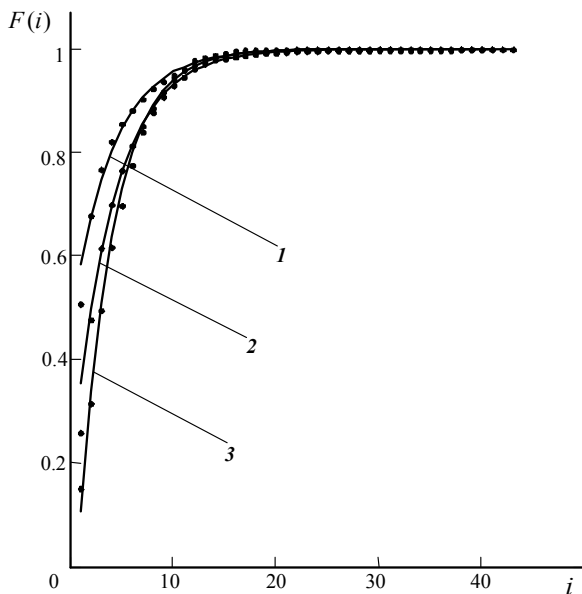


Рис. 4.3.8. Функция распределения числа одновременно перешедших из пакета в пакет нескольких частиц для пробы объемом 50 мл при различной концентрации частиц ключевого компонента: 1 – 40%; 2 – 30%; 3 – 20%.

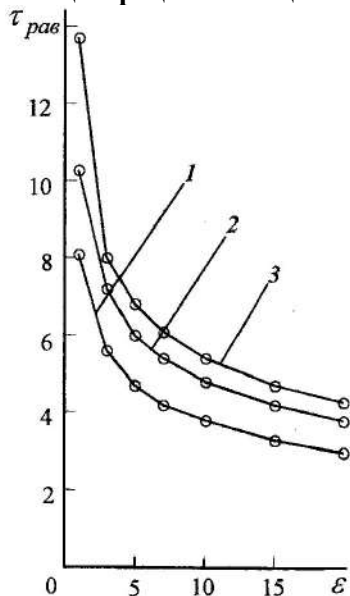


Рис. 4.3.9. Зависимость времени достижения равновесного состояния от количества подводимой энергии для различных объемов пробы: 1 – 10 мл; 2 – 30 мл; 3 – 50 мл.

Согласно зависимости $\tau_{\text{равн}} = f(\epsilon)$, приведенной на рис. 4.3.9 (здесь ϵ – удельное количество энергии на единицу объема смеси), с ростом количества подводимой энергии время достижения равновесного состояния уменьшается, что соответствует реальному процессу и может служить подтверждением адекватности модели. Также можно отметить, что смесь достигает равновесного состояния за короткий промежуток времени. Для малых объемов ячеек он колеблется в пределах от 40 до 80 с; с ростом объема ячейки его величина составляет от 55 до 140 с. Такая скорость протекания процесса при смешивании одинаковых частиц соответствует действительности. Конвективное смешивание, когда компоненты распределяются по объему аппарата, обычно не бывает длительным, и смесь, как и в нашем случае, достигает равновесного состояния.

Как объем анализируемой пробы и заданная равновесная концентрация ключевого компонента влияют на величину относительной дисперсии распределения ключевого компонента в смеси? Сопоставим полученные результаты с величиной предельно достижимой относительной дисперсии для данных компонентов, при определении которой не учитываются реальные условия протекания процесса. Расчет велся с использованием предложенной модели по выражению (4.2.59), а также по выражению (2.31) [10] по модели, основанной на понятии фрактальной размерности. Такая модель может быть условно названа «статической», так как при расчетах учитывается только фактор размера частиц и не учитывается тип аппарата и количество подводимой энергии.

Величина дисперсии определялась для объемов проб 10, 30, 50, 270, 540 мл и концентраций ключевого компонента 20, 30, 40%. Исходные данные: средний размер одиночной частицы – 3 мм; общий объем смеси – 5 л. Результаты расчетов представлены на рис 4.3.10. Линия – расчет по выражению (4.2.59). Точки – расчет на основе динамической модели. Напомним, что α – относительный объем пробы, т. е. отношение объема пробы к общему объему смеси. За исключением проб малого объема, дисперсия, рассчитанная с использованием динамической модели, превышает величину предельно достижимой дисперсии. Динамическая модель позволяет учесть дополнительные факторы, влияющие на качество реальной смеси, в частности степень подвижности частиц и фактор их взаимодействия друг с другом, а также количество подводимой к смеси энергии.

В случае увеличения заданной концентрации ключевого компонента величина σ падает, т. е. смесь при прочих равных условиях может быть получена более однородной. Значения σ уменьшается по мере увеличения объема анализируемой пробы, что логично, так как если рассматривать в качестве пробы объем смеси $\alpha = 1$, то относительная дисперсия будет равна нулю.

Экспериментальные исследования проводились на лабораторном смесителе, который является аналогом промышленного аппарата (рис. 4.1.26) и снабжен винтовыми ленточными мешалками (рис. 4.1.27). Его основные параметры: установочная мощность электродвигателя – 1,5 кВт; число оборотов водила – 7,2 об/мин; число оборотов водила быстроходной лопасти – 22,3 об/мин; число оборотов водила тихоходной лопасти – 11,8 об/мин.

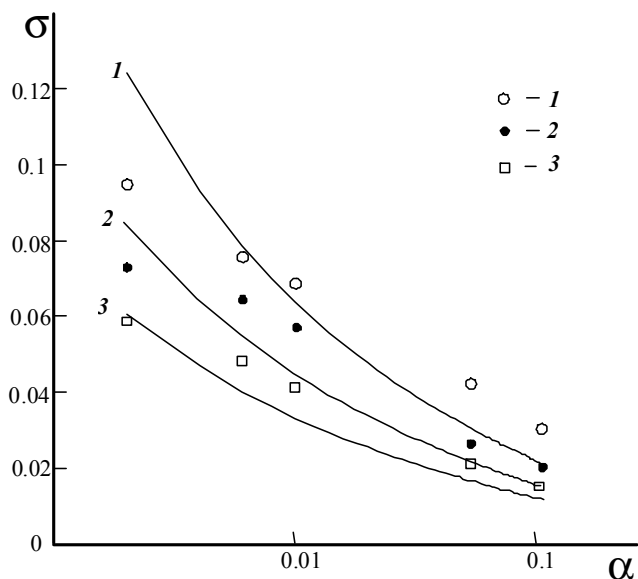


Рис. 4.3.10. Зависимость дисперсии распределения частиц ключевого компонента по объему смеси от относительного объема пробы:
1 – 20%; 2 – 30%; 3 – 40%.

Смесительная чаша с плоским дном имеет объем 10 л и следующие зазоры: радиальный (между лопастями и стенкой чаши) – 6 мм; торцевой (между лопастями и дном) – 5 мм; между самими лопастями – 15 мм.

Направление винтовой линии мешалок – правое, что при их вращении способствует перемещению материала снизу вверх; шаг винтовой линии быстрой лопасти – 300 мм, тихой – 150 мм. Коэффициент заполнения аппарата – 0,5–0,6.

Задачей проводимых экспериментальных исследований было подтверждение предложенной имитационной модели. Исследования проводились при различных концентрациях ключевого компонента и различном объеме анализируемых проб.

С целью избежать влияния на результаты экспериментов гравитационных сил использовалась смесь из частиц, имеющих одинаковые размеры и плотность. Смешивались частицы полистирола со средним размером 3 мм. Часть из них (ключевой компонент) была предварительно окрашена в синий цвет. Число частиц ключевого компонента в пробе определялось визуально, счетным методом, а для больших объемов проб – взвешиванием (насыпная плотность полистирола – 630 кг/м³).

Методика проведения эксперимента и обработки полученных данных, в соответствии с общепринятыми правилами, была такова. Приготавливались смеси различных концентраций: 40, 30, 20% ключевого компонента. Смешивание проводилось в течение 5 мин. Через равные промежутки времени $\Delta\tau_{\text{экс}} = 10$ с специально изготовленным пробоотборником отбирались пробы объемом 10;

30 и 50 мл. За счет нанесенных на пробоотборники рисок обеспечивался отбор проб каждого из указанных объемов с различной высоты от дна аппарата (50, 100, 150 мм) и из различных участков смеси от центра аппарата к периферии. Счетным методом определялось количество меченых частиц в каждой из трех проб одного объема, после этого результаты анализа усреднялись. После анализа пробы возвращались в аппарат. Затем по выражению (4.3.63), с учетом числа шагов, за которое смесь достигает равновесного состояния, рассчитывалась величина относительной дисперсии распределения ключевого компонента в смеси.

На рис. 4.3.11 представлен график зависимости концентрации ключевого компонента (числа меченых частиц) от времени для объема пробы 50 мл и заданных концентраций 20, 30, 40%. Как видим, характер теоретической (рис. 4.3.5, 4.3.6) и экспериментальной кривых совпадает. Вначале наблюдается значительное отличие концентраций ключевого компонента от равновесных значений. Затем, по истечении определенного числа шагов (5–6), когда ключевой компонент уже распределен по всему объему смеси, наблюдаются колебания значений концентраций вблизи равновесного и смешивание идет на уровне микрообъемов. Причем характер этих колебаний, носящих случайный характер, одинаков на обоих рисунках.

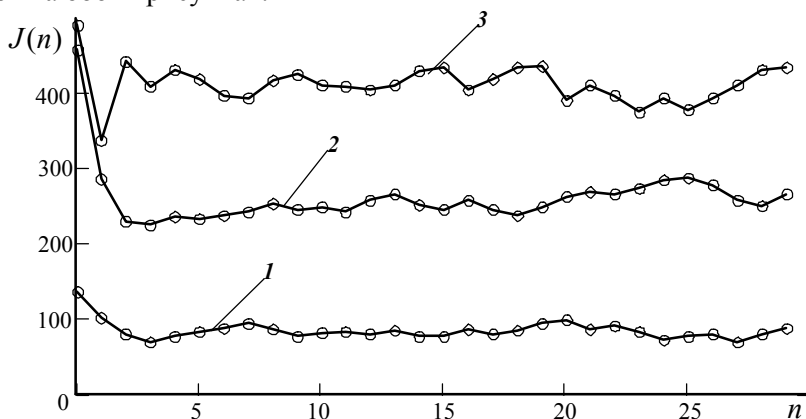


Рис. 4.3.11. Зависимость числа частиц ключевого компонента в пробе от времени смешивания (эксперимент), объем пробы 50 мл: 1 – 20%; 2 – 30%; 3 – 40%.

Экспериментальные зависимости для других объемов проб приведены на рис. 4.3.12 и 4.3.13 и имеют сходный вид. По результатам экспериментального исследования, согласно (4.3.64) и (4.3.65), рассчитывались относительная разность числа частиц ключевого компонента в пробе в данный момент времени и равновесного числа X_n и относительная разность числа частиц ключевого компонента в последующий и в данный момент времени V_n . Величины X_n и V_n , как и при построении теоретических фазовых диаграмм, определялись только для равновесного состояния смеси, когда частицы ключевого компонента уже распределены по всему объему аппарата.

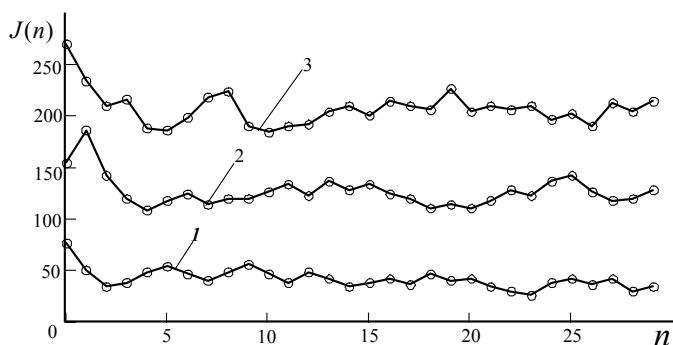


Рис. 4.3.12. Зависимость числа частиц ключевого компонента в пробе от времени смешивания (эксперимент), объем пробы 10 мл:
1 – 20%; 2 – 30%; 3 – 40%.

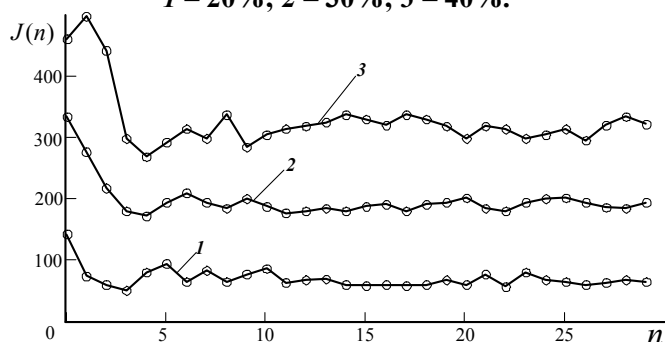


Рис. 4.3.13. Зависимость числа частиц ключевого компонента в пробе от времени смешивания (эксперимент), объем пробы 30 мл:
1 – 20%; 2 – 30%; 3 – 40%.

Если нанести указанные экспериментальные точки для каждого объема пробы и каждой концентрации ключевого компонента на соответствующие теоретические диаграммы $V_n = f(X_n)$, то можно наблюдать, что они попадают строго в область «разрешенных» переходов. Значит, предложенный нами механизм описания случайных колебаний концентрации ключевого компонента удовлетворительно моделирует ход реального процесса. Это является первым подтверждением адекватности предложенной модели.

Далее ставилась цель проследить, как объем анализируемой пробы и заданная концентрация ключевого компонента влияют на величину экспериментальной относительной дисперсии смеси и как с этой точки зрения результаты эксперимента согласуются с теорией.

С целью расширения диапазона изменения объема пробы по окончании каждого эксперимента смесь делилась на пробы объемом 270 мл. Затем эти пробы случайным образом объединялись попарно и анализировались пробы объемом 540 мл. Определялась величина экспериментальной относительной дисперсии для пяти проб $\alpha = 0,002; 0,006; 0,01; 0,054; 0,108$ при каждой из трех заданных концентраций ключевого компонента.

При анализе полученных результатов можно отметить ту же тенденцию изменения величины относительной дисперсии, что и при теоретическом моделировании: она уменьшается по мере роста заданной концентрации ключевого компонента и объема анализируемой пробы. Это можно наблюдать на рис. 4.3.14. Погрешность расчетов, как видно из графика (рис. 4.3.15), не превышает 15%. Теоретические значения мало отличаются от экспериментальных для проанализированных проб и заданных концентраций, что также может служить подтверждением адекватности предложенной динамической модели.

Согласно данным рис. 4.3.10 и 4.3.14, дисперсия, рассчитанная с использованием предложенной модели, ближе к экспериментальным значениям, чем величина предельно достижимой «статической» дисперсии, при расчете которой не учитывались действительные условия протекания процесса. Результаты численного моделирования достаточно точно воспроизводят характер изучаемого процесса и позволяют, помимо размера и свойств смешиваемых частиц, учитывать фактор их взаимодействия между собой и количество подводимой к смеси энергии. Динамическая модель позволяет более полно и точно предсказать ход процесса, а также качество реальной смеси.

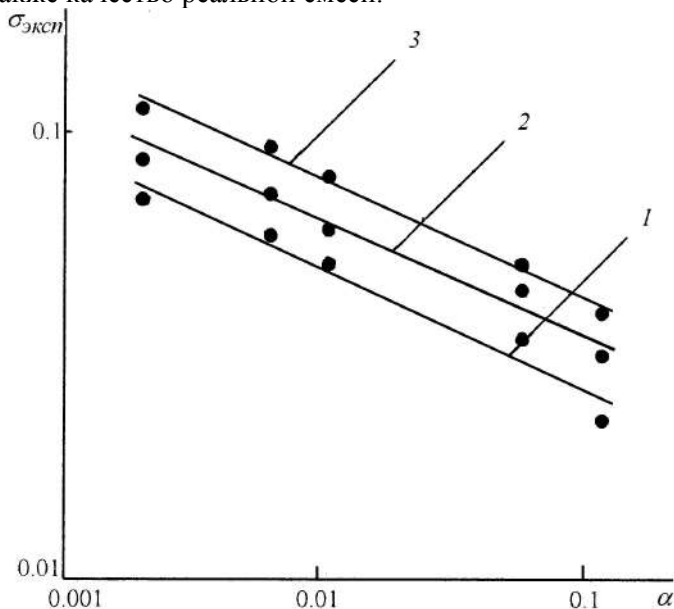


Рис. 4.3.14. Зависимость относительной дисперсии распределения ключевого компонента от объема пробы для различных концентраций: 1 — 40%; 2 — 30%; 3 — 20%.

Сопоставляя результаты численного моделирования и экспериментальных исследований, можно констатировать:

- кривые зависимости числа частиц ключевого компонента от времени смешивания имеют сходный вид;
- точки на фазовых диаграммах процесса (рис. 4.3.7) попадают в одну и ту же область «разрешенных» переходов;

- наблюдается общая тенденция уменьшения относительной дисперсии распределения ключевого компонента по мере роста его заданной концентрации и объема анализируемой пробы (ячейки);
- погрешность при расчете величин экспериментальной и теоретической относительной дисперсии не превышает 15%.

Подведем итоги. Проведенное численное моделирование с последующим анализом равновесного состояния смеси позволяет прогнозировать качество смешивания дисперсных материалов в зависимости от свойств компонентов, объема анализируемой пробы и заданной концентрации ключевого компонента. Также имеется возможность определить время достижения смесью равновесного состояния и оценить интенсивность протекания процесса в зависимости от количества подводимой энергии. Наконец, на основании построения и анализа фазового портрета смешивания имеется возможность наглядно представить характер изменения концентрации ключевого компонента и выявить его закономерности.

В качестве перспективных направлений для дальнейших исследований можно отметить моделирование процесса обмена частицами между многокомпонентными смесями с различными размерами частиц и различной концентрацией ключевого компонента. Необходимо также более подробное изучение влияния на полученные результаты числа контактирующих пакетов (в частности, рассматривая объемную модель). При этом число контактирующих пакетов можно увязать с типом аппарата для переработки сыпучего материала. Чем больше интенсивность воздействия на смесь, тем большее число контактирующих пакетов следует рассмотреть.

ГЛАВА 5. ОЧИСТКА ГАЗОВЫХ ВЫБРОСОВ

Высокоэффективное оборудование очистки газов от веществ, загрязняющих окружающую среду или представляющих собой продукты производства, в настоящее время является важнейшей составной частью аппаратного оформления большинства технологических процессов. Наиболее сложной задачей является выделение из аэрозолей твердой или жидкой фазы, малые размеры частиц которой (менее 5 мкм) ограничивают непосредственное использование традиционных способов разделения под действием гравитационных, инерционных или электростатических сил.

Это заставляет совершенствовать методы и устройства очистки газов. По сравнению с широко известными аппаратами, химико-технологические агрегаты (ХТА) мокрой очистки имеют следующие достоинства.

Во-первых, ХТА мокрой очистки имеют более высокую эффективность улавливания частиц по сравнению с сухими инерционными аппаратами.

Во-вторых, мокрые фильтры могут успешно конкурировать с такими высокоэффективными пылеуловителями, как тканевые и волокнистые фильтры, и использоваться в тех случаях, когда последние неприменимы, например при высокой температуре и повышенной влажности газов, при опасности возгорания и взрыва очищаемых газов или улавливаемых частиц.

В-третьих, аппараты мокрой очистки газов одновременно со взвешенными частицами могут улавливать парообразные и газообразные компоненты.

5.1. ТЕХНИКА УЛАВЛИВАНИЯ ДИСПЕРСНЫХ ЧАСТИЦ

Первые попытки ограничить загрязнение воздушных пространств крупных городов относятся еще к началу средних веков.

Законодательные мероприятия, издававшиеся под давлением общественности, в течение длительного времени носили паллиативный характер. На заре промышленного производства в начале XIX в. мощные клубы дыма, вырывавшиеся из фабричных труб и опутывавшие темной пеленой города, рассматривались как своего рода индекс производства и свидетельствовали о процветании страны.

Бурное развитие промышленности с беспланным размещением промышленных предприятий зачастую уже в середине прошлого века приводило к созданию для населения совершенно невыносимых условий.

С течением времени соответствующее законодательство ограничило предельную концентрацию пыли в воздушных выбросах, что оказало положительное влияние на состояние атмосферного воздуха. Однако с укрупнением промышленного производства возросло абсолютное количество выбрасываемого дисперсного материала. Это обстоятельство, а также сложность контроля над действительной запыленностью воздушных выбросов и в первую очередь несовершенство устройств для улавливания пыли способствуют высокой запыленности атмосферного воздуха.

Источники загрязнения. Измельчение материалов часто придает им новые, качественно различные свойства. Так, например, практически инертный цементный клинкер после дробления приобретает хорошо известные вяжущие свойства. Во многих случаях дисперсное состояние материалов облегчает технологические процессы. Получило широкое распространение сжигание угля в виде порошка в пылеугольных топках, дробление руды для ее обогащения и много других видов порошковой технологии, которая напрямую связана с частичным или полным переводом дисперсного материала в аэрозольное состояние с последующим его осаждением.

Диспергирование материалов и их перевод в аэрозольное состояние являются неизбежностью для многих процессов горения, механической и термической обработок. Полнота осаждения оказывает громадное влияние на экономику технологических процессов.

Происходит загрязнение воздушных пространств выбросами систем вентиляции и пневматического транспорта, отходами газов промышленных печей и другого оборудования, содержащими золу, мелкодисперсные продукты возгонки металлов и жидкие аэрозоли. В этом списке особое место занимают установки по обеззараживанию местности и в том числе при ликвидации биологических материалов как животного происхождения, так и созданных человеком отравляющих веществ.

Улавливание аэрозолей. Аэрозоль, выброшенная в атмосферу, может сравнительно долго пребывать в ней во взвешенном состоянии. Перемещаясь с воздушными течениями, частицы аэрозоли со временем образуют агломераты (коагулируя) и медленно оседают на поверхность Земли. Витаящие в воздухе частицы аэрозоли поглощают ультрафиолетовые лучи, необходимые для нормальной жизнедеятельности организмов. Конденсация водяных паров на частицах вызывает образование местных туманов. Хорошо известна способность пыли вызывать заболевания дыхательных путей. Большой ущерб оседающей пылью наносится растительности городских и пригородных парков и садов. Очень часто промышленные пыли включают вещества, которые при растворении атмосферными осадками образуют химически активные кислотные или щелочные соединения. Вследствие этого оседающая пыль способна оказывать разрушающее действие на архитектурные украшения и строительные конструкции зданий.

Наиболее широко используемая аппаратура для выделения механических примесей из газов представлена на рис. 5.1.1, где наглядно показана область применения того или иного типа аппарата в зависимости от дисперсного состава улавливаемых частиц. Необходимость в таком большом количестве типов поглотителей пыли объясняется многообразием условий пылеулавливания.

Как известно, первый патент на конструкцию пылеуловителя-циклона был выдан в 1880 г., а первый электрофильтр был построен только в 1906 г. В настоящее время существует и применяется на практике большое количество пылеуловителей различной конструкции, действие которых основано на использовании различных физических принципов. К ним относятся гравитационные, инерционные, электростатические, термические и другие пылеуловители, ульт-

развуковые и скоростные (Вентури) коагуляторы. Имеется много разновидностей «мокрых» пылеуловителей, в которых пыль поглощается жидкими пленками или отделяется при промывке газов жидкостями.

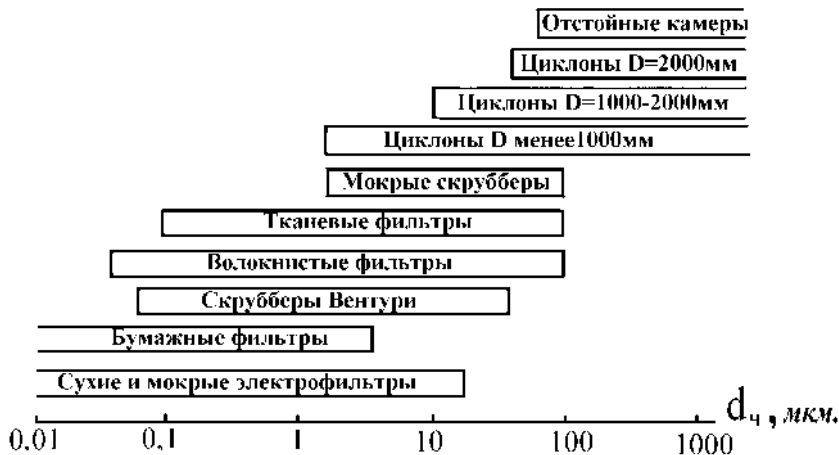


Рис. 5.1.1. Диапазон применения различных аппаратов в зависимости от размера дисперсных частиц.

Обращает на себя внимание то, что для улавливания высокодисперсных аэрозолей (размером менее 1 мкм) используются в основном фильтры. Такие аппараты требуют периодической замены фильтрующего материала и рассчитаны на малые концентрации дисперсной фазы при малой скорости фильтрации, т. е. обладают сравнительно малой производительностью и экономически дороги. Главным недостатком фильтров является изменение во времени производительности, гидравлического сопротивления и эффективности улавливания. Поэтому не всегда представляется возможным с полной достоверностью оценить их работоспособность. Кроме того, следует отметить трудность извлечения из фильтрующего материала осажденных аэрозольных частиц, что необходимо, например, в установках, предназначенных для контроля окружающей среды, с целью проведения дальнейших анализов, а также сложность эксплуатации при улавливании аэрозолей, содержащих ядовитые, радиоактивные, воспламеняющиеся и другие вредные и опасных вещества.

Электрические фильтры отличаются незначительным гидравлическим сопротивлением, достаточно высокой эффективностью улавливания и надежностью работы. Для улавливания в этих аппаратах аэрозольных частиц размером менее 1 мкм необходима тщательная подготовка очищаемых газов: предварительная (грубая) очистка, увлажнение и охлаждение газов, а также укрупнение взвешенных частиц. Это значительно усложняет схемы очистки. В теории и практике электростатического осаждения показано, что современные электрофильтры не могут обеспечить эффективность близкую к 100%, так как не все мельчайшие частицы достигают осадительных электродов из-за малой скорости их дрейфа и турбулентности газового потока, а крупные частицы легко срываются со стенок и уносятся потоком. Некоторые продукты обладают такими фи-

зическими свойствами, которые исключают возможность эффективного улавливания их взвешенных частиц в электрофильтрах. Примером тому является активная сажа, легкая по весу, обладающая очень малым удельным электрическим сопротивлением.

Представляется целесообразным, используя подготовку газа перед электрофильтрами, обеспечить осаждение укрупненных частиц в более простых и экономичных аппаратах, например мокрого типа. Мокрые способы очистки получили в последние годы значительное развитие в отечественной промышленности и за рубежом.

В ряде случаев выбор очистного оборудования определяется объемом очищаемого газа и технико-экономическими соображениями. Матерчатые фильтры и электрофильтры применяются, как правило, в тех случаях, когда стоимость улавливаемого материала окупает затраты на их устройство. Объем этих фильтров так велик, что их использование часто связано с постройкой специальных помещений.

5.2. ИНЕРЦИОННАЯ СЕПАРАЦИЯ ПЫЛИ

5.2.1. Особенности конструкции циклонов

Распространенность отдельных способов пылеулавливания в значительной мере определяется компактностью оборудования, его стоимостью и сложностью эксплуатации. Широкое распространение получили инерционные отделители пыли, главным образом циклоны.

Так как с явлением инерционной сепарации приходится сталкиваться во всех пылеулавливающих устройствах, а также в связи с широким применением в технике инерционных классификаторов сыпучих материалов уточнение представлений об инерционной сепарации имеет несомненный практический интерес. Циклоны получили очень широкое распространение, и можно полагать, что их эффективность в некоторой мере определяет состояние воздушного пространства современных городов. Циклонные аппараты находят все большее применение во многих технологических процессах. Так, например, в горнорудной, угольной и керамической промышленности применяются циклоны для обогащения и классификации. В энергетической промышленности циклоны применяются для осушки пара и в качестве отстойников для систем гидрозолоудаления. Благоприятным оказалось использование циклонных топок для сжигания пылеугольного топлива. Сепарация пыли в других видах инерционных отделителей определяется в основном теми же закономерностями, что и циклонная сепарация.

Устройства, использующие принцип циклона, впервые появились еще в 1885 г. и использовались для сбора пыли. Идея центробежного разделения веществ была выдвинута в 1877 г. Делавалем, продемонстрировавшим возможность отделения сливок от молока. Он обнаружил, что путем вращения чана с молоком с частотой 6000 об/мин, приводимого в движение с помощью ремня

ной передачи от парового двигателя, можно быстро отделить частицы жира, составляющие около 9% объема молока. Затем можно было снять сливки в верхней части чана и удалить обезжиренное молоко из его нижней части.

Особенности конструкции. Обычно при работе циклонной камеры поступающему потоку рабочего тела придается высокая скорость, что позволяет добиться желаемой степени разделения дисперсной системы газ – твердое тело. Циклоны успешно применяются в технологических процессах различного назначения. Возможности циклонов как разделительных устройств используются и для смесей жидкость – твердое тело, жидкость – жидкость. Смесей могут содержать больше двух взаимно нерастворимых жидкостей в виде нестабильной эмульсии. Смесь может состоять также из жидких и газообразных компонентов. Отделение твердых частиц от среды осуществляется в тех случаях, когда среда представляет собой газ или жидкость.

Типичная схема циклонной камеры и картина течения многокомпонентной жидкости в ней, а также схема отделения частиц показаны на рис. 5.2.1.

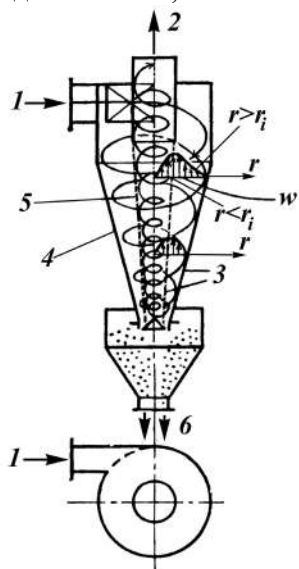


Рис. 5.2.1. Схема циклонной камеры (циклона): 1 – запыленный газ; 2 – чистый газ; 3 – зоны высокой концентрации пыли; 4 – конус; 5 – область вихревого ядра; 6 – выгрузка пыли.

Циклон содержит цилиндрическую и коническую части. На цилиндрической части установлен входной патрубок, который направляет поток внутрь ее тангенциально. Отверстие в вершине конической части является выходным окном, а труба, частично погруженная в центр цилиндрической части, – выхлопной трубой. Эта труба обычно называется «телескопической трубой». Нижний бункер, или сборная камера, служит для сбора частиц, которые отделяются в конической части и поступают на выгрузку. В некоторых конструкциях циклонов нижняя сборная камера может и не использоваться. В этом заключается различие между устройствами закрытого и открытого типов.

Циклоны тридцатых годов XX в. Инженер Майзель в 1937 г. в своем третьем томе справочного руководства так описывал работу циклона: «Работа циклона основана на центробежной силе. В цилиндрический сосуд с коническим

дном подается по касательной с большой скоростью газ. Взвешенные частицы в результате вращения газа отбрасываются к стенкам и падают вниз, а газ уходит вверх через центрально расположенную трубу. Степень очистки, достигаемая при применении циклона при рациональной конструкции может достигать до 90% при частицах размером около 0,1 мм. При меньших размерах взвешенных частиц степень очистки в циклоне значительно падает. Для уменьшения завихрения циклонам придают вид простой или сложной улитки. Нормально скорость газа во входном патрубке циклона изменяется в пределах 7–20 м/с».

На рис. 5.2.2 приведены конструкции циклонов, датированные 1937 г. Диаметр циклона Шильде изменялся от 800 до 3200 мм. Рекомендуется эти циклоны устанавливать исходя из скорости газа во входном патрубке в пределах от 15 до 20 м/с. Размеры циклонов Техмашстроя заканчиваются 2700 мм, при этом его производительность по газу была равна 360–440 м³/мин. Самый маленький диаметр циклона в справочнике не приводится. Циклоны с нормализованными размерами имели диаметр от 1830 до 4570 мм.

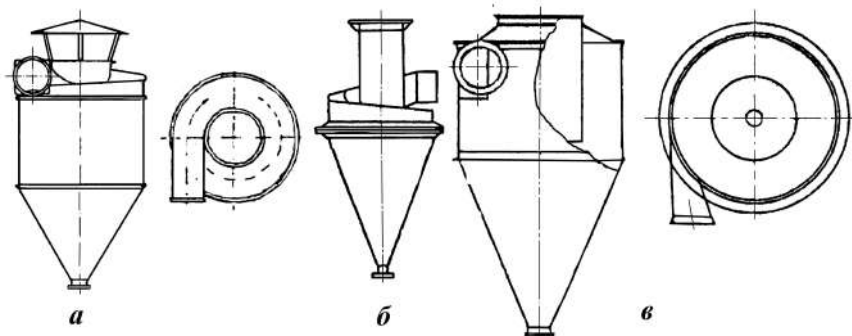


Рис. 5.2.2. Циклон: а – Шильде (Германия); б – Техмашстроя; в – нормированный.

Несколько обособленно выглядит циклонный аппарат Фейфеля (рис. 5.2.3), в котором сделана попытка полезно использовать радиальный сток.

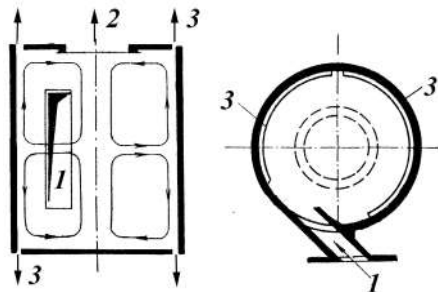


Рис. 5.2.3. Схема циклона Фейфеля: 1 – вход газа; 2 – выход очищенного газа; 3 – кольцевая щель выхода пыли.

Очищаемый газ вводится через тангенциальную щель в средней части аппарата и выходит через отверстие в верхней крышке. Значительная часть пыли в виде концентрата выделяется через кольцевые щели, устроенные по периметру верхней и нижней плоских крышек. Агрегаты, составленные из батарей миниатюрных циклонов Фейфеля, обладают высокой эффективностью. Такие батарейные циклоны широко применялись в Германии взамен электрофильтров, так

как мало уступали им по эффективности. Однако щелевые отверстия этих циклонов часто забивались пылью, что делало их недостаточно надежными в эксплуатации.

Циклоны сороковых – начала пятидесятих годов XX в. На рис. 5.2.4 приведены конструкции циклонов, относящиеся к более позднему периоду. Они отличны от приведенных выше, за исключением аппарата Гипродрева.

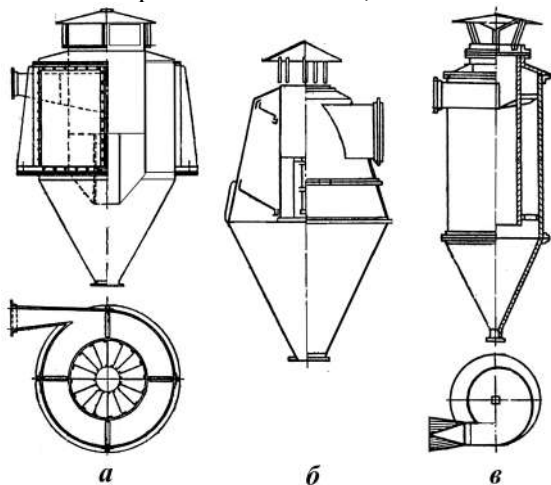


Рис. 5.2.4. Конструкции циклонов конца 40-х – начала 50-х годов XX в.: а – циклон Гипродрева; б – циклон конструкции Промстройпроекта; в – циклон конструкции ЛИОТ.

Циклон конструкции ЛИОТ напоминает нормализованный циклон Майзеля, в который на выходе дополнительно установлен завихритель. До последнего десятилетия во многих отраслях промышленности достаточно широко применялся одиночный цилиндрический циклон ЛИОТ, нормаль которого была разработана еще в 1934 г. Циклоны ЛИОТ имели производительность до $17\,500\text{ м}^3/\text{ч}$ при диаметре 1886 мм. Отмечается их низкая эффективность. Несмотря на эту его особенность, данный аппарат является долгожителем. Циклоны конструкции Промстройпроекта имели максимальную производительность $35\,000\text{ м}^3/\text{ч}$ при диаметре 4030 мм. Рекомендовались к применению для грубой очистки воздуха от неволокнистой пыли и древесных опилок. Циклоны Гипродрева имели лучшую эффективность и производительность $40\,000\text{ м}^3/\text{ч}$ при диаметре 4960 мм.

Циклоны семидесятых годов XX в. На рис. 5.2.5 изображены схемы циклонов нескольких типов одинакового назначения. Схемы построены в одном масштабе, причем размеры всех представленных циклонов выбраны из условия примерно одинаковой их производительности. Обращает на себя внимание разнообразие конструктивных форм циклонов, которое далеко не исчерпывается изображенными на рисунке аппаратами. В частности, существуют циклоны с прямоточным движением воздуха, с осевым вводом запыленного потока через закручивающий аппарат и ряд других конструктивных модификаций, не показанных на рисунке. Единого критерия для выбора оптимальной формы циклонов еще не существует, однако в конструкциях наиболее современных циклонов все четче проявляется тенденция развития конусной части. Многие из приведенных конструкций находят применение в настоящее время и являются нормализованными.

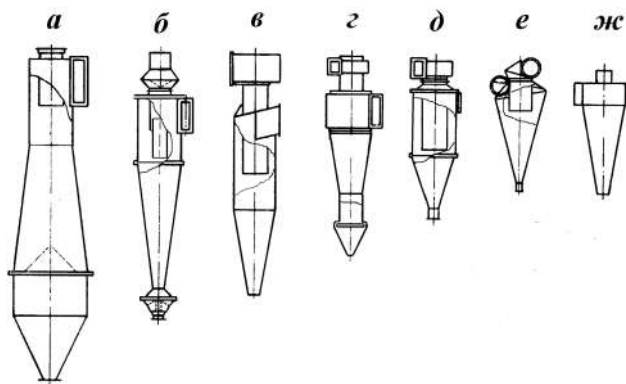


Рис. 5.2.5. Конструктивные схемы возвратно-поточных циклонов:
***а* – ВЦНИИОТ; *б* – ГДПЦ; *в* – ЦН-15; *г* – Файфеля; *д* – ЛИОТ; *е* – СИОТ;**
***ж* – СДК-ЦН-33.**

В отечественной технике очистки пыли применяются различные типы циклонов одного назначения (рис. 5.2.5). Причиной такого чрезмерного разнообразия является то обстоятельство, что разработкой этих устройств на протяжении десятилетий занималось множество организаций, не координировавших свою деятельность. Несмотря на большое число статей, посвященных результатам испытания циклонов, не представляется возможным сравнить их эффективность, в первую очередь из-за отсутствия сведений о дисперсном составе пыли и методе дисперсионного анализа. Доказано, что результаты определения дисперсного состава пыли различными методами не совпадают, а способов их пересчета не существует.

В послевоенный период большое распространение получают конические циклоны СИОТ. Циклоны Свердловского института охраны труда отличаются высокой эффективностью. Они совсем не имеют цилиндрической части, поэтому их выхлопная труба вводится в конус. Особенностью циклонов СИОТ является также треугольное сечение входного патрубка (рис. 5.2.5, *е*). Коэффициент местного сопротивления циклона с улиткой для снятия закрутки потока на выходе равен 3,9 (по скорости во входном сечении циклона). Рекомендуемая скорость входа воздуха – 15–18 м/с.

Циклоны НИИОГАЗ ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У и ЦН-24 (рис. 5.2.5, *в*) являются наиболее распространенными. Цифры 11, 15, 24 соответствуют углу развертки винтового подвода газа в верхней части аппарата. Индекс «У» (укороченный) присвоен циклону ЦН-15, применяемому в условиях, когда высота лимитирована. Высота и площадь входных отверстий в циклонах ЦН-15 и ЦН-24 больше, чем в ЦН-11, в 1,25 и 2,3 раза, а скорость входа соответственно меньше. При равных диаметрах корпуса и одинаковых гидравлических потерях давления пропускная способность у циклонов ЦН-15 и ЦН-24 больше, чем у ЦН-11. Соответственно эффективность этих циклонов, и особенно ЦН-24, ниже, чем ЦН-11.

К этой серии можно причислить и циклон ЦМС, разработанный специально для малых котельных и установок промышленной теплотехники, работающих

на естественной тяге. Коэффициент местного сопротивления этих циклонов среди аналогичных аппаратов наименьший.

В конце 60-х гг. XX в. начали внедряться высокоэффективные спирально-конические (СК) и спирально-конические с удлиненным конусом (СДК) циклоны НИИОГАЗ с повышенными гидравлическими сопротивлениями: СК-ЦН-34 и СДК-ЦН-33. Цифры 34 и 33 обозначают процентное отношение диаметров выхлопной трубы и корпуса. Их еще называют «сажевые». Отличаются значительно большей эффективностью, чем цилиндрические циклоны. В некоторых случаях могут заменить более сложные в эксплуатации мокрые пылеуловители.

Следует упомянуть и о разработанном несколько позднее модернизированном спирально-коническом циклоне. Отношение диаметров выхлопной трубы и корпуса в этом циклоне еще меньше (0,22) и, соответственно, гидравлические потери еще больше, чем у первых двух аппаратов. Этот циклон был предназначен для использования в установках каталитического крекинга нефтепродуктов, дегидрирования бутана, а также в производстве технического углерода. К этому типу следует также отнести циклон УЦ-38, применяющийся с 50-х гг. XX в. в аспирационных установках зерновых элеваторов.

В практике пылеулавливания находят также применение циклоны с расширяющимся конусом конструкции ВЦНИИОТ. В циклонах Московского института охраны труда к цилиндрической части примыкает не коническая часть, как обычно, а наоборот, расширяющаяся (см. рис. 5.2.5, а). Несомненно, что такая форма нижней части циклона ослабляет влияние вторичных циркуляционных течений и уменьшает износ корпуса. В некоторых случаях предупреждается «зависание» слипающейся пыли.

Другой особенностью циклонов ВЦНИИОТ является устройство в их нижнем сечении, выше бункера, конусного днища в виде обращенной вверх воронки с отверстием по оси. Внутренний конус образует кольцевую щель вдоль стенок корпуса циклона, способствующую отделению периферийных слоев течения, обогащенных пылевыми частицами, для пропуска их в бункер. Благодаря этому в бункере уменьшается интенсивность циркуляции и облегчается осаждение пыли. Воздух выходит из бункера через осевое отверстие под влиянием разрежения. Над поверхностью внутреннего конуса возникает своего рода донное течение, которое, однако, уже не может увлечь осевшую пыль, защищенную от него внутренним конусом. Сопротивление циклона высокое. Коэффициент местного сопротивления циклона ВЦНИИОТ без улитки для снятия закрутки потока на выходе равен 6,7 (по скорости во входном сечении). Циклоны ВЦНИИОТ имеют некоторое преимущество по сравнению с другими циклонами ввиду отсутствия подсоса в бункере и устойчивости к абразивному износу их конической части.

В деревообрабатывающей промышленности применяются циклоны Гипродревпрома, предназначенные для очистки воздуха от пыли и древесных отходов. Эти циклоны заменили применявшиеся до 60-х гг. XX в. биконические и цилиндрические циклоны, которые имели малые гидравлические сопротивления, но не справлялись с очисткой воздуха от тонкой древесной пыли.

На некоторых предприятиях топливной промышленности с успехом эксплуатируются циклоны Файфеля. Схема циклона представлена на рис. 5.2.5, *г*. В нижней части циклона имеется устройство, способствующее отделению периферийных, обогащенных пылью, слоев течения, аналогичное такому же устройству в циклоне ВЦНИИОТ. Это устройство выполнено в виде плоского щита с центральным отверстием для рециркуляции воздуха в бункере.

Корпус циклона имеет два перехода от цилиндрической к конической конфигурации. Цилиндрическая вставка в коническую часть циклона уменьшает интенсивность вихря в его нижней части и в некоторой мере ослабляет размывающие донные течения. Воздух входит в циклон через спиральный закручивающий аппарат. Сопротивление циклона высокое – 6,7 (по скорости во входном сечении). Всего применялось более 20 разновидностей возвратно-поточных циклонов. В связи с этим во ВНИИОТ (Ленинград) были проведены испытания различных типов циклонов с целью их сравнительной оценки и унификации (см. рис. 5.2.5). На рисунке изображены не все испытанные аппараты. В число испытываемых аппаратов были включены циклоны, разработанные в институтах охраны труда (ЛИОТ, СИОТ и ВЦНИИОТ) и НИИОГАЗ. Циклоны Гипродревпрома не были включены в число опытных образцов ввиду того, что они предназначены для улавливания древесных отходов и их испытание на минеральной пыли не представлялось целесообразным. Испытания были проведены по единой методике, разработанной во ВНИИОТ и одобренной Госстроем. В качестве обязательного раздела в нее входила «Единая методика анализа дисперсного состава промышленной пыли».

На основании полученных результатов Госстрой включил в унифицированный ряд пылеулавливающего оборудования циклон ЦН-11 как наиболее эффективный и одновременно приемлемый по габаритам и удобный для компоновки в группы. Следующие три циклона ЦН-15, СИОТ и ВЦНИИОТ по степени очистки равноценны. Хотя они несколько уступают в этом отношении ЦН-11, в некоторых случаях их можно рекомендовать к применению. Так, ЦН-15 имеет диаметр на 10% меньше, чем ЦН-11, и также удобен для компоновки в группы. Циклон СИОТ по высоте меньше ЦН-11 на 30%, но несколько больше (на 17%) по диаметру. Некоторые преимущества циклона ВЦНИИОТ, связанные со своеобразной формой его конической части, уже упоминались. Циклон ЛИОТ не был рекомендован к дальнейшему применению. Существовавшее стремление к унификации далеко не всегда оправдано. Циклон – не тот аппарат, чтобы его выпускали серийно. В отличие от рекомендаций Коузова, для условий конкретного производства может оказаться приемлемым совсем другой аппарат, тем более что он может являться частью большого ХТА.

Типовые схемы циклонов представлены на рис. 5.2.6. Представленные схемы не отличаются от аппаратов, описанных ранее. Первые три типа аппаратов имеют сходные характеристики удаления пыли. Осевые прямоточные циклоны двух последних типов (рис. 5.2.6, *г* и *д*), в которых поток закручивается лопатками, не обладают такими хорошими характеристиками, как циклоны других типов. В них формируются неоптимальные профили окружной скорости (т. е.

распределения типа вынужденного вихря). Поэтому осевые циклоны используются в тех случаях, когда требуется подать высокий расход воздуха при небольшом перепаде давления. Для получения более приемлемого распределения окружной скорости здесь могут использоваться или профилированные лопатки, или лопатки с двойным углом поворота. Сложность их изготовления настолько высока, что преимущество, приобретаемое в этой конструкции по сравнению с обычными конструкциями (рис. 5.2.6, *а* и *б*), представляется не столь уж значительным.

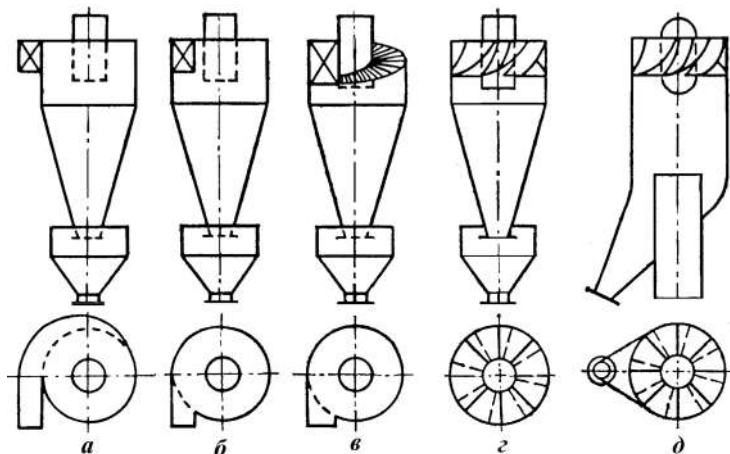


Рис. 5.2.6. Схемы применяемых циклонов.

Важной модификацией прямоточного циклона с неподвижным импеллером является циклон, в котором используется принцип обратного потока (рис. 5.2.7). Он был запатентован Зеннеком и Шауфером в 1953 г. Эффективность циклона была значительно улучшена благодаря уменьшению увлечения маленьких частиц за счет их отскока от стенок циклона.

Запыленный газ поступает в основной циклон через тщательно рассчитанное спиральное отверстие 1 и выходит из циклона через его дальний конец 2, причем частицы пыли удаляются из газа, движущегося по спирали. Противоточный газовый поток подается через тангенциальные сопла 3, размещенные в боковых стенках циклона. Он вращается в том же тангенциальном направлении, что и запыленный газ, но в противоположном осевом направлении. При этом частицы пыли выхватываются из центральной спирали. Внешняя газовая спираль движется к бункеру, расположенному за входом запыленного газа, изменяет свое направление, и частицы оседают в бункере 4. Затем этот поток соединяется с основным газовым потоком. Действие такой двойной спирали подобно действию окружающей вихревой области смерча (торнадо). Поэтому в некоторых странах такие циклоны известны под торговой маркой «Торнадо».

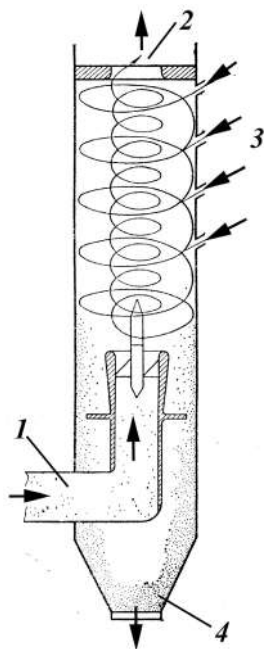


Рис. 5.2.7. Прямоточный циклон с обратным потоком воздуха, поступающего через тангенциальные сопла: 1 – спиральное отверстие; 2 – дальний конец; 3 – тангенциальные сопла; 4 – бункер.

Первоначальная конструкция входного отверстия в циклон представляла собой сложную, тщательно рассчитанную с точки зрения аэродинамики, кольцевую секцию с центральным сердечником. Для промышленных установок было найдено адекватное устройство, гораздо более простое по конструкции и дешевое. Другое усовершенствование, нашедшее применение в таких установках, состояло в том, что сопла для подачи обратного потока газа были наклонены под углом 30° к горизонтали и размещены через 180° по периферии цилиндра. Кроме того, увеличение числа сопел уменьшило перепад давления. Разработка оптимальных размеров и других конструкционных параметров была осуществлена Клейном. Принцип использования вторичного газа для повышения эффективности циклонов является, несомненно, весьма перспективным и нашел применение при создании новой конструкции циклона вихревого типа (рис. 5.2.8). Основное отличие данной конструкции от обычных аппаратов заключается в создании между нисходящим запыленным газом и восходящим очищенным потоком преграды в виде закрученного кольца чистого газа, которое препятствует выносу частиц пыли через «опасные» зоны в выходящий через выхлопную трубу поток. Для этого на нижнем срезе выхлопной трубы 2 установлено дополнительное устройство, состоящее из насадки 5, завихрителя 7, диафрагмы 6 (которое служит для равномерного распределения чистого газа по лопаткам завихрителя 7) и трубы подвода чистого газа 4. Одним из преимуществ такого циклона (кроме более высокой степени улавливания) является простота, с которой его можно изготовить из обычного циклона путем небольших переделок выхлопной трубы. Правильный выбор геометрических и технологических параметров такого аппарата невозможен без понимания закономерностей работы обычных циклонов.

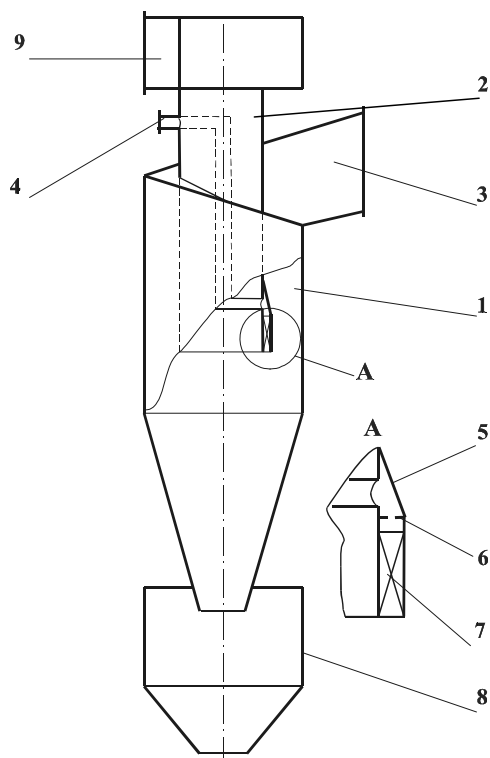


Рис. 5.2.8. Возвратнопоточный циклон вихревого типа:
1 – корпус; 2 – выхлопная труба; 3 – тангенциальный ввод; 4 – труба подвода чистого газа; 5 – насадка; 6 – диафрагма; 7 – завихритель.

Особенности работы циклона. Анализ течения газа в циклоне позволяет выделить следующие характерные зоны (рис. 5.2.9).

Длинная кольцевая зона рециркуляции 1 плохо влияет на сепарацию пыли. На выходе из циклона в зоне 2 скорости газа в трех основных направлениях являются величинами одного порядка. Зона 3 является центральной тороидальной областью рециркуляции на выходе. Погруженная выхлопная труба 4 снижает «диффузию» частиц через пограничный слой вдоль верхней крышки циклона. Наличие пограничного слоя у нижней торцевой стенки 5 оказывает существенное влияние на работу устройства. Поэтому ее выполняют конусной. В зоне 6 происходит обращение вихревого движения газа. Меняется направление движения вихря, и окружная скорость значительно больше, чем две другие. Тангенциальный входной канал расположен в зоне 7. Область сильного поля центробежных сил вблизи зоны разделения (стенки 8) обеспечивает хорошую сепарацию частиц и увеличивает время пребывания частиц в аппарате.

Течения в циклонах имеют следующие характерные особенности:

- продолжительное время пребывания, особенно в случае длинных циклонов; время пребывания в циклоне в 15 раз больше времени, рассчитанного по средней осевой скорости (т. е. для прямого потока);
- твердые частицы могут быть отделены или на длительное время приведены во взвешенное состояние в поле центробежных сил, создаваемых закрученным движением среды (*искусственная гравитация*). Таким способом можно разделять дисперсные системы (например, сливки отделить от молока);

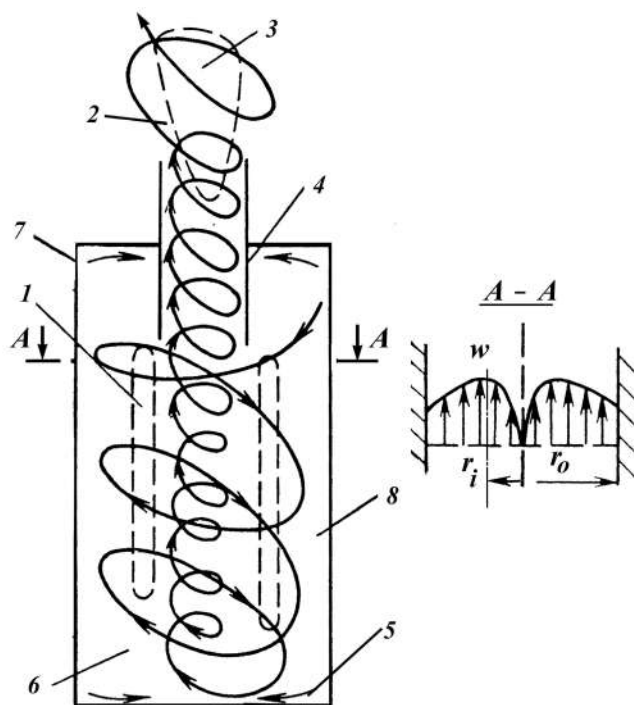


Рис. 5.2.9. Схема течения газа в циклоне: 1 – кольцевая зона; 2 и 3 – зоны на выходе из аппарата; 4 – выхлопная труба; 5 – нижняя торцевая стенка; 6 – зона обращения движения; 7 – зона входа; 8 – стенка.

– зоны рециркуляции и повышенный уровень интенсивности турбулентности (около 30%) могут возникать в потоке вследствие сдвиговых течений газа. Можно сильно изменить форму, расположение и протяженность таких зон изменением входных тангенциальных патрубков циклонной камеры;

– вблизи стенок могут развиваться большие радиальные и осевые пограничные слои и ослаблять центробежные силы в этих местах;

– вблизи выхлопной трубы (если она расположена, как обычно, на центральной оси), как правило, формируются большие торoidalные зоны рециркуляции, возникает турбулентность высокой интенсивности и образуется прецессирующее вихревое ядро (ПВЯ).

Путем надлежащего конструирования можно в зависимости от назначения циклона усилить одну из перечисленных выше особенностей.

В циклонных камерах твердые частицы, находящиеся в газе, подвергаются действию различных аэродинамических и инерционных сил, зависящих от траектории их движения, и сил сопротивления их движению в газе. Сумма векторов сил в каждый момент времени определяет ускорение частицы. Трехмерные поля скорости частиц предопределяют траекторию данной частицы. Для выявления поля течения в закрученном потоке поле скорости движения газа следует изучать независимо от поля скорости движения частиц.

Газ, поступающий в циклон, ускоряется под действием перепада давления на входном отверстии. Входной патрубок слегка наклонен вниз и направлен по касательной к стенке конуса. Характер движения поступающего газа и геометрия циклона приводят к возникновению сильно закрученного течения. При этом возникают градиенты давления, которые ускоряют поток газа в радиальном и осевом направлении. Кроме того, в закрученном потоке происходит переход от условий движения в свободном вихре к условиям движения в вынужденном вихре, что характерно для вихревого течения.

Свободный вихрь обусловлен потенциальным течением, в котором отдельные частицы жидкости не вращаются вокруг своих собственных осей. Вращательная (тангенциальная) скорость в свободном вихре описывается соотношением вида $wr = \text{const}$, в котором r – радиус.

Вынужденное вихревое течение возникает под действием крутящего момента, и жидкость при этом вращается как целое. Вынужденный вихрь представляет собой закрученное течение, в котором каждая отдельная частица вращается вокруг своей собственной оси. Вращательная скорость газа в вынужденном вихре определяется выражением вида $w = \omega r$. Окружная скорость газа в свободном вихре с уменьшением радиуса увеличивается, а в вынужденном вихре – уменьшается. Переходная зона между вынужденным и свободным вихрями расположена в области максимальной окружной скорости свободного вихря. Она представляет собой ту часть вихревого потока, в которой происходит передача крутящего момента к вынужденному вихрю.

Поток газа, поступающий в циклон, несколько наклонен вниз, и вертикальная составляющая скорости потока вблизи стенки конуса при перемещении вниз продолжает увеличиваться из-за конической формы канала. Перемещаясь к центру конуса, газ меняет направление движения и начинает перемещаться вверх. Значение осевой скорости, направленной вверх, внутри вынужденного вихря во много раз превышает значение осевой скорости у стенки конуса. Радиальная скорость газа в вихревом потоке продолжает увеличиваться по направлению к вершине конуса. В некотором горизонтальном сечении радиальная скорость достигает максимума у стенки конуса и обращается в нуль где-то между стенкой конуса и его осью. Вблизи выхлопной трубы радиальная скорость меняет знак, в результате чего появляется циркуляционное движение обратного направления, или вихревой поток. Высокое значение радиальной скорости у стенки конуса обусловлено отклонением газа от осевого движения и увеличением вследствие этого радиальной скорости. Частицы, движущиеся с газом, подвержены воздействию сил сопротивления и инерции. Из-за сопротивления газа движению отдельных частиц поле течения в вихревом потоке в целом определяет траекторию частицы. Тем не менее центробежные силы, действующие на частицу, противостоят увлечению их газом в радиальном направлении и удерживают частицы от их перемещения к оси конуса. Центробежная сила есть следствие инерции, связанной с массой движущейся частицы, стремящейся перемещаться по прямой линии. Эффективность работы циклона обусловлена наличием больших центробежных сил. Большие центробежные силы возникают в

случае больших и плотных частиц, находящихся на малых радиусах, а также в случае малой плотности газа и высокой окружной скорости. Радиальная скорость снижает эффективность сепарации циклона. Снижение обусловлено силами сопротивления со стороны газа, стремящимися увлечь частицу $F_c \approx d\mu(w - w_d)$.

Эффективность вихревой сепарации может быть усилена снижением сил сопротивления как в радиальном, так и осевом направлениях, которое достигается уменьшением размера частиц и использованием газа (жидкости) с малой вязкостью. Размер частицы влияет сильнее на величину центробежной силы ($\approx d^3$), чем на величину силы сопротивления ($\approx d$). Поэтому, чем больше частицы, тем выше эффективность сепарации. Силы, действующие на частицы (центробежные силы и силы сопротивления), устанавливают равновесное положение в вихревом потоке. Эти равновесные положения представляют собой точки или радиусы, на которых силы сопротивления уравниваются центробежными силами; совокупность этих точек можно представить в виде воображаемой цилиндрической поверхности внутри циклонной камеры. Положение радиуса равновесного состояния частицы по отношению к линии нулевой осевой скорости важно для определения направления, в котором будет унесена частица – вниз или вверх. Поскольку газ и частицы, расположенные между линией нулевой осевой скорости и осью конуса, движутся к выхлопной трубе, важно установить точку равновесия в надлежащем месте для достижения определенной степени сепарации. Частицы, находящиеся в равновесии в радиальном направлении между линией нулевой осевой скорости и стенкой конуса циклонной камеры, будут перемещаться с потоком вниз, отделяясь от потока газа.

Подведем итоги. В циклонных камерах окружная скорость, соответствующие ей центробежные силы и градиенты давления определяют поле течения. Осевая и радиальная скорости меньше окружной скорости в большей части поля течения. С помощью небольших изменений конструкции и соответственного расположения тангенциальных входных патрубков можно изменить распределение радиальной и осевой скоростей. Влияние геометрических изменений конструкции тангенциальных входных патрубков заключается в воздействии на размеры и форму внутренней зоны циркуляции, в том числе и при дополнительной подаче чистого газа (воздуха).

5.2.2. Аэродинамика циклонных камер

Прежде чем приступить к анализу конкретных конструкций, обсудим аэродинамику течения в типичном циклоне.

Окружная скорость. Рассмотрим прежде всего распределение скоростей по радиусу циклона. На рис. 5.2.10 показано характерное распределение окружной скорости. Эти профили стали во многом типичными и переходят из одной монографии в другую. Профили окружной скорости подобны профилям этой скорости во многих вихревых или циклонных камерах различных типов. Диаметр

ядра вихря составляет $0,4\text{--}0,6D_e$, где D_e – диаметры выходной трубы. Скорость распределяется по закону Рэнкина для комбинации свободного и вынужденного вихрей с показателем степени n в формуле $vr^n = \text{const}$, изменяющимся следующим образом:

$$n \approx -1 \text{ при } r < r_2; \quad 0,45 < n < 0,8 \text{ при } r_2 < r < r_1.$$

Окружная скорость монотонно увеличивается в направлении центральной зоны по закону $vr^n = \text{const}$. Точка перегиба профиля определяет радиус ядра вихря. Причем в центральной области потока имеется зона вынужденного вихревого течения ($n \approx -1$). Принимается, что радиус ядра вихря в циклонах равен радиусу выхлопной трубы r_1 . В общем случае его величина может быть различной в зависимости от условий эксперимента. Согласно Стойрманду, радиус ядра равен половине радиуса выхлопной трубы $0,5r_1$, по Тер-Линдену $2/3r_1$. Профили окружной скорости обладают подобием по высоте циклона, а максимальная скорость в два раза больше, чем тангенциальная: $v_m \approx 2v_T$.

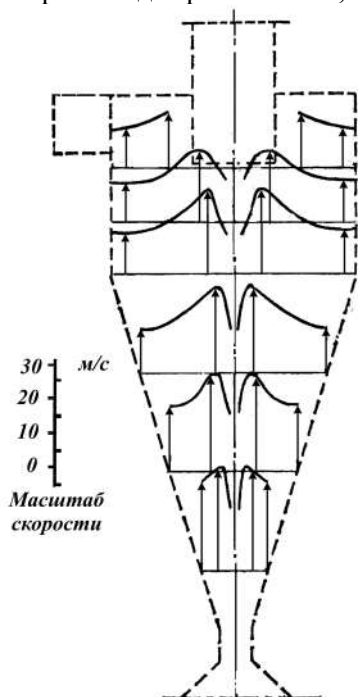


Рис. 5.2.10. Типичное распределение окружной скорости в циклонной камере.

Соотношения vr^n и $\Gamma = 2\pi rv$ используются при описании экспериментальных данных по закрученным течениям и течениям в циклонных камерах.

Представляется полезным рассмотреть, как уравнение Бернулли описывает изменение давления вдоль линии тока газа в циклонной камере. Для того чтобы получить представление о том, как изменяется давление в направлении, перпендикулярном к линии тока, следует вместо касательного ускорения рассмотреть нормальное ускорение.

Это ускорение направлено, как известно, по главной нормали траектории и равно v^2/r , где r – радиус кривизны траектории. Выделим в жидкости неболь-

шую призму, ось которой направлена вдоль главной нормали. Для этой призмы уравнение движения, составленное для направления r , дает

$$\frac{v^2}{r} = \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial l}, \quad (5.2.1)$$

где dl – элемент дуги по направлению главной нормали, а величину p следует понимать в смысле полного давления (скоростного плюс статического). Уравнение (5.2.1) показывает, что при криволинейном течении давление увеличивается по направлению от выпуклой стороны линии тока к ее вогнутой стороне. Причем это увеличение составляет $\rho v^2/2$ на единицу длины. Уравнение (5.2.1) устанавливает связь между соседними линиями тока. Из этого уравнения видно, что при прямолинейном течении $r = \infty$ давление не может изменяться в направлении, перпендикулярном к скорости течения.

При криволинейном течении особенно простой результат получается в том случае, когда постоянная величина в уравнении Бернулли имеет одинаковое значение для всех линий тока:

$$p + \frac{\rho v^2}{2} = C. \quad (5.2.2)$$

Продифференцируем уравнение (5.2.2) по l

$$\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial l} = -v \frac{\partial v}{\partial l},$$

откуда, сравнивая с уравнением (5.2.1), находим

$$\frac{\partial v}{\partial l} + \frac{v}{r} = 0. \quad (5.2.3)$$

Равенство (5.2.3) выражает собой условие, при котором так называемая *циркуляция* вдоль прямоугольника, образованного дугами двух соседних линий тока и отрезками dl двух радиусов кривизны, равна нулю. При циркуляции, равной нулю, отдельные частицы жидкости движутся без вращения. Следовательно, равенство (5.2.3) показывает, что при нашем криволинейном течении частицы жидкости не совершают вращения.

Для примера рассмотрим движение в спиральной камере, изображенной на рис. 5.2.11. Линии тока начинаются в параллельном потоке в области A , в которой скорость и давление везде одинаковы, следовательно, постоянная в уравнении Бернулли, составленного для потока в спиральной камере, одинакова на всех линиях тока. Радиусы кривизны отдельных линий тока можно считать приближенно равными радиусу r , проведенному из центра камеры, тогда $dl = dr$, и уравнение (5.2.3) примет вид

$$\frac{dv}{dr} + \frac{v}{r} = 0, \text{ или } \frac{dv}{v} = -\frac{dr}{r},$$

откуда после интегрирования получим

$$v = K_1 / r, \quad (5.2.4)$$

где K_1 – постоянная интегрирования.

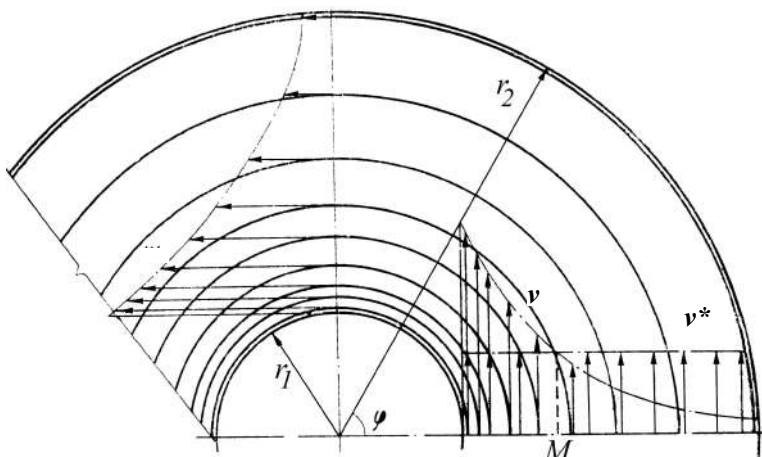


Рис. 5.2.11. Эпюры скоростей потенциального течения в криволинейном канале.

Следовательно, скорость течения по мере приближения к центру камеры сильно возрастает. При постоянной высоте камеры радиальная составляющая скорости вследствие неразрывности потока также обратно пропорциональна радиусу r , поэтому угол, образованный линиями тока с радиусами, везде одинаковый, следовательно, линии тока являются логарифмическими спиралями. Подставив найденное выражение скорости w в уравнение Бернулли (5.2.2), мы найдем давление $p = K - \rho K_1^2 / r^2$. Если поток внутри камеры, достигнув радиуса r_1 , выходит через сделанное здесь отверстие в свободную атмосферу, где давление равно p_0 , то здесь предыдущее уравнение дает нам $p_0 = K - \rho K_1^2 / 2r_1^2$.

Исключив из обоих уравнений постоянную величину K , мы получим

$$p = p_0 + \frac{\rho}{2} K_1^2 \left(\frac{1}{r_1^2} - \frac{1}{r^2} \right). \quad (5.2.5)$$

Следовательно, если выходное отверстие внутри камеры мало, то при входе в циклонную камеру давление может стать очень большим. При расчете циклона нас интересует давление на его входе. При задании давления на входе получим несколько другое решение. При значении $r = r_2$ давление достигает наибольшей величины $p = p_2$. Тогда $p_2 = K + \rho K_1^2 / 2r_2^2$, окончательно получим

$$p = p_2 - \rho K_1^2 / 2 \left(1/r^2 - 1/r_2^2 \right). \quad (5.2.6)$$

Из уравнений (5.2.5) и (5.2.6) следует, что давление непрерывно уменьшается по мере уменьшения радиуса или приближения к ядру вихря. Из совместного рассмотрения (5.2.5) и (5.2.6) получим выражение для определения минимально избыточного давления, достигаемого в циклонном аппарате:

$$p_0 = p_2 - \rho K_1^2 / 2 \left(1/r_1^2 - 1/r_2^2 \right). \quad (5.2.7)$$

Если движение происходит по концентрическим окружностям, а частицы воздуха не вращаются (потенциальный поток), то скорости распределяются по формуле (5.2.4), которую иногда называют законом площадей. Для определения постоянной K рассмотрим плоское течение в криволинейном канале единичной

толщины, который образован двумя концентрическими поверхностями (см. рис. 5.2.11).

Объемный расход V' потока, протекающего со скоростью w , равен

$$V' = \int_{r_1}^{r_2} v dr = v_2 r_2 \ln \frac{r_2}{r_1}. \quad (5.2.8)$$

Так как $V'/(r_2 - r_1) = v^*$, то $vr = v^*(r_2 - r_1)/(\ln r_2/r_1)$ или

$$K_c = vr = v^*(r_2 - r_1)/(\ln r_2/r_1). \quad (5.2.9)$$

Во вращающихся потоках реальных вязких газов скорости распределяются по закону, несколько отличающемуся от закона площадей:

$$vr^n = \text{const}, \quad (5.2.10)$$

при этом значение показателя степени n , согласно измерениям, составляет в различных случаях от 0,5 до 1.

В центре вращающегося потока (ядре вихря) $n = -1$ и скорости распределены, как в твердом теле, и по аналогии с вращательным движением твердых тел постоянная K может быть названа угловой скоростью вращения потока ω .

Осевая и радиальная скорости. Вид профилей осевой скорости указывает на существование сложного обратного циркуляционного течения между входной и выходной частями циклона (рис. 5.2.12). Такие зоны ухудшают характеристику работы циклона и могут быть устранены путем улучшения конструкции входного устройства или системы внешней циркуляции пыли и газа.

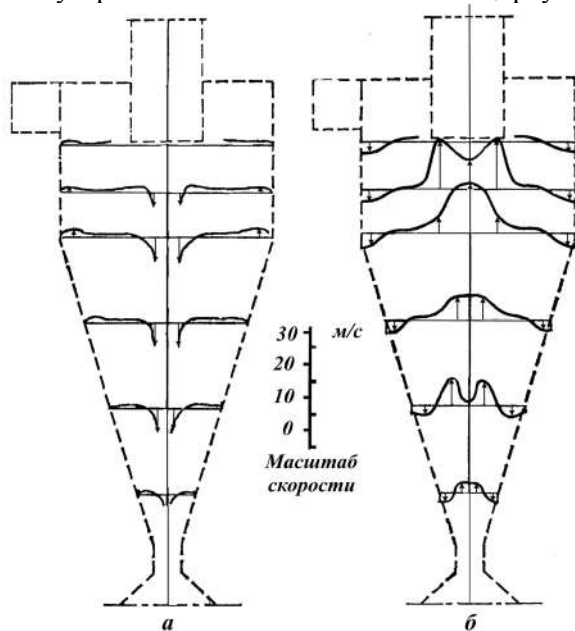


Рис. 5.2.12. Типичное распределение скорости:
***a* – радиальной;**
***б* – осевой.**

Для частиц воздуха, находящихся в плоскости, удаленной от дна циклона, радиальный градиент давления уравнивается центробежной силой. Вблизи же неподвижных поверхностей тангенциальная составляющая скорости

воздуха вследствие трения уменьшается и, следовательно, уменьшается центробежная сила.

Так как радиальный градиент статического давления здесь такой же, как и на большом расстоянии от поверхностей, равновесие между силами статического давления и центробежной силой нарушается и возникает радиальное течение, направленное к оси вращения, т. е. радиальный или осевой сток. Из условия неразрывности этот сток в свою очередь вызывает осевое течение, направленное по внешней нормали к днищу, и движение воздуха вдоль образующих цилиндрической части циклона. Максимальное значение радиальной составляющей скорости равно половине значения тангенциальной составляющей скорости в удалении от днища.

На рис. 5.2.13 показана схема циркуляции, возникающей в циклонном аппарате. В верхней части аппарата вторичные токи сливаются с парным вихрем, образующимся при тангенциальном втекании струи в циклон. Образование парного вихря объясняется тем, что по мере удаления от оси вращения скорость газа уменьшается, вызывая возрастание давления. Повышение давления достигает наибольшей величины в слоях газа, прилегающих к внешней границе потока. Под влиянием этого давления газ перетекает вдоль внешних границ в сторону низких давлений, образуя парный вихрь, который может быть назван вторичным, так как вызван основным вихревым течением в циклоне. Верхняя часть вторичного вихря циклона устремляется по кратчайшему пути к устью выхлопной трубы, а нижняя, распространяясь вдоль образующих циклона, формирует восходящий поток циклона, как это показано на рис. 5.2.13.

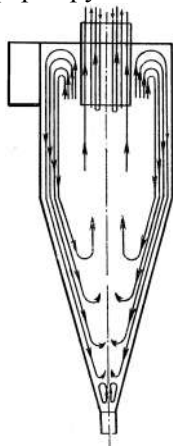


Рис. 5.2.13. Схема вторичных токов в циклоне.

Между нисходящим и восходящим потоками обязательно возникает обратное течение, из-за чего обостряется проблема сепарации частиц в этой зоне вследствие воздействия массопереноса, вызываемого повышенным уровнем турбулентности. Действительно, в выполненной недавно работе по циклонным камерам той же конфигурации подтверждается существование длинной тонкой кольцевой зоны рециркуляции. В центральной области потока существует *мертвая зона*, характеризующаяся низкими осевыми скоростями, а также узкие области осевого обратного течения.

Большое значение имеют характеристики выбрасываемого газа; в зависимости от конфигурации можно сильно изменить эффективность работы устройства и его способность удалять пыль. Это относится и к каналу для удаления пыли. Присутствие центрального тела помогает предотвратить распространение сильно турбулизированного ядра вихря в пылесборник.

Вторичные потоки. Если обычному воздушному шарiku в резиновой оболочке сообщить скорость 5–10 м/с, то он проходит расстояние 1,5–2 м. С другой стороны, давно известно, что если с той же скоростью вытолкнуть поршнем из трубки такую же массу воздуха без оболочки, то она пройдет расстояние в 10–15 раз большее. Во втором случае движение происходит так, как показано на рис. 5.2.14, где изображены линии тока для движения относительно системы координат, движущейся вместе с вытолкнутой массой воздуха. Движение обладает осевой симметрией; внутри выпуклой области, образованной вращением участка *ABC* линии тока, оно вихревое, а вне этой области – практически потенциальное. На *ABC* скорости внутреннего и внешнего движений совпадают, так что поле скоростей оказывается непрерывным. Это и объясняет эффект, с которого мы начали: из-за непрерывности трение на границе движущейся без оболочки массы меньше, чем массы в оболочке, следовательно, меньше сопротивление и больше проходимое массой расстояние.

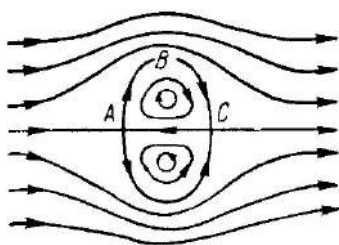


Рис. 5.2.14. Линии тока при движении свободного вихря.

Аналогичное движение можно наблюдать и в воде. Оно известно уже давно и называется *кольцевым вихрем*. В конце прошлого века такая схема движения привлекала внимание в связи с попытками создания вихревой модели атомов. Эти попытки успеха не имели, но они послужили поводом для интересных исследований.

Интерес к проблеме сильно возрос после появления атомных бомб, при взрыве которых образуется характерное грибовидное облако, его структура аналогична структуре кольцевого вихря. Такое облако с большой скоростью поднимается на высоту нескольких километров. Аналогичное явление наблюдается и при взрыве больших зарядов обычных взрывчатых веществ.

В последнее время исследуются возможности практического применения кольцевых вихрей для удаления дыма, вредных газов и т. п. на промышленных предприятиях. В связи с этим возникает много вопросов, ответы на которые нельзя получить без учета вязкости, диссипации энергии, турбулентного характера движения. Для решаемой нами задачи достаточно ограничиться случаем идеальной несжимаемой жидкости.

Вихри в идеальной жидкости. Если пренебречь вязкостью и рассматривать осесимметричные движения несжимаемой жидкости, стационарные в системе координат, движущейся вместе с вихрем, то уравнения, связывающие функцию тока ψ с завихренностью ω в цилиндрических координатах r, α, H , имеют вид

$$\frac{\partial \psi}{\partial r} \frac{\partial}{\partial H} \left(\frac{\omega}{r} \right) - \frac{\partial \psi}{\partial H} \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{\omega}{r} \right), \quad (5.2.11)$$

$$\frac{\partial^2 \psi}{\partial H^2} + \frac{\partial^2 \psi}{\partial r^2} - \frac{1}{r} \frac{\partial \psi}{\partial r} = -r\omega. \quad (5.2.12)$$

Из (5.2.11) следует, что отношение ω/r постоянно вдоль линии тока, т. е.

$$\omega = rf(\psi), \quad (5.2.13)$$

где $f(\psi)$ – произвольная функция.

Так как движение на бесконечности должно быть потенциальным, то $f(\psi)$ должна тождественно обращаться в ноль вне некоторой области, ограниченной замкнутой линией тока, а на этой линии составляющие скорости должны быть непрерывными. При заданной функции $f(\psi)$ возникает типичная задача о склейке потенциального и вихревого течения.

В такой форме задача не исследована даже для простейших функций $f(\psi)$, известны только отдельные примеры точных и приближенных решений. Пример точного решения дает сферический *вихрь Хилла*. Здесь завихренность распределена внутри шара с радиусом R по закону $\omega = b^2 R$, где b – постоянная; вне шара поток потенциальный и жидкость, содержащаяся в этом шаре, движется вместе с вихрем со скоростью

$$v_{\text{вих}} = 2 \cdot b^2 r / 15 \quad (5.2.14)$$

относительно неподвижной системы координат.

Вихри такого типа в опытах не наблюдаются. Большее сходство с наблюдениями имеет приближенное решение, полученное еще Максвеллом, где область вихревого течения представляет собой тор, радиус a поперечного сечения которого много меньше радиуса R самого тора. Тороидальный *вихрь Максвелла* движется со скоростью

$$v_{\text{вих}} = \frac{\Gamma}{4\pi r} \left[\ln \frac{8r}{r} - \frac{1}{4} \right], \quad (5.2.15)$$

а форма объема, заключенного внутри замкнутой поверхности тока и движущегося вместе с вихрем, зависит от отношения r/a .

На рис. 5.2.15 изображены линии тока при различных значениях r/a . Область, движущаяся вместе с вихрем, на этом рисунке заштрихована, а область вихревого движения жидкости зачернена. При $r/a < 86$ форма области, движущейся с вихрем, мало отличается от наблюдаемой. При $r/a > 86$ эта область, как и область вихревого движения, имеет форму тора; в опытах этот случай не наблюдается, что, по-видимому, можно объяснить его неустойчивостью (строгого исследования здесь еще нет).

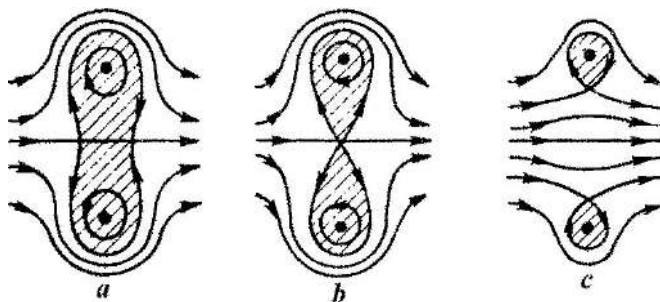


Рис. 5.2.15. Линии тока при движении вихря и различных отношениях r/a радиус поперечного сечения вихря много меньше радиуса тора.

Рассмотренные кольцевые вихри имеют одну общую особенность: они движутся в среде, не ограниченной какими-либо границами. Однако аналогичные вихри могут возникать и в ограниченных объемах. Например, если жидкость находится между двумя коаксиальными цилиндрами, причем внешний вращается с $\omega_o = \text{const}$, а внутренний неподвижен, то согласно Куэтту переход ламинарного течения в турбулентное происходит при условии

$$\omega_o \geq 1900 \cdot v_c / (r_2 - r_1). \quad (5.2.16)$$

Это условие не выполняется при большой величине $r_2 - r_1$, когда значение критической ω_o сильно возрастает. Если же вращается внутренний цилиндр, а внешний неподвижен, неустойчивое расслоение жидкости, находящейся вблизи внутреннего цилиндра, наступает еще раньше, так как частицы жидкости вблизи внутреннего цилиндра стремятся под действием центробежной силы переместиться наружу. Для невязкой жидкости Рейли выяснил, что течение неустойчиво тогда, когда ω_o при увеличении r уменьшается сильнее, чем $1/r$

$$\omega_o = \text{const}/r^n \text{ при } n > 1. \quad (5.2.17)$$

Наиболее важный для практики случай вязкого течения исследован Тейлором. Он показал, что при числе Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{\omega_{10}(r_2 - r_1)\rho_c}{\mu_c} \geq 94,5, \quad (5.2.18)$$

где ω_{10} – окружная скорость внутреннего цилиндра, между цилиндрами возникают правильно чередующиеся вихри, вращающиеся вправо и влево с осями, параллельными тангенциальной скорости (рис. 5.2.16).

Условие устойчивого возникновения вихрей выражается также и при помощи критерия Тейлора

$$\text{Ta} = \frac{\omega_{10}(r_2 - r_1)\rho_c}{\mu_c} \sqrt{\frac{r_2 - r_1}{r_1}} \geq 41,3. \quad (5.2.19)$$

Последнее соотношение несколько точнее условия $\text{Re} \geq 94,5$. Необходимо отметить, что появление вихрей при достижении предела устойчивости, определяемого условием (5.2.19), и последующее нарастание этих вихрей совсем не означает, что течение уже стало турбулентным, оно по-прежнему остается упорядоченным и ламинарным. Турбулентность развивается только тогда, когда Ta , а следовательно, и Re становятся значительно больше предела устойчиво-

сти. Только при $Ta = 1715$ (соответственно $Re = 3960$) развивается явно выраженная турбулентность.

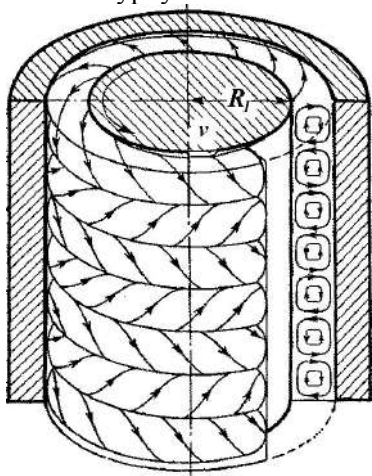


Рис. 5.2.16. Вихрь Тейлора между двумя коаксеальными цилиндрами, из которых внутренний вращается, а внешний неподвижен.

Вторичные токи, аналогичные вихрям Тейлора при течении Куэтта, возникают и при движении жидкости (газа) по изогнутой трубе (рис. 5.2.17).

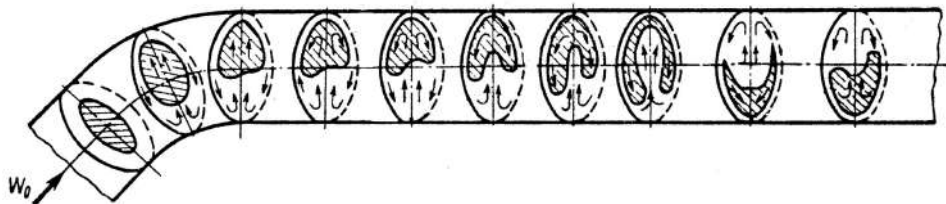


Рис. 5.2.17. Вторичные потоки в круглой изогнутой трубе.

Если жидкость, текущая вдоль стенки, под действием бокового градиента давления отселяется наружу, то слои жидкости, близкие к стенке, получают вследствие своей меньшей скорости большее отклонение, чем слои, более далекие от стенки. При отсутствии трения радиусы кривизны траекторий относились бы как квадраты соответствующих скоростей. Но в действительности при рассматриваемом течении трение играет определенную роль.

В результате совокупного действия трения на стенке, увлекающего действия внешнего потока и указанного отселевания потока от стенки пограничный слой получает отклонение в сторону пониженного давления. Это отклонение не превышает при ламинарном течении 45° , а при турбулентном – примерно $25\text{--}30^\circ$. Такое явление можно рассматривать как наложение на главный поток другого, *вторичного потока*, направленного перпендикулярно к главному потоку. Вследствие неразрывности течения этот вторичный поток вовлекает в себя не только пограничный слой, но и ядро главного потока и иногда оказывает на последнее существенное влияние.

Если, например, жидкость движется в изогнутой горизонтальной трубе, то ядро основного потока, обладая наибольшей скоростью, стремится двигаться по инерции прямолинейно. Поэтому более медленные слои, прилегающие к верх-

ней и нижней стенке трубы, сильно отклоняются в сторону внутренней боковой стенки. В результате возникают два вторичных потока (см. рис. 5.2.17), которые около верхней и нижней стенок направлены внутрь закругления, а в центре трубы – наружу. Вторичные потоки налагаются на главный поток, параллельный оси трубы, и приводят к тому, что точки потока с наибольшей скоростью перемещаются далеко наружу.

При турбулентном течении в прямых каналах некруглого поперечного сечения наблюдаются вторичные потоки иного рода (так называемые *вторичные потоки второго рода*). Распределение скоростей в таких каналах обладает своеобразной особенностью, заставляющей предполагать, что в канале возникают поперечные потоки, направленные в углы профиля канала и отсюда опять движущиеся внутрь профиля. Так, например, форму линий равных скоростей в каналах треугольного и прямоугольного поперечных сечений легко объяснить, если допустить, что существуют вторичные потоки (рис. 5.2.18).

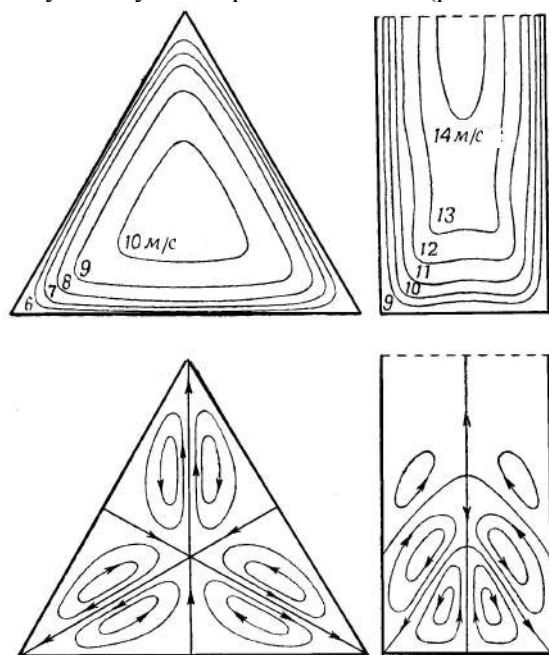


Рис. 5.2.18. Вторичные течения в треугольном и прямоугольном каналах.

Существование таких вторичных потоков удалось доказать непосредственно путем введения в основной поток краски. Причина возникновения вторичных потоков второго рода до сих пор не вскрыта. Можно предполагать, что из тех мест, где касательное напряжение на стенке больше, жидкость вследствие механизма турбулентности переносится в середину канала, а отсюда она оттекает к местам с меньшим касательным напряжением, например в углы профиля. Это приводит к тому, что в местах с большим касательным напряжением скорость несколько уменьшается, а в местах с меньшим касательным напряжением, наоборот, несколько увеличивается. Таким путем достигается значительное вы-

равнивание касательного напряжения на стенках. Это обстоятельство является внутренним обоснованием формул сопротивления, основанных на понятии гидравлического радиуса.

Доказательством наличия вторичных потоков может являться то, что в криволинейной трубе сопротивление всегда больше, чем в прямой трубе. При ламинарном течении даже небольшая кривизна трубы значительно увеличивает сопротивление, если только число Рейнольдса не очень мало. При движении по закруглению центральная часть потока, движущаяся более быстро, отбрасывается вследствие центробежной силы наружу и вытесняет более медленную часть потока, прилегающую к внешней стороне закругления, внутрь трубы, т. е. по направлению к центру кривизны.

В качественном отношении это явление можно проследить следующим образом. Пусть радиус кривизны r велик по сравнению с радиусом поперечного сечения трубы r_0 . Скорость в центре при параболическом распределении скоростей равна удвоенной средней скорости, т. е. $2v$. Следовательно, в центре сечения градиент давления, обусловленный центробежной силой, равен $\rho(2v)^2/r$ (на единицу длины). В точках, близких к краям поперечного сечения, центробежная сила невелика. Поэтому разность давлений Δp между внутренней и внешней стенками приближенно равна

$$\Delta p \approx \frac{1}{2} 2r_0 \frac{4\rho_c v^2}{r} = 4\rho_c v^2 \frac{r_0}{r}. \quad (5.2.20)$$

Эта разность давлений обуславливает возникновение вторичных потоков. Оценку для скорости вторичного потока в случае очень слабой кривизны можно получить следующим образом. Пусть центральная полоса имеет в середине трубы скорость v^* , направленную наружу, а две внешние полосы – такую же скорость, но направленную внутрь закругления (см. рис. 5.2.18). Если касательное напряжение на границе обеих полос равно $\sigma_{\tau 1}$, то сила, действующая на центральную полосу, приблизительно равна $2\sigma_{\tau 1} 2r_0$. Сила отнесена к единице длины и направлена вдоль оси. Эта сила должна уравниваться с результирующей сил давления $\Delta p b$, где b – толщина центральной полосы. Для упрощения расчетов примем, что $b = r$. С другой стороны, можно принять, что

$$\sigma_{\tau 1} \approx \frac{2\mu_c v^*}{b/2}. \quad (5.2.21)$$

Следовательно,

$$16\mu_c v^* = 4\rho_c v^2 \frac{r_0^2}{r}, \quad (5.2.22)$$

откуда

$$\frac{v^*}{v} = \frac{1}{4} \frac{v r_0}{\mu_c} \frac{r_0}{r} = \frac{1}{8} \text{Re} \frac{r_0}{r}. \quad (5.2.23)$$

Мы получили безразмерную характеристику рассматриваемой задачи. Конечно, эту характеристику можно было бы получить также из соображений о размерностях. При турбулентном течении влияние небольшой кривизны на сопротивление не столь велико. Для случая малой кривизны закругления потока

Прандтль нашел зависимость скорости v_b вторичного потока от внутренней стенки к внешней (рис. 5.2.18):

$$v_b = \frac{\rho_c v^2 r^2}{4\mu_c R}. \quad (5.2.24)$$

На основании изложенного материала и имеющихся данных по гидродинамике циклонных аппаратов была выдвинута гипотеза о существовании упорядоченных вторичных вихрей в нисходящем газовом потоке в циклоне. Если кривизна закругления не мала, то тогда вторичный поток полностью изменяет профиль скоростей. Наибольшая скорость теперь имеет место вблизи внешней стенки, и вторичное течение происходит главным образом только в пограничном слое вблизи стенок.

Нисходящий поток газа движется по спирали в нижнюю часть аппарата, но не рассматривается движение газа по спирали как движение по изогнутой трубе. Исходя из описания течений и принятого допущения, что газовая спираль заключена в изогнутый трубопровод, была выдвинута гипотеза о существовании вторичных парных вихрей по всей длине нисходящей спирали.

Математически очень сложно описать даже саму нисходящую спираль, с помощью упрощений эту задачу сводят к двумерной и решают численно, используя ψ функцию тока. Наличие вторичных вихрей в нисходящем газовом потоке и без каких-либо допущений на данном этапе делает эту задачу неразрешимой. Для такого описания потребуется функция тока, которую в трехмерном пространстве в общем случае еще никто не описал.

Чтобы описать движения газа в циклоне при наличии вторичных вихрей, нами было сделано следующее допущение: поток движется не по спирали, а поступательно вниз двумя парными тороидальными вихрями, которые, в свою очередь, совершают вращательное движение по нисходящей спирали.

Принятая модель дает возможность частично использовать материал, накопленный по круговым вихрям и вихрям Тейлора.

Используя уравнение (5.2.15), можно приближенно оценить циркуляцию скорости вторичного вихря Γ :

$$\Gamma = \frac{4\pi R_t v_H}{\ln \frac{8R_t}{r} - \frac{1}{4}}, \quad (5.2.25)$$

где R_t – радиус тора (в нашем случае $(r_2 + r_1)/2$); r – радиус поперечного сечения тора (в нашем случае $(r_2 - r_1)/2$); v_H – средняя скорость опускания вихря, которая равна вертикальной составляющей скорости нисходящего потока в циклоне. Определив из (5.2.25) Γ , учитывая, что

$$\Gamma = 2vS, \quad (5.2.26)$$

где S – площадь поперечного сечения тора, можно вычислить скорость вращения вторичного вихря как

$$\omega = \frac{2\pi R_t v_H}{S \left(\ln \frac{8R_t}{r} - \frac{1}{4} \right)}.$$

Подставив известные величины, имеем

$$\omega = \frac{4(r_2 + r_1)v_H}{(r_2 - r_1)^2 \cdot \left(\ln \frac{8(r_2 + r_1)}{r_2 - r_1} - \frac{1}{4} \right)}. \quad (5.2.27)$$

Учитывая, что для нормализованных циклонов типа НЦ справедливо соотношение $r_1 = 0,6r_2$, (5.2.27) сведем к следующему:

$$\omega \approx 12,44v_H / r_2. \quad (5.2.28)$$

Анализируя выражение (5.2.28), можно сделать следующие выводы:

- при $v_H = 5-6$ м/с (что соответствует оптимальной скорости газового потока на входе в циклон 20 м/с) скорость потока на границе вторичного вихря при любом R_2 будет изменяться от 12 до 15 м/с;
- наличие таких скоростей вторичных потоков в циклонных аппаратах должно сказываться на сепарации частиц, особенно мелких.

Соотношение (5.2.28) было подтверждено экспериментально

$$\omega \approx 9,2v_H / r_2. \quad (5.2.29)$$

Подведем итоги. Изложенные выше результаты базируются на формуле Максвелла, которая выведена для свободного вихря. В нашем случае объем ограничен стенками, и справедливость упомянутых соотношений необходимо было проверить экспериментально.

Анализ характера течения газа в вихревых камерах и условий возникновения вторичных вихрей указывает на то, что в зазоре между корпусом циклона и центральной трубой должны существовать вторичные течения, которые могут оказывать существенное влияние на эффективность их работы. Наличие вторичных течений в циклонах доказано экспериментально.

5.2.3. Движение дисперсных частиц в криволинейном потоке

Формула Стокса

$$w_0^2 = \frac{8R(\rho_d - \rho_c)g}{3\zeta_c \rho_c},$$

полученная для сферы, обтекаемой прямолинейным поступательным потоком, не вполне точно определяет даже сопротивление частицы, оседающей в горизонтальном потенциальном потоке. При обтекании же сферы криволинейным потоком симметричность линий тока нарушается и проявляется воздействие ряда новых факторов.

Сопротивление тел, обтекаемых вращающимися потоками при $\omega = \text{const}$, было исследовано Тейлором и Праудманом. Оказалось, что сопротивление сферы радиусом $d/2$ равно

$$\vec{F} = 3\pi d \mu \vec{w}_c - \frac{1}{6} \pi d^3 \rho \omega \times (\omega \times \vec{r}) + \frac{1}{6} \pi d^2 \rho (\omega \times \vec{w}_c). \quad (5.2.30)$$

Первый член правой части этого уравнения – сила Стокса в ее обычном выражении, а второй и третий члены – дополнительные компоненты аэродинамического сопротивления, обусловленные вращением потока. Второй член, по мо-

дулю равный $m_b 2\omega^2/d$, представляет собой центостремительную силу объема воздуха, вытесненного сферой; третий член с модулем $1/2\pi d^2 \rho \omega w_c$ – силу, направленную под прямым углом к вектору скорости относительного движения сферы в сторону вращения потока. Учитывая, что $\pi d \omega$ представляет собой циркуляцию Γ относительной скорости по контуру среднего сечения сферы, получим третий член в виде $1/6 d \rho \Gamma w_c$. Величина $\rho \Gamma w_c$ представляет собой подъемную силу кругового цилиндра радиусом $d/2$, обтекаемого прямолинейным потенциальным потоком со скоростью w_c , поэтому можно сделать вывод, что рассматриваемый член уравнения (5.2.30) – это подъемная сила сферы радиусом $d/2$. С учетом сказанного уравнение (5.2.30) примет вид

$$F = 3\pi d \mu w_c - \pi d^3 \rho \omega^2 / 6 + d \rho \Gamma w_c / 6. \quad (5.2.31)$$

Второй и третий члены этого уравнения очень малы по сравнению с первым, поэтому нет оснований отказываться от применения формулы Стокса и для криволинейных потоков при движении шарообразных частиц.

Однако теоретические и экспериментальные исследования Тейлора и Праудмана показали, что при определенных условиях обтекание тел криволинейными потоками может иметь двумерный характер, в результате чего как сила сопротивления, так и подъемная сила частицы будут значительно больше, чем это следует из формул (5.2.30) и (5.2.31).

Закономерности инерционной сепарации пыли в криволинейных потоках. Инерция пылевых частиц, взвешенных в воздушных потоках, проявляется при любых изменениях скорости потока. В технике удаления пыли широко используется инерционная сепарация, происходящая при сравнительно плавном, но длительном искривлении потоков. Движение частицы в криволинейном потоке при отсутствии внешних воздействий описывается уравнением

$$m \frac{d\vec{w}}{d\tau} = -\frac{1}{\tau_0} \vec{w}_c. \quad (5.2.32)$$

Возможно приближенное решение уравнения (5.2.24). Движение частицы рассматривается в подвижной системе координат. Скорость частицы принимается равной $\vec{w} = \vec{v} + \vec{w}_c$, а ее ускорение определяется согласно теореме Кориолиса. Уравнение (5.2.32) может быть представлено в виде

$$\frac{d\vec{w}_c}{d\tau} + \omega \times (\omega \times \vec{r}) + \left(\frac{d\omega}{d\tau} \times \vec{r} \right) + 2(\omega \times \vec{w}_c) = -3\pi d \mu \vec{w}_c / m. \quad (5.2.33)$$

Каждый из членов левой части этого уравнения представляет собой компонент силы $m d\vec{w}/d\tau$, с которой частица действует на воздушный поток, стремящийся искривить ее траекторию и изменить ее скорость.

Второй член уравнения (5.2.33) представляет собой центробежную силу. При исследованиях инерционной сепарации пыли, например в циклонных пылеуловителях, часто учитывается только эта составляющая силы инерции и уравнение движения записывается в форме

$$m \omega^2 r = 3\pi d \mu w_c. \quad (5.2.34)$$

Первый член уравнения (5.2.33) связан с ускорением сепарационного движения и может быть равен нулю только при скорости $\vec{w}_c = \text{const}$, что, как правило, невозможно. Направление силы, представленной этим членом, зависит от началь-

ных условий входа частицы в искривленную часть потока. Примем, что при искривлении потока скорости его отдельных слоев изменяются в соответствии с законом площадей – скорость периферийных слоев уменьшается, а скорость центральных слоев увеличивается:

$$v = \frac{K_c}{r} = \frac{v^*(r_2 - r_1)}{\ln r_2 / r_1} \frac{1}{r}. \quad (5.2.35)$$

В точке M (рис. 5.2.19) скорость потока равна его начальной скорости \vec{v}^* . Можно считать, что перестройка потока происходит мгновенно, в то время как скорость частиц, равная до этого скорости потока ($\vec{w}_0 = \vec{v}^*$), изменяется сравнительно медленно. В начальный момент времени $\tau = 0$ можно принять $\vec{w}_c = \vec{v}^* - \vec{v}(r_0)$. В соответствии с указанным в правой части потока, представленного на рис. 5.2.19, скорость \vec{w} направлена к его периферии.

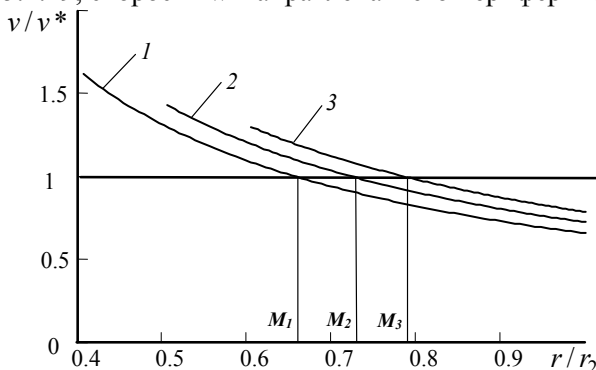


Рис. 5.2.19. Эмпоры скоростей потенциального течения в криволинейном канале: 1 – $r_1/r_2 = 0,4$; 2 – $r_1/r_2 = 0,5$; 3 – $r_1/r_2 = 0,6$.

Вектор $md\vec{w}/d\tau$ направлен в ту же сторону, что и вектор центробежной силы, хотя не всегда полностью совпадает с ним. Слева от точки M эта сила обращена к центру потока. Вектор, представленный третьим членом уравнения (5.2.33), всегда совпадает по направлению со скоростью \vec{w} , он представляет собой реакцию частицы, переходящей в замедленные слои, на тормозящее влияние среды. Четвертый член уравнения представляет собой силу Кориолиса. В рассматриваемом случае она направлена к периферии потока.

Схема потока для расчета сепарационного движения частиц в криволинейном канале представлена на рис. 5.2.11. В неподвижной системе координат $v = K_c/r$ и $r = \sqrt{x^2 + y^2}$. Запишем (5.2.32) в проекциях на оси координат

$$\left. \begin{aligned} \frac{d^2x}{d\tau^2} + \frac{1}{\tau_0} \frac{dx}{d\tau} + \frac{K_c}{\tau_0} \frac{y}{x^2 + y^2} &= 0, \\ \frac{d^2y}{d\tau^2} + \frac{1}{\tau_0} \frac{dy}{d\tau} - \frac{K_c}{\tau_0} \frac{x}{x^2 + y^2} &= 0. \end{aligned} \right\} \quad (5.2.36)$$

Для возможности расчета на ЭВМ по методу Рунге – Кутты уравнения (5.2.36) преобразуются в систему уравнений первого порядка

$$\left. \begin{aligned} \frac{dx}{d\tau} &= w_x, & \frac{dy}{d\tau} &= w_y, \\ \frac{dw_x}{d\tau} &= -\frac{1}{\tau_0} w_x - \frac{K_c}{\tau_0} \frac{y}{x^2 + y^2} = 0, \\ \frac{dw_y}{d\tau} &= -\frac{1}{\tau_0} w_y + \frac{K_c}{\tau_0} \frac{x}{x^2 + y^2} = 0. \end{aligned} \right\} \quad (5.2.37)$$

Начальные условия имеют вид $\tau = 0$, $x_0 = r_0$, $y_0 = 0$, $w_{x0} = 0$, $w_{y0} = v^*$.

Примем обозначения:

$$u_x = \frac{w_x}{v^*}, \quad u_y = \frac{w_y}{v^*}, \quad \bar{x} = \frac{x}{r_2}, \quad \bar{y} = \frac{y}{r_2}, \quad \bar{r}_0 = \frac{r_0}{r_2}, \quad \theta = \frac{\tau}{\tau_0}. \quad (5.2.38)$$

Система (5.2.37) примет следующий вид:

$$\left. \begin{aligned} \frac{d\bar{x}}{d\theta} &= K_k u_x, & \frac{d\bar{y}}{d\theta} &= K_k u_y, \\ \frac{du_x}{d\theta} &= -u_x - \frac{K_r \bar{y}}{\bar{x}^2 + \bar{y}^2} = 0, \\ \frac{du_y}{d\theta} &= -u_y + \frac{K_r \bar{x}}{\bar{x}^2 + \bar{y}^2} = 0, \end{aligned} \right\} \quad (5.2.39)$$

где

$$K_k = \frac{v^* \tau_0}{r_2} = \frac{v^* m}{6\pi\mu_c R r_2}, \quad K_r = \frac{1 - r_1/r_2}{\ln(r_2/r_1)}. \quad (5.2.40)$$

Константа K_k характеризует отношение сил инерции к силам вязкого трения, действующим на частицу. При этом начальные условия примут следующий вид: $\theta = 0$, $\bar{x}_0 = \bar{r}_0$, $\bar{y}_0 = 0$, $u_{x0} = 0$, $u_{y0} = 1$. Расчет проводили для $R = 10$ мкм, $R = 20$ мкм и $R = 45$ мкм и для r_0/r_2 , равных 0,6; 0,7 и 0,8. Средняя скорость входа воздуха $v^* = 15$ м/с; $r_1 = 0,005$ м; $r_2 = 0,5$ м; $C = 2,93$ м/с². Для каждого интервала времени $\Delta\tau$ определялись координаты частицы $x(\tau)$, $y(\tau)$, $r = \sqrt{x^2 + y^2}$, скорости $dx/d\tau$, $dy/d\tau$ и угол φ .

В данном случае оказалось возможным проследить траектории частиц на неограниченном расстоянии, которые представляют собой спирали с последовательно убывающими приращениями полярного радиуса, т. е. асимптотически приближающиеся к окружности очень большого радиуса (рис. 5.2.20). В области $v < v^*$ (см. рис. 5.2.19) траектории частиц искривлены меньше, чем в области $v > v^*$. Чем крупнее частица, тем меньше искривлена ее траектория.

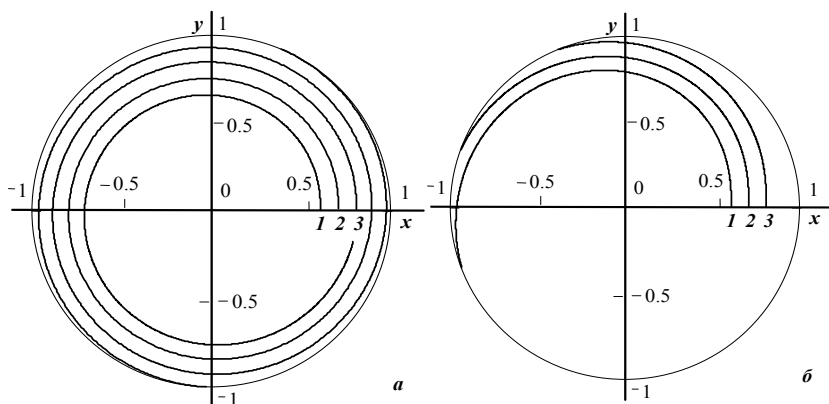


Рис. 5.2.20. Траектории частиц в криволинейном потоке:
1 – $R = 10$ мкм, 2 – $R = 20$ мкм, 3 – $R = 45$ мкм.

Частицы диаметром 20 мкм и меньше, входящие в циклон на расстоянии более $1/5$ радиуса от его наружной стенки, должны совершить более двух оборотов в своем спиральном нисходящем движении, чтобы достигнуть этой стенки. Продолжительность пребывания частицы в циклоне может не удовлетворять этому условию. Условия движения малых частиц в циклоне не столь просты, как это следует из принятых допущений. В первую очередь это относится к характеру движения газа в циклоне.

При движении частицы размером более 20 мкм условие ламинарного обтекания не соблюдается. Необходимо использовать более сложную зависимость коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса, тогда

$$F_c = 6\pi\mu\bar{w}R(1 + 3Re^{5/9}/20 + 0,014Re)$$

и выражение для расчета K_k

$$K_k = \frac{v^* \tau_0}{r_2} = \frac{v^* \tau_0}{r_2(1 + 0,15Re^{5/9} + 0,014Re)}.$$

На рис. 5.2.21 представлены траектории частиц различных размеров с учетом введенной поправки.

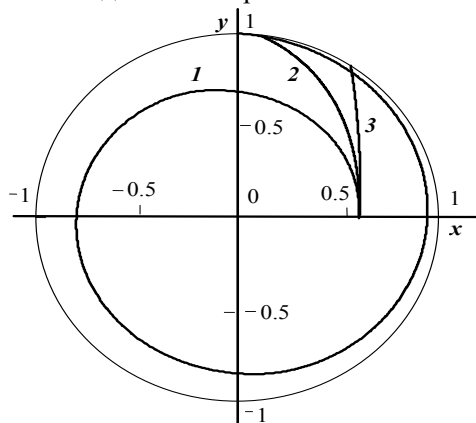


Рис. 5.2.21. Траектории частиц в криволинейном потоке с учетом более сложной зависимости для коэффициента сопротивления:
1 – $R = 20$ мкм; 2 – $R = 45$ мкм;
3 – $R = 100$ мкм.

На рис. 5.2.22 приведены результаты изменения абсолютной скорости частицы, отнесенной к скорости газа на входе в вихревую камеру. Первоначально наблюдается рост скорости частицы, поскольку на этом участке скорость газа в вихровой камере выше среднего значения v^* . Затем она падает и вблизи стенки вихровой камеры становится меньше v^* .

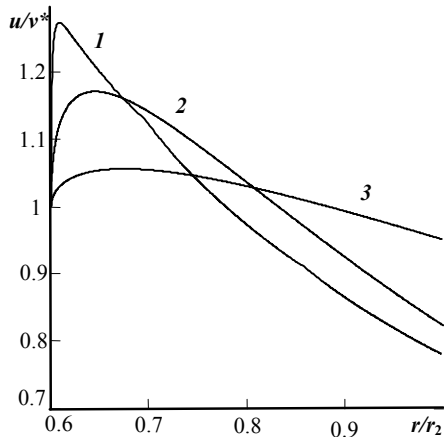


Рис. 5.2.22. Зависимость абсолютной скорости частицы от ее положения в вихровой камере: 1 – $R = 20$ мкм; 2 – $R = 45$ мкм; 3 – $R = 100$ мкм.

Рис. 5.2.23 представляет собой некоторый аналог фазового портрета, поскольку на нем представлена зависимость относительной скорости частицы от ее координаты.

Как следует из полученных результатов (рис. 5.2.23), число Рейнольдса, рассчитанное по относительной скорости ($u - v(r)$), значительно больше единицы даже для частицы размером 20 мкм. Изменение знака числа Рейнольдса для частиц малого размера говорит только о том, что относительная скорость меняет свой знак. Изменение знака связано с выбранной системой координат. Применительно к решаемой нами задаче это более точно отражает физическую картину процессов, происходящих в вихровой камере.

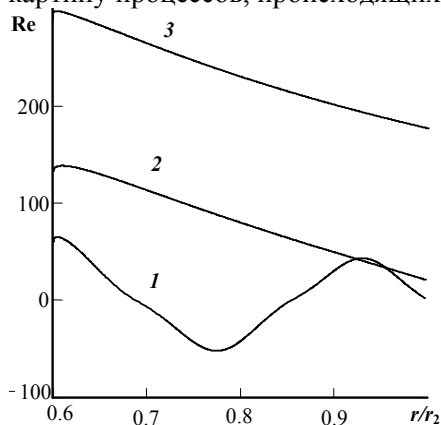


Рис. 5.2.23. Зависимость числа Рейнольдса от положения частицы в вихровой камере: 1 – $R = 20$ мкм; 2 – $R = 45$ мкм; 3 – $R = 100$ мкм.

Подведем итоги. Более точный учет характера обтекания частицы потоком газа приводит к тому, что частицы быстрее достигают стенки циклона. Так, частица размером в 20 мкм вместо двух витков достигает стенки за 1 и 1/4 оборота. Для получения надежной оценки эффективности улавливания дисперсных частиц в циклонах необходимо точнее учесть характер движения в них газа.

5.2.4. Влияние вторичных вихрей на движение частицы

Перейдем от декартовых координат к полярным координатам, введя в уравнения значения первых и вторых производных от координат $x = r \cos \varphi$ и $y = r \sin \varphi$. После преобразований получим:

$$\frac{d^2 r}{d\tau^2} - r \left(\frac{d\varphi}{d\tau} \right)^2 + \frac{1}{\tau_0} \frac{dr}{d\tau} = 0, \quad 2 \frac{dr}{d\tau} \frac{d\varphi}{d\tau} r + r^2 \frac{d^2 \varphi}{d\tau^2} + \frac{1}{\tau_0} r^2 \frac{d\varphi}{d\tau} - \frac{K_c}{\tau_0} = 0.$$

Если принять, что $w_\varphi = r d\varphi/d\tau$, $w_r = dr/d\tau$, то данная система примет следующий вид:

$$\frac{dw_r}{d\tau} - \frac{1}{r} w_\varphi^2 + \frac{1}{\tau_0} w_r = 0, \quad r \frac{dw_\varphi}{d\tau} + w_r w_\varphi + \frac{r}{\tau_0} w_\varphi - \frac{K_c}{\tau_0} = 0, \quad w_r = \frac{dr}{d\tau}, \quad w_\varphi = r \frac{d\varphi}{d\tau}.$$

где, согласно (5.2.35), $K_c = v^*(r_2 - r_1)/(\ln r_2/r)$. С учетом принятых ранее обозначений (5.2.40), получим

$$\begin{aligned} \frac{du_r}{d\theta} + u_r - \frac{K_k}{\bar{r}} u_\varphi^2 &= 0, \quad \frac{du_\varphi}{d\theta} + \left(1 + \frac{K_k}{\bar{r}} u_r\right) u_\varphi - K_r = 0, \\ \frac{d\bar{r}}{d\theta} &= K_k u_r, \quad \frac{d\theta}{d\theta} = K_k \frac{1}{\bar{r}} u_\varphi. \end{aligned} \quad (5.2.41)$$

Решение (5.2.41) должно проводиться при следующих начальных условиях: $\theta = 0$, $\bar{r} = \bar{r}_0$ и $u_r = 0$. Расчеты выполнялись при следующих значениях физических параметров и геометрических размеров: $v^* = 20$ м/с, $r_2 = 0,4$ м, $r_1 = 0,236$ м, $R = 3-60 \cdot 10^{-5}$ м, $\rho_d = 1000$ кг/м³, $\mu_c = 1,9 \cdot 10^{-5}$ нс/м². Результаты расчетов представлены на рис. 5.2.24 и 5.2.25. Для большей наглядности по оси ординат отложены значения относительной скорости. Движение частицы изучалось от ее начального положения до того, как она достигнет наружной стенки циклона.

На рис. 5.2.24 имеют место два участка движения: первый, на котором радиальная скорость частицы достигает своего максимального значения, и второй, где она медленно уменьшается, стремясь к некоторому конечному значению. С изменением начального положения частицы характер зависимости не меняется. Однако величина максимального значения радиальной скорости $u_{r\max}$ меняется от 0,24 для первой кривой до 0,092 для третьей кривой.

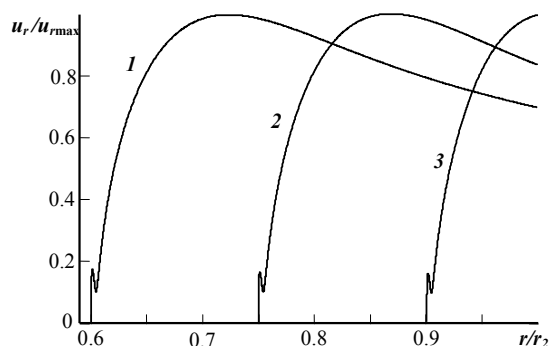


Рис. 5.2.24. Изменение скорости частицы в фазовой плоскости при различном ее начальном положении: 1 – 0,6; 2 – 0,75; 3 – 0,9 (частица 45 мкм).

На рис. 5.2.25 начальное положение частиц не менялось и предполагалось, что частица стартует из точки M (см. рис. 5.2.19). При этом величина максимального значения скорости также зависит от размера частицы. С уменьшением размера частицы ее начальный участок движения резко уменьшается (рис. 5.2.25). И для частиц размером менее 10 мкм его можно не учитывать.

Размер частицы R , мкм	300	30	10	4
Максимальная скорость u_r	0,628	0,485	0,131	0,024

Вторичные токи оказывают большое влияние на эффективность циклонов, причем верхняя ветвь вихря является кратчайшим путем для выноса пыли в выхлопную трубу. Для ослабления влияния этого течения увеличивали глубину погружения выхлопной трубы. Исследования показали, что с увеличением глубины ее погружения действительно наблюдается повышение эффективности, связанное с уменьшением выноса вторичным течением пыли, не успевавшей при меньшем погружении за короткое время формирования вращающегося потока перейти из слоев воздуха, опускающихся вдоль выхлопной трубы, в более удаленные слои. При дальнейшем погружении эффективность вновь падает.

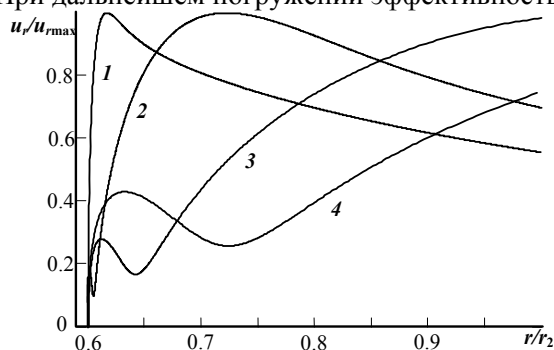


Рис. 5.2.25. Изменение скорости частицы в фазовой плоскости для частиц различных размеров: 1 – 20 мкм; 2 – 45 мкм; 3 – 100 мкм; 4 – 150 мкм.

Более детальные исследования показали, что для каждой схемы циклонов существует оптимальная глубина погружения выхлопной трубы. После превышения этой глубины эффективность начинает снижаться, что может быть объ-

яснено усилением радиальных составляющих скоростей. Ниже устья выхлопной трубы от основной массы опускающегося вниз потока постепенно отделяются внутренние слои. В конце концов, весь объем воздуха переходит из нисходящего потока в восходящий. При благоприятных условиях эти слои очищены от пыли, концентрация которой в опускающемся потоке возрастает. При глубоком погружении выхлопной трубы высота участка, на котором происходит переток воздуха из нисходящего в восходящий поток, уменьшается, а скорости перетока возрастают. Радиальные составляющие скорости препятствуют сепарационному движению частиц к периферии, определяя своей величиной крупность частиц, которые будут ими вынесены в выхлопную трубу циклона.

Увеличение высоты конической части, по-видимому, способствует большей равномерности скоростей стока. Большое влияние на эффективность циклонов оказывает радиальный сток в самом нижнем сечении циклона – на поверхности уже отложившейся пыли. Возникающее здесь донное течение размывает отложившуюся пыль и перемещает ее к оси подобно тому, как течения, образующиеся в стакане с чаем при его перемешивании, перемещают чаинки или сахарный песок. Взмученная пыль подхватывается осевым потоком и выносятся из циклона.

Рассмотрим влияние радиального стока на примере криволинейного канала. Будем считать этот канал элементом циклона с наружным диаметром 1 м, а скорость стока – постоянной по высоте циклона. Аэродинамическая сила, приложенная к частице, находящейся на расстоянии x от оси циклона, вследствие этого равна $F = 3\pi d\mu\Phi/x$, где Φ – сток на единице высоты H циклона. Под влиянием этой силы частицы приобретают некоторое дополнительное радиальное ускорение.

Предложено учитывать радиальный сток, вводя второе необходимое условие сепарации частиц, а именно условие равенства центробежной силы (находящейся на границе осевого течения) увлекающей силе радиального стока. По этой концепции уравновешенные так частицы вращаются на стационарной кольцевой орбите и имеют равную вероятность быть снесенными в выхлопную трубу или остаться в циклоне и быть уловленными. Радиальный сток может быть учтен в дифференциальных уравнениях движения частиц и (5.2.41):

$$\begin{aligned}\frac{du_r}{d\theta} + u_r - \frac{K_k}{r} u_\phi^2 + \frac{K_V}{r} &= 0, \\ \frac{du_\phi}{d\theta} + \left(1 + \frac{K_k}{r} u_r\right) u_\phi - K_r &= 0, \\ \frac{d\bar{r}}{d\theta} = K_k u_r, \quad \frac{d\theta}{d\bar{r}} = K_k \frac{1}{r} u_\phi,\end{aligned}\tag{5.2.42}$$

где $K_V = V'/(2\pi H r_2 v^*) = S^*/(2\pi H r_2)$, S^* – площадь входного патрубка.

На рис. 5.2.26 показана картина фазовой плоскости изменения радиальной составляющей скорости частицы под влиянием стока (кривая 3). В данном случае скорость частицы, при прочих равных условиях, не достигает значения $v_{r\max}$. Возрастая, она стремится к своему максимальному значению.

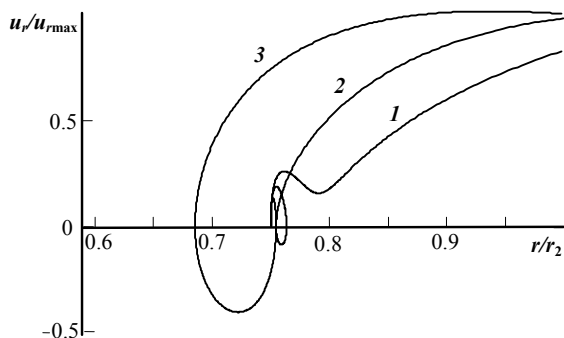


Рис. 5.2.26. Изменение скорости частицы размером 45 мкм в фазовой плоскости для различных значений коэффициента стока:
1 – $K_V = 0$; 2 – $K_V = 0,08$; 3 – $K_V = 0,150$.

При $K_V = 0$ скорость достигает максимального значения и ее знак не меняется. В том случае, когда $K_V > 0$, скорость частицы меняет знак дважды, обращаясь в ноль и в конечном итоге под влиянием сил инерции выносится к наружной стенке вихревой камеры (рис. 5.2.26). Зависания частицы не происходит. Как показали расчеты по уравнению (5.2.42) (рис. 5.2.26), движение частицы носит стационарный характер и никаких колебаний от устойчивой орбиты не наблюдается. Этот вывод вытекает из вида исходного уравнения (5.2.42), поскольку в нем нет сил, знак которых мог бы меняться по мере движения частицы.

Наличие радиального стока затрудняет достижение частицей наружной стенки циклона, т. е. уловить частицы становится труднее.

Как показал анализ движения газа в циклоне, в нем также могут возникать вторичные парные вихри, которые имеют определенную частоту вращения и при циркуляции газ может двигаться как к внешней стенке циклона, так и от нее. По высоте цилиндрической зоны циклона имеются зоны с различным направлением радиальной скорости газа.

Дальнейшее совершенствование модели (5.2.42) требует учета реального характера движения газа и частиц пыли в циклоне. Речь идет об учете влияния на характер движения пыли: вторичной циркуляции газа, которая может способствовать зависанию дисперсных частиц в цилиндрической части циклона; неравномерности распределения концентрации пыли на входе в циклон, которая может быть вызвана вторичной циркуляцией газа.

Учет влияния вторичной циркуляции газа. Предполагается построение некоторой модели его течения. Согласно экспериментальным данным такая модель должна приводить к описанию парных вихрей, которые образуются на входе в циклон при повороте газа. Аналитических решений трехмерной задачи течения газа в циклоне (даже для осесимметричного приближения) в настоящий момент не существует. Численные решения трехмерной осесимметричной задачи хотя и могут быть получены, но также при определенных допущениях. Их практическое применение в нашем случае связано с определенными трудностями, поскольку нам необходимо уметь рассчитывать скорость потока газа в лю-

бой точке, а не только в тех, в которых было получено численное решение. В данных условиях более оправданным представляется построение некоторого приближения, которое качественно отражало бы характер вторичной циркуляции газа в зазоре между корпусом циклона и выхлопной трубой (рис. 5.2.27).

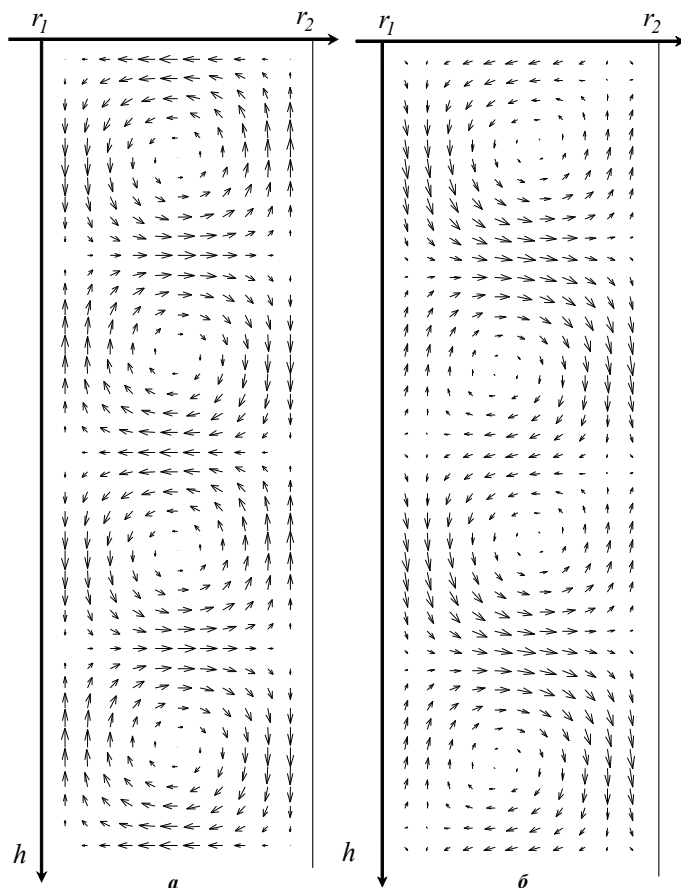


Рис. 5.2.27. Принятая модель вторичной циркуляции газа в поперечном сечении циклона: *а* – без учета продольной и поперечной скорости; *б* – с учетом продольной и поперечной скорости потока газа.

Мы имеем дело с парными вихрями, которые сохраняются, по крайней мере, на всей длине выхлопной трубы. Размер парного вихря может быть принят равным удвоенному зазору между корпусом циклона и выхлопной трубой. Если по длине выхлопной трубы не может поместиться целое число парных вихрей, то принимается меньшее ближайшее значение. Выражения для расчета радиальной и осевой скорости газа (рис. 5.2.27) имеют следующий вид:

$$v_r = v_b \sin \left(\pi \frac{r - r_1}{r_2 - r_1} + \pi \right) \sin \left(\pi \frac{h}{r_2 - r_1} + \frac{\pi}{2} \right) + v_{r0},$$

$$v_h = v_b \cos \left(\pi \frac{r - r_1}{r_2 - r_1} + \pi \right) \cos \left(\pi \frac{h}{r_2 - r_1} + \frac{\pi}{2} \right) - v_{h0}.$$

Рис. 5.2.27, *а* соответствует случаю, когда v_{r0} и v_{h0} равны нулю, а рис. 5.2.27, *б* – когда они не равны нулю ($v_{r0} = 0,2v_b$ и $v_{h0} = 0,2v_b$). При этом уравнение движения частицы с учетом ее осевого перемещения под действием силы тяжести и осевого движения потока газа примет вид

$$\frac{dw_r}{d\tau} - \frac{1}{r}w_\phi^2 + \frac{1}{\tau_0}w_r - \frac{v_r}{\tau_0} = 0, \quad \frac{dw_h}{d\tau} + \frac{w_h}{\tau_0} + g - \frac{v_h}{\tau_0} = 0, \quad r \frac{dw_\phi}{d\tau} + w_r w_\phi + \frac{r}{\tau_0}w_\phi - \frac{K_c}{\tau_0} = 0,$$

$$w_r = \frac{dr}{d\tau}, \quad \frac{dh}{d\tau} = w_h, \quad w_\phi = r \frac{d\phi}{d\tau}.$$

С учетом принятых ранее обозначений представим данную систему в безразмерном виде:

$$\begin{aligned} \frac{du_r}{d\theta} + u_r - \frac{K_k}{\bar{r}}u_\phi^2 + \frac{K_V}{\bar{r}} - \bar{v}_r &= 0, \\ \frac{du_h}{d\theta} + u_h + G - \bar{v}_h &= 0, \\ \frac{du_\phi}{d\theta} + \left(1 + \frac{K_k}{\bar{r}}u_r\right)u_\phi - K_r &= 0, \\ \frac{d\bar{r}}{d\theta} &= K_k u_r, \quad \frac{d\bar{h}}{d\theta} = K_k \frac{1}{1 - \bar{r}_1} u_h, \\ \frac{d\phi}{d\theta} &= K_k \frac{1}{\bar{r}} u_\phi, \quad G = g \frac{\tau_0}{v^*}. \end{aligned} \quad (5.2.43)$$

Необходимо также представить в безразмерном виде выражения для расчета радиальной и осевой скоростей газа:

$$\begin{aligned} \bar{v}_r &= \frac{v_b}{v^*} \sin\left(\pi \frac{\bar{r} - \bar{r}_1}{1 - \bar{r}_1} + \pi\right) \sin\left(\pi \frac{\bar{h}}{1 - \bar{r}_1} + \frac{\pi}{2}\right) - \frac{K_V}{\bar{r}}, \\ v_h &= \frac{v_b}{v^*} \cos\left(\pi \frac{\bar{r} - \bar{r}_1}{1 - \bar{r}_1} + \pi\right) \cos\left(\pi \frac{\bar{h}}{1 - \bar{r}_1} + \frac{\pi}{2}\right) - \frac{v_{h0}}{v^*}. \end{aligned}$$

Осевая скорость потока газа на входе в циклон v_{ho} зависит от угла наклона входного штуцера и равна $v_{ho} = v^* \sin(\alpha)$, где α – угол наклона входного штуцера. Скорость вторичного вихря v_b равна $v_b = k_b v_{ho}$, где коэффициент k_b согласно (5.2.29) может меняться от 2 до 9.

При проведении расчетов по предложенной модели на первом этапе изучалось влияние интенсивности вторичной циркуляции газа на эффективность работы циклона при постоянном значении осевой составляющей скорости газа. Поскольку на практике циклоны с большим отношением применяются довольно редко, высота цилиндрической части вихревой камеры была ограничена величиной $\bar{h} = h/(r_2 - r_1) = 4$.

На рис. 5.2.28 представлены результаты расчета для частицы размером 20 мкм при условии, что скорость радиального смещения равна нулю. При выбранном размере частицы на фазовом портрете имеет место устойчивая область притяжения (аттрактор). За один оборот скорость частицы дважды меняет знак. Изменение направления скорости частицы связано с тем, что она попадает в зону, где за

счет вторичной циркуляции газ движется от периферии к центру циклона, в результате чего частица также смещается в обратном направлении. С увеличением скорости циркуляции аттрактор смещается к внешней стенке вихревой камеры.

Наблюдается возвратное движение частицы, что хорошо видно на графике зависимости высоты положения частицы от радиуса, когда она на определенном расстоянии от внешней стенки возвращается назад к центру вихревой камеры. При этом по мере движения частицы в цилиндрической части циклона она как бы застревает и не может быть уловлена.

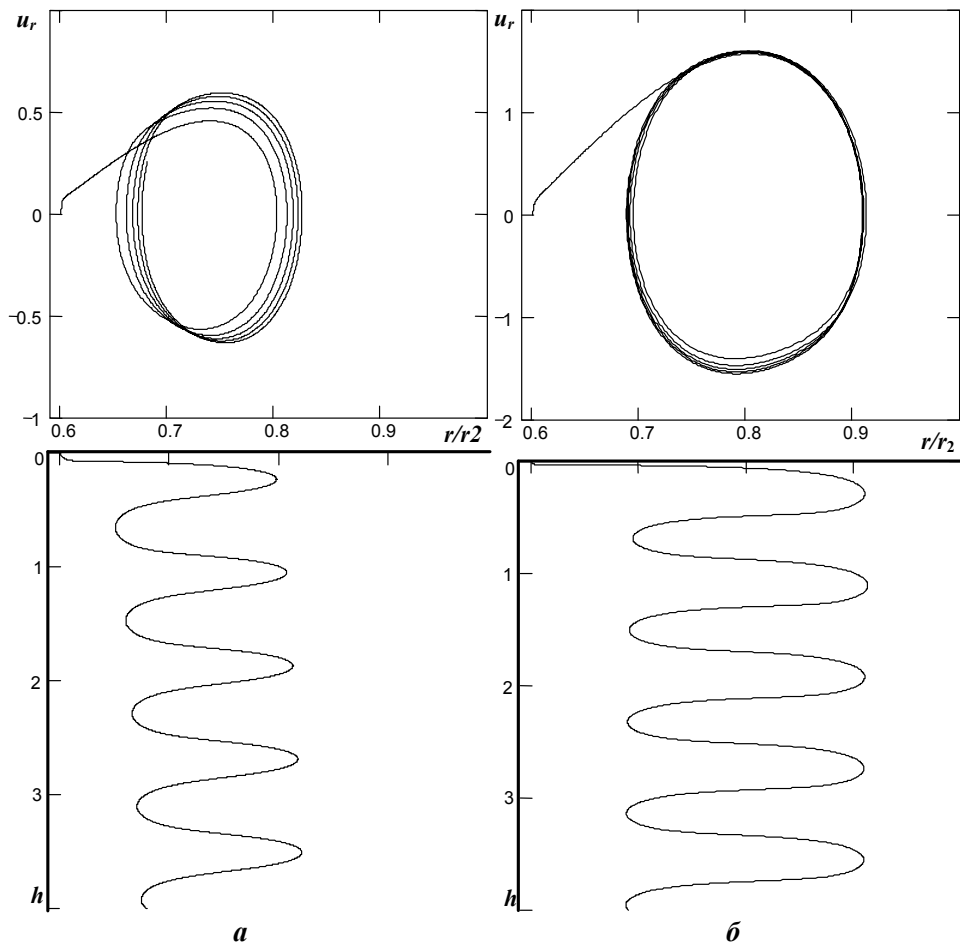


Рис. 5.2.28. Фазовый портрет движения частицы размером 20 мкм и изменение ее положения по высоте цилиндрической части циклона (относительные координаты) при наличии вторичной циркуляции потока газа ($K_V = 0$): $a - k_b = 2$; $b - k_b = 5$.

На рис. 5.2.29 изучалось влияние размера частицы на характер ее движения в циклоне. Из рисунка видно, что с увеличением размера частицы влияние интенсивности вторичной циркуляции уменьшались и радиальная составляющая

скорости частицы не меняет своего знака, т. е. вторичная циркуляция перестает оказывать влияние на характер движения частицы.

Как показали расчеты, при определенной интенсивности вторичной циркуляции существует такой критический размер частиц, при достижении которого частица перестает зависеть и быстро достигает наружной стенки вихревой камеры. Это происходит тогда, когда скорость частицы становится равной нулю раньше, чем она будет уловлена (рис. 5.2.29, а). Можно говорить о потере устойчивости и переходе режима движения частицы на фазовом портрете к спирали, стремящейся к области притяжения (аттрактору). Критический размер определить довольно сложно. Расчеты проводятся с конечной точностью и попытка увеличения точности задания размера частицы требует все более точного и точного значения.

Критический размер частицы, которая может быть уловлена, напрямую зависит от интенсивности циркуляции вторичных вихрей.

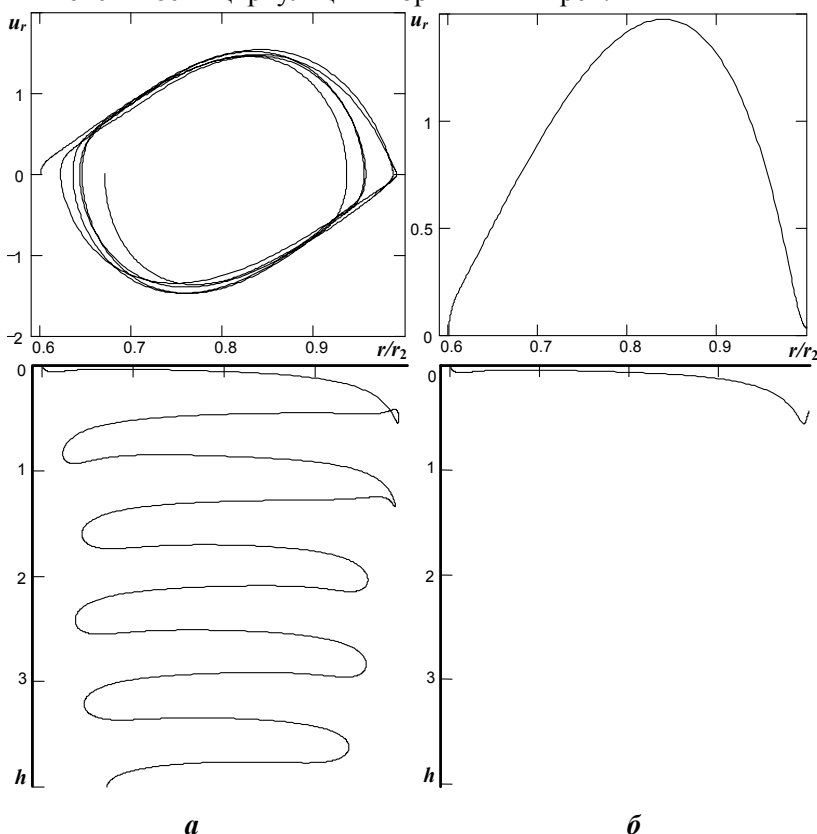


Рис. 5.2.29. Фазовый портрет движения частицы и изменение ее положения по высоте цилиндрической части циклона (относительные координаты) при наличии вторичной циркуляции потока газа ($K_V = 0$, $k_b = 5$) размер частицы: а – $d = 45$ мкм; б – $d = 45,88$ мкм.

Согласно принятой модели течения газа в циклоне существует постоянная составляющая скорости газа направленная от периферии к центру циклона.

Влияние этой составляющей скорости газа представлено на рис. 5.2.30, где видно, что с увеличением величины радиального стока скорость частицы может сместиться и достичь наружной стенки вихревой камеры. Это явление ранее не наблюдалось. Его было сложно предвидеть, поскольку радиальный сток газа направлен в другую сторону и он должен приводить к обратному эффекту.

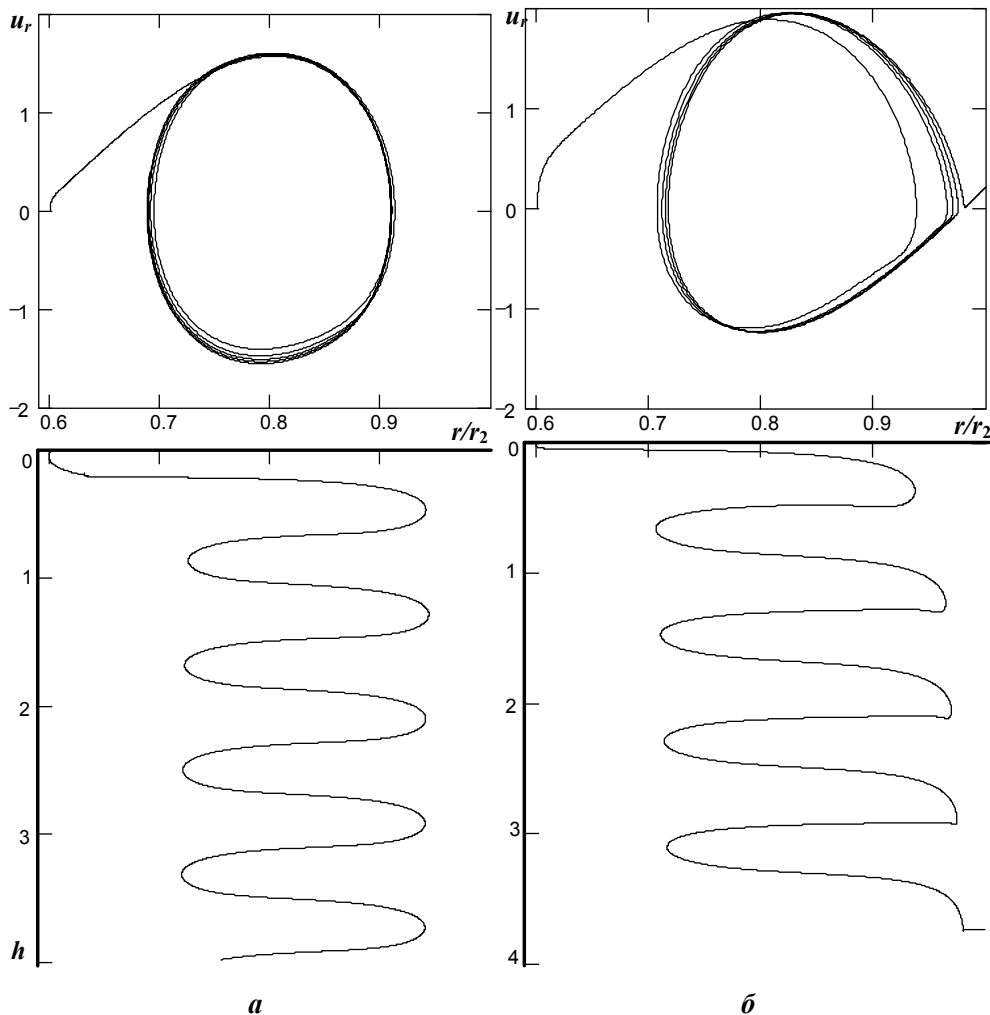


Рис. 5.2.30. Фазовый портрет движения частицы размером 20 мкм и изменение ее положения по высоте цилиндрической части циклона (относительные координаты) при наличии вторичной циркуляции потока газа ($k_b = 5$): *a* – $K_V = 0$; *б* – $K_V = 0,024$.

В дальнейшем мы учитывать радиальный сток не будем. Во-первых, в области вихревой камеры он отсутствует и имеет место только в конической части циклона. Во-вторых, столь большие значения коэффициента стока на практике не имеют место, а при меньших значениях он влияние не оказывает.

На следующем этапе расчетов изучалось влияние сразу нескольких факторов: начального положения дисперсной частицы как по высоте, так и радиусу входного патрубка, а также размеров вихревой камеры. Ее размеры были уменьшены в два раза: $r_2 = 0,2$ м, $r_1 = 0,118$ м.

Частица размером 20 мкм легко достигает наружной стенки вихревой камеры, кроме того случая, когда она находится по высоте в центре входного отверстия (рис. 5.2.31). Связано это с тем, что согласно принятой модели вторичной циркуляции (см. рис. 5.2.27), в этой области скорость газа направлена в обратную сторону (от периферии к центру), и частица относится к внутренней стенке вихревой камеры.

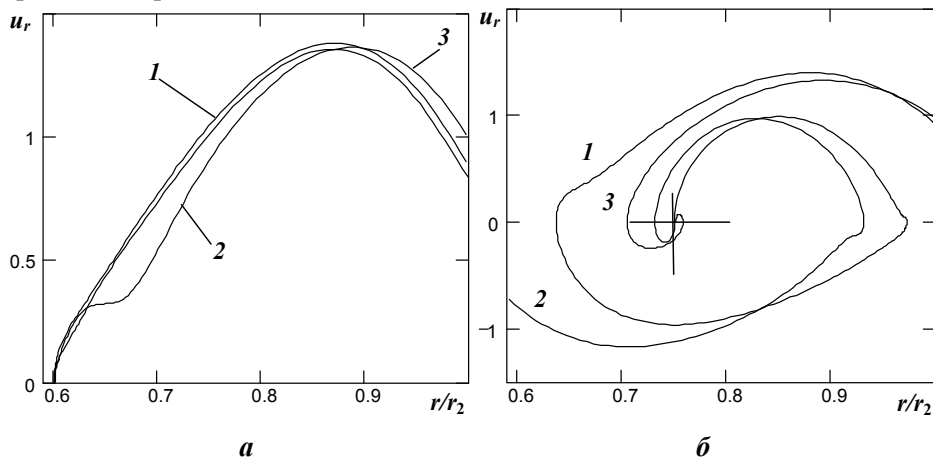


Рис. 5.2.31. Фазовый портрет движения частицы размером 20 мкм в циклоне при наличии вторичной циркуляции потока газа ($k_b = 5$, $K_V = 0$) в зависимости от ее начального положения:

1 – $h_0 = 0$; 2 – $h_0 = 0,5$; 3 – $h_0 = 1$; а – $r_0 = 0,6$; б – $r_0 = 0,75$.

Это наблюдается при значениях начального радиуса положения частицы ближе точки M (см. рис. 5.2.19), и частица не успевает достичь нужного значения радиальной скорости.

Подведем итоги. Приведенные примеры расчетов с учетом поправки, учитывающей режим обтекания частицы (критерий Рейнольдса для частицы), показывают, что поведение частицы даже одного и того же размера сильно зависит от многих факторов и может как достичь наружной стенки вихревой камеры, так и покинуть ее.

По результатам расчета траектории движения отдельно взятой частицы трудно судить об эффективности работы циклона в целом. Необходимо применение метода статистических испытаний – метода Монте-Карло, который предполагает получение результатов на основании осреднения большого числа расчетов.

5.2.5. Пример оценки эффективности улавливания дисперсных частиц

В качестве исходных данных должны быть заданы: скорость газа (воздуха) на входе в циклон, его физические свойства – вязкость и плотность; плотность дисперсных частиц; геометрические размеры циклона. Для примера рассмотрим частицы пыли синтетических моющих средств (СМС), выносимые из распылительной сушилки с отработанным теплоносителем, по форме представляющем собой полые сферы, их осколки и агломераты. Данные о дисперсном составе СМС после распылительной сушилки примем как для Шебекинского химического завода.

Массовая доля (в %) частиц размером, мкм								
> 630	630–400	400–315	315–200	200–160	160–100	100–63	63–50	< 50
0,1	1,7	3,2	14,5	9,9	21,6	18,3	6,3	24,4

Для определения уточненного дисперсионного состава СМС, применительно к полученным кривым фракционной степени улавливания частиц, была проведена линейная интерполяция кривой заводского дисперсионного состава. Уточненный дисперсионный состав представлен на рис. 5.2.32.

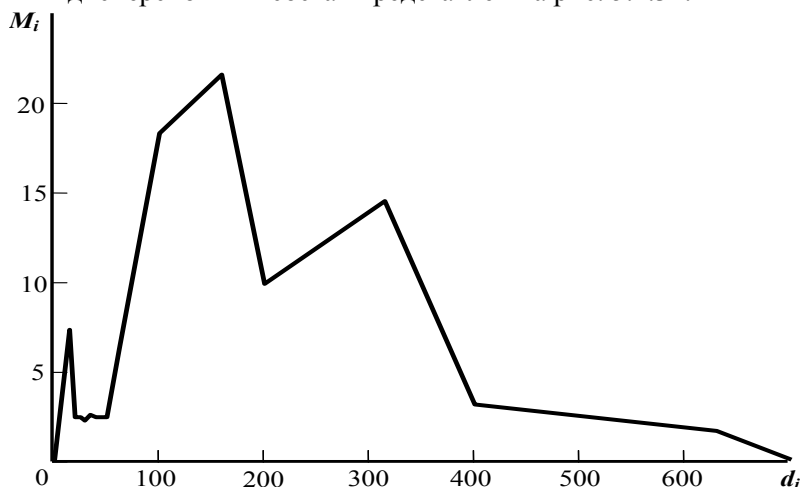


Рис. 5.2.32. Уточненный дисперсионный состав СМС после сушилки.

Для определения эффективности работы выбранных циклонных установок воспользуемся методом Монте-Карло. Алгоритм расчета фракционной степени улавливания частиц представлен на рис. 5.2.33.

В данном алгоритме принято допущение, что если частица во время своего движения внутри циклона касается стенки его корпуса, то она считается уловленной, в противном случае считается, что частица выносится в выхлопную трубу. Для того чтобы реализовать данный алгоритм, необходимо решить систему уравнений (5.2.42) или (5.2.43) численным методом на ЭВМ N раз для n размеров частиц. Получив решения систем уравнений, мы знаем радиус r положения частицы в каждый момент времени τ , что позволяет нам проследить за

движением частицы в течение всего промежутка времени пребывания ее в циклоне. Затем необходимо задать массив вероятностей N^* , считающий уловленные частицы по следующей схеме: $N_i^* = 0$, если $|r| < 1$, $N_i^* = 1$, если $|r| \geq 1$.



Рис. 5.2.33. Алгоритм расчета фракционной степени улавливания.

Суммируя N_i^* для N испытаний частиц определенного размера, можно определить фракционную степень улавливания (вероятность улавливания) $P(d)$ частицы размером d :

$$P(d) = \Sigma N^* / N,$$

где N – число испытаний, N^* – число частиц, достигших стенки циклона.

Расчеты проводятся для n размеров частиц. Полученные результаты оценки фракционной степени улавливания дисперсных частиц в графической форме представлены на рис. 5.2.34 и 5.2.35. Согласно полученным данным наблюдается существенное различие в расчетах по различным моделям: с учетом вторич-

ной циркуляции газа и без ее учета. Модель, учитывающая наличие вторичных вихрей, более точно отражает физические процессы, происходящие в циклонах и достаточно хорошо согласующиеся с экспериментом. Для последующего анализа примем данные о фракционной степени улавливания частиц, рассчитанные по (5.2.43), как более точные.

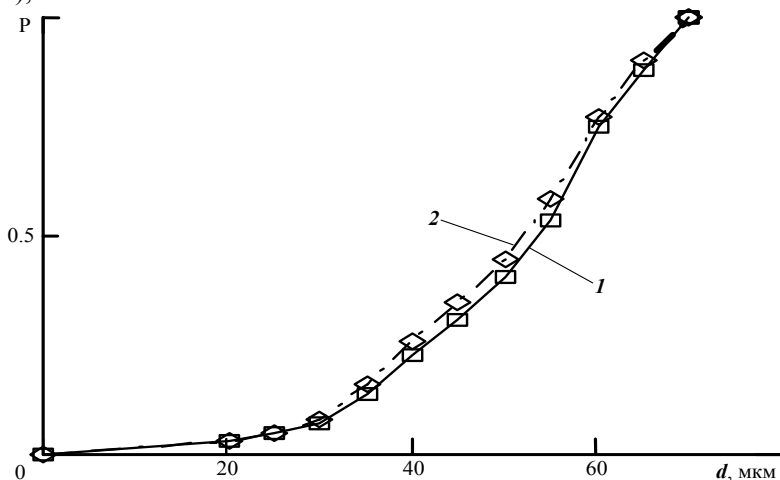


Рис. 5.2.34. Эффективность улавливания частиц в циклоне, $D = 2,4$ м: 1 – с учетом циркуляции газа; 2 – без учета вторичной циркуляции газа.

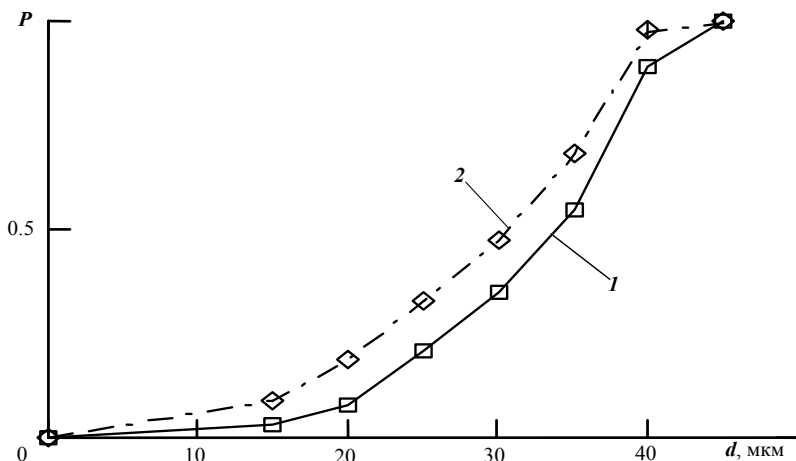


Рис. 5.2.35. Эффективность улавливания частиц в установке из 4 циклонов, $D = 1,2$ м: 1 – с учетом циркуляции газа; 2 – без учета вторичной циркуляции газа.

Эффективность работы циклонной установки для заданных размеров частиц на кривой дисперсионного состава СМС после сушки определим по формуле $E = \sum_{n=16} M_i P(d_i)$, где M_i – массовая доля частиц размера d_i , %. Результаты расчета эффективностей работы циклонных установок приведены в таблице. По-

лученные результаты правильно отражают хорошо известный из практики факт, что при прочих равных условиях эффективность улавливания циклона падает с увеличением его размера.

Циклонная установка	Эффективность, %
1 циклон ЦН-24 с $D = 2,4$ м	78,34
4 циклона ЦН-15 с $D = 1,2$ м	85,64
8 циклонов ЦН-15 с $D = 0,8$ м	88,27

Обоснование выбора циклона на основе его экономической модели.

С увеличением диаметра циклона при постоянной тангенциальной скорости потока центробежная сила, воздействующая на пылевые частицы, уменьшается и эффективность пылеулавливания снижается. Кроме того, установка одного высокопроизводительного циклона вызывает затруднения при его размещении вследствие его большой высоты. В связи с этим в технике пылеулавливания широкое применение нашли групповые циклоны.

В групповых компоновках по нормальям НИИОГАЗ применяются циклоны ЦН-15, а по типовым нормальям, утвержденным Госстроем СССР, – циклоны ЦН-11, установленные попарно с числом циклонов 2–8 или вокруг вертикального подводящего газохода по 4–10 шт.

Групповая компоновка циклонов рассматривается как первая ступень пылеулавливания. Проведем сравнительную оценку количества циклонов в группе в зависимости от ее массы, гидравлического сопротивления и затрат на их производство.

Расчет массы циклонных установок. Выберем производительность циклонной установки $Q = 60\,000\text{ м}^3/\text{ч}$. Выберем среднюю скорость входа воздуха $w_0 = 20\text{ м/с}$. Такую производительность при данной входной скорости могут обеспечить:

- 1 циклон ЦН-24 с $D = 2,4$ м;
- 2 циклона ЦН-15 с $D = 1,6$ м;
- 3 циклона ЦН-15 с $D = 1,4$ м;
- 4 циклона ЦН-15 с $D = 1,2$ м;
- 6 циклонов ЦН-15 с $D = 0,9$ м;
- 8 циклонов ЦН-15 с $D = 0,8$ м.

Выбираем конструктивные размеры циклонных групп согласно нормальям НИИОГАЗ.

Для определения масс выбранных циклонов необходимо знать площади боковых поверхностей элементов конструкции циклонов. Для этого разобьем циклоны на следующие конструктивные элементы: корпус циклона, коническая обечайка, выхлопная труба, направляющая крышка, патрубок, опорный фланец, выхлопной фланец, бункер, улитка, подводная труба.

Масса элементов конструкции определяется по формуле, кг:

$$m_k = \rho_{st} \delta (A_k + A_{kon} + A_{tr} + A_{pat} + A_{fl} + A_b + A_{ul} + A_{pt} + A_{vfl}),$$

где $\rho_{st} = 7800\text{ кг/м}^3$ – плотность стали; $\delta = 4\text{ мм}$ – толщина стенки циклона; A_k , A_{kon} , A_{tr} , A_{pat} , A_{fl} , A_b , A_{ul} , A_{pt} , A_{vfl} – площади боковых поверхностей элементов конструкции циклонов, м^2 .

Масса наплавленного металла равна, кг: $m_{nm} = 0,01m_k$.

Масса неучтенного металла равна, кг: $m_m = 0,05m_k$.

Масса теплоизоляции равна, кг: $m_{ak} = 0,005m_k$.

Масса циклонной установки, кг: $m_c = (m_k + m_{nm} + m_m + m_{ak})n$, где n – число циклонов в циклонной установке.

Графическое представление результатов расчета на ЭВМ (рис. 5.2.36).

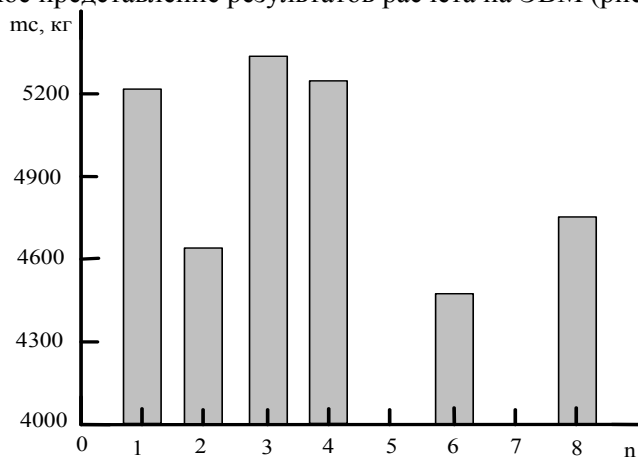


Рис. 5.2.36. Масса циклонных установок.

Расчет гидравлического сопротивления циклонных установок. Гидравлическое сопротивление, определяющее энергетические затраты на транспортировку газа через аппарат, рассчитывается по формуле, Па, $\Delta P = 0,5\xi_c \rho_c w_u^2$, где ξ_c – коэффициент гидравлического сопротивления циклонов; w_u – условная скорость газа в циклоне, м/с; ρ_c – плотность газа при рабочей температуре, кг/м³. Плотность газа при рабочей температуре определяется по уравнению Клайперона, кг/м³, $\rho_c = \rho_g p T_0 / p_0 T$, где $\rho_g = 1,293$ кг/м³ – плотность газа при нормальных условиях, $p = 0,093$ МПа – рабочее давление газа, $T_0 = 20^\circ\text{C}$ – температура соответствующая нормальным условиям, $T = 100^\circ\text{C}$ – рабочая температура, $p_0 = 0,1$ МПа – нормальное давление.

Коэффициент гидравлического сопротивления циклонной установки равен: $\xi_c = K_1 K_2 \xi_0 + K_3$, где K_1 – поправочный коэффициент на влияние диаметра, K_2 – поправочный коэффициент на влияние запыленности газа, K_3 – поправочный коэффициент на влияние компоновки циклонов в группе, ξ_0 – коэффициент сопротивления циклона с $D = 500$ мм. Графическое представление результатов расчета приведено на рис. 5.2.37.

Приведенные затраты на циклонные установки. Затраты на создание некоторого технического объекта подразделяются на капитальные вложения и эксплуатационные расходы.

При полном экономическом расчете объекта в капитальные вложения включаются основные единовременные затраты, из которых складывается балансовая стоимость. Согласно сложившейся практике учета основных фондов, балан-

совая стоимость объекта представляет сумму затрат на изготовление основного оборудования, приобретение комплектующих, строительно-монтажные работы, транспортно-заготовительные и складские расходы.

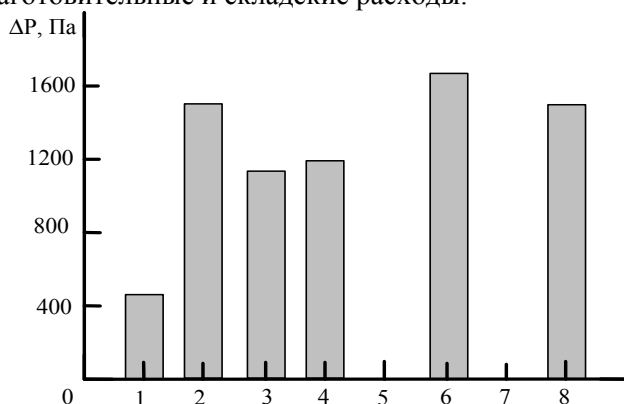


Рис. 5.2.37. Гидравлическое сопротивление циклонных установок.

Норма расхода металла равна, кг: $nor = 1,05 \cdot m_k$.

Затраты на отходы, руб.: $ZATR = nor \cdot C$, где C – цена материалов элементов конструкции, руб./кг.

Вес отходов, кг: $OTX = nor - m_k$.

Цена отходов, руб.: $C_{OTX} = 0,05 \cdot C$.

Затраты на отходы, руб.: $ZATR_{OTX} = C_{OTX} \cdot OTX$.

Затраты на материалы, руб.: $VSEGO = (ZATR - ZATR_{OTX}) \cdot n$.

Затраты на основную и дополнительную зарплату основных рабочих, отчисления на социальное страхование, накладные и внепроизводственные расходы примем равными затратам на материалы, руб.: $RASX = VSEGO$.

Полная себестоимость аппарата равна, руб.: $SEBEST = RASX + VSEGO$.

Планируемый уровень рентабельности, руб.: $RENT = 0,25 \cdot SEBEST$.

Цена аппарата, руб.: $C_{app} = SEBEST + RENT$.

Налог на добавленную стоимость, руб.: $NDS = 0,2 \cdot C_{app}$.

Специальный налог, руб.: $NAL = 0,015 \cdot C_{app}$.

Отпускная цена аппарата, руб.: $OC_{app} = C_{app} + NAL + NDS$.

Капиталовложения в аппарат, с учетом затрат на транспортировку и монтаж, руб.: $K = OC_{app} + 0,08 \cdot C_{app} + 0,05 \cdot C_{app}$.

Для определения эксплуатационные расходы необходимо знать мощность, затрачиваемую на преодоление гидравлического сопротивления циклонной установки, кВт: $N_s = \Delta p Q / \eta_n$, где η_n – КПД насоса.

Эксплуатационные расходы на циклонную установку, руб./год:

$$K_{app} = 29 \cdot N_s + C_{app} \cdot N \cdot 8760 \cdot 0.7.$$

Амортизационные отчисления, руб./год: $A = 0,084 \cdot K$.

Суммарные затраты на циклонную установку, руб.: $ZAT = K + K_{app} + A$.

Графическое представление результатов расчета на ЭВМ показано на рис. 5.2.38.

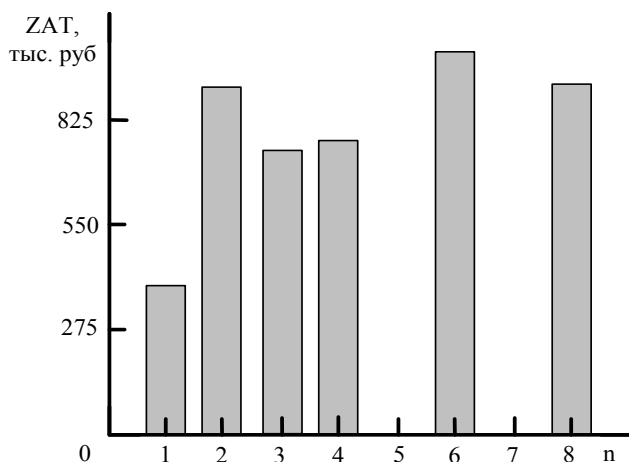


Рис. 5.2.38. Капиталовложения в циклонные установки.

Подведем итоги. Полученные результаты расчетов позволяют сделать вывод, что с экономической точки зрения выгоднее всего является использование одного циклона. Можно использовать циклонные установки, состоящие из 4 и 8 циклонов. Окончательный выбор циклонной установки вытекает из сопоставления приведенных затрат (рис. 5.2.38). Для принятых нами исходных данных, исходя из результатов расчета, необходимо использовать установку, состоящую из 4 циклонов ЦН-15 с $D = 1,2$ м. Эффективность работы данной циклонной установки максимальна и составила 85,64%.

5.3. СКРУБЕРЫ

5.3.1. Возможности повышения эффективности аппаратов для систем газ – жидкость

Способы интенсификации массопереноса в газожидкостных системах. Сущность массопереноса в газожидкостной системе заключается в переносе некоторого количества вещества (дисперсных частиц) из одной фазы в другую. Количество вещества, переданное в единицу времени, определяет скорость массопереноса.

Представление о возможных путях интенсификации массопереноса можно получить из анализа следующего уравнения:

$$dM / d\tau = k \cdot S_F \cdot \Delta C, \quad (5.3.1)$$

где M – количество вещества, переданное из одной фазы в другую; τ – время проведения процесса; k – коэффициент массопередачи; S_F – площадь поверхности контакта фаз; ΔC – движущая сила процесса.

Левая часть данного уравнения выражает скорость массопереноса и ее увеличение может быть достигнуто при увеличении параметров, входящих в правую часть уравнения. Эффективность массопереноса зависит от гидродинамических, геометрических и физико-химических факторов. К физико-химическим

факторам относятся температура, давление, концентрация вещества, а также физические свойства взаимодействующих фаз. Коэффициент массопередачи пропорционален коэффициенту диффузии D в степени от 0,5 до 0,67 и обратно пропорционален вязкости ν в степени от 0,2 до 0,47.

Температура может влиять на коэффициент массопередачи только через изменение физических свойств системы. Увеличение температуры T приводит к увеличению D (пропорционально $T^{1,75}$) и ν (пропорционально $T^{1,5}$).

При большой концентрации компонента в газовой фазе, соизмеримой с концентрацией самой фазы, коэффициент k увеличивается. Для жидкой фазы это не имеет значения.

Для интенсификации массопереноса достаточно подобрать такие физические параметры процесса и свойства обрабатываемых веществ, которые увеличивали бы общий коэффициент массопередачи. В реальных условиях производства физико-химические свойства веществ являются неизменными. Увеличение скорости массообмена возможно лишь за счет гидродинамических или геометрических факторов.

Анализ геометрических факторов с точки зрения возможности интенсификации массопереноса представляет интерес при переходе от лабораторного оборудования к промышленным аппаратам. Коэффициент k несколько уменьшается в сравнении с лабораторным аналогом. Уменьшение коэффициента массопередачи наблюдается при увеличении геометрического размера контактных устройств (например, в насадочных колоннах). Для скрубберов коэффициент k обратно пропорционален высоте абсорбционной зоны в степени от 0,33 до 0,8. С точки зрения геометрических факторов, массоперенос идет интенсивнее в небольших аппаратах с контактными устройствами, имеющими меньшие геометрические параметры.

При проектировании новых типов массообменного оборудования наибольший интерес, с точки зрения интенсификации его работы, представляют гидродинамические факторы. Высокая относительная скорость движения фаз значительно увеличивает коэффициент массопередачи. Причем важным фактором является направление движения фаз. Например, более высокое значение коэффициента k достигается при условии противотока фаз, меньшее – при прямотоке и промежуточное – при перекрестном токе.

Хорошо известно, что массоперенос, протекающий в тонких пленках или мелких каплях, обладает большей интенсивностью. Интенсифицирующее действие заключается в увеличении коэффициента массоотдачи β пропорционально уменьшению толщины пленки δ или диаметра капли

$$\beta = D / \delta \cdot \text{Re}^m \cdot \text{Sc}^p, \quad (5.3.2)$$

где Re , Sc – критерии Рейнольдса и Шмидта соответственно; m , p – коэффициенты, определяемые экспериментальным путем.

Значительно увеличивают скорость массопереноса внешние воздействия на систему, каковыми являются центробежное поле или амплитудные колебания. Для стандартной колонны, помещенной на центрифугу при ускорении в 6g, высота единицы переноса снизилась в 2 раза. Была испытана колонна с вибри-

рующими ситчатыми тарелками. В опытах по абсорбции CO_2 водой при частоте вибрации 37,5–41,7 Гц высота единицы переноса была в 5–6 раз ниже, чем при отсутствии вибрации.

Важным параметром при массопереносе является поверхность контакта между фазами. Согласно (5.3.1), чем больше поверхность, через которую осуществляется перенос массы, тем интенсивнее протекает процесс. На практике увеличение поверхности достигается за счет:

- развитой поверхности контактных элементов (насадочные колонны);
- интенсивных пенных или струйно-капельных режимов работы аппарата (тарельчатые колонны и аппараты с вертикальными контактными решетками);
- установки в аппарате механического перемешивающего устройства, способного диспергировать взаимодействующие фазы.

Последний способ помимо увеличения межфазной поверхности позволяет накладывать на систему центробежное поле, увеличивающее скорость переноса массы.

Еще одним важным фактором, влияющим на скорость массопереноса, является время контакта фаз. Чем меньше время контакта, тем выше коэффициент массопередачи, но меньшее количество вещества переносится из одной фазы в другую. Представляет интерес не столько общее время контакта, сколько время, за которое происходит обновление поверхности массообмена. Скорость переноса вещества в момент образования межфазной поверхности максимальна. Со временем она быстро уменьшается и асимптотически стремится к некоторому постоянному значению. Увеличение интенсивности массопереноса в этом случае может быть достигнуто за счет создания в системе таких условий, при которых межфазная поверхность будет обновляться за сравнительно короткий промежуток времени.

Подведем итоги. Анализ гидродинамических факторов позволяет выявить такие характерные особенности системы, при наличии которых возможна интенсификация массопереноса:

- наличие центробежного поля;
- применение жидкой фазы в виде тонкой пленки и/или мелких капель;
- наличие развитой быстро обновляющейся поверхности контакта фаз;
- высокая относительная скорость движения фаз, контактирующих в условиях противотока или перекрестного тока.

Рациональное использование этих особенностей в массообменной технике позволит создавать высокоэффективные аппараты, обладающие сравнительно малыми габаритами и низким энергопотреблением. В этой связи был предпринят анализ известных конструкций газожидкостных массообменных аппаратов.

5.3.2. Газожидкостные массообменные аппараты

Современные массообменные аппараты, работающие с системами газ – жидкость, можно рассматривать в зависимости от технологического назначения, давления и внутреннего устройства, обеспечивающего контакт между

фазами. По технологическому назначению массообменные аппараты подразделяются на колонны атмосферно-вакуумных установок, термического и каталитического крекингов, вторичной перегонки нефтепродуктов, а также на колонны для ректификации и абсорбции газов, стабилизации легких нефтяных фракций. В зависимости от применяемого давления аппараты подразделяются на вакуумные, атмосферные и работающие под давлением.

В зависимости от внутреннего устройства различают аппараты тарельчатые, насадочные, пленочные и роторные (с вращающимися деталями). Аппараты с тарельчатыми и насадочными контактными элементами ввиду их геометрических особенностей называют колоннами.

Конструкции колонных аппаратов. Тарельчатые и насадочные колонны являются на сегодняшний день наиболее распространенными массообменными аппаратами.

В тарельчатых колоннах контактные элементы выполнены в виде тарелок, обеспечивающих ступенчатое проведение процесса. Газ и жидкость последовательно соприкасаются на отдельных ступенях (тарелках) аппарата. Известно большое количество различных типов тарелок. К основным из них относятся колпачковые с различными типами колпачков, клапанные, жалюзийные, а также сетчатые тарелки и тарелки без переливных устройств (провальные).

В насадочных колоннах в качестве контактного элемента служит загруженная внутрь аппарата насадка, состоящая из твердых тел различной формы. Контакт между жидкостью и газом осуществляется на поверхности контактных элементов. Поэтому важнейшими характеристиками насадки являются удельная поверхность и свободный объем. На сегодняшний день насадку в основном изготавливают из керамических материалов в виде отдельных элементов с большой удельной поверхностью или из тонколистовых материалов в виде пакетов и блоков.

Тарельчатые колонны характеризуются сравнительно высокой эффективностью, но имеют большое гидравлическое сопротивление. Поэтому наиболее распространенные типы этих колонн можно использовать лишь в тех случаях, когда падение давления в аппарате не является решающим фактором. Тарельчатые колонны используются обычно для процессов, проводимых при атмосферном или повышенном давлении или под небольшим вакуумом. Для работы при давлениях менее 0,13 МПа обычные конструкции тарельчатых колонн практически неприменимы.

Насадочные колонны имеют меньшее по сравнению с тарельчатыми колоннами гидравлическое сопротивление, приходящееся на одну теоретическую тарелку, поэтому они вполне пригодны для проведения процессов под вакуумом. Достоинством насадочных колонн является простота конструкции и возможность использования насадки из неметаллических коррозионностойких материалов. Однако эти аппараты мало пригодны при работе с загрязненными жидкостями, а в случае малых количеств орошающей жидкости не дают удовлетворительных результатов, так как при низкой плотности орошения не достигается полная смачиваемость насадки.

Ассортимент процессов, в которых используются колонные аппараты, достаточно велик. Широкое применение колонных аппаратов в химической и смежных с ней отраслях промышленности связано, в первую очередь, с возможностью обработки в них больших объемов материальных потоков. В большинстве случаев колонны имеют широкую область устойчивой работы аппарата и могут работать при значительных колебаниях расхода газовой или жидкой фазы. Это позволяет использовать однотипные устройства в различных технологических линиях.

Основным недостатком колонных аппаратов является их огромная металлоемкость. Так как габариты аппарата зависят от особенностей гидродинамики и массообмена, то в отдельных случаях высота колонн может достигать несколько десятков метров. В большей степени это касается аппаратов, предназначенных для проведения процессов ректификации. Дело в том, что для получения особо чистых фракций в аппарате необходимо обеспечить большое количество ступеней контакта между фазами. Например, для процесса, требующего 20 теоретических тарелок, при использовании аппарата с колпачковыми тарелками, в котором на 1 м высоты приходится 1,34 теоретической тарелки, потребуется высота рабочей части колонны, равная 15 м. Эксплуатация таких аппаратов связана с большими материальными затратами. Ремонт и технический осмотр колонн предполагают проведение высотных работ, требующих дорогостоящего оборудования и специальной подготовки технического персонала.

В ряде случаев для уменьшения высоты колонны используют несколько аппаратов, соединенных последовательно в одну линию. Такой способ, хотя и уменьшает высоту отдельно взятого аппарата, приводит к увеличению производственных площадей и требует дополнительного оборудования и обвязки.

Другой способ уменьшения высоты аппаратов заключается в использовании высокоэффективных контактных устройств, позволяющих увеличить число теоретических тарелок, приходящихся на единицу высоты аппарата.

Дальнейшее сокращение высоты аппаратов возможно при использовании вращающихся контактных устройств. Гидродинамическая обстановка, создаваемая вращающейся насадкой, способствует интенсификации массопереноса, что позволяет создавать аппараты, в которых на 1 м высоты приходится до 10 и более теоретических тарелок. В силу конструктивных особенностей роторные колонны могут применяться только в малотоннажных производствах. В отличие от традиционных колонн такие аппараты более требовательны к перепадам нагрузки по газу или жидкости и имеют менее широкую область устойчивой работы.

Скрубберы. Единой классификации мокрых газоочистных аппаратов до настоящего времени нет. По способу действия они могут быть разделены на следующие группы:

- полые и насадочные газопромыватели (оросительные устройства, промывочные камеры, полые, форсуночные, каскадные и насадочные скрубберы);
- барботажные и пенные аппараты;
- мокрые аппараты ударно-инерционного типа;
- мокрые аппараты центробежного типа.

Наиболее простыми типами мокрых фильтров являются полые промыватели (оросительные устройства; промывные камеры; полые, форсуночные и каскадные скрубберы), принцип действия которых заключается в том, что запыленные газы пропускают через завесу распыляемой, разбрызгиваемой или стекаемой жидкости. При этом частицы пыли захватываются каплями жидкости и осаждаются в промывателе, а очищенные газы удаляются из аппарата. Конструкции газопромывателей отличаются своей простотой и малым гидравлическим сопротивлением (не превышающим $250\text{--}300\text{ Н/м}^2$) и обеспечивают необходимую степень очистки газов только при улавливании частиц размером более $10\text{--}15\text{ мкм}$. Более высокой эффективностью очистки газов обладают насадочные скрубберы, представляющие собой колонны, заполненные беспорядочной или регулярной насадкой.

Широкое распространение насадочные колонны нашли в химической технологии, где применяется большое количество насадок различных видов. Результаты эксплуатации показали, что насадочные колонны с беспорядочной насадкой целесообразно применять только при улавливании хорошо смачивающихся частиц, не забивающих насадки. При улавливании плохо смачивающейся пыли (но не склонной к образованию твердых отложений) могут использоваться аппараты с регулярной насадкой.

Существенным достоинством насадочных скрубберов является возможность совместного проведения пылеулавливания, охлаждения газов и абсорбции. По принципу своего действия скрубберы не могут обеспечить эффективное улавливание частиц размером менее $2\text{--}3\text{ мкм}$.

Практически одинаковой с насадочными скрубберами эффективностью улавливания обладают барботажные и пенные аппараты, принцип действий которых заключается в том, что очищаемый газ проходит через слой гидродинамической пены. Вследствие увеличения поверхности соприкосновения газа с жидкостью улучшается очистка газов от взвешенных частиц.

Наиболее совершенными и детально изученными являются пенные аппараты, в основе которых заложены конструктивные элементы (рис. 5.3.1). Улавливание при пенном режиме взаимодействия газов и жидкости на решетке протекает через ряд последовательных стадий с преобладанием различных механизмов осаждения частиц при каждом из них. Можно выделить следующие стадии улавливания частиц: инерционное осаждение частиц пыли в подрешеточном пространстве; первая стадия улавливания частиц в пенном слое («механизм удара»); вторая стадия улавливания в пенном слое (пенно-турбулентное осаждение частиц на поверхности пыли). При этом создаются условия для эффективного улавливания (до 90%) частиц размером более 3 мкм . Высокодисперсные частицы (менее $1\text{--}2\text{ мкм}$) практически не осаждаются в пенных аппаратах, что объясняется, очевидно, их высоким содержанием в газовых пузырьках, барбатирующихся через слой жидкости и, соответственно, уносимых газовым потоком.

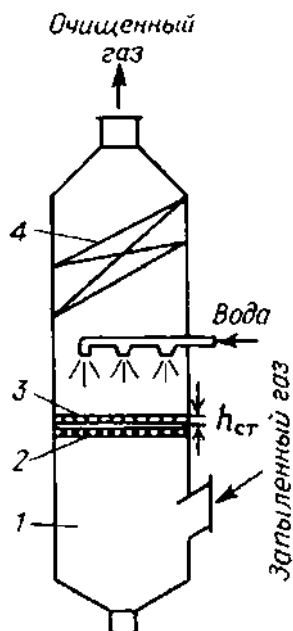


Рис. 5.3.1. Пенный аппарат ПАСС: 1 – камера запыленного воздуха; 2 – решетка; 3 – стабилизатор; 4 – порог; 5 – сливная коробка.

Мокрые газоочистные аппараты ударно-инерционного типа работают по принципу инерционного осаждения частиц во время преодоления очищаемым газом препятствия, смоченного жидкостью, или при резком изменении направления движения газового потока над поверхностью жидкости. Такие аппараты значительно сложнее, чем мокрые фильтры других типов, и имеют большие гидравлические сопротивления (до 2000 Н/м^2). Так как эффективность их работы не превышает эффективности пенных аппаратов, то они не находят широкого применения.

Мокрые газоочистители центробежного типа при конструктивной простоте и небольших габаритах, обладают высокой пропускной способностью по газу и требуют меньших затрат жидкости на очистку. Типичным мокрым центробежным пылеуловителем является циклон с мокрой пленкой, стекающей по внутренней поверхности корпуса (рис. 5.3.2). Орошение внутренних стенок циклона препятствует вторичному уносу осевших на них частиц. Это является основным недостатком сухих циклонов.

К этому же классу аппаратов можно отнести мокрые центробежные скрубберы (рис. 5.3.3). Эффективность их улавливания выше, чем обычных скрубберов за счет увеличения относительной скорости капли и газового потока, которая достигается использованием центробежных сил вращения газового потока. Рекомендуется применять их для очистки газов со сравнительно невысокими концентрациями дисперсных частиц (205 г/м^3).

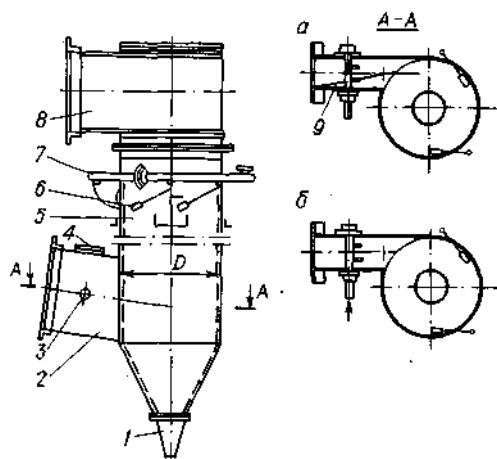


Рис. 5.3.2. Циклон с водяной пленкой типа ЦВП в скоростном (а) и в основном (б) исполнении: 1 – гидрозатвор в виде конического патрубка; 2 – патрубок подвода запыленного газа; 3 – сопла для периодического смыва отложений; 4 – смотровой люк; 5 – цилиндрический корпус; 6 – водоподающие сопла; 7 – кольцевой коллектор; 8 – патрубок отвода очищенного газа; 9 – вставка.

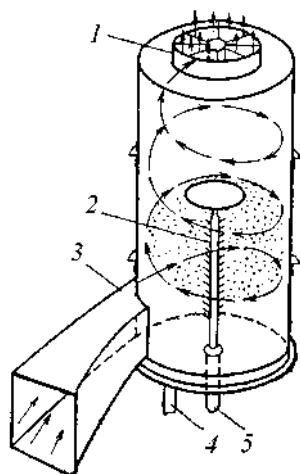


Рис. 5.3.3. Центробежный скруббер:
1 – лопатки для выравнивания потока;
2 – оросительное устройство; 3 – вход газа;
4 – выход шлама; 5 – подача жидкости.

При более высоких концентрациях рекомендуется устанавливать первую ступень очистки в виде сухих циклонов или использовать аппараты, совмещающие в себе принципы сухой и мокрой центробежной очистки. Такое устройство (рис. 5.3.4) состоит из двух концентрических циклонных элементов 1 и 6. В зазоре между ними происходит грубая очистка газа под действием центробежной силы. Крупные частицы, относимые к стенкам циклонного элемента 1, осаждаются в сборнике 3, а газ проходит в камеру мокрой очистки 2, снабженную орошаемыми жидкостью отражательными пластинами 4, на которых осуществляется дальнейшая очистка газа от пыли под действием удара. Осушка

очищенных газов производится в сепараторе 6. Эффективность очистки мокрых центробежных скрубберов достигает 80–90% для частиц размером 2–3 мкм.

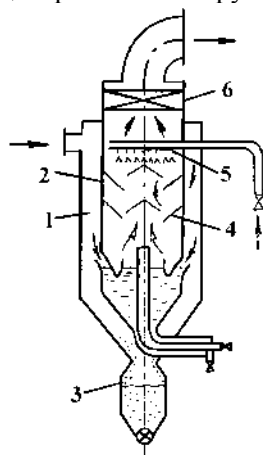


Рис. 5.3.4. Аппарат для сухой и мокрой очистки газов: 1, 6 – циклонные элементы; 2 – камера мокрой очистки; 3 – сборник; 4 – отражательные пластины; 5 – ороситель; 6 – сепаратор.

Наибольшую эффективность улавливания аэрозолей обеспечивают турбулентные газопромыватели. Принцип действия этих аппаратов основан на интенсивном дроблении жидкости газовым потоком, движущимся с высокой скоростью (порядка 100–150 м/с). Осаждению частиц на каплях орошающей жидкости способствует турбулентность газового потока (турбулентная коагуляция) и высокие относительные скорости между улавливаемыми частицами и каплями (кинетическая коагуляция). Наиболее распространенным аппаратом этого типа является скруббер Вентури. Существует большое количество его конструкций, отличающихся в основном способом подвода орошаемой жидкости, конструкциями уловителей капель и геометрическими соотношениями. С точки зрения кинетической коагуляции наибольшая относительная скорость между газом и каплями жидкости и соответственно эффективность осаждения достигается при вводе жидкости непосредственно в горловину трубы Вентури. Для достижения равномерной плотности орошения жидкость целесообразно вводить в конфузор на некотором расстоянии от горловины. При подачи жидкости непосредственно в горловину требуется меньший ее расход по сравнению с подачей в конфузор. Во втором случае та же степень очистки газов достигается при меньшем гидравлическом сопротивлении. Способ подвода жидкости к трубе Вентури не имеет решающего значения для получения необходимой степени очистки. Для улавливания капель используют аппараты центробежного типа, обеспечивающие вращение газового потока за счет тангенциального подвода (рис. 5.3.5) или благодаря розеточному подводу (рис. 5.3.6).

Факторы, определяющие эффективность улавливания частиц в скрубберах Вентури, – это скорость газов в горловине и величины удельного орошения, оптимальное соотношение между которыми специфично для каждой пыли и зависит от ее дисперсного состава. Так, при улавливании частиц размером порядка 0,1 мкм большое значение приобретает продолжительность контакта запыленных газов с поверхностью жидкости. При этом повышение эффективности

может быть достигнуто при снижении скорости газов до 50 м/с и увеличении удельного орошения до 3,5 л/м³. При улавливании частиц размером более 0,1 мкм решающая роль принадлежит инерционным силам и поэтому желательны высокие относительные скорости между газом и жидкостью в горловине (порядка 100–120 м/с). Сравнительный анализ характеристик эксплуатации тканевых фильтров, электрофильтров и турбулентных газопромывателей показывает преимущества мокрых газоочистителей, в частности скрубберов Вентури.

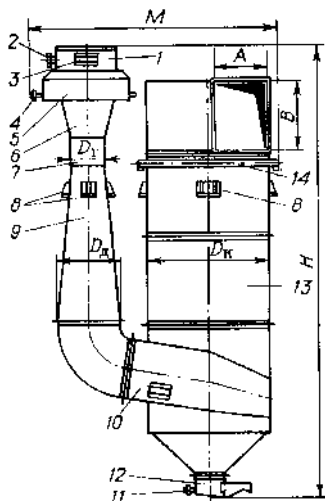


Рис. 5.3.5. Коагуляционный мокрый пылеуловитель КМП Ленпромстройпроекта: 1 – воздухоподводящий патрубок; 2, 4, 11 – штуцеры подачи воды; 3 – смотровое окно; 5 – водяная камера; 6 – конфузор; 7 – горловина; 8 – опоры; 9 – диффузор; 10 – воздухоподводящий патрубок; 12 – гидрозатвор для отвода шлама; 13 – каплеуловитель в виде циклона ЦВП; 14 – кольцевой коллектор.

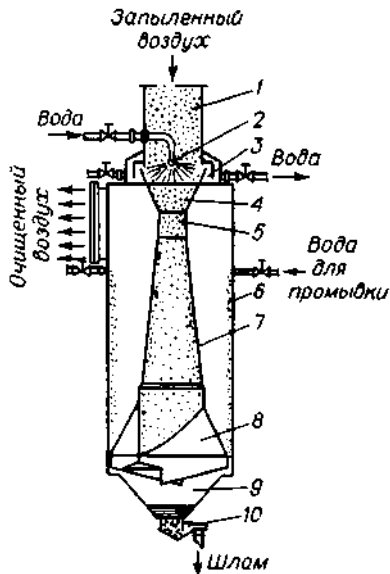


Рис. 5.3.6. Пылеуловитель КЦМП Ленпромстройпроекта: 1 – патрубок подвода воздуха; 2 – сопло; 3 – водяная камера; 4 – конфузор; 5 – горловина; 6 – корпус; 7 – диффузор; 8 – завихритель; 9 – поддон; 10 – затвор.

Эффективность улавливания скруббера Вентури типа Пиэ – Антони (рис. 5.3.7) достигает 95% для частиц размером более 0,4 мкм (опыты проводились на кварцевой пыли). Основными недостатками скрубберов Вентури являются высокие гидравлические потери (5000–25000 Н/м²) и значительные расходы орошающей жидкости. Однако, благодаря весьма высокой эффективности

улавливания аэрозолей (не уступающей высокоэффективным тканевым фильтрам и электрофильтрам), большой пропускной способности, простоте конструкций и малым габаритам они находят широкое применение.

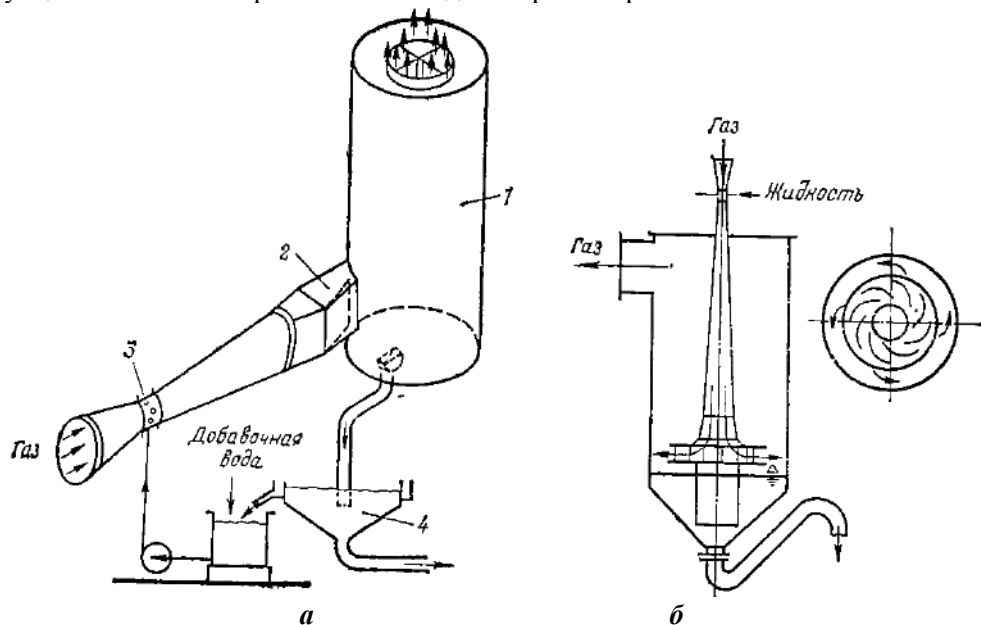


Рис. 5.3.7 Скруббер типа Пиза – Антони с тангенциальным впуском воды в сепарационную камеру (а) и вводом турбинного типа (б): 1 – сепаратор; 2 – гаситель вращения; 3 – отверстия для ввода воды; 4 – бак-отстойник.

Несмотря на большое количество работ, посвященных исследованию улавливания в скрубберах Вентури, к настоящему времени отсутствует единая точка зрения относительно механизмов, определяющих интенсивность протекания процесса, т. е. преобладания инерционного, диффузионного осаждения или за счет увеличения размеров аэрозольных частиц при конденсации на них паров жидкости как на ядрах конденсации. Высокая эффективность улавливания высокодисперсных аэрозолей обусловлена в основном конденсационным утяжелением частиц. Действительно, при орошении газов в скрубберах Вентури происходит их охлаждение и насыщение парами жидкости, что обычно сопровождается конденсацией паров на частицах как на ядрах конденсации. Способствует объемной конденсации и расширение газового потока в диффузоре трубы Вентури. Увеличение парциального давления паров и, соответственно, степени пересыщения, которая может достигать критического значения для частиц определенного размера, приводит к конденсации паров на поверхности частиц – увеличению их размеров и повышению эффективности осаждения. Вследствие конденсационного увеличения размеров частиц обеспечивается сравнительно высокая степень их улавливания в скрубберах Вентури. Повышение их эффективности при увеличении скорости газов в горловине трубы Вентури вызвано не только интенсификацией инерционного механизма осаждения, но и увеличе-

нием степени расширения газов в диффузоре, что интенсифицирует конденсацию.

Использование эффекта конденсации позволяет снизить энергозатраты на очистку и обеспечить требуемую эффективность улавливания субмикронных частиц со средним размером 0,4 мкм.

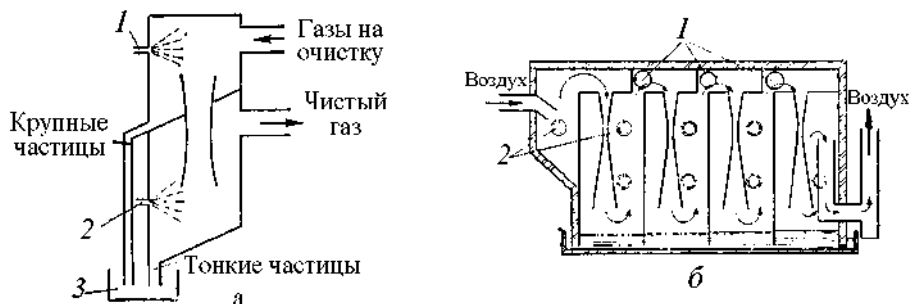


Рис. 5.3.8. Конденсационный скруббер с трубами Вентури.

а – схема отдельной ступени: 1 – впрыск жидкости тонкого распыления, 2 – впрыск жидкости крупного распыления, 3 – бак-отстойник; **б** – схема четырехступенчатого экспериментального пылеуловителя «Соливор»: 1 – выходы ступеней, 2 – разбрызгивающие устройства (0,40 л/с при 47 кПа).

Примером устройства для мокрого пылеулавливания, использующего эффект конденсации, может служить аппарат, который состоит из четырех ступеней скрубберов Вентури (рис. 5.3.8). Запыленный газовый поток поступает в верхнюю часть камеры, где происходит его насыщение благодаря орошению тонко распыленной жидкостью. Одновременно происходит осаждение крупных частиц пыли. Затем насыщенные газы поступают в трубу Вентури, в конфузоре которой в результате падения давления происходит испарение крупных неиспарившихся ранее капель. В диффузоре трубы Вентури давление снова возрастает и происходит конденсация водяных паров на частицах пыли. Частицы быстро укрупняются и осаждаются с помощью грубо распыленной воды. Частицы со средним диаметром 0,3 мкм улавливаются в подобном аппарате на 99,9%.

Подведем итоги. Основной недостаток скрубберов – это их низкая абсорбционная способность. Поэтому рассмотрим конструкции массообменных аппаратов, которые способны одинаково эффективно очищать газовые выбросы как от дисперсных частиц, так и от вредных примесей.

5.4. КОНДЕНСАЦИОННОЕ УЛАВЛИВАНИЕ АЭРОЗОЛЕЙ

5.4.1. Особенности аппаратного оформления

Известно достаточно немного устройств, в которых реализуется способ конденсационного улавливания. В устройстве (рис. 5.4.1) реализуется способ мокрой очистки газов с использованием эффекта конденсации, заключающийся в

подаче орошающей жидкости в диффузор трубы Вентури, что способствует направленной конденсации паров на частицах. Насыщение газового потока осуществляется распылением горячей воды форсунками в горловине трубы Вентури, что должно способствовать более равномерному насыщению газового потока парами. Конденсация паров на частицах происходит при диффузионном расширении и в результате подачи холодной воды, распыляемой навстречу потоку. Исследования показали весьма высокую (99%) эффективность улавливания высокодисперсных аэрозолей (с частицами размером менее 1 мкм), достигаемую при работе в режиме конденсации. При работе аппарата без использования эффекта конденсации (просто, как промывателя) эффективность при прочих постоянных условиях составляла 50%.

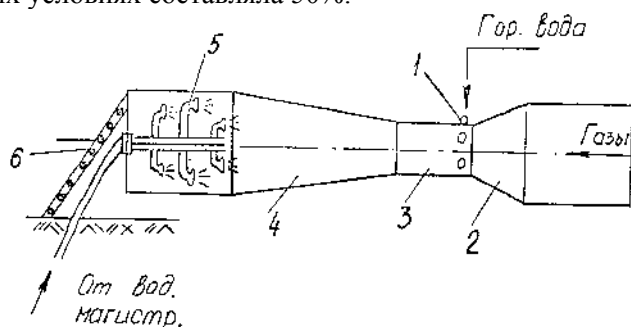


Рис. 5.4.1. Конденсационный газоочиститель:

1 – форсунки для подачи горячей воды; 2 – конфузор; 3 – горловина; 4 – диффузор; 5 – форсунки для подачи холодной воды; 6 – отстойник.

Общими значительными недостатками устройств, совмещающих принципы инерционного осаждения и конденсационного улавливания частиц, являются высокие расходы жидкости. Связано это с тем, что насыщение газов парами жидкости осуществляется в результате распыления жидкостей. Для получения высокой эффективности улавливания необходимо очень тонкое распыление жидкости.

Наличие в насыщенном газовом потоке большого количества капель орошающей жидкости приводит к конденсации паров на частицах. В результате этого значительно уменьшается конденсационный рост аэрозольных частиц, что приводит к снижению эффективности их улавливания.

Можно проводить конденсацию путем смешения холодных газов с паром (рис. 5.4.2). На практике это может быть достигнуто следующими способами:

- смешение двух насыщенных газов (один из них обычно пар);
- быстрым охлаждением предварительно насыщенных газов;
- пропускание пара совместно с очищаемым газом через сужающее и расширяющееся сопло типа трубы Вентури.

Последний способ обеспечивает достаточно высокую эффективность улавливания частиц размером менее 1 мкм.

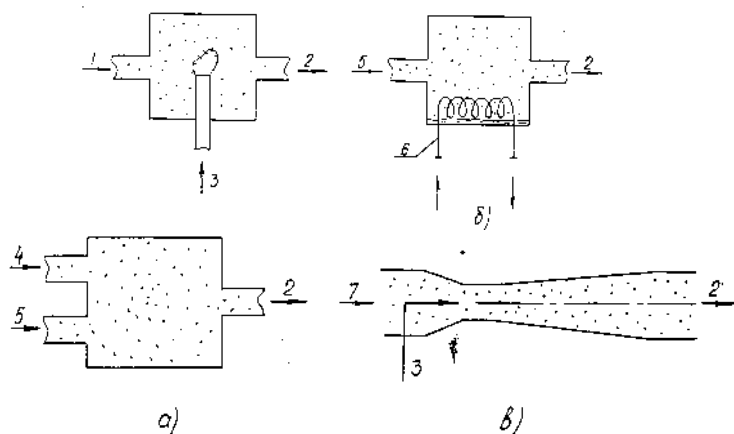


Рис. 5.4.2. Схемы основных способов конденсации взвешенных частиц:
а – смешение насыщенных газов; **б** – использование охлаждающей жидкости; **в** – адиабатическое охлаждение; **1** – запыленный газ; **2, 5** – газ, несущий аэрозоль; **3** – пар; **4** – холодный запыленный насыщенный газ; **б** – охлаждающий змеевик; **7** – запыленный газ под высоким давлением.

Указанные способы были использованы при разработке устройств для отбора радиоактивных аэрозолей из атмосферы (рис. 5.4.3).

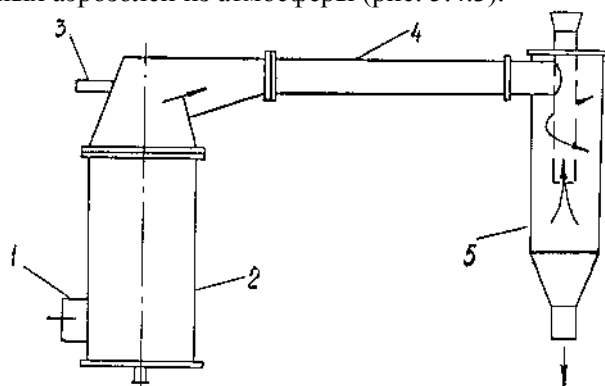


Рис. 5.4.3. Схема устройства очистки газов при смешении пара и газа:
1 – вход запыленного газа; **2** – теплообменник; **3** – сопло для подачи пара; **4** – смеситель; **5** – центробежный осадитель.

Эффективность плотного бумажного фильтра, через который затем прогонялся воздух, зависела от расхода пара и составила 73–100%. Исследования показали определенные недостатки методов проведения конденсации паров в результате смешения газов с разной температурой и на охлаждаемой поверхности, основным из которых является неравномерность проведения процесса по объему аппарата, что приводит к снижению эффективности улавливания высокодисперсных частиц. Наиболее эффективно работают последовательно сужающие и расширяющие поток сопла, так как обеспечивают достаточно равномер-

ное проведение процесса объемной конденсации при адиабатическом расширении газа и пара в диффузоре.

Смешение и конденсация осуществляется в камере смешения при инжектировании паром очищаемого газа. Эффективность улавливания частиц размером 0,3–5 мкм составляет 99,99%.

Такое решение нельзя признать экономичным, так как пар используется в качестве рабочего потока, что приводит к его большим расходам. Учитывая, что коэффициент инжекции пароструйных аппаратов лежит в пределах 20–30, получается, что на 1 кг очищаемого газа необходимо затратить 20–30 кг пара.

Известна более экономичная схема, где очищаемый газ насыщается парами жидкости в насадочной колонне, а затем смешивается с холодным газом, в результате чего осуществляется конденсационное улавливание аэрозольных частиц. Осаждение проводится в скруббере Вентури. К сожалению, данные по эффективности работы такого устройства отсутствуют. Существуют и другие аппаратные оформления конденсационного пылеулавливания (рис. 5.4.4). Причем, если раньше конденсационный метод использовался для тонкой очистки небольших количеств газа от высокодисперсных частиц, то в настоящее время намечается тенденция создания улавливающих аппаратов большой пропускной способности, что объясняется возрастающими требованиями к качеству очистки газов и контролю окружающей среды.

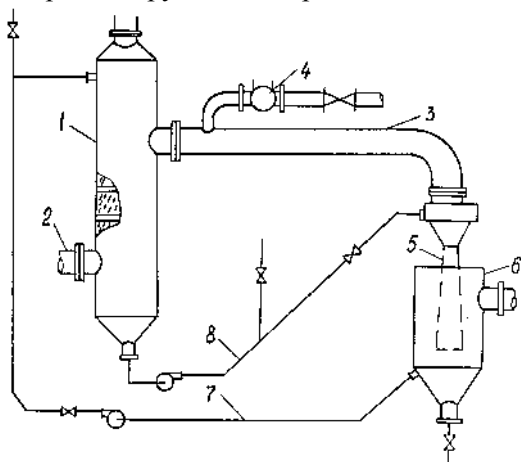


Рис. 5.4.4. Схема конденсационного пылеуловителя: 1 – насадочная колонна; 2 – вход газа; 3 – смеситель; 4 – подача холодного воздуха; 5 – труба Вентури; 6 – сборник; 7 – вода для повторного использования; 8 – вода для распыления.

При очистке влажных газов с относительно невысокой концентрацией дисперсной фазы преимущество конденсационного метода заключается в возможности достижения близкой к 100% эффективности улавливания высокодисперсных частиц.

В качестве улавливающих устройств могут использоваться аппараты циклонного типа. Принципиальная схема ХТА для конденсационного улавлива-

ния аэрозолей представлена на рис. 5.4.5. Устройство состоит из цилиндрической камеры смешения 1 с соплом для подачи пара 2, диффузора 3 и улавливающего устройства, выполненного в виде циклона с охлаждаемым корпусом 4 и обогреваемого выхлопного патрубка 5. Может использоваться и обычный циклон, а также циклон с дополнительной подачей чистого газа.

Газовый поток, содержащий частицы аэрозоля, насыщается в цилиндрической камере смешения парами жидкостей. При смешивании из-за различия температур между газом и паром происходит объемная конденсация паров. В диффузоре при расширении парогазовая смесь перенасыщается, что обеспечивает дальнейшую конденсацию паров на аэрозольных частицах. В циклоне за счет различия температур между охлаждаемой обечайкой и обогреваемым выхлопным патрубком, а также вихревого движения потока, создаются высокие степени пересыщения. Это обеспечивает интенсивную конденсацию пара на аэрозольных частицах, которые по мере увеличения в размерах осаждаются под действием центробежной силы. Очищенный газ выходит через выхлопной патрубок, а конденсат с аэрозольными частицами стекает в сборник.

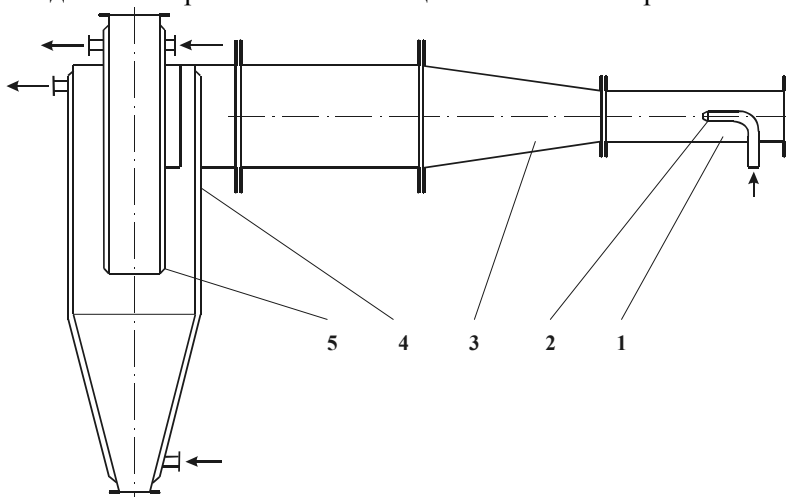


Рис. 5.4.5. Принципиальная схема устройства для улавливания аэрозольных частиц: 1 – камера смешения; 2 – сопло для подачи пара; 3 – диффузор; 4 – корпус циклона с рубашкой охлаждения; 5 – выхлопной патрубок с рубашкой обогрева.

Широкое внедрение данного способа сдерживается недостаточной изученностью процессов, обеспечивающих равномерное и однородное конденсационное увеличение размеров частиц и, соответственно, повышение эффективности их улавливания, что затрудняет разработку простых и экономичных аппаратов для тонкой очистки.

Подведем итоги. Преимущество конденсационного метода (особенно для очистки влажных газов при относительно невысоких концентрациях дисперсной фазы) заключается в возможности достижения близкой к 100% эффективности улавливания высокодисперсных частиц. В качестве улавливающих устройств

могут использоваться простые и широко применяемые аппараты циклонного типа. Возможность автоматизации управления ХТА конденсационного пылеулавливания делает их незаменимыми при работе в условиях промышленного производства, когда могут непрерывно меняться концентрация и расход аэрозольных частиц на входе в аппарат.

5.4.2. Системный анализ при создании ХТА конденсационного улавливания аэрозолей

Рассмотрим совокупности физико-химических эффектов и явлений, имеющих место в процессе взаимодействия ансамбля дисперсных частиц со сплошной фазой при наличии внешних воздействий, т. е. поведение некоторой дисперсной системы.

Согласно общим принципам системного анализа, можно выделить четыре ступени иерархии этих эффектов. Для ХТА конденсационного улавливания пыли это функционально-структурные единицы, элементарные процессы, явления переноса, свойства обрабатываемой среды.

Приведенные понятия объединяются в рамках функционально-структурной схемы, т. е. технической системы, которая описывает структуру ХТА и функциональное назначение отдельных его элементов. Непосредственно анализ функционально-структурной схемы выходит за рамки первых четырех ступеней иерархии и предполагает комплексный технологический расчет и моделирование работы ХТА, соответственно пятой и шестой ступеней иерархии.

В настоящее время, следуя высказываниям академика В.В. Кафарова, впервые удалось перекинуть мост между физическим и математическим моделированием. Эта возможность как раз и связана с использованием иерархической структуры модели ХТА, которая предполагает выделение в нем областей с различными характерными пространственно-временными масштабами. При этом исходят из физического принципа слабого взаимодействия масштабов различного уровня. На его основе формулируется математическое допущение о возможности параметрического описания возмущающего воздействия областей друг на друга и масштабов ХТА в целом. Структура математического описания каждой области строится на основании ее независимого физического моделирования с учетом обобщенных кинетических зависимостей предыдущего уровня. Расчет основных технологических параметров, учитывающий взаимодействие между областями с различными характерными пространственно-временными масштабами, осуществляется, исходя из удовлетворения законов сохранения массы, импульса и энергии для всего ХТА в целом.

Остановимся более подробно на взаимосвязи физического и математического моделирования. В основу физического моделирования необходимо заложить параметры, являющиеся общими для областей с различными пространственно-временными масштабами. В то же время выбранные параметры должны просто интерпретироваться в математической модели. Как правило, в моделировании используют фундаментальные числа (критерии) подобия (критерии Рейнольдса,

Прандтля, Фруда и т. д.). Указанные критерии в общем случае необходимо определять для каждого пространственно-временного масштаба. Поэтому представляется целесообразным наряду с критериями подобия использовать еще и параметр, характеризующий энергетическое воздействие на среду в процессе ее обработки. В качестве этого параметра можно принять скорость диссипации энергии в единице массы среды. Как будет показано далее, значение скорости диссипации энергии сохраняется постоянным в рамках первых четырех ступеней иерархии ХТА.

Согласно структуре математической модели, выделяются четыре пространственно-временных масштаба моделирования: на атомно-молекулярном уровне; на уровне надмолекулярных образований, на микроуровне, на макроуровне. Возможно также моделирование на метакровне, когда не имеется ярко выраженного пространственно-временного масштаба.

Практика показала, что математическое описание, прежде всего, должно быть достаточно простым и понятным, основываться на ясных физических предпосылках. Поэтому информацию, поступающую с нижних уровней, необходимо максимально *сжать* и подать на верхнюю ступень в простой и компактной форме, основанной на физических представлениях. Сжатие информации достигается посредством ее обобщения и представления в форме, удобной для использования при расчетах на ЭВМ.

Первая ступень иерархии характеризуется физико-химическим взаимодействием атомов, молекул, ионов и относится к моделированию на атомно-молекулярном уровне. Именно эти взаимодействия и определяют физико-химические свойства обрабатываемой среды. Конденсационное пылеулавливание протекает в дисперсных системах газ – дисперсная частица. В качестве обрабатываемой среды выступает газ, насыщенный парами жидкости, и представляет собой однородную смесь переменного состава. Относительное содержание пара характеризуется его концентрацией или парциальным давлением.

В рамках первой ступени иерархии смысловой части модели можно рассматривать свойства обрабатываемой среды в стабильном и пересыщенном состоянии:

- в стабильном состоянии – физико-химические свойства и фазовые равновесия в газах;
- в пересыщенном состоянии – инкубационный период, однородное и гетерогенное зародышеобразование.

На второй ступени иерархии рассматриваются явления переноса как в обрабатываемой среде, так и в элементах конструкций и вспомогательных средах (теплоносителя, хладагента и т. д.). Для описания основ физико-химического механизма переноса некоторой субстанции (массы, энергии, количества движения) в пределах одной из фаз с учетом геометрических особенностей элементов конструкции используется понятие *явление переноса*.

При проведении технологических операций обработки дисперсных систем газ – дисперсная частица (твердое тело или капля) имеют место явления переноса количества движения, энергии и массы:

- перенос количества движения на границе раздела фаз, при взаимодействии сплошной среды и элементов конструкций, сплошной среды и дисперсной частицы;
- перенос энергии в элементах конструкции, обрабатываемой среде, дисперсной частице и на границе раздела фаз;
- перенос массы в сплошной среде, дисперсной частице и на границе раздела фаз.

Здесь следует выделить три возможных группы явлений переноса. К первой группе можно отнести явления переноса, имеющие место при взаимодействии обрабатываемой среды с элементами конструкции и дисперсной частицы. Они достаточно хорошо изучены и предполагают определение коэффициентов тепло- и массоотдачи, трения (сопротивления).

Расчет распределения физических параметров состояния в пределах элементов конструкций или отдельной дисперсной частицы можно отнести к рассмотрению второй группы явлений переноса. На основе данных расчетов проводится оценка частных коэффициентов тепло- и массоотдачи от твердого тела к границе раздела фаз.

В третью группу необходимо выделить явления переноса, имеющие место непосредственно на границе раздела фаз и связанные с физико-химическим взаимодействием твердой кристаллической или жидкой поверхности и газа. В первую очередь речь идет о расчетах скорости конденсации исходя из физико-химических параметров состояния фаз на границе их раздела.

Перечисленные группы явлений переноса очень тесно связаны между собой. Их раздельное рассмотрение имеет, как правило, чисто теоретическое значение. Применяемые при их анализе зависимости предназначены для расчета коэффициентов пропорциональности, устанавливающих взаимосвязь между скоростью переноса некоторой субстанции, с одной стороны, и физико-химическими параметрами состояния среды, с другой стороны. С целью достижения большей общности зависимости представляются в безразмерном виде.

К третьей ступени иерархии можно отнести элементарные процессы, имеющие место на микроуровне при взаимодействии дисперсной частицы со сплошной фазой. Элементарный процесс для дисперсной частицы на третьем уровне ступени иерархии это, прежде всего, массоперенос, теплообмен, скорость относительного движения фаз, рост дробления дисперсной частицы.

Следствием взаимодействия частицы со сплошной фазой являются процессы переноса массы, энергии импульса через границу раздела фаз. Направление процесса переноса и его интенсивность определяются различием химических потенциалов вещества в несущей фазе и частице, концентрации, температуры и скорости. Неравновесное состояние дисперсной системы и обуславливает совокупность явлений, составляющих механизм межфазного переноса при конденсации или испарении.

Потоки массы и энергии обуславливают изменение физических и термодинамических характеристик фаз: вязкости, плотности, теплоемкости, энтальпии. Изменение физико-химических характеристик фаз оказывает влияние на сте-

пень удаления гетерогенной системы от равновесия. С учетом кинетических особенностей фазового перехода при конденсации на границе раздела фаз устанавливается некоторая скорость роста или испарения дисперсной частицы.

Перенос массы и энергии через границу раздела фаз приводит к изменению поверхностной энергии дисперсной частицы. Поток импульса через границу раздела фаз в каждой точке поверхности дисперсной частицы является векторной суммой двух составляющих потока импульса сил, нормальных к поверхности раздела, и потока импульса сил, касательных к поверхности. Имеющиеся в потоке турбулентные вихри в отдельных точках межфазной поверхности приводят к ее деформации настолько, что граница раздела разрывается и частица дробится на более мелкие.

На данной ступени иерархии представляется возможным обобщить результаты исследований в виде зависимостей для расчета:

- скорости свободного осаждения одиночной дисперсной частицы;
- коэффициентов тепло- и массоотдачи для дисперсной частицы;
- скорости конденсации и испарения дисперсной частицы;
- скорости механического дробления дисперсной частицы;
- скорости коагуляции частиц различных размеров.

Перечисленные зависимости имеют законченный аналитический вид и устанавливают связь между процессами на микроуровне (на уровне одиночной частицы) и состоянием обрабатываемой среды на макроуровне.

К третьей ступени иерархии также относится перенос некоторой субстанции между обрабатываемыми средами в пределах элемента конструкции с учетом его конструктивных особенностей. При конденсационном пылеулавливании имеют место элементарные процессы переноса массы, количества движения обрабатываемой среды, энергии (теплоты) и механического взаимодействия между обрабатываемым материалом и рабочими органами.

Каждый из элементарных процессов характеризуется набором геометрических, структурных и кинетических параметров. Кинетические параметры – это частные коэффициенты обмена, полученные при рассмотрении явлений переноса на второй ступени иерархии. Структурные параметры зависят от параметров состояния обрабатываемых сред и характера их движения (прямоток, противоток и т. д.). Геометрические параметры характеризуют особенности элемента конструкции или дисперсной частицы, участвующих в элементарном процессе.

На четвертой ступени иерархии должна изучаться функционально-структурная единица (ФСЕ) – макроуровень. Под ФСЕ понимается элемент конструкции с протекающими в нем элементарными процессами, рассматриваемыми во всем многообразии.

Анализ технологических особенностей работы аппаратов различного назначения показывает, что, несмотря на разнообразие их конструкций, они состоят в основном из одних и тех же ФСЕ, имеющих одинаковое функциональное назначение, но отличающихся конструктивным исполнением. Кроме того, не в каждой конструкции аппарата присутствуют все ФСЕ.

Расчленение аппарата на составные части позволяет выявить функциональную взаимосвязь между отдельными элементами конструкции и облегчить составление математического описания закономерностей его работы. Отдельные элементы конструкции могут принадлежать различным ФСЕ, что необходимо учитывать при окончательной компоновке ХТА.

В результате анализа конструктивных схем ХТА конденсационного пылеулавливания можно выделить следующие типы функционально-структурных единиц: теплообмена – ФСЕ₁, подвода энергии – ФСЕ₂, разделения – ФСЕ₃, смешения – ФСЕ₄, создания пересыщения – ФСЕ₅, каждая из которых может отличаться конструктивным исполнением. Возможна следующая классификация функционально-структурных единиц по их конструктивным особенностям:

- в качестве ФСЕ₁ может использоваться рубашка;
- в качестве ФСЕ₂ – газодувка, вентилятор, компрессор или инжектор;
- в качестве ФСЕ₃ – циклон, инерционный сепаратор, фильтр;
- в качестве ФСЕ₄ – смесительная камера, статический смеситель;
- в качестве ФСЕ₅ – диффузор, детандер или холодильник.

Выделение типа ФСЕ должно проводиться согласно функционально-технологическому назначению. Имеющиеся различия в конструктивном оформлении ФСЕ и принципах работы нашли отражение при их классификации внутри соответствующего типа.

Структура модели на четвертой ступени иерархии может быть представлена в виде пяти составляющих: физические параметры, конструктивные параметры, технологические параметры, перенос в дисперсной системе, баланс числа частиц. Каждая из них включает в себя:

- физические параметры – состояние (пересыщение) и свойства среды;
- конструктивные параметры – структурные (прямоточное движение фаз) и геометрические (конструктивные размеры);
- технологические параметры – степень улавливания, величина теплового потока, производительность;
- перенос в дисперсной системе импульса, энергии, массы (броуновское движение);
- баланс числа частиц по размерам, скоростям и времени пребывания (кинетика коагуляции).

В приведенной структуре можно выделить два основных направления исследований: автоматизацию расчетов и моделирование процессов переноса. Оба направления между собой взаимосвязаны. В результате исследований переноса импульса, массы и энергии на макроуровне могут быть получены аналитические зависимости, которые представляют основу методики расчета функционально-структурных единиц.

Функционально-структурная схема. Рассмотрение двух последующих ступеней иерархии базируется на понятии функционально-структурной схемы ХТА. Основным элементом такой схемы является ФСЕ. Отличие ФСЕ от агрегата в целом состоит в том, что она предназначена для выполнения одного из воздействий на обрабатываемую среду, необходимых для реализации технологической операции улавливания дисперсных частиц. Поэтому функционально-структурную еди-

ницу можно понимать как некоторую функциональную единицу ХТА. С другой стороны, для того чтобы реализовать технологическую операцию в целом, между отдельными ФСЕ должен осуществляться обмен количеством движения, энергией, массой, т. е. они должны образовывать некоторую структуру. Отсюда становится ясным введение понятия *функционально-структурная схема*.

Согласно функционально-структурной схеме ХТА связь между физическими параметрами отдельных ФСЕ устанавливается посредством уравнений теплового и материального балансов. В связи с этим в качестве промежуточного объекта проектирования выступают отдельные ФСЕ, для которых и записываются основные уравнения модели. Увязка данных уравнений в общую модель, записанную для ХТА в целом, осуществляется за счет уравнений баланса. Окончательная компоновка ХТА с учетом рассчитанных геометрических параметров и конструктивных особенностей отдельных ФСЕ проводится с использованием конструктивной схемы аппарата.

При разработке методики инженерного технологического расчета ХТА (пятая ступень иерархии) объектом исследования является совокупность физико-химических явлений, имеющих место при конденсационном пылеулавливании. Выполнение любой технологической операции сопровождается проведением нескольких элементарных процессов, для осуществления которых необходимо использовать определенные конструктивные элементы.

Практическая реализация технологических расчетов предполагает объединение элементарных процессов и элементов конструкции в рамках различных ФСЕ. Дальнейшим логическим развитием данного подхода является составление функционально-структурной схемы аппарата, отражающей связь между отдельными ФСЕ. Схема строится с учетом только возможного функционального взаимодействия между отдельными ФСЕ и их конструктивных особенностей, указываются входные и выходные потоки. Однозначность построения схемы предполагает установление однозначной взаимосвязи между технологическими особенностями работы аппарата и техническими средствами, с помощью которых они реализуются. На стадии построения схемы может решаться задача как синтеза новой конструкции ХТА согласно его функциональному назначению, так и создания методики расчета ХТА согласно его конструктивной схеме. В последнем случае одной схемы недостаточно.

Решение данной задачи осуществляется путем уточнения возможных связей между отдельными ФСЕ: за счет направленного движения обрабатываемой среды (конвективный перенос между ФСЕ); благодаря непосредственному подводу механической энергии к обрабатываемой среде; через общую теплообменную поверхность (кондуктивный перенос).

На рис. 5.4.6 представлены примеры возможных схем ХТА.

Эти схемы были использованы в дальнейшем. Например, схема (рис. 5.4.6, а) была использована для очистки выхлопных газов дизелей, схема (рис. 5.4.6, в) применялась для отбора проб из атмосферы. Схема (рис. 5.4.6, г) использовалась при очистке отходящих газов в производстве ферментов, по схеме (рис. 5.4.6, д) была разработана установка декарбонизации цементного клинкера.

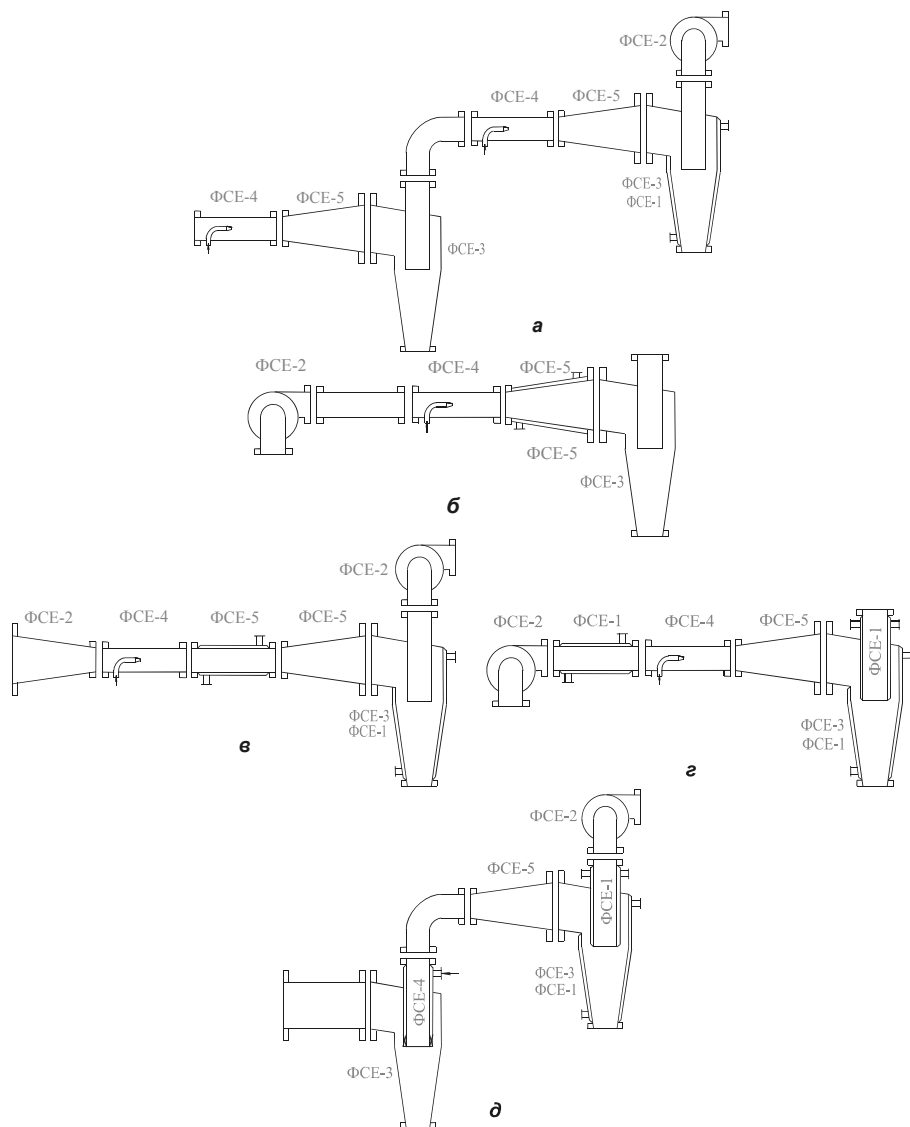


Рис. 5.4.6. Примеры агрегатов конденсационного улавливания аэрозолей.

От структурной схемы можно перейти к построению потоковых графов для ХТА. В качестве вершин потокового графа выступают отдельные ФСЕ. Дуги отражают направление и величину потоков с учетом их внешних источников. Дугам присвоены веса, характеризующие основные технологические параметры соответствующих потоков. Для замыкания графа вводится нулевая вершина, играющая роль внешнего источника или стока вещества, энергии, количества движения. Исходя из потоковых графов, строятся уравнения баланса как для аппарата в целом, так и для каждой из ФСЕ. Для последних могут быть определены параметры состояния обрабатываемых сред и значения входных и выходных потоков. Требование оптимальности, предъявляемое к величинам внутренних и

внешних потоков, приводит к необходимости оптимизации структуры ХТА. Такая оптимизация должна обеспечить получение максимальной степени улавливания дисперсных частиц, и ее осуществление возможно только с учетом особенностей процессов, протекающих в отдельных ФСЕ. Дальнейшая детализация структуры потоков в отдельных ФСЕ предполагает указание типов протекающих в ней элементарных процессов и задания для них структурных параметров.

При выполнении комплексного технологического расчета ХТА необходимо учитывать технологические, физические, конструктивные и функционально-структурные параметры. В результате построения математического описания устанавливается взаимосвязь между основными группами параметров, характеризующих ХТА в целом.

Технологические параметры можно объединить в две группы: 1) параметры, позволяющие оценить затраты энергии и вспомогательных материалов при эксплуатации ХТА; 2) параметры, отражающие эффективность работы устройства, т. е. степень улавливания дисперсных частиц, и выступающие в качестве ограничений (допустимый уровень дисперсных частиц в воздухе).

Физические параметры состояния для ХТА являются заданными из расчета технологической схемы. Структурные и конструктивные параметры определяются при декомпозиции ХТА на отдельные ФСЕ и принадлежащие им элементы конструкции. Геометрические параметры так же, как и в случае ФСЕ, являются обобщенными характеристиками, учитывающими геометрические особенности ХТА. Функционально-структурные параметры необходимы для описания технологических особенностей непосредственно ХТА как технической системы (функционально-структурная схема и потоковые графы).

На данной ступени иерархии решаются вопросы автоматизации технологических расчетов при проектировании ХТА. С использованием ЭВМ осуществляется последовательный переход от функционально-структурной схемы к системе алгебраических уравнений (модель с сосредоточенными параметрами), устанавливающей взаимосвязь между основными параметрами ХТА в целом и отдельными ФСЕ. Основу системы представляют зависимости, полученные на более низких ступенях иерархии.

Подведем итоги. В соответствии с проделанным анализом в работе необходимо рассмотреть следующие основные вопросы:

- выявление общих свойств дисперсных систем с использованием методов расчета фрактальной размерности и расчетов на основе полученного распределения для флуктуаций числа частиц в единице объема скорости зародышеобразования и скорости коагуляции;
- разработка единого подхода к моделированию движения дисперсных частиц методом Монте-Карло и поведения дисперсных систем в целом на основе математического аппарата цепей Маркова;
- изучение условий движения двухфазной смеси при ее расширении в диффузоре с целью оценки влияния явления коагуляции на увеличение размеров частиц;

- теоретическое и экспериментальное изучение процесса насыщения газовых потоков, содержащих ядра конденсации (аэрозольные частицы), парами жидкостей при турбулентном смешении струй с целью определения оптимальных геометрических соотношений камеры смешения и параметров парогазовой смеси после смешения;
- исследование течения перенасыщенного парогазового потока при диффузионном расширении для установления расчетных закономерностей, позволяющих определить оптимальные геометрические соотношения диффузора, обеспечивающие конденсацию заданного количества паров;
- исследование эффективности осаждения аэрозольных частиц в центробежном поле при наличии градиента температур между поверхностями;
- выявление возможности существования парных вихрей в нисходящем закрученном потоке (вихревой камеры) и определение основных закономерностей движения двухфазного потока на срезе выхлопной трубы циклона – кратчайшего расстояния для выноса твердой фазы – при учете влияния парных вихрей с целью оценки эффективности работы циклонного аппарата;
- практическая реализация результатов исследования, заключающаяся в разработке и опытно-промышленной проверке установок для отбора аэрозолей из атмосферы (контроль окружающей среды), очистки выхлопов газов двигателей внутреннего сгорания (защита окружающей среды), очистка газов сырьевого цеха цементного завода.

5.4.3. Движение запыленного двухфазного потока в диффузоре

Смешение турбулентных струй газа и пара. Смешение турбулентных струй описывается системой уравнений движения, энергии, диффузии, неразрывности и состояния и лишь в некоторых случаях данная система уравнений имеет аналитические решения.

В данном разделе при решении задачи о смешении газового потока, содержащего аэрозольные частицы, со спутным потоком водяного пара в цилиндрической камере смешения предполагается, что параметры смеси (поле температур, давление паров, перенасыщение паров) определяются соотношением массовых количеств обоих потоков $\Delta x = G_g / G_z$. Приращение содержания пара изменяется по длине и сечению камеры смешения. При этом учитывается наличие аэрозольных частиц (ядро конденсации), определяющих условие начала объемной конденсации в зависимости от пересыщения паров и тепловыделения при конденсации.

При оценке количества конденсата, образующегося после смешения пара с газом, были приняты следующие допущения:

- влияние дисперсной фазы на газодинамические условия, протекание смешения не учитывается в связи с малой массовой концентрацией фазы;
- выравнивание концентраций и температур происходит при турбулентном режиме течения смеси пара с газом (при достаточно больших числах Re), и влиянием молекулярной диффузии можно пренебречь;

- смешение происходит без теплообмена с окружающей средой;
- поверхностная конденсация не учитывается, поскольку при соотношениях длины камеры смешения к диаметру, равных нескольким единицам, ее влияние на объемную конденсацию ничтожно.

При таких условиях уравнение материального баланса с учетом стока массы при конденсации можно записать в виде

$$P_n \dot{V}_n / P + P_{n2} \dot{V}_2 / P = P_{nc} (\dot{V}_n + \dot{V}_2 - \dot{V}_k) / P, \quad (5.4.1)$$

где P_n, P_{n2}, P_{nc} – парциальные давления пара, пара в газе, пара в смеси соответственно; P – статическое давление; $\dot{V}_n, \dot{V}_2, \dot{V}_k$ – объемные расходы пара, газа и сконденсировавшихся паров соответственно.

Выразим объемы смешивающихся газа и пара, а также объем сконденсировавшихся паров через их массовые расходы:

$$\dot{V}_n = \frac{G_n R_g T_o}{M_n}, \quad \dot{V}_2 = \frac{G_2 R_g T_o}{M_2}, \quad \dot{V}_k = \frac{G_k R T_o}{M_k}, \quad (5.4.2)$$

где M_n, M_2, M_k – молекулярные массы пара, газа и конденсата соответственно, и приняв обозначения

$$b = \frac{M_2}{M_n}, \quad k = \frac{G_k}{G_2}, \quad (5.4.3)$$

получим зависимость для определения парциального давления паров в смеси

$$P_{nc} = \frac{P_{n2} + P_n b \Delta x}{1 + b(\Delta x - k)}, \quad (5.4.4)$$

что позволяет найти степень пересыщения паров

$$S = \frac{P_n}{P_\infty(T_c)} = \frac{P_{n2} + P_n b \Delta x}{[1 + b(\Delta x - k)] \exp(A - B/T_c)}. \quad (5.4.5)$$

Давление насыщенных паров можно определить из выражения

$$P_\infty(T_c) = \exp(A - B/T_c), \quad (5.4.6)$$

где A и B – коэффициенты, зависящие от свойств вещества.

Учитывая, что величина критического пересыщения S_{kp} определяется уравнением Кельвина

$$S_{kp} = \exp \left\{ \frac{2\sigma M}{\rho_d R_g T_c R} \right\}, \quad (5.4.7)$$

и принимая во внимание условие конденсации $S = S_{kp}$, получаем

$$\frac{P_{n2} + P_n \cdot b \cdot \Delta x}{[1 + b(\Delta x - k)] \exp(A - B/T_c)} = \exp \left\{ \frac{2\sigma M}{\rho_d R_g T_c R} \right\}. \quad (5.4.8)$$

На основании (5.4.8) можно определить параметр $k = G_k / G_2$, т. е. оценить массу сконденсировавшихся паров при смешении

$$k = \frac{1}{b} + \Delta x - \frac{P_{n2} + P_n b \Delta x}{b \exp(\eta)}, \quad (5.4.9)$$

где

$$\eta = \frac{2\sigma M}{R_g \rho_d T_c R} + A - B/T_c. \quad (5.4.10)$$

Величина Δx в процессе смешения турбулентных потоков переменная как по длине, так и по сечениям камеры смешения.

Для определения Δx рассмотрим уравнение теплового баланса с учетом выделения тепла при конденсации:

$$(GcT)_n + (GcT)_z = T_c(G_n c_n + G_z c_z + G_k c_k - G_k c_n) - LG_k. \quad (5.4.11)$$

Согласно (5.4.11) находим

$$\Delta x = \frac{(T_c - T_z) + k \left(T_c \frac{c_k - c_n}{c_z} - \frac{L}{c_z} \right)}{(c_n / c_z)(T_n - T_c)}. \quad (5.4.12)$$

Из совместного решения уравнений (5.4.9) и (5.4.10) получаем

$$\Delta x = \frac{(T_c - T_z) + \frac{1}{b}(1 - P_{nz} \exp(-\eta)) \left(T_c \frac{c_k - c_n}{c_z} - \frac{L}{c_z} \right)}{\frac{c_n(T_n - T_c)}{c_z} - (1 - P_n \exp(-\eta)) \left(T_c \frac{c_k - c_n}{c_z} - \frac{L}{c_z} \right)}. \quad (5.4.13)$$

В тех случаях, когда конденсация не происходит и $S \leq S_{кр}$, уравнение (5.4.13) имеет следующий вид:

$$\Delta x = \frac{(T_c - T_z)c_z}{(T_n - T_c)c_n}. \quad (5.4.14)$$

Температура смеси в уравнении (5.4.13) может быть определена из теории турбулентных струй. Связь температуры в поперечном сечении струи с температурой вдоль оси выражается в виде

$$\frac{T_c - T_z}{T_n - T_z} = \frac{0,35d_c}{a^* y} \sqrt{\frac{v_c - v_z}{v_m - v_z}}, \quad (5.4.15)$$

где y – расстояние от полюса струи (абсцисса рассматриваемого сечения, см рис. 5.4.1); a^* – эмпирическая константа, характеризующая структуру струи (для круглой струи 0,07–0,08). Определив T_c , можно найти другие параметры газовой смеси.

В уравнении (5.4.15) неизвестны значения скоростей v_c и v_z . Выражение для определения скорости потока вдоль оси в любой точке камеры смешения имеет следующий вид:

$$\frac{v_m - v_z}{v_n - v_z} = \frac{0,96d_c}{a^* y}. \quad (5.4.16)$$

В свою очередь, зависимость для определения скоростей потока вдоль струи имеет вид

$$\frac{v_c - v_z}{v_m - v_z} = \frac{F'(\varphi)}{\varphi}, \quad (5.4.17)$$

где $\varphi = x/a * y$ – безразмерный параметр, характеризующий положение точки относительно оси камеры смещения. Значения функций $F(\varphi)$ и ее производной $F'(\varphi)$ можно вычислить по следующим интерполяционным формулам:

$$F(\varphi) = \exp\{z\}, \quad F'(\varphi) = z' \exp\{z\}, \quad (5.4.18)$$

где

$$z = \ln(\varphi^2/2) - 0,24\varphi^{1,5} - 0,001\varphi^3 + 0,00018\varphi^{4,5} + 0,000025\varphi^6, \quad (5.4.19)$$

при $\varphi < 2,4$

$$z' = 2/\varphi - 0,4\varphi^{0,5} - 0,04\varphi^2 + 0,00082\varphi^{3,5} + 0,00015\varphi^5 + 0,000014\varphi^{6,5}, \quad (5.4.20)$$

при $\varphi \geq 2,4$

$$z' = 0,25(2,4 - \varphi)^2 - 0,037(2,4 - \varphi)^3 - 0,004(2,4 - \varphi)^4 + 0,015(2,4 - \varphi)^5. \quad (5.4.21)$$

Зависимости, устанавливающие связь между отношениями избыточных температур и скоростей, справедливы для основного участка струи, начиная с конца начального участка, длина которого определяется следующим образом:

$$y_0 = \frac{0,7d_c}{2a^*}. \quad (5.4.22)$$

Характерной особенностью турбулентной струи, как показывают теория и многочисленные исследования, является малая величина поперечных составляющих скорости в любом сечении струи по сравнению с продольной скоростью, и в инженерных приложениях теории струи ими можно пренебречь.

Зная начальные температуры смешиваемых потоков и их скоростей, используя уравнения (5.4.15)–(5.4.22), можно определить температуру смеси в любой точке (элементарном объеме) камеры смешения.

Однако уравнение (5.4.15) позволяет определить температуру смеси без учета выделения тепла при конденсации. Для оценки приращения тепла при конденсации выделим в каком-либо сечении камеры смешения элементарный кольцевой объем (рис. 5.4.7).

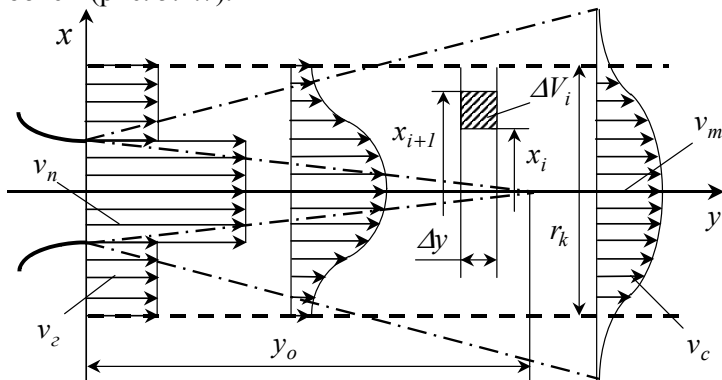


Рис. 5.4.7. Принципиальная схема смешения струй.

Принимая, что смешение от сечения к сечению протекает квазистационарно, а теплота конденсации идет только на нагрев воздуха для каждого элементарного объема в случае протекания процесса конденсации, можно записать

$$L \cdot G_{ki} = c_2 G_2 \Delta T_{ci}. \quad (5.4.23)$$

Учитывая соотношение (5.4.3), получаем

$$\Delta T_{ci} = kL / c_2. \quad (5.4.24)$$

Для каждого элементарного объема, определив T_c и подставив ее значение в уравнение (5.4.13), можно определить локальный параметр Δx , а затем по уравнениям (5.4.9) и (5.4.24) найти величину k и приращение температуры газа в данном объеме.

Для сечения камеры смешения в целом можно записать

$$\Delta T = \sum \Delta T_{ci} \Delta V_i / \sum \Delta V_i. \quad (5.4.25)$$

Температура газа, участвующего в смешении, для следующего сечения равна

$$T_{n2} = T_c + \Delta T. \quad (5.4.26)$$

Для каждого сечения по длине камеры смешения, определив значение температуры, можно рассчитать и распределение величин других параметров потока, т. е. в конечном итоге рассчитать длину камеры смешения исходя из условия выравнивания профиля температур по сечению и количество сконденсировавшихся паров на аэрозольных частицах.

На рис. 5.4.8 представлен пример распределения температур парогазовой смеси по сечениям камеры смешения, скорость пара 150 м/с, скорость газа 6,6 м/с, температура газа 40°C, температура пара 100°C для различных расстояний от входа: кривая 1 – 0,1 м, кривая 2 – 0,3 м. Экспериментально замеренные значения температуры несколько ниже рассчитанной при достаточно высокой начальной температуре газа (рис. 5.4.8).

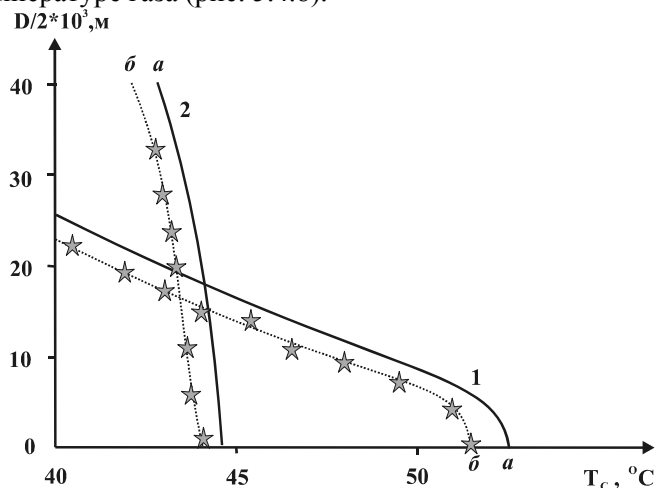


Рис. 5.4.8. Распределение температуры парогазовой смеси по сечениям камеры смешения: а – расчетные кривые; б – опытные данные.

Ошибка расчета не превышает 15%, и однородное смешение достигается на длине, равной 4–5 диаметрам камеры смешения. С уменьшением начальной температуры газа различие возрастает и становится необходимым учитывать тепловыделения при конденсации в процессе смешения потоков пара и более холодного газа.

При смешении пара с более холодным газом происходит конденсация паров, интенсивность которой зависит от начальной температуры газа (рис. 5.4.9). Расчеты проводились при скорости пара 20 м/с, температуре пара 100°C, скорости газа 35 м/с, температуре газа 40°C и диаметре камеры смешения 80 мм. С возрастанием температуры воздуха на входе в камеру смешения масса конденсата уменьшается и уже при температуре газа около 50°C конденсация практически прекращается, что подтверждают данные по распределению температуры по сечению камеры смешения (см. рис. 5.4.7).

Выделение тепла при конденсации существенно сказывается на конечной температуре парогазовой смеси.

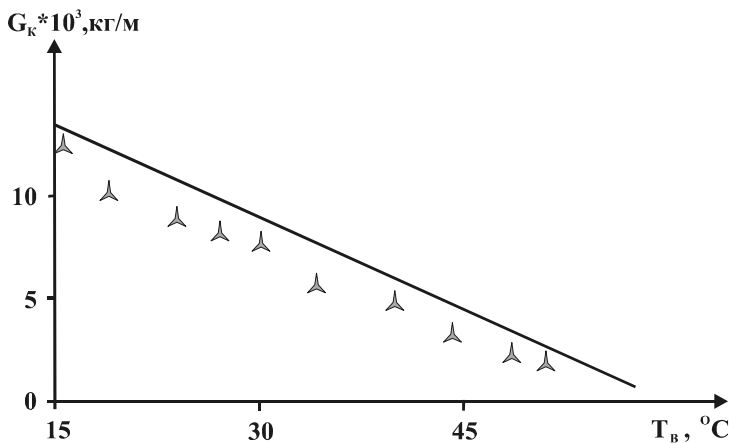


Рис. 5.4.9. Зависимость массы конденсата от начальной температуры воздуха.

На рис. 5.4.10 представлены зависимости, полученные с учетом и без учета выделения тепла при конденсации. Наблюдается значительное отличие температур в сечении камеры смешения при одинаковых начальных параметрах, что свидетельствует о необходимости учета тепловыделения при конденсации для более точного определения параметров парогазовой смеси и количества капельной влаги на входе в диффузор. Расчеты проводились при температуре газа 40°C, температуре пара 100°C, скорости пара 50 м/с, скорости газа 6,6 м/с, расстоянии от входа 0,17 м.

Смешение и конденсация в первую очередь определяются начальными параметрами потоков и их массовыми соотношениями. Изменение скоростей газа и пара с соблюдением постоянства массовых соотношений практически не сказывается на характере изменения смеси.

Конденсационное укрупнение аэрозолей при расширении в диффузоре парогазового потока. При проведении теоретических исследований массопереноса между одиночной каплей и паром используется две основные модели.

Согласно первой принимают, что вблизи поверхности капля имеет место скачок концентрации паров, т. е. давление и температура паровой фазы не равны давлению и температуре паров вблизи поверхности капли. Согласно второй

принимают, что количество тепла, выделяющееся при конденсации паров, равно отводу тепла от капли в окружающую среду.

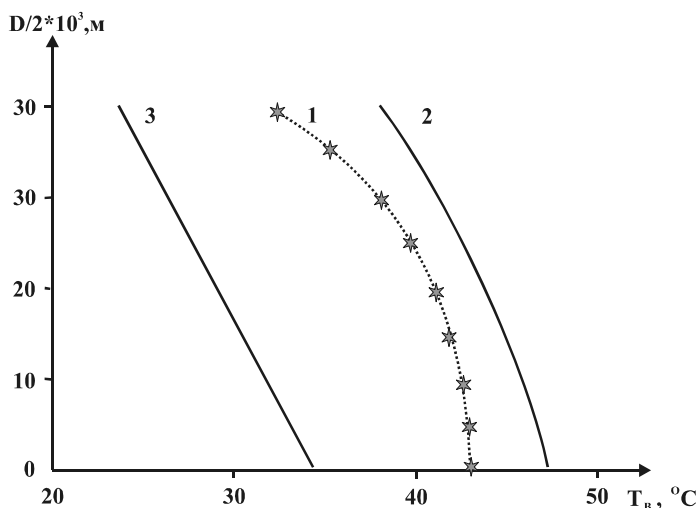


Рис. 5.4.10. Распределение температуры парогазовой смеси по сечениям камеры смешения: 1 – экспериментальная зависимость; 2 – расчетная зависимость с учетом выделения тепла при конденсации; 3 – расчетная зависимость без учета теплоты конденсации.

Расчетные зависимости для скорости роста капель, полученные на основании этих моделей, дают весьма противоречивые результаты. Значение коэффициента конденсации, учитывающего долю молекул пара, конденсирующихся на поверхности частицы, от общего их количества, попавших на нее, для воды изменяется от 0,02 до 1,00. Кроме того, малое количество экспериментальных данных не позволяет оценить справедливость выведенных зависимостей и предложить методику количественного расчета изменения размера капель при диффузионном течении парогазовых потоков.

Расчеты скорости выравнивания температуры капли при конденсации на ней паров показывают, что даже при сравнительно больших продольных градиентах давления равновесная по отношению к пару температура капли устанавливается практически мгновенно.

Поэтому можно принять, что в каждом поперечном сечении диффузора процесс конденсации и роста капель происходит так же, как и в среде с постоянными параметрами парогазового потока. Будем считать, что число капель в единице массы парогазового потока при их движении остается неизменным, изменение температуры потока происходит за счет выделения тепла при конденсации, трение не учитывается, реализуется адиабатное расширение потока и объем, занимаемый частицами, пренебрежимо мал.

С учетом принятых допущений выражение для расчета изменения количества капельной влаги, содержащейся в парогазовом потоке, в зависимости от давления будет иметь вид:

$$\frac{d\bar{G}}{d\ln P} = \frac{R_g T_c}{L} \left[1 - \frac{n}{n-1} \frac{R_g T_c}{L} \right], \quad (5.4.27)$$

где \bar{G} – масса капельной влаги в единице массы парогазового потока. Пользуясь уравнением (5.4.27), можно оценить изменение количества капельной влаги за счет конденсации паров по длине диффузора. Для этого преобразуем уравнение (5.4.27), умножив правую и левую части на dP/dy :

$$P \frac{d\bar{G}}{dP} \frac{dP}{dy} = \frac{R_g T_c}{L} \left[1 - \frac{n R_g T_c}{(n-1)L} \right] \frac{dP}{dy}. \quad (5.4.28)$$

Из уравнения (5.4.28) следует

$$\frac{d\bar{G}}{dy} = \frac{R_g T_c}{L} \left[1 - \frac{n R_g T_c}{(n-1)L} \right] \frac{dP}{dy} \frac{1}{P}. \quad (5.4.29)$$

Масса сконденсировавшихся паров \bar{G} напрямую не зависит от входной скорости потока воздуха с паром v^* . Последняя определяет закон изменения давления по длине диффузора, который определим из уравнения Бернулли для адиабатического течения газа:

$$\frac{n}{n-1} \frac{P(0)}{\rho_c(0)} \left[\left(\frac{P(y)}{P(0)} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] + \frac{v(y)^2}{2} - (1-\zeta) \frac{(v^*)^2}{2} = 0, \quad (5.4.30)$$

Из уравнения (5.4.30) вытекает зависимость для определения давления в некотором сечении на расстоянии y при известном начальном давлении $P(0)$ и плотности $\rho_c(0)$ смеси:

$$P(y) = P(0) \left\{ 1 - \frac{n-1}{n} \frac{\rho_c(0)}{P(0)} \left[\frac{v(y)^2}{2} - (1-\zeta) \frac{(v^*)^2}{2} \right] \right\}^{\frac{n}{n-1}}. \quad (5.4.31)$$

Из закона сохранения расхода смеси следует

$$v(y) = v^* (r_0/r)^2. \quad (5.4.32)$$

Согласно геометрии конического диффузора его радиус меняется по линейному закону

$$r = r_0 + 2y \operatorname{tg}(\gamma/2). \quad (5.4.33)$$

Из совместного рассмотрения (5.4.32) и (5.4.33) получаем для скорости смеси в сечении y следующее выражение:

$$v(y) = v^* / (1 + y/r_0 \operatorname{tg}(\gamma/2)). \quad (5.4.34)$$

Подставив значение скорости потока из выражения (5.4.34) в уравнение (5.4.37), найдем

$$P(y) = P(0) \left\{ 1 - \frac{n-1}{n} \bar{v}^2 \left[(1-\zeta) - \frac{1}{\bar{r}(y)^4} \right] \right\}^{\frac{n}{n-1}}, \quad (5.4.35)$$

где приняты обозначения $\bar{r}(y) = 1 + y/r_0 \operatorname{tg}(\gamma/2)$, $\bar{v}^2 = \rho_c(0)(v^*)^2/[2P(0)]$. После дифференцирования и преобразований из уравнения (5.4.35) получаем:

$$\frac{1}{P} \frac{dP(y)}{dy} = \frac{8\bar{v}^2(\bar{r}(y)-1)}{\bar{r}(y)[\bar{r}(y)^4(1+\bar{v}^2)-\bar{v}^2(1-\xi)]}. \quad (5.4.36)$$

Из уравнения (5.4.29) имеем

$$\bar{G} = \frac{R_g T_c}{L} \left(1 - \frac{n}{n-1} \frac{R_g T_c}{L} \right) \int_0^y \frac{1}{P} \frac{dP(y)}{dy} dy. \quad (5.4.37)$$

Подставив в уравнение (5.4.35) значение подынтегральной функции из уравнения (5.4.36), после интегрирования с начальным условием $\bar{G} = \bar{G}_0$ при $y = 0$ получим зависимость следующего вида:

$$\bar{G} = \bar{G}_0 + \frac{2n}{n-1} \frac{R_g T_c}{L} \left(1 - \frac{n}{n-1} \frac{R_g T_c}{L} \right) \ln \left\{ 1 + \bar{v}^2 \left[(1-\xi) - \frac{1}{\bar{r}(y)^4} \right] \right\}.$$

Данное выражение определяет количество капельной влаги, сконденсировавшейся на частицах, в любом сечении диффузора. Зная начальные параметры потока, геометрические характеристики диффузора (входной диаметр и угол раскрытия) и дисперсность механических примесей, можно, пользуясь полученным уравнением, определить длину диффузора для увеличения размеров частиц до заданного значения.

При расширении в диффузоре перенасыщенного влажного воздуха основным фактором, определяющим интенсивность протекания процесса, является скорость на входе в диффузор (рис. 5.4.11) и соотношение площадей входного и выходного сечений при постоянном угле раскрытия. Обработка большого числа экспериментальных данных позволила установить, что оптимальным является следующее отношение: $r_{on}/r_0 = 7$.

$G_{\text{кд}}, \text{кг.конд./кг.смеси}$

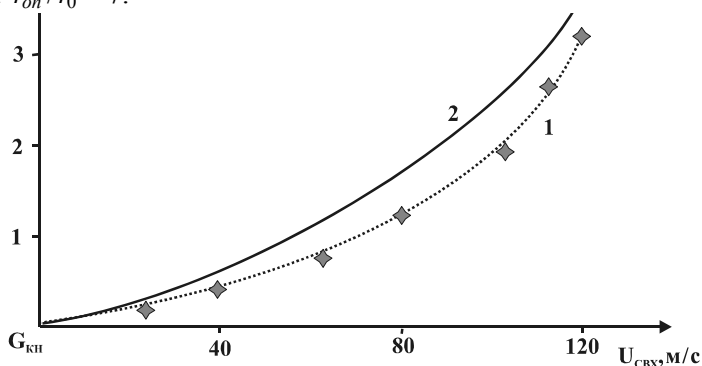


Рис. 5.4.11. Зависимость массы сконденсировавшихся паров от скорости на входе в диффузор: температура смеси на входе 20°C, диаметр входа 0,03 м, диаметр выхода 0,08 м, угол диффузора 10°: 1 – эксперимент; 2 – расчет по уравнению (5.4.32).

Температура воздуха в исследуемом диапазоне изменения параметров незначительно сказывается на массе сконденсировавшихся паров. Расчеты \bar{G} по уравнению (5.4.6) для $T_c = 15^\circ\text{C}$ и $T_c = 40^\circ\text{C}$ дают различие не более 10%.

Подведем итоги. Сопоставление результатов экспериментальных и теоретических исследований говорит о правильности принятых допущений при разра-

ботке модели. Расхождение опытных и расчетных по модели данных для распределения температур в сечениях камеры смешения не превышает 15%, а для определения массы сконденсированных паров 20%. Это свидетельствует о применимости предложенной методики расчета камеры смешения при проектировании ХТА конденсационного улавливания аэрозольных частиц.

Экспериментальная проверка разработанной модели показала хорошую сходимость опытных и расчетных результатов. Различие между опытными и расчетными данными объясняется тем, что конденсация паров на аэрозольных частицах в действительности происходит не мгновенно. Это приводит к завышению расчетных значений массы сконденсированных паров и температуры смеси по отношению к экспериментальным данным.

5.4.4. Движение дисперсной частицы в диффузоре

Движение частицы может быть прямолинейным (причем частица может ускоряться или замедляться) или криволинейным (под воздействием сил, способных изменить первоначальное направление движения).

Если к неподвижной частице приложить силу, она начнет ускоряться. Если частица находится в воздухе и неподвижна, то сила сопротивления воздуха равна нулю. Но если скорость частицы возрастает, то увеличивается и сопротивление. При малых числах Рейнольдса сила сопротивления может быть определена по закону Стокса. Если ускоряющая сила постоянна, то в какой-то момент она становится равной силе сопротивления, и после этого частица будет двигаться с постоянной скоростью. Необходимо установить, через какое время частица, выведенная из состояния покоя или уже находившаяся в движении, достигнет постоянной скорости. Это требуется, например, при определении скорости втягивания частиц в вентиляционную систему, для оценки времени установления конечной скорости осаждения частицы после того, как она начнет самостоятельное движение.

Уравнение движения аэрозольной частицы. При определении пути, пройденного отдельной аэрозольной частицей, когда на нее действуют различные силы, можно предсказать ее положение и поведение для различных моментов. Для этого необходимо решить уравнения движения, т. е. определить ускорение, скорость и положение частицы. Сумма сил, действующих на частицу, равна скорости изменения ее импульса:

$$m_d d\vec{w}/d\tau = \vec{F}_1 + \vec{F}_2 + \vec{F}_3 + \vec{F}_4 + \dots \quad (5.4.38)$$

Силы $\vec{F}_1, \vec{F}_2, \dots$ могут зависеть от времени и положения частицы (электрические и магнитные силы) или быть постоянными (сила тяжести). Эти силы обычно уравниваются силой сопротивления, которая зависит от свойств среды, характера потока, формы частицы и ее мгновенной скорости. При решении большинства задач, связанных с аэрозолями, эти силы с некоторыми поправками принимают равными сопротивлению Стокса $6\pi\eta_c \bar{w}R$; направление их действия всегда противоположно мгновенному направлению вектора скорости частицы.

При равновесии сил, когда $m_d(dw/d\tau)=0$, частица движется с постоянной скоростью или покоится. Если скорость частицы относительно воздушного потока равна нулю, то сопротивление Стокса также равно нулю.

Уравнение (5.4.38) эквивалентно системе из трех дифференциальных уравнений второго порядка в декартовых координатах x, y, z (или в криволинейных координатах α, β, γ), зависящих от времени τ . Решение этих уравнений определяет траекторию частицы с учетом ее начальных положения и скорости.

Движение частицы в поле силы тяжести. Рассмотрим движение сферической аэрозольной частицы в однородном воздушном потоке, когда на нее действует только сила тяжести. Для простоты предположим, что движение происходит только в стоковской области (в большинстве случаев это допущение справедливо). Тогда имеем уравнение движения вида

$$m_d d\vec{w}/d\tau = 6\pi\mu_c(\vec{v} - \vec{w})R + m_d g\vec{G}. \quad (5.4.39)$$

Разделив обе части (5.4.39) на $6\pi\mu_c R$, получим

$$\tau_0 d\vec{w}/d\tau + \vec{w} = \vec{v} + \tau_0 g\vec{G}, \quad (5.4.40)$$

где

$$\tau_0 = m_d / 6\pi\mu_c R. \quad (5.4.41)$$

Коэффициент τ_0 – очень важная характеристика аэрозолей. В этот коэффициент, имеющий размерность времени, входят параметры частицы (диаметр и плотность) и среды (вязкость и плотность). Он представляет собой время релаксации аэрозольной частицы при воздействии со стороны потока воздуха. Для сферической частицы массой $(\rho_d - \rho_c)4\pi R^3/3$ коэффициент τ_0 можно представить в виде

$$\tau_0 = \frac{2}{9} \frac{R^2(\rho_d - \rho_c)}{\mu_c}.$$

Поскольку для воздуха $\rho_d \gg \rho_c$, имеем

$$\tau_0 = \frac{2}{9} \frac{R^2 \rho_d}{\mu_c}.$$

В уравнении (5.4.40) \vec{v} и $\tau_0 g\vec{G}$ – два постоянных вектора, сложение которых дает один постоянный вектор \vec{v}_0 , т. е. $\vec{v}_0 = \vec{v} + \tau_0 g\vec{G}$.

Записывая уравнение движения через параметры τ_0 и \vec{v}_0 , получаем

$$\tau_0 d\vec{w}/d\tau + \vec{w} = \vec{v}_0. \quad (5.4.42)$$

Пусть декартова система координат выбрана так, что при $\tau=0$ частица находится в ее начале. Кроме того, путем вращения системы координат ось x располагается параллельно \vec{v}_0 . Тогда вектор начальной скорости частицы лежит в плоскости xu и может быть разложен на компоненты \vec{w}_{xi} и \vec{w}_{yi} , причем $\vec{w}_{xi} + \vec{w}_{yi} = \vec{w}_i$. Результат ориентирования для решения уравнения (5.4.48) показан на рис. 5.4.12.

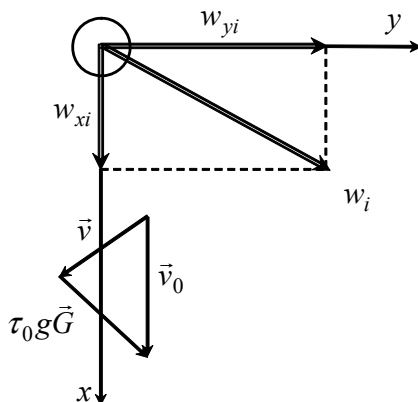


Рис. 5.4.12. Система координат для решения уравнения (5.4.42).

Отметим, что систему координат можно ориентировать произвольным образом, так чтобы максимально упростить решение уравнения. При этом не следует забывать о фактической (физической) ориентации векторных величин (например, силы тяжести).

Уравнение (5.4.42) в векторной форме сводится к двум скалярным дифференциальным уравнениям. Одно представляет движение вдоль оси x , другое – вдоль оси y :

$$\tau_0 dw_x / d\tau + w_x = v_0, \quad (5.4.43 \text{ а})$$

$$\tau_0 dw_y / d\tau + w_y = 0. \quad (5.4.43 \text{ б})$$

Интегрируя эти уравнения с начальными условиями, при $\tau = 0$ имеем $x = 0$, $y = 0$, $w_x = w_{xi}$ и $w_y = w_{yi}$. В результате решения получаем два уравнения для компонент скорости аэрозольной частицы в момент времени τ :

$$w_x = v_0 + (w_{xi} - v_0) \exp\{-\tau/\tau_0\}, \quad (5.4.44 \text{ а})$$

$$w_y = w_{yi} \exp\{-\tau/\tau_0\} \quad (5.4.44 \text{ б})$$

и два уравнения для координат частицы:

$$x = v_0 \tau + \tau_0 (w_{xi} - v_0) (1 - \exp\{-\tau/\tau_0\}), \quad (5.4.45 \text{ а})$$

$$y = \tau_0 w_{yi} \exp\{-\tau/\tau_0\}. \quad (5.4.45 \text{ б})$$

Эти четыре уравнения полностью описывают положение и скорость частицы в любой момент ее движения. Отметим, что для типичных размеров аэрозольных частиц экспоненциальные функции быстро убывают и частица быстро приобретает скорость воздушного горизонтального потока.

Стационарная скорость осаждения. Уравнения (5.4.44) и (5.4.45) могут использоваться в случае осаждения частицы под воздействием силы тяжести в неподвижном воздухе $v_0 = 0$. Поскольку эта сила направлена вдоль оси x , уравнение (5.4.44 а) показывает, что даже при наличии компоненты начальной скорости, имеющей иное направление, в конце определяющей будет только скорость в направлении силы тяжести. Эту скорость можно выразить как

$$w_g = \tau_0 g + (w_{xi} - \tau_0 g) \exp\{-\tau/\tau_0\}.$$

Со временем скорость частицы будет приближаться к постоянной величине $\tau_0 g$, называемой стационарной скоростью оседания частицы. Если же вначале частица покоилась, то она будет ускоряться до тех пор, пока ее скорость не примет значение $\tau_0 g$. Максимальная скорость оседания частицы равна

$$w_g = \tau_0 g. \quad (5.4.46)$$

Иногда частицы малы, и необходимо учитывать поправку Каннингема ζ_λ :

$$w_g = \tau_0 g \zeta_\lambda. \quad (5.4.47)$$

Часто уравнение (5.4.47) выводят, приравнявая сопротивление Стокса к силе тяжести. Хотя этот способ наиболее простой, он не позволяет установить время достижения частицей стационарной скорости оседания w_0 при ускорении или замедлении. Быстрота, с которой достигается w_0 , определяется фактором $\exp\{-\tau/\tau_0\}$. Чем меньше τ_0 , тем быстрее аэрозольная частица достигает w_0 . Сферическая частица диаметром 2 мкм и плотностью 1 г/см³ имеет $\tau_0 = 1,305 \cdot 10^{-5}$ с. Поскольку $\exp(-7)$ примерно равно 0,001, и w_0 практически будет достигнута, когда $\tau = 7\tau_0$, т. е. примерно через 100 мкс. Поэтому для частиц таких размеров можно пренебречь инерционным членом в уравнении (5.4.38).

Расстояние торможения. Рассмотрим случай, когда у частицы, имеющей начальную скорость w_{yi} в направлении y $v_0 = 0$. Это равнозначно пренебрежению действием силы тяжести для частицы, введенной в неподвижный воздух. Из уравнения (5.4.44 б) следует, что такая частица быстро остановится. При замедлении она преодолеет расстояние, которое можно найти из уравнения (5.4.45 б) для $\tau = \infty$, оно равно

$$y = w_{yi} \tau_0 \quad (5.4.48)$$

и называется расстоянием торможения или горизонтальным пробегом частицы. Уравнение (5.4.48) показывает, что небольшие частицы проходят до полной остановки очень малые расстояния. Например, частица диаметром 1 мкм, введенная в воздух с начальной скоростью 10 м/с, проходит до остановки только 0,0036 см.

Наблюдая за частицами, введенными в воздушный поток (в случае их ускорения под воздействием силы тяжести или замедления), можно заметить, что разница между скоростями частицы и потока уменьшается в e раз для каждого промежутка времени $\tau = \tau_0$.

Вследствие этого через $7\tau_0$ достигается стационарное состояние. Из формулы для расчета τ_0 следует, что маленькие частицы увлекаются в вентиляционную систему легче, чем крупные.

Движение частицы в канале переменного сечения. Предположим, что аэрозольная частица движется в диффузоре устройства конденсационного пылеулавливания. Поскольку скорость потока газа в осевом направлении намного больше скорости осаждения частицы, то воспользуемся одномерным приближением. Пусть v^* – скорость потока газа на входе в диффузор, а изменение его

скорости по длине цилиндрического диффузора можно описать следующим образом:

$$v(y) = v^* / [1 + y/r_0 \operatorname{tg}(\gamma/2)]^2, \quad (5.4.49)$$

где r_0 – радиус диффузора на месте входа потока газа.

Уравнение движения частицы (5.4.42) в нашем случае имеет вид

$$\tau_0 \frac{dw_y}{d\tau} + w_y = v^* / [1 + y/r_0 \operatorname{tg}(\gamma/2)]^2, \quad \frac{dy}{d\tau} = w_y. \quad (5.4.50)$$

При задании начальных условий будем исходить из того, что на входе в диффузор скорость частицы равна скорости газового потока. При $\tau = 0$ имеем $y = 0$, $w_y = v^*$.

С целью представления системы (5.4.50) в безразмерном виде введем обозначения

$$u = \frac{w_y}{v^*}, \quad z = \frac{y \operatorname{tg}(\gamma/2)}{r_0}, \quad \theta = \frac{\tau}{\tau_0}. \quad (5.4.51)$$

Система (5.4.50) примет следующий вид:

$$\frac{du}{d\theta} + u = 1/[1+z]^2, \quad \frac{dz}{d\theta} = Ku, \quad (5.4.52)$$

где K – некоторая константа:

$$K = v^* \tau_0 / r_0 \operatorname{tg}(\gamma/2). \quad (5.4.53)$$

Интегрирование (5.4.52) должно проводиться при следующих начальных условиях: при $\theta = 0$ имеем $z = 0$, $u = 1$. Расчеты проводились с учетом выражения для τ_0 (5.4.41) при следующих значениях физических параметров и геометрических размеров: $v^* = 20$ м/с, $r_0 = 0,02$ м, $\gamma/2 = 4^\circ$, $R = 5 \cdot 10^{-5} - 10^{-8}$ м, $\rho_d = 1000$ кг/м³, $\mu_c = 0,001$ Па·с.

На рис. 5.4.13 представлен пример расчета изменения скорости частицы по длине диффузора. При расширении потока газа в диффузоре происходит падение его скорости согласно выражению (5.4.49). Как и следовало ожидать, скорость частицы также падает из-за ее торможения потоком газа.

Для практики представляет интерес расчет изменения относительной скорости (частица – поток газа) $\bar{w}_y = w_y - v(y)$ по длине диффузора. Результаты расчета для $R = 5 \cdot 10^{-5}$ при $K = 1,55 \cdot 10^{-3}$ представлены на рис. 5.4.13. Как видно из рисунка, зависимость имеет экстремальный вид. На начальном участке до $y = 5,5 \cdot 10^{-3}$ (5,5 мм) относительная скорость растет, достигая своего максимального значения, а затем начинает падать и при $y \rightarrow 1$ м достигает своего минимального значения. С изменением размера частицы, а следовательно, и значения константы K , как значения относительной скорости, так и характер зависимости несколько меняется.

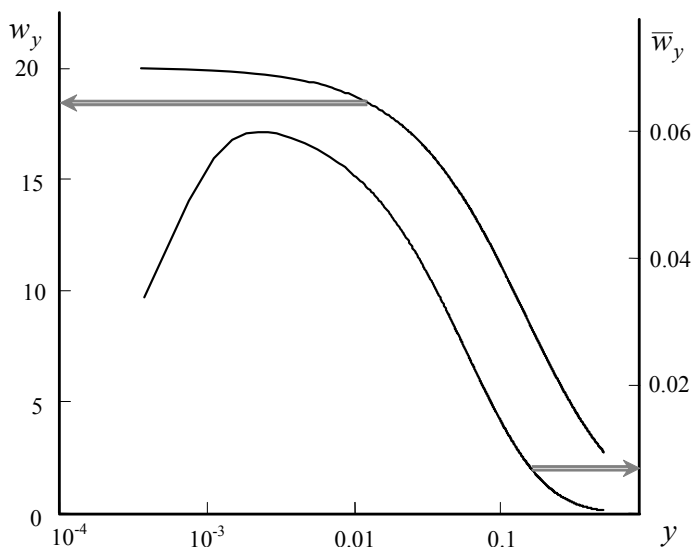


Рис. 5.4.13. Изменение скорости частицы и относительной скорости (частица – поток газа) по длине диффузора.

Для сведения результатов расчетов в рамках одного графика была использована новая приведенная система координат: приведенная относительная скорость и приведенная длина $\tilde{w} = [w_y - v(y)]/w_g$, $\tilde{y} = y/(r_0 K)$.

Результаты расчетов представлены на рис. 5.4.14. Как видно из рисунка, относительная скорость частицы в более чем 250 раз превосходит максимальную скорость ее свободного осаждения w_g . Максимальное значение относительной скорости зависит от угла раскрытия диффузора и увеличивается с увеличением угла раскрытия. С уменьшением размера частицы вид зависимости изменяется.

Для частиц малого размера первоначально наблюдается рост приведенной относительной скорости вследствие действия сил инерции. После достижения равновесия между силой инерции и силой сопротивления относительная скорость достигает некоторого постоянного максимального значения. После этого торможение частицы происходит совместно с торможением потока газа в диффузоре благодаря его расширению. Частица тормозится вместе с потоком газа, опережая его на некоторую постоянную величину. Происходит это потому, что для частицы малого размера такое равновесие устойчиво и сохраняется на протяжении дальнейшего движения частицы, по крайней мере в пределах наших вычислений.

С увеличением размера частицы достигаемое равновесие между силой сопротивления и силой инерции при максимальном значении относительной скорости не является устойчивым. При росте относительной скорости сила инерции превосходит силу вязкого сопротивления (торможения). После достижения равновесия сила сопротивления начинает превосходить силу инерции и наблюдается падение относительной скорости. Система частица – поток газа стремится к новому равновесному состоянию, которое должно быть устойчивым. Рас-

четы показывают, что этому состоянию соответствует равенство нулю относительной скорости частица – поток газа. Необходимо иметь в виду, что проведенные результаты моделирования можно считать правдивыми, если движение частицы происходит в ламинарной области, т. е. число Рейнольдса, рассчитанное по относительной скорости, не должно превышать единицы $Re_0 = 2R\rho_c \bar{w}/\mu_c \leq 1$.

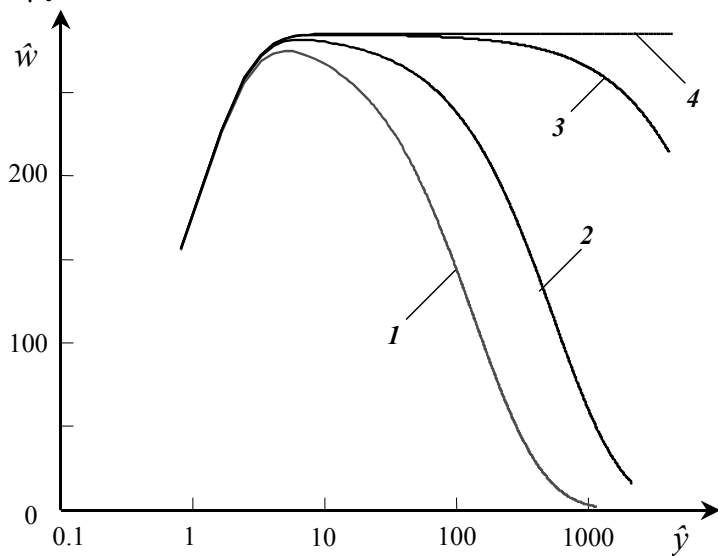


Рис. 5.4.14. Зависимость приведенной скорости частицы от приведенной длины диффузора при различных размерах частицы:

**1 – $R = 10^{-5}$ ($K = 1,55 \cdot 10^{-3}$); 2 – $R = 5 \cdot 10^{-6}$ ($K = 3,88 \cdot 10^{-4}$);
3 – $R = 10^{-6}$ ($K = 1,55 \cdot 10^{-5}$); 4 – $R = 10^{-8}$ ($K = 1,55 \cdot 10^{-9}$).**

Результаты проверки данного условия для проведенных расчетов показали, что оно выполняется вплоть до частиц размером $R = 1 \cdot 10^{-4}$. При сохранении геометрии диффузора рис. 5.4.14 может служить диаграммой для расчета относительной скорости частица – поток газа, где основным параметром является константа $K = v^* m \cdot \text{tg}(\gamma/2)/(r_0 6\pi\mu_c R)$, которая характеризует отношение сил инерции частицы к силам вязкого трения.

Движение аэрозольной частицы в канале переменного сечения. Вернемся к системе (5.4.29) и рассмотрим ее применительно к задаче движения аэрозольной частицы в диффузоре. С учетом (5.4.29) выражение (5.4.50) может быть представлено следующим образом:

$$dw_y = -w_y d\tau/\tau_0 + v^*/[1 + y/r_0 \text{tg}(\gamma/2)]^2 d\tau/\tau_0 + \frac{1}{\tau_0} \sqrt{2D_d} d\tau a_y, \\ dy = w_y d\tau, \quad (5.4.54)$$

$$f(a_y) = (2\pi)^{-3/2} \exp\{-|a_y|^2/2\}.$$

Вспомним необходимые и уже известные нам соотношения: время релаксации движения аэрозольной частицы (5.4.41)

$$\tau_0 = \frac{2}{9} \frac{R^2 \rho_d \zeta_\lambda(\text{Kn})}{\mu_c},$$

коэффициент диффузии Броуна (3.4.3) [10] $D_d = kT / (6\pi\mu_c R) \zeta_\lambda(\text{Kn})$, поправка Кнудсена $\zeta_\lambda^{-1} \approx 1 + 1,234 \cdot \text{Kn} + 0,414 \cdot \text{Kn} \exp\{-0,876/\text{Kn}\}$, число Кнудсена $\text{Kn} = \lambda/R$, длина свободного пробега молекул газа $\lambda = \mu_c / P \sqrt{\pi kT / 2m_c}$.

Для решения задачи воспользуемся имитационным моделированием движения аэрозольной частицы – методом Монте-Карло. Основная трудность состоит в выборе шага по времени. Понятно, что он не должен превышать время релаксации движения аэрозольной частицы. Окончательный выбор шага может быть сделан после анализа результатов моделирования. Воспользуемся принятыми ранее обозначениями (5.4.51) и система (5.4.54) примет следующий вид:

$$\begin{aligned} du &= -ud\theta + \frac{d\theta}{[1+z]^2} + S_d \sqrt{d\theta} a, & dz &= K u d\theta, \\ f(a) &= \frac{1}{(2\pi)^{3/2}} \exp\left\{-\frac{1}{2}|a|^2\right\}, & K &= \frac{v^* \tau_0 \text{tg}(\gamma/2)}{r_0}, & S_d &= \sqrt{\frac{2D_d}{\tau_0 (v^*)^2}}. \end{aligned} \quad (5.4.55)$$

В результате несложных преобразований получим следующее выражение для вновь введенного параметра:

$$S_d = \sqrt{\frac{2D_d}{\tau_0 (v^*)^2}} = \sqrt{\frac{6kT}{4\pi R^3 \rho_d (v^*)^2}} = \sqrt{\frac{2kT}{m_d (v^*)^2}}. \quad (5.4.56)$$

Параметр характеризует отношение средней энергии молекул газа к кинетической энергии аэрозольной частицы на входе в диффузор.

Расчеты проводились при следующих значениях физических параметров и геометрических размеров: $v^* = 20$ м/с, $r_0 = 0,02$ м, $\gamma/2 = 7,5^\circ$, $R = 5 \cdot 10^{-5} - 10^{-8}$ м, $\rho_d = 1000$ кг/м³, $\mu_c = 1,2 \cdot 10^{-5}$ нс/м². На рис 5.4.15 представлена фазовая диаграмма движения аэрозольной частицы с учетом диффузии Броуна с использованием приведенной относительной скорости и приведенной длины $\tilde{w} = (w_y - v(y)) / w_g$, $\tilde{y} = y / (r_0 K)$. С изменением размера частицы при сохранении прочих начальных условий, меняется характер движения частицы. По сравнению с полученными в предыдущем разделе результатами наблюдается переход от хаотического движения (рис. 5.4.15, а) к детерминированному (рис. 5.4.15, в). При размере частицы 1,3 мкм хаотические колебания явно не наблюдаются (рис. 5.4.15, б).

Однако при увеличении масштаба (рис. 5.4.16, а) мы можем наблюдать некоторые колебания, которые становятся практически незаметными при размере частицы 10 мкм. Речь идет скорее не о колебаниях, а о размытости (неопределенности) кривой, имеет место некоторая неопределенность положения частицы в фазовом пространстве.

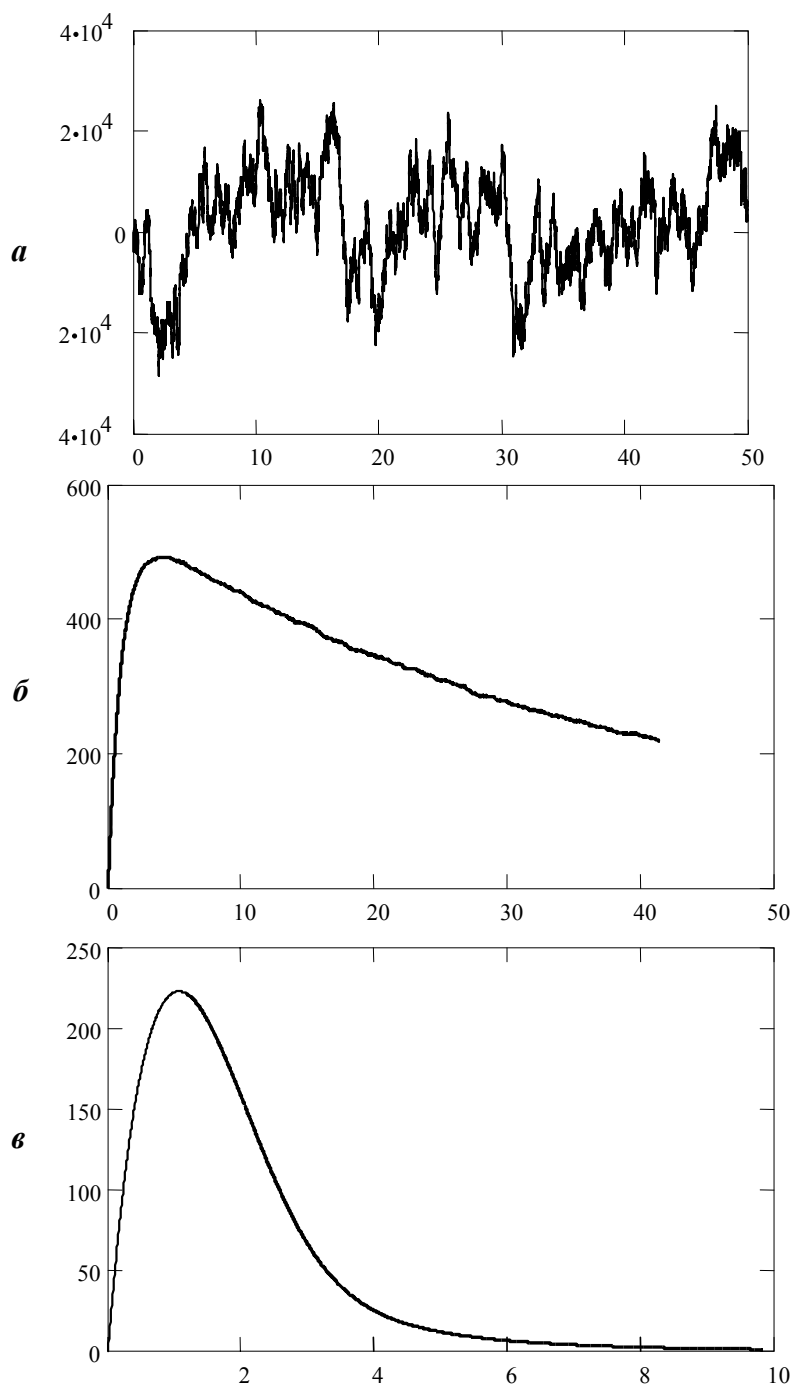


Рис. 5.4.15. Фазовая диаграмма движения аэрозольной частицы в диффузоре (число точек 10 000) размером: $a - 10^{-7}$ м; $b - 1,3 \cdot 10^{-6}$ м; $v - 10^{-5}$ м.

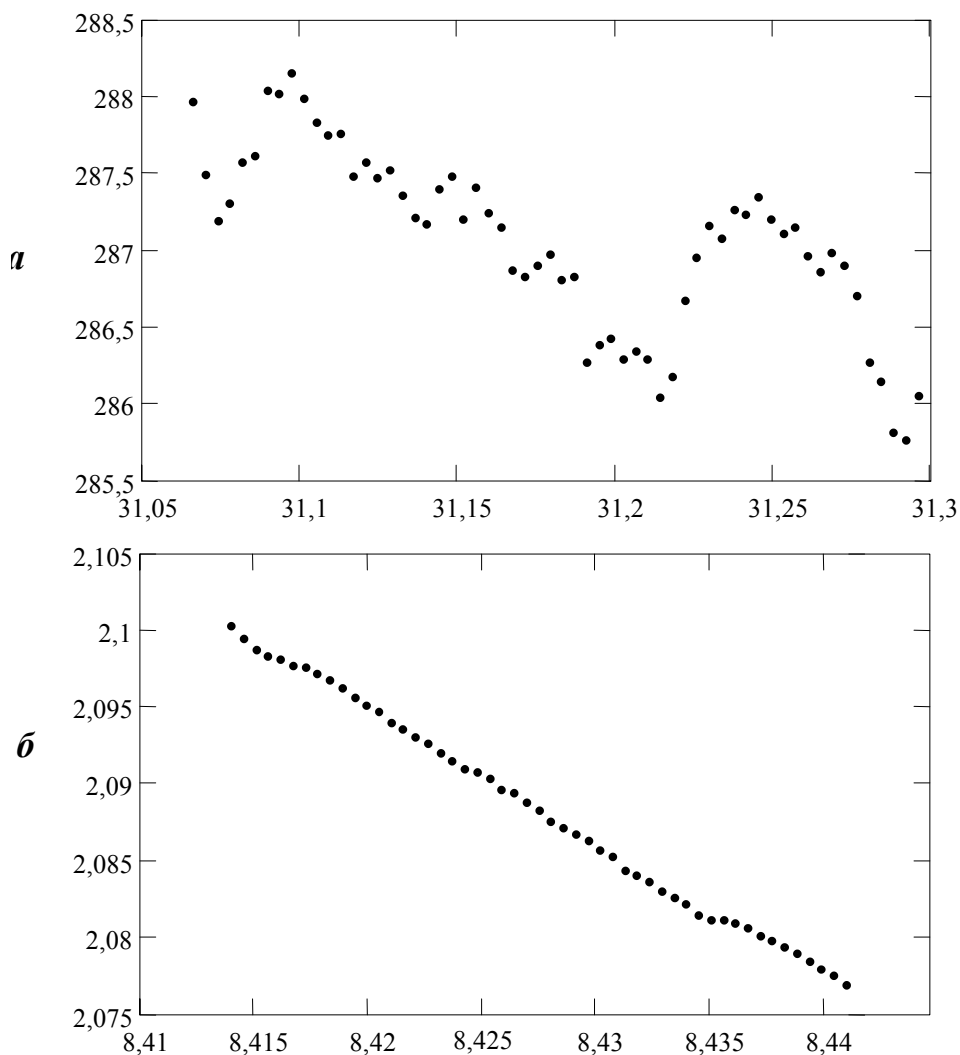


Рис. 5.4.16. Фазовая диаграмма движения аэрозольной частицы размером $1,3 \cdot 10^{-6}$ м в диффузоре (увеличенный фрагмент: *a* – рис. 5.4.15, *б* – рис. 5.4.15).

Утверждать, что движение является хаотическим, можно только на основе использования некоторой численной характеристики странного аттрактора (рис. 5.4.15, *a*). Такой характеристикой может являться фрактальная размерность.

Фрактальная размерность странного аттрактора. Фрактальная математика применяется в нелинейной динамике главным образом для характеристики странных аттракторов и ставит своей задачей использование фрактальной размерности в численных экспериментах и физических измерениях движений, связанных со странными аттракторами.

Пока еще не существует электронных или каких-нибудь других приборов, которые давали бы на выходе сигнал, пропорциональный фрактальной размерности, хотя в будущем электрооптические методы, возможно, позволят построить такой прибор. Ныне и в численных, и в физических экспериментах фрактальную размерность находят, дискретизируя сигналы последовательностью равноотстоящих (по времени) точек и обрабатывая полученные данные на компьютере. Существует три основных метода:

- временные дискретизации переменных в фазовом пространстве;
- вычисление фрактальной размерности отображений Пуанкаре;
- построение псевдофазового пространства по измерениям одной переменной (иногда называемой методом вложения пространства).

Остановимся на первом методе, так как он больше всего отвечает условиям решаемой нами задачи. В первом методе переменные измеряются через одинаковые интервалы времени $\vec{x}(\tau_0 + nd\tau)$, где n — целые числа, и записываются. Временной интервал $d\tau$ выбирается с таким расчетом, чтобы он составлял определенную долю периода вынуждающей силы или характерного времени траектории.

Существуют основные определения фрактальной размерности, используемые сейчас: усредненная поточечная размерность, корреляционная размерность и размерность Ляпунова. В большинстве современных работ, где реально вычисляется фрактальная размерность, используется от 2000 до 20 000 точек, хотя некоторые авторы утверждают, что обладают надежными алгоритмами, позволяющими вычислять размерность по 500 точкам. Прямые алгоритмы для вычисления фрактальной размерности по N_0 точкам обычно содержат N_0^2 операций.

Предположим, что мы знаем (или подозреваем) о существовании у хаотической системы аттрактора в двухмерном фазовом пространстве с физическими переменными $\{y(\tau), w(\tau)\}$. В случае движения аэрозольной частицы в диффузоре y — положение, $w = \dot{y}$ — скорость. При дискретизации речь идет о выборке временных значений $\{y(\tau), w(\tau)\}$ через интервал, который должен быть меньше времени релаксации движения аэрозольной частицы. Каждому интервалу времени соответствует точка $\vec{x}_n = \{y(nd\tau), w(nd\tau)\}$ в фазовой плоскости.

Для вычисления усредненной поточечной размерности выбирают случайным образом несколько точек \vec{x}_n . Для каждой выбранной точки вычисляют расстояния до ближайших окружающих точек \vec{x}_m . Речь идет о точках, ближайших во времени, а не в пространстве. Использовать евклидову меру расстояния не обязательно. Например, можно воспользоваться суммой абсолютных величин компонент вектора $\vec{x}_n - \vec{x}_m$, т. е.

$$s_{nm} = |y(nd\tau) - y(md\tau)| + |w(nd\tau) - w(md\tau)|. \quad (5.4.57)$$

Затем подсчитывают число точек в круге, квадрате или другой геометрической фигуре (или теле) размера ε и находят вероятность как функцию параметра ε :

$$p_n(\epsilon) = \frac{1}{N_0} \sum_{m=1}^{N_0} H(\epsilon - s_{nm}), \quad (5.4.58)$$

где N_0 – общее число точек в выборке; H – функция Хевисайда. При $(\epsilon - s_{nm}) > 0$ функция равна $H(\epsilon - s_{nm}) = 1$ и при $(\epsilon - s_{nm}) < 0$ функция равна $H(\epsilon - s_{nm}) = 0$. Усредненная поточечная размерность по определению (5.1.1) есть величина

$$d_n = \lim_{\epsilon \rightarrow 0} \frac{\log p_n(\epsilon)}{\log \epsilon} \quad \text{и} \quad d = \frac{1}{M} \sum_{n=1}^M d_n, \quad (5.4.59)$$

где предел в формуле для d_n существует. Для некоторых аттракторов вероятность p_n зависит от ϵ не по степенному закону, а разрывная или имеет изломы. В этих случаях можно вычислять модифицированную поточечную размерность, предварительно усредняя (*сглаживая*) p_n . Например, можно выбрать

$$\hat{p} = \frac{1}{M} \sum_{n=1}^M p_n(\epsilon) \quad \text{и} \quad d = \lim_{\epsilon \rightarrow 0} \frac{\log \hat{p}(\epsilon)}{\log \epsilon}. \quad (5.4.60)$$

Эта размерность аналогична корреляционной размерности, которую мы рассматривали.

На практике $N_0 \approx 3 \cdot 10^3 - 3 \cdot 10^4$ точек, $M \approx 0,20N_0$. Число подбирают опытным путем, начиная с какого-нибудь малого значения и постепенно увеличивая его до тех пор, пока d не достигает предела.

Выбор ϵ также требует известной осмотрительности. Верхний предел значений ϵ гораздо меньше максимальной величины аттрактора, но достаточно велик, чтобы *ухватить* крупномасштабную структуру в окрестности точки \vec{x}_n . Наименьшее значение ϵ должно быть таким, чтобы круг с радиусом ϵ или квадрат с ребром ϵ содержали по крайней мере одну выборочную точку. Например, в двухмерном фазовом пространстве, если средний глобальный масштаб аттрактора равен L , то средняя плотность точек составляет величину

$$\rho \approx \frac{N_0 4}{\pi L^2},$$

поэтому площадь, связанная с масштабом ϵ , должна быть больше, чем ρ^{-1} , или

$$\epsilon > \frac{L}{2N_0^{1/2}}. \quad (5.4.61)$$

Другим ограничением на минимальную величину ϵ является уровень *реального шума*, или неопределенность в измерениях переменных состояния (w, y) . В любом реальном эксперименте существует сфера неопределенности, окружающая каждую измеренную точку в фазовом пространстве. Когда ϵ становится радиусом этой окружности, рассмотренная во второй главе теория фрактальной размерности, строго говоря, становится неприменимой, так как при меньших ϵ нельзя ожидать самоподобной структуры.

Расчеты показали, что для описания изучаемого нами странного аттрактора достаточно принять $N_0 = 10^4$ и $M = 2000$ и анализировать изменение размера ϵ

от 0,01 до 0,1. На рис. 5.4.17 представлены результаты обобщения траекторий движения аэрозольных частиц (рис. 5.4.15). Представленные зависимости $\log(p)$ от $\log(\epsilon)$, строго говоря, не являются прямыми и имеют довольно сложный вид. Для частиц размером 0,1 мкм (кривая 1) и 10 мкм (кривая 3) в принятых пределах изменения размера анализируемой области ϵ зависимость $\log(p)$ от $\log(\epsilon)$ можно считать линейной, что позволяет однозначно определить величину корреляционной размерности. Для частицы размером 1,3 мкм такой прямой фактически нет, поскольку локальный угловой коэффициент непрерывно изменяется. Однако величину корреляционной размерности можно определить в некотором интервале размеров анализируемой области, где угловой коэффициент меняется мало.

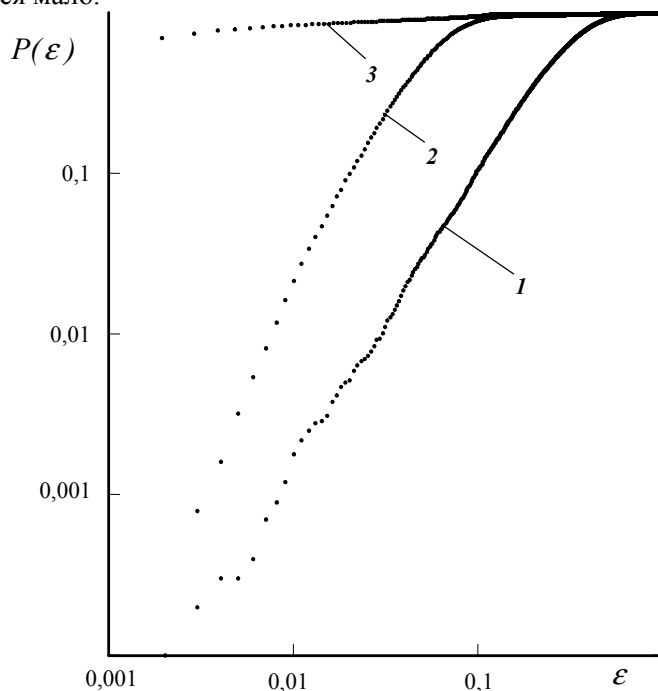


Рис. 5.4.17. Зависимость вероятности от размера анализируемой области для различных размеров аэрозольных частиц:
1 – 0,1 мкм; 2 – 1,3 мкм; 3 – 10 мкм.

С увеличением размера аэрозольной частицы наклон изменяется (уменьшается), т. е. уменьшается величина корреляционной размерности. Движение становится устойчивым. На рис. 5.4.18 представлена зависимость корреляционной размерности от размера дисперсных частиц, где также приведены зависимости параметров K и S_d от размера частицы. Поскольку данные параметры зависят не только от размера частицы и свойств сплошной среды, то расчеты проводились для различных углов раскрытия конуса и различной температуры газа.

К устойчивой области относится кривая 3 (см. рис. 5.4.17), для которой величина корреляционной (фрактальной) размерности минимальна и близка к ну-

лю. Стремление к нулю фрактальной размерности говорит о том, что анализируемая зависимость может быть описана одним уравнением первого порядка и сами отклонения на траектории в фазовом пространстве (см. рис. 5.4.16, б) связаны с погрешностью вычислений. Имеет место детерминированная задача движения аэрозольной частицы в диффузоре. Такую задачу мы решали в предыдущей главе. К неустойчивой области относится кривая 1 (рис. 5.4.18), для которой, наоборот, величина фрактальной размерности максимальна и приближается к двум.

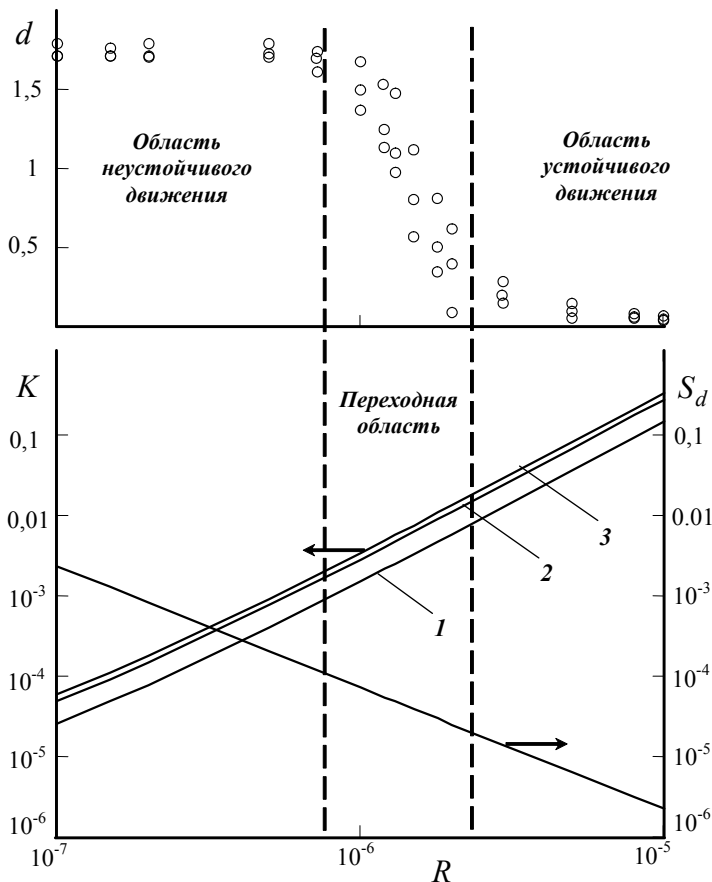


Рис. 5.4.18. Зависимость фрактальной (корреляционной) размерности фазовой диаграммы движения аэрозольной частицы в диффузоре от размера частицы.

Стремление к двум фрактальной размерности говорит о том, что траектория в фазовом пространстве стремится заполнить всю его область (плоскость, рис. 5.4.15, а) и для описания анализируемой зависимости необходимы два уравнения первого порядка. Отклонения на траектории в фазовом пространстве носят случайный характер. Имеют место хаотические колебания.

В переходной области значение фрактальной размерности, равное 1,711 для неустойчивой области, уменьшается до значения фрактальной размерности, равного 0,04–0,05, соответствующего устойчивой области. Как показали расчеты, размер переходной области слабо зависит от угла раскрытия диффузора и температуры газа. Для нас не имеет значение величина фрактальной размерности в переходной области, важно только, что оно меньше максимального для неустойчивой области и больше минимального для устойчивой области. Движение аэрозольной частицы в переходной области (см. рис. 5.4.16, *a*), с одной стороны, не является детерминированным и одного уравнения для его описания недостаточно, с другой стороны, оно не является хаотичным, поскольку прослеживается определенная траектория, вокруг которой совершаются колебания.

Подведем итоги. Написанные выше уравнения движения получены для среды, движущейся в пространстве с постоянной скоростью. Это упрощение является слишком грубым для многих аэрозольных задач. Кроме того, выбор уравнений для расчетов траекторий аэрозольных частиц затруднен, поскольку невозможностью точно описать распределение воздушного потока. Хотя для ламинарного потока уравнение движения может быть разделено по переменным x и y , с ростом числа Рейнольдса нелинейность силы сопротивления будет мешать разделению векторного уравнения. К счастью, большинство аэрозольных проблем рассматривается при режимах, соответствующих малым числам Рейнольдса. Впервые показано, что движение аэрозольной частицы в диффузоре может быть как детерминированным, так и хаотическим. Существует также переходная область, где наряду с направленным движением частица способна совершать хаотические колебания. Построенная диаграмма рис. 5.4.18 позволяет, не проводя интегрирования системы уравнений (5.4.55), предсказать характер движения частицы, если известны параметры K и S_d , которые можно считать коэффициентами подобия для решаемой нами задачи.

5.4.5. Константа коагуляции при движении частиц аэрозоля в диффузоре

Одной из возможных причин коагуляции аэрозольных частиц при их свободном осаждении является разность скоростей их движения или мгновенное значение их относительной скорости. Можно предположить, что при движении аэрозольных частиц в диффузоре причиной коагуляции является разность мгновенных скоростей, и константа коагуляции может быть рассчитана согласно (3.5.27) [10]:

$$K_{1,2} = \pi(R_1 + R_2)^2[w_{1y} - w_{2y}]\epsilon(R_1, R_2). \quad (5.4.62)$$

При практическом использовании зависимости (5.4.68) следует иметь в виду, что приведенные выше выражения (3.5.31) и (3.5.32) [10] для расчета коэффициента захвата $\epsilon(R_1, R_2)$ применимы только для гравитационной коагуляции капель разных размеров. В общем случае коэффициент захвата должен учитывать особенности конкретного течения дисперсной системы. Для его расчета воспользуемся чисто эмпирической зависимостью, которую рекомендуется

применять при инерционном столкновении до значений числа Рейнольдса $Re \leq 10$:

$$\varepsilon = \frac{k_c^3}{k_c^3 + 0,77k_c^2 + 0,22}.$$

Изучение движения одиночной аэрозольной частицы показало, что ее скорость может значительно отличаться от скорости движения газа в диффузоре и превышать скорость свободного осаждения аэрозольной частицы. С целью расчета скорости коагуляции согласно (5.4.62) рассмотрим совместное движение двух частиц разного размера. При этом нас интересует возможное значение их относительной скорости в некоторой точке по длине диффузора. Воспользуемся, как и ранее, одномерным приближением и запишем систему (5.4.54) для двух частиц:

$$dw_{1,2y} = -\frac{w_{1,2y}d\tau}{\tau_{01,2}} + \frac{v^*d\tau}{\tau_{01,2} \left[1 + \frac{y_{1,2}}{r_0} \operatorname{tg}(\gamma/2) \right]^2} + \frac{1}{\tau_{01,2}} \sqrt{2D_{d1,2}d\tau} a_{y1,2},$$

$$dy_{1,2} = w_{1,2y}d\tau, \quad f(a_{y1,2}) = \frac{1}{(2\pi)^{3/2}} \exp \left\{ -\frac{1}{2} |a_{y1,2}|^2 \right\}.$$

Прямое решение данной системы невозможно, поскольку за одно и то же время частицы разных размеров пройдут разные расстояния. Предположим, что первая крупная частица движется в потоке мелких частиц. По всей видимости, возможны два подхода: раздельное интегрирование системы уравнений для каждой частицы с последующим их совмещением или их совместное решение, когда на каждом шаге интегрирования шаг по времени для второй частицы пересчитывается с учетом пути, пройденного первой частицей. По нашему мнению, второй путь более прозрачен и позволяет рассчитать разность скоростей двух частиц, если они окажутся в данной точке диффузора, что выполняется при достаточно большом числе мелких частиц.

Совместить две частицы в одной точке диффузора можно, если будет выполняться следующее условие:

$$d\tau_2 = \frac{dy_1}{w_{2y}} = \frac{w_{1y}}{w_{2y}} d\tau.$$

Тогда исходная система примет вид

$$dw_{1y} = -\frac{w_{1y}d\tau}{\tau_{01}} + \frac{v^*d\tau}{\tau_{01} \left[1 + \frac{y}{r_0} \operatorname{tg}(\gamma/2) \right]^2} + \frac{1}{\tau_{01}} \sqrt{2D_{d1}d\tau} a_{y1},$$

$$dw_{2y} = -\frac{w_{1y}d\tau}{\tau_{0o2}} + \frac{v^*w_{1y}d\tau}{\tau_{02}w_{2y} \left[1 + \frac{y}{r_0} \operatorname{tg}(\gamma/2) \right]^2} + \frac{1}{\tau_{02}} \sqrt{2D_{d2} \frac{w_{1y}}{w_{2y}} d\tau} a_{y2},$$

$$dy = w_{1y}d\tau, \quad f(a_{y1,2}) = \frac{1}{(2\pi)^{3/2}} \exp \left\{ -\frac{1}{2} |a_{y1,2}|^2 \right\}.$$

Преобразуем систему уравнений к виду, удобному для численного интегрирования. С учетом принятых ранее обозначений

$$u = \frac{w_y}{v^*}, \quad z = \frac{y \operatorname{tg}(\gamma/2)}{r_0}, \quad \theta = \frac{\tau}{\tau_0}$$

получим следующую систему уравнений для расчета константы коагуляции:

$$\begin{aligned} K_{1,2} &= \pi v^* R_1^2 \left(1 + \frac{1}{\bar{R}}\right)^2 [u_1 - u_2] \frac{k_c^3}{k_c^3 + 0,77k_c^2 + 0,22}, \\ du_1 &= -u_1 d\theta + \frac{d\theta}{[1+z]^2} + S_{d1} \sqrt{d\theta} a_1, \quad dz = K u_1 d\theta, \\ du_2 &= -u_2 \bar{\tau} \frac{u_1}{u_2} d\theta + \frac{d\theta}{[1+z]^2} \bar{\tau} \frac{u_1}{u_2} + S_d \sqrt{d\theta} \bar{S} \sqrt{\frac{u_1}{u_2}} a_2, \\ f(a_{1,2}) &= \frac{1}{(2\pi)^{3/2}} \exp\left\{-\frac{1}{2}|a_{1,2}|^2\right\}, \\ K &= \frac{v^* \tau_{01} \operatorname{tg}(\gamma/2)}{r_0}, \quad k_c = \frac{2 \rho_d R_1 v^*}{9 \mu_c \bar{\tau}} u_1, \quad S_d = \sqrt{\frac{2kT}{m_{d1}(v^*)^2}}. \end{aligned}$$

Система уравнений должна интегрироваться при следующих начальных условиях: при $\tau = 0$ имеем $u_1 = 0$, $u_2 = 0$, $z = 0$ и $u_1/u_2 = 1$.

При записи окончательных выражений появляются новые параметры, которые ранее не использовались, а именно: отношение времен релаксации двух частиц. $\bar{\tau} = \tau_{01}/\tau_{02} = (R_1/R_{21})^2 = \bar{R}^2$, отношение параметров диффузии Броуна

$$\bar{S} = \frac{S_{d2}}{S_{d1}} \sqrt{\frac{\tau_{01}}{\tau_{02}}} = \sqrt{\bar{R}^5}.$$

Изучалась коагуляция аэрозольных частиц воды в воздухе при температуре 20°C в диффузоре при: $v^* = 20$ м/с, $r_0 = 0,02$ м, $\gamma/2 = 7,5^\circ$ и значениях физических параметров $\rho_d = 1000$ кг/м³, $\rho_c = 1,2$ кг/м³, $\mu_c = 1,2 \cdot 10^{-5}$ н/м² для частиц размером $R = 10, 1$ и $0,1$ мкм.

Проведенные расчеты носят скорее качественный характер и позволяют говорить о том, что с увеличением отношения диаметров коагулирующих частиц может произойти резкое увеличение скорости коагуляции, что подтверждает рис. 5.4.19, который строился с использованием среднего относительного значения скорости коагуляции:

$$\langle K_{1,2} \rangle = \frac{1}{\pi v^* R_1^2 (1 + 1/\bar{R})^2} \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N K_{1,2}^i (u_{1i} - u_{2i}),$$

где N – общее число шагов по времени.

На рис. 5.4.19 хорошо просматриваются две области – первая (I), где наблюдается закономерное изменение средней скорости коагуляции, и вторая (II), где она резко возрастает. Расчеты показали, что критические значения относительного радиуса, где наблюдается переход из первой области во вторую, меняются с изменением шага интегрирования и достигают одного и того же значения в одной и той же точке по длине диффузора. Значения относительной скорости

коагуляции с изменением шага по времени меняются мало. Полученные значения константы коагуляции при больших \bar{R} во многом носят качественный характер. В этой области для получения более надежных результатов требуется интегрирование с переменным шагом.

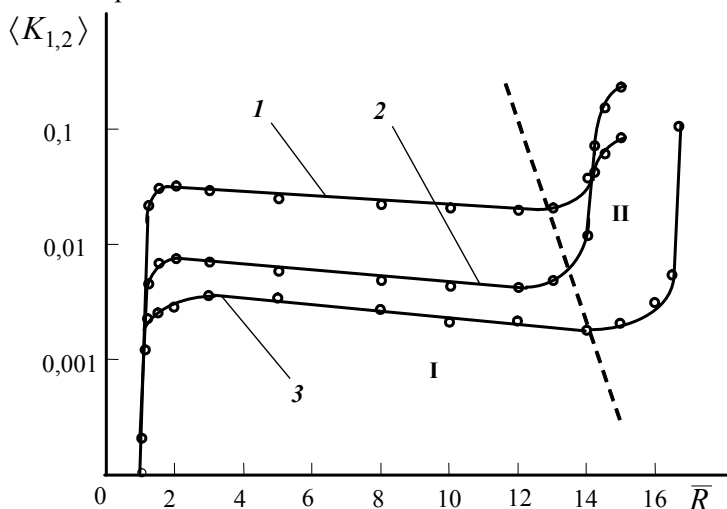


Рис. 5.4.19. Зависимость среднего значения константы коагуляции от отношения диаметров коагулирующих частиц при различных размерах большей частицы: 1 – 10 мкм; 2 – 1 мкм; 3 – 0,1 мкм.

Вернемся к задаче коагуляции аэрозольных частиц при их движении в диффузоре. Предположим, что нам необходимо уловить частицы аэрозоли размером в 1 мкм при их заданной средней концентрации в единице объема воздушной смеси C_{01} . Для этого нам необходимо укрупнить частицы аэрозоли за счет капелек воды, которые образуются в результате конденсации пара и также имеют некоторую объемную концентрацию C_{02} . Такие капли в зависимости от условий их образования могут иметь размеры от 0,1 до 0,001 мкм. При низких значениях пересыщения $S \leq 1,5$ в момент образования капель можно принять, что их размер равен 0,1 мкм.

Имеются аэрозольные частицы двух размеров. В этом случае укрупнить частицы исходной аэрозоли можно в диффузоре. Для расчета коагуляции можно воспользоваться системой уравнений совместного движения крупной (исходной) аэрозоли R_1 и мелкой частиц (капель воды) R_2 , предложенной в предыдущем разделе:

$$\begin{aligned} du_1 &= -u_1 d\theta + \frac{d\theta}{[1+z]^2} + S_{d1} \sqrt{d\theta} a_1, & dz &= Ku_1 d\theta, \\ du_2 &= -u_2 \bar{\tau} \frac{u_1}{u_2} d\theta + \frac{d\theta}{[1+z]^2} \bar{\tau} \frac{u_1}{u_2} + S_d \sqrt{d\theta S} \sqrt{\frac{u_1}{u_2}} a_2, \end{aligned}$$

$$f(a_{1,2}) = \frac{1}{(2\pi)^{3/2}} \exp\left\{-\frac{1}{2}|a_{1,2}|^2\right\},$$

$$K = \frac{v^* \tau_{01} \lg(\gamma/2)}{r_0}, \quad k_c = \frac{2 \rho_d R_1 v^*}{9 \mu_c \tau} u_1 \quad S_d = \sqrt{\frac{2kT}{m_{d1}(v^*)^2}}.$$

Данная система необходимо дополнена двумя дифференциальными уравнениями коагуляции. Предположим, что ввиду большой разницы начальных размеров частиц, а тем более их объемов, в результате коагуляции мелкие частицы (капли воды) равномерно покрывают крупные частицы исходной аэрозоли. В этом случае число частиц аэрозоли остается постоянным, а число капель воды (конденсата) непрерывно уменьшается. Согласно (3.5.37) [10] получим

$$C_1(n+1) = C_1(n) + C_2(n)p_{1,2}, \quad C_2(n+1) = C_2(n)(1 - p_{2,1}).$$

Для удобства расчетов и их наглядности перейдем к объемной концентрации частиц. С этой целью умножим каждое из уравнений на соответствующий ему объем частиц, получим

$$\bar{C}_1(n+1) = \bar{C}_1(n) + \bar{C}_2(n)p_{1,2}, \quad \bar{C}_2(n+1) = \bar{C}_2(n)(1 - p_{2,1}).$$

Вероятность перехода или коагуляции может быть найдена с использованием константы коагуляции

$$K_{1,2} = \pi v^* R_1^2 (1 + 1/\bar{R})^2 [u_1 - u_2] \frac{k_c^3}{k_c^3 + 0,77k_c^2 + 0,22}.$$

Тогда получим

$$p_{1,2} = \frac{1}{2} K_{1,2} C_1(n) d\tau = \pi v^* R_1^2 \left(1 + \frac{1}{\bar{R}}\right)^2 [u_1 - u_2] \frac{k_c^3}{k_c^3 + 0,77k_c^2 + 0,22} C_1(n) \tau_{01} \frac{d\theta}{2}$$

или для объемной концентрации

$$p_{1,2} = \frac{3v^* \tau_{01}}{4R_1} \left(1 + \frac{1}{\bar{R}}\right)^2 [u_1 - u_2] \frac{k_c^3}{k_c^3 + 0,77k_c^2 + 0,22} \bar{C}_1(n) \frac{d\theta}{2}.$$

Для замыкания системы необходимо учесть изменение размера крупных частиц – их укрупнение. Согласно принятым допущениям число частиц исходной аэрозоли при их движении в диффузоре не должно меняться, т. е. должно выполняться соотношение

$$\frac{\bar{C}_1(0)}{V_1(0)} = \frac{\bar{C}_1(n)}{V_1(n)} \quad \text{или} \quad R_1(n) = R_1(0) \sqrt[3]{\frac{\bar{C}_1(n)}{\bar{C}_1(0)}}.$$

Полученная система уравнений должна интегрироваться при следующих начальных условиях: при $\tau = 0$ $z = 0$, $u_1 = 1$, $u_2 = 1$, и $u_1/u_2 = 1$.

Изучалась коагуляция аэрозольных частиц воды $R_2 = 0,1$ мкм в воздухе на частицах аэрозоли $R_1 = 1$ мкм при температуре 20°C в диффузоре со следующими параметрами: $v^* = 20$ м/с, $r_0 = 0,02$ м, $\gamma/2 = 7,5^\circ$ и значениями физических параметров $\rho_{d1} = 1500$ кг/м³, $\rho_{d2} = 1000$ кг/м³, $\rho_c = 1,2$ кг/м³, $\mu_c = 1,2 \cdot 10^{-5}$ н/м². Предположим, что начальная концентрация аэрозольных частиц равна $1,5$ г/м³, т. е. $\bar{C}_1(0) = 10^{-6}$ м³/м³. Для их укрупнения до 5 мкм необходимо, чтобы в коагу-

лянии участвовало капле воды в 125 раз больше по объему, т. е. $\bar{C}_2(0) = 1,25 - 1,5 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Результаты расчета представлены на рис. 5.4.20, где показано изменение относительного размера крупной частицы $\bar{R}_1 = R_1(n)/R_1(0)$ (частицы исходной аэрозоли) при ее движении в диффузоре. Как видно из рисунка, предложенная модель предсказывает скачкообразное изменение размера исходных аэрозольных частиц за счет коагуляции с мелкими частицами (каплями воды). С увеличением начального размера крупной частицы спонтанная коагуляция начинается быстрее, поскольку при большем исходном размере крупная частица быстрее достигает некоторого критического размера, при котором резко возрастает скорость коагуляции (рис. 5.4.20). Критический размер напрямую связан с размером мелких капель воды. Чем они меньше, тем быстрее начинается спонтанная коагуляция. Полученные результаты полностью совпадают с результатами расчета константы коагуляции, выполненного в предыдущем параграфе.

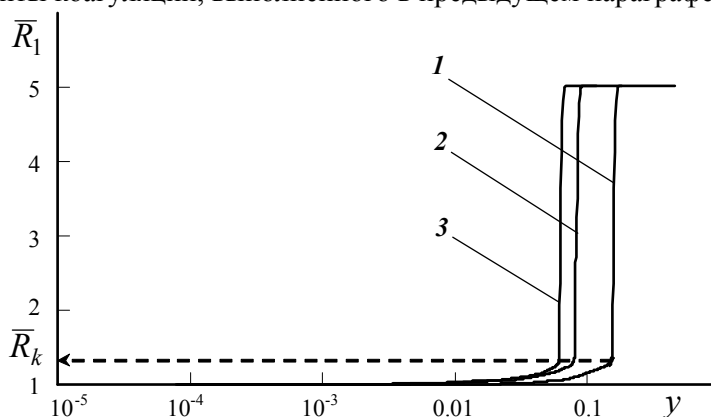


Рис. 5.4.20. Изменение относительного размера исходной аэрозольной частицы по длине диффузора при различных значениях ее начального размера: 1 – 1,7 мкм; 2 – 1,75 мкм; 3 – 1,8 мкм.

Подведем итоги. Полученные в данном разделе результаты имитационного моделирования *совместного* движения двух частиц разного размера в диффузоре позволяют говорить о возможности расчета константы коагуляции в зависимости от относительного размера частиц. С его увеличением рост коэффициента коагуляции имеет экстремальный характер. При достижении некоторого критического отношения размера частиц возможен резкий рост скорости коагуляции. Построение модели на основе дифференциальных уравнений коагуляции для аэрозольных частиц двух размеров приводит нас к предсказанию возможности спонтанной коагуляции при их совместном движении в диффузоре. Причиной спонтанной коагуляции является резкое возрастание разности скоростей движения крупных и мелких частиц, когда отношение их размеров достигает некоторого критического размера.

ГЛАВА 6. ПРИМЕРЫ ПЕРЕРАБОТКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

6.1. ПРИГОТОВЛЕНИЕ СИНТЕТИЧЕСКИХ ГРАНУЛИРОВАННЫХ МОЮЩИХ СРЕДСТВ

6.1.1. Способы производства

Производство моющих средств в распылительных сушильных башнях.

В настоящее время основное количество гранулированных синтетических моющих средств (СМС) получают путем высокотемпературной распылительной сушки. Наибольшее распространение как у нас в стране, так и за рубежом получили распылительные сушильные башни типа Kestner (Франция), Lurgi (ФРГ) и Marid Ballestra (Италия). В табл. 6.1.1 приведены основные технические характеристики указанных распылительных сушильных башен.

Таблица 6.1.1

Технические характеристики сушильных башен.

№ п/п	Показатели	Башня Kestner	Башня Lurgi
1	Общая высота, м	26,2	32,0
2	Диаметр сушильной части, м	5,7	8,0
3	Высота сушильной части, м	10,0	16,0
4	Отношение диаметра и высоты сушильной части	1:1,75	1:2
5	Площадь сечения сушильной части, м ²	25,5	50,2
6	Объем сушильной части, м ³	255,0	804,2
7	Напряжение сушильного объема по съему влаги (проектное), кгм ³ /ч	11,8	6,2
8	Производительность по выпариваемой влаге (проектная), кг/ч	3000	5000
9	Производительность по порошку с 5%-ной влажностью, кг/ч	5000	8000
10	Расход сушильного агента, м ³ /ч	80 000	120 000
11	Температура сушильного агента, °С: при входе в башню при выходе из башни	350 100	350 105
12	Влажность, %: композиции, поступающей в башню готового порошка	40 5	40 5
13	Общее число форсунок	8	20
14	Максимальное число одновременно работающих форсунок	4	10
15	Давление композиции СМС в коллекторе перед форсунками, МПа	До 6,4	До 8

У метода производства моющих и чистящих средств в распылительных сушильных башнях имеются несомненные преимущества: высокая производительность при малой численности обслуживающего персонала; герметичность процесса; возможность автоматизации процесса, малое количество продукта, находящегося в башне; отсутствие коррозии (так как в башне находится сухой продукт).

Этот метод имеет и недостатки: высокие удельные показатели по капитальным затратам, энерго- и материалоемкости и выбросам пыли в атмосферу; велико количество испаряемой влаги, отнесенное к 1 м^3 башни (в среднем 6–8 кг/ч).

Повысить коэффициент полезного действия башен можно, снизив содержание влаги в композиции. В этом случае такие композиции нельзя распылять механическими форсунками.

Перечисленные недостатки, а также рост стоимости топлива и электроэнергии вызывают необходимость разработки более экономичных способов получения гранулированных СМС. К ним можно отнести следующие: напыление жидких компонентов на сухую основу в механических смесителях; напыление жидких компонентов на сухую основу, находящуюся во взвешенном состоянии; комбинированные способы.

Производство моющих средств в механических смесителях. На предприятиях, производящих моющие препараты технического назначения (ТМП), применяют первый способ – напыление жидких компонентов на порошки в:

- одно- и двухвальных смесителях периодического и непрерывного действия (рис. 4.1.24, 4.1.26);
- барабанных смесителях с перемешивающими лопатками (рис. 4.1.25);
- тарельчатых смесителях (рис. 4.1.31).

Основной недостаток данного способа связан с плохим качеством распыления и распределения связующей жидкости и со сложностью в организации отвода тепла, выделяемого при гидратации солей, что не позволяет завершить вызревание гранул. Из аппаратов выходит горячий продукт ($t = 50\text{--}70^\circ\text{C}$) с большим количеством мелкой фракции, который затем слеживается в мешках.

Перспективным представляется второй способ получения моющих средств в аппаратах с взвешенным слоем (вихревым, фонтанирующим, взвешенным, вибровзвешенным), в которых происходит интенсивное перемешивание порошкообразных компонентов СМС, достигаются оптимальные условия для контакта твердой и жидкой фаз, образования гранул, протекания тепло- и массопереноса. Отсутствие стадий приготовления и сушки композиции значительно упрощает данную технологию по сравнению с распылительной сушкой, снижает расход тепла и электроэнергии, потери сырья.

Производство моющих средств в аппаратах с вихревым и фонтанирующим слоем. Голландской фирмой Schugi предложен роторный гранулятор (рис. 4.1.53), предназначенный для производства СМС и других товаров бытовой химии. Аппарат состоит из вертикального цилиндра и размещенного внутри него вала, на котором смонтированы перемешивающие лопасти, расположенные в различных положениях относительно друг друга. Угол атаки каждой

из лопастей может изменяться от 0 до 180°. Скорость вращения вала составляет 1000–3000 об/мин. Порошкообразное сырье, поступившее из смесительной камеры самотеком, приводится перемешивающими лопастями в состояние сильной турбулентности. В образованный вихревой поток порошка подается жидкое сырье. В зависимости от угла атаки лопастей и скорости их вращения поток приобретает различный наклон к вертикальной оси, что определяет время пребывания дисперсного материала в грануляторе, в среднем около 1 с. При этом в аппарате производительностью 1000 кг/ч одновременно содержится лишь 300–400 г сырья. При таких малых его количествах для поддержания оптимального соотношения твердой и жидкой фаз требуются дозаторы весьма высокой точности. Существует опасность зарастания порошком ротора и стенок аппарата. Малое время пребывания материала в смесительной камере исключает возможность завершения в ней перераспределения влаги и гидратации солей. Поэтому для вызревания порошка или его сушки потребуются дополнительное оборудование, например аппарат с взвешенным слоем (рис. 6.1.1).

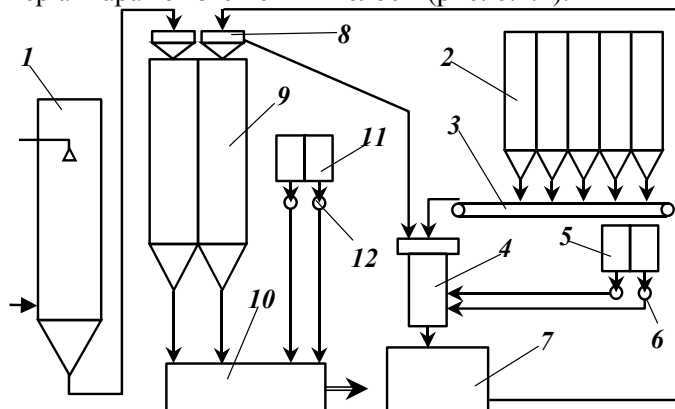


Рис. 6.1.1. Схема комбинированной технологии СМС фирмы Schugi:
1 – распылительная сушилка получения; **2** – бункер сыпучих компонентов; **3** – транспортер; **4** – роторный гранулятор; **5, 11** – емкость для жидких компонентов; **6, 12** – дозирующие насосы; **7** – аппарат со взвешенным слоем; **8** – вибросита; **9** – бункер для полученных продуктов;
10 – финальный смеситель.

Охлаждение и дозревание гранул полупродукта проводятся в аппарате со взвешенным слоем 7, после чего полупродукт транспортируется в бункер 9. Смешивание полупродуктов, полученных в распылительной сушилке 1 и аппарате со взвешенным слоем 7, происходит во вращающемся смесителе проточного типа 10 при одновременном добавлении отдушки и небольшого ($\approx 1\%$) количества ПАВ. Имеются данные о внедрении роторно-вихревого аппарата для получения отбеливающего препарата на основе пероксобората натрия «Лебедь». Грануляционная установка производительностью 1 т/ч включает в себя роторно-вихревой гранулятор, аппарат вибровзвешенного слоя, шнековый дозатор порошкообразного продукта, дутьевой и хвостовой вентиляторы, паровые калориферы, аспирационное оборудование. В качестве связующего использует-

ся водяной пар в количестве 4–6% от производительности по дисперсному материалу.

Фирма Ballestra (Швейцария), дочернее предприятие фирмы Ballestra (Италия), ведущей в мире по созданию технологии для производства СМС, предложила свой вариант комбинированной схемы, использующей для приготовления одного из полупродуктов установку Turbo-Dremix. Технологический процесс по этой схеме, представленный на рис. 6.1.2, осуществляется в две основные стадии: образование гранул и агломерация гранул.

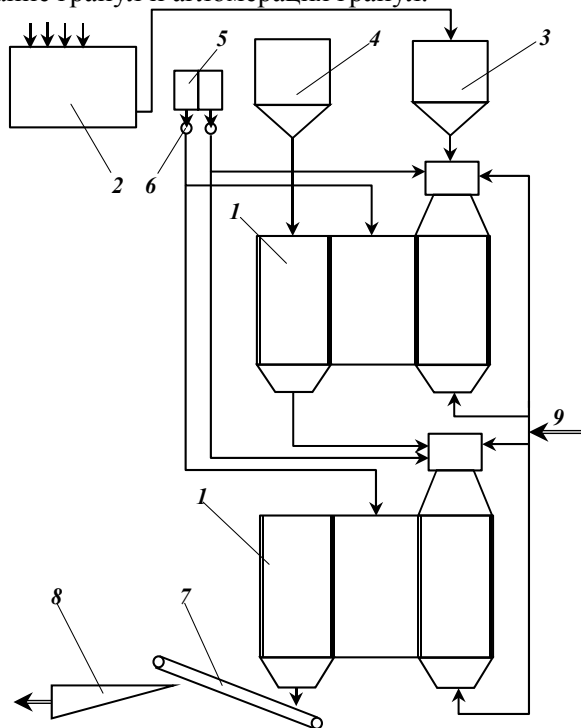


Рис. 6.1.2. Установка для непрерывной сухой нейтрализации и производства гранулированных СМС: 1 – турбо-реактор; 2 – предварительный смеситель; 3, 4 – расходные бункеры; 5 – емкости для жидких компонентов; 6 – насосы; 7 – транспортер; 8 – вибросито; 9 – охлажденный воздух.

На первой стадии порошкообразные, дозированные и предварительно смешанные во вращающемся смесителе компоненты непрерывно подаются в турбореактор. В нем щелочные компоненты, оживенные воздушным потоком, и распыленные специальной форсункой жидкие кислотные компоненты тщательно смешиваются с получением пористых гранул.

Последнее обусловлено взрывным характером протекания реакции нейтрализации алкилбензосульфоната натрия с последующим выделением CO_2 . На второй стадии агломерация пористых гранул, охлаждение и вызревание обеспечиваются во втором турбореакторе, подключенном в схему последовательно. В этом аппарате пористые гранулы подвергаются повторному оживлению в охлажденной струе воздуха и смешиваются с распыленными жидкими добавками.

Данное производство имеет значительную экономию энергии по сравнению с традиционными производствами СМС, которые требуют большого расхода теплоносителя. При 700 ккал на 1 кг продукта, расходуемых при распылительной сушке, система Turbo-Dremix потребляет всего 40 ккал. Система отличается сложностью и громоздкостью оборудования, что обусловлено наличием трех смесителей (предварительный смеситель, два последовательно установленных турбореактора) и системы охлаждения воздуха.

Разработана технология производства гранулированных СМС с применением аэрофонтанной камеры. Схема установки, на которой реализована указанная технология, приведена на рис. 6.1.3.

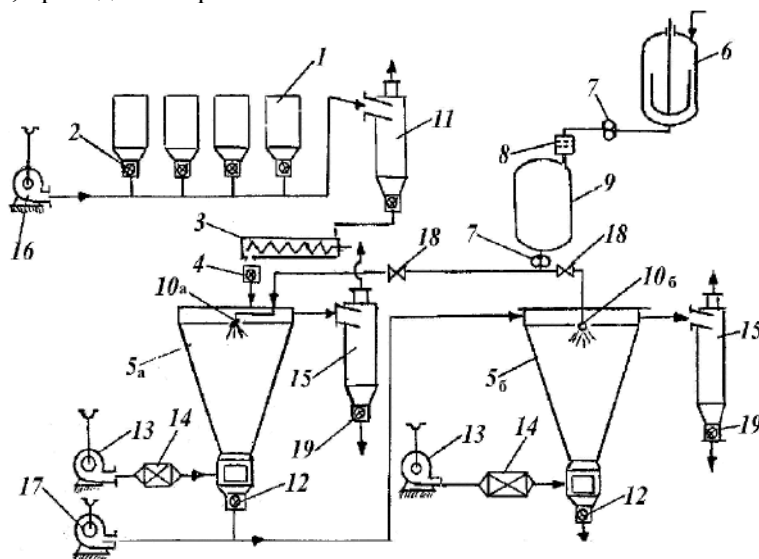


Рис. 6.1.3. Технологическая схема установки с аэрофонтанной камерой для получения гранулированных СМС: 1 – бункер; 2 – дозатор; 3 – шнековый смеситель; 4, 19 – шлюзовые питатели; 5 – аэрофонтанные камеры; 6 – реактор; 7 – насос; 8 – фильтр; 9 – емкость для жидкого сырья; 10 – форсунки; 11, 15 – циклоны; 12 – разгрузочное устройство; 13, 16, 17 – вентиляторы; 14 – калориферы.

Порошкообразные компоненты из бункеров 1 через дозирующие устройства 2 пневмотранспортом нагнетаются в горизонтальный шнековый смеситель 3, откуда полученная смесь через шлюзовую питатель 4 поступает в аэрофонтанную камеру 5а. Жидкие ПАВ, водные растворы метасиликата натрия и КМЦ, приготовленные в реакторе-смесителе 6, насосом 7 перекачиваются через фильтр 8 в емкость 9. Расход жидкости, подаваемой на распыление в форсунки 10а и 10б, регулируется вентилями. В камере 5а часть жидкости распыляется в расчете на содержание ПАВ в готовом продукте (12–14%). Оставшаяся жидкость (из расчета суммарного содержания ПАВ в продукте (18–20%)) направляется в камеру 5б. Фонтанирующий слой в камерах 5а и 5б создается воздухом, подаваемым вентиляторами 13 и подогреваемым в калориферах 14.

Полупродукт из камеры 5а в камеру 5б нагнетается пневмотранспортом. Отработанный воздух очищается от пыли в циклонах 15. На установке получается сыпучий гранулированный продукт при введении до 22% ПАВ. Ее недостатки – сложность, относительно малая удельная производительность оборудования, большой расход воздуха. С целью упрощения схемы и увеличения количества вводимых жидких компонентов было решено вместо первой аэрофонтанной камеры установить двухвалковый смеситель. Угол наклона расположенных на каждом валу лопастей может измениться от 0 до 90°. Изменяя скорость вращения валов от 50 до 150 об/мин, можно регулировать скорость перемещения компонентов. В смесителе на порошкообразное сырье распыляется основная масса связующей жидкости (водные растворы метасиликата натрия и КМЦ). ПАВ поступают в аппарат частично в сухом виде (10–11%), а частично распыляются в виде раствора. Отвод тепла гидратации осуществляется подачей холодной воды в рубашку смесителя. Полученный в смесителе гранулированный продукт подается на сушку в аэрофонтанную камеру, где его влажность снижается от 10–12 до 2–3%. При более высокой остаточной влажности происходит образование комков продукта, а при пониженной влажности в нем содержится значительное количество пыли.

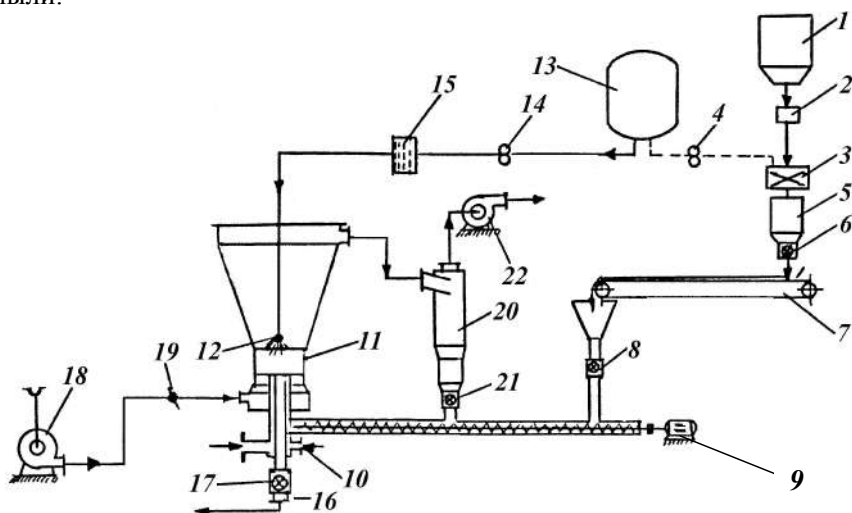


Рис. 6.1.4. Технологическая схема установки по производству СМС с аппаратом кипящего слоя: 1 – бункер; 2 – весы; 3 – смеситель; 4, 14 – насосы-дозаторы; 5 – промежуточный бункер; 6, 8, 17, 21 – шлюзовые питатели; 7 – ленточный дозатор; 9 – винтовой питатель; 10 – загрузочно-разгрузочное устройство; 11 – аппарат взвешенного слоя; 12 – форсунка; 13 – реактор; 15 – фильтр; 16 – загрузочный патрубок; 18, 22 – вентиляторы; 19 – заслонка; 20 – циклон.

Производство моющих средств в аппаратах с взвешенным слоем. Исследования, проведенные на народном предприятии Waschmittelwerk Gentin (бывшая ГДР), имели цель получить в аппарате взвешенного слоя за один этап продукт, сравнимый с продуктом распылительной сушки, при снижении удельного

расхода энергии и упаковочных материалов. Технологическая схема установки с аппаратом взвешенного слоя представлена на рис. 6.1.4.

Порошкообразные компоненты из бункеров 1 с весов 2 поступают в механический смеситель 3. При перемешивании к сухому сырью можно с помощью насоса-дозатора 4 добавлять жидкие ПАВ. Из промежуточного бункера 5 смесь ленточным дозатором 7, винтовым питателем 9 и пневматическим устройством 10 подается в аппарат 11 с взвешенным слоем. Здесь на перемешиваемый слой материала механическими форсунками 12 распыляются жидкие ПАВ или их кислые полупродукты, которые поступают из реактора 13. Прочные гранулы образуются в аппарате взвешенного слоя при использовании алкилбензолеульфокислоты, подвергаемой нейтрализации во взвешенном слое кальцинированной содой, входящей в состав СМС. По достижении определенной массы агломераты через разгрузочный патрубок 16 и шлюзовой питатель 17 выгружаются из аппарата. Подаваемый в патрубок встречный поток воздуха отделяет от готового продукта пылевидные частицы и возвращает их в кипящий слой.

Производительность аппарата взвешенного слоя, отнесенная к 1 м² поверхности решетки, составляет 300–1000 кг/ч по сухому сырью и 60–200 кг/ч по напыляемой жидкости при расходе воздуха на ожижение 800–2000 м³/ч. Дальнейшим усовершенствованием аппарата 11 явился аппарат с локально фонтанирующим слоем (ФС), схема которого приведена на рис. 6.1.5.

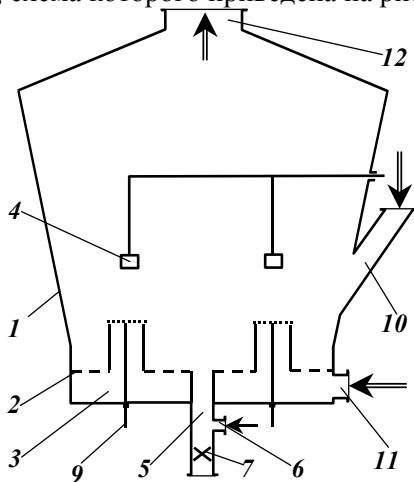


Рис. 6.1.5. Аппарат с локально-фонтанирующим слоем: 1 – корпус; 2 – газораспределительная решетка; 3 – воздушная камера; 4 – форсунки; 5 – патрубок готового продукта; 6 – коллектор; 7 – шлюзовый затвор; 8 – колпак; 9 – шток; 10–12 – патрубки.

Порошкообразный материал поступает в аппарат через патрубок 10 и приводится во взвешенное состояние посредством воздуха, поступающего через патрубок 11, камеру 3 и распределяемого по сечению аппарата газораспределительной решеткой 2. Часть воздуха поступает в слой через колпаки 8 и ожижает материал, находящийся над ними. Высота слоя материала над колпаками меньше высоты слоя над газораспределительной решеткой на величину высоты

колпака. Как следствие этого, сопротивление материала над колпаками меньше, чем над решеткой и скорость газа над колпаками больше ее значений над газораспределительной решеткой. Это приводит к более интенсивному перемешиванию материала над колпаками, которые установлены под распылителями. Это способствует равномерному контакту распыляемой жидкости и дисперсного материала и образованию однородного по химическому и гранулометрическому составу готового продукта. Полученные в фонтанах гранулы попадают в слой между колпаками, где происходит их вызревание. Данные аппараты промышленно освоены на БПО «Белместбытхим» и Славутским химическом заводом при получении гранулированных СМС без использования башенной технологии. К числу недостатков аппаратов с взвешенным слоем можно отнести наличие уноса и трудность удаления крупных агломератов с поверхности газораспределительной решетки.

Получение гранулированных моющих средств в аппаратах с вибровзвешенным слоем. Фирмой APV Anhydro (Дания) разработана установка Fluid Mix получения СМС производительностью от 650 кг до 10 т гранулированного порошка в час. Основой установки, схема которой приведена на рис. 6.1.6, является аппарат с виброкипящим слоем.

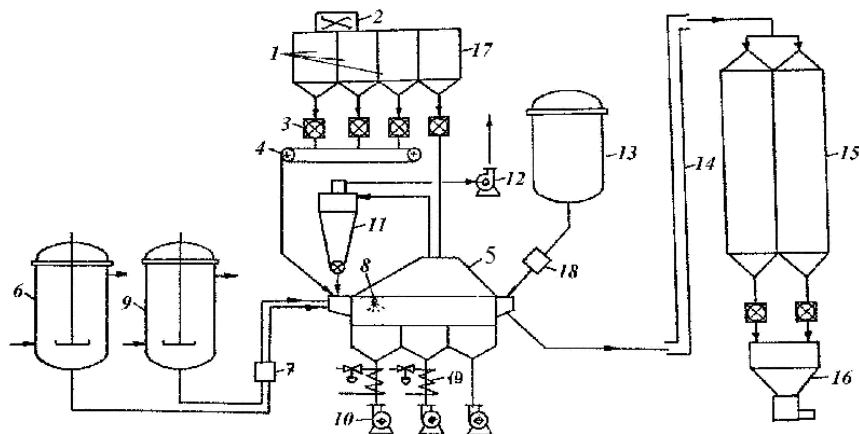


Рис. 6.1.6. Технологическая схема установки с аппаратом виброкипящего слоя для получения гранулированных СМС: 1 – бункер; 2 – смеситель; 3 – дозатор; 4 – ленточный транспортер; 5 – аппарат вибровзвешенного слоя; 6 и 9 – реакторы; 7 и 18 – насосы-дозаторы; 8 – форсунки; 10 и 12 – вентиляторы; 11 – циклон; 13 – емкость для отдушки; 14 – ковшовый элеватор; 15 – накопительный бункер; 16 – расфасовочный автомат; 17 – бункер для нетермостабильных компонентов; 19 – калорифер.

Порошкообразное сырье подается из расходных бункеров 1 дозаторами непрерывного действия 3 на ленточный транспортер 4, откуда направляется в аппарат с виброкипящим слоем 5. Компоненты, вводимые в состав СМС в небольших количествах (КМЦ, оптический отбеливатель, сульфат магния), предварительно смешивают с триполифосфатом натрия в смесителе 2. Перборат, энзимы

и другие нестабильные к температурным воздействиям компоненты дозируются из бункера 17 в низкотемпературную зону аппарата. Жидкое сырье перекачивается в аппарат ВКС из реакторов 6 насосами 7. Распыление жидкости осуществляется с помощью пневмомеханических форсунок 8. Воздух на охлаждение подается в аппарат вентиляторами высокого давления 10. Отработанный воздух, очищенный от пыли в циклонах 11, сбрасывается отсасывающим вентилятором 12 в атмосферу. Уловленная пыль подмешивается к исходному потоку сырья. Распыленная жидкость контактирует с виброкипящим слоем порошка, в результате чего происходят их смешивание и агломерация. Также протекают реакции гидратации солей и нейтрализации кислот. Время пребывания материала в слое составляет около 7 мин. Готовый сыпучий продукт, содержащий 80–85% фракции массой 0,2–2,5 мм и насыпной плотностью 430–470 г/л направляется ковшым элеватором 14 в накопительный бункер 15 и далее на расфасовочный автомат 16. В калориферах 19 для подсушки продукта предусмотрен подогрев воздуха, поступающего в первую и вторую зоны аппарата, до 50–120°C.

Схема одной из установок фирмы Anhydro производительностью 5 г/ч содержащего энзим СМС «Био Эст» представлена на рис. 6.1.7. Аппарат 5 этой установки снабжен газораспределительной решеткой площадью 10,6 м². Высота слоя дисперсного материала не превышает 160–180 мм. В качестве жидких связующих компонентов используются расплавы немономерных ПАВ – 40%-ный раствор сульфанола и 20%-ный раствор жидкого стекла. Количество распыляемой жидкости не превышает 22–23% от массы готового продукта. Увеличение доли жидкости приводит к снижению сыпучести порошка и зарастанию решетки. Воздух, поступающий в первую и вторую зоны аппарата, подогревается до 80–120°C, что обеспечивает высыхание материала до влажности 1,5–1,9%.

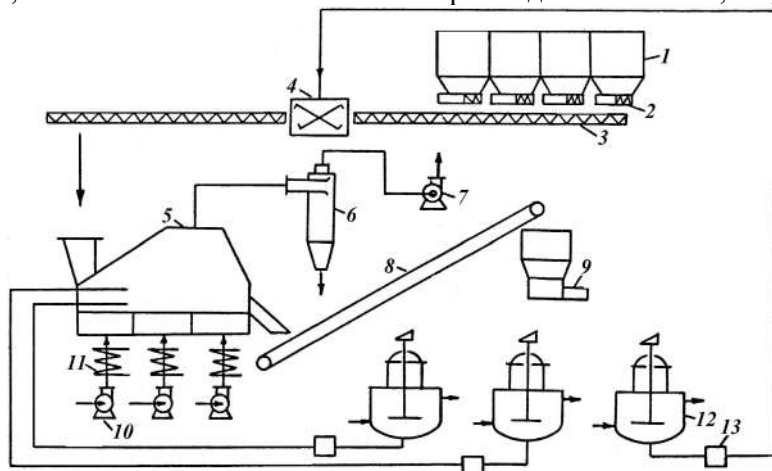


Рис. 6.1.7. Технологическая схема установки для получения гранулированных СМС с аппаратом вибровзвешенного слоя: 1 – бункер; 2 – дозатор; 3 и 8 – транспортеры; 4 – предварительный смеситель; 5 – аппарат виброкипящего слоя; 6 – циклон; 7 – вентилятор; 9 – расфасовочный автомат; 10 – нагнетающий вентилятор; 11 – калорифер; 12 – реактор; 13 – насос-дозатор.

У нас в стране установки с аппаратами виброкипящего слоя (ВКС) для получения гранулированных моющих средств находятся в стадии разработки. Опытный аппарат снабжен газораспределительной решеткой прямоугольного сечения площадью $1,2 \text{ м}^2$ с отверстиями диаметром 2,5–2,8 мм. Живое сечение решетки – 8%. Камера под решеткой аппарата разделена на три секции с индивидуальным подводом воздуха в каждую. Источником вибраций является балансовый вибратор, обеспечивающий колебания частотой 15–33 с^{-1} при амплитуде 1 мм. Вибрирующая часть аппарата опирается на амортизаторы, изготовленные из вакуумной резины. Достижимое при этом увеличение времени пребывания материала в слое обеспечивает более полное вызревание гранул. Сконструирован аппарат, площадь газораспределительной решетки которого составляет $9,8 \text{ м}^2$. Решеткой служит пластина толщиной 0,5–0,8 мм с направленными по ходу движения материала отверстиями щелевидной формы. Длина щели – 4 мм, ее ширина – от 0,2 до 0,25 мм. Живое сечение решетки – 5,8%, сопротивление – 700 Па. Направленные вибрации частотой 18 с^{-1} и амплитудой 1,2 мм придают рабочей части аппарата два вибратора типа ИВ. Мощность двигателей – 2,5 кВт. Расход воздуха на ожижение составляет 20–25 тыс. $\text{м}^3/\text{ч}$. Распыление жидких компонентов осуществляется с помощью пневмомеханических форсунок производительностью 40–80 $\text{кг}/\text{ч}$ при расходе воздуха 0,05–0,08 $\text{м}^3/\text{кг}$.

Основные достоинства аппаратов виброкипящего слоя связаны с существенной интенсификацией тепло- и массопереноса между твердой и газовой фазами, а однородное ожижение материала достигается при значительно меньших расходах воздуха, чем в аппаратах взвешенного слоя. Вибрация способствует разрушению каналов и застойных зон, образующихся при сжижении тонкодисперсных материалов, улучшает транспортировку материала, прежде всего, крупных агломератов, из зоны выгрузки к выходу из аппарата. Это особо важно при разработке агрегатов большой единичной мощности.

К числу недостатков аппаратов с виброкипящим слоем следует отнести сложность и энергоемкость конструкции, особенно при организации вибраций в аппаратах с большой загрузкой, и образование пыли материала через неплотности.

Комбинированные способы получения гранулированных моющих средств. Наиболее простым и давно освоенным вариантом комбинированной схемы является использование распылительной сушки совместно со смесителями различных конструкций: механические, с взвешенным слоем и др. Фирмы APV Anhydro и Niro Atomizer (Дания), Colgate Palmolive (США) в технологических схемах получения гранулированных продуктов после башни устанавливают аппараты вибро-взвешенного слоя (рис. 6.1.8).

Комбинация распылительной сушки и взвешенного слоя для процессов получения гранулированных СМС представляет собой эффективную производственную схему. Во-первых, в аппарате ВКС проводится окончательная сушка продукта теплым воздухом, что позволяет значительно снизить расход тепла на сушку в башне, или, при необходимости, интенсивное охлаждение порошка после сушки с целью достижения необходимой сыпучести. Во-вторых, в аппарат ВКС вводятся термически нестабильные добавки, где они эффективно смешиваются с основой СМС, полученной в распылительной сушилке. В-третьих, на-

пыление на взвешенный слой башенного порошка части жидких компонентов СМС обеспечивает грануляцию пылевидных частиц основы и вводимых добавок. Известны двух- и трехступенчатые схемы получения гранулированных продуктов путем их сушки из раствора. Если первой ступенью является распылительная сушка, то в качестве второй ступени предлагается дополнительная сушка продукта во взвешенном слое непосредственно в нижней части башни (рис. 6.1.9).

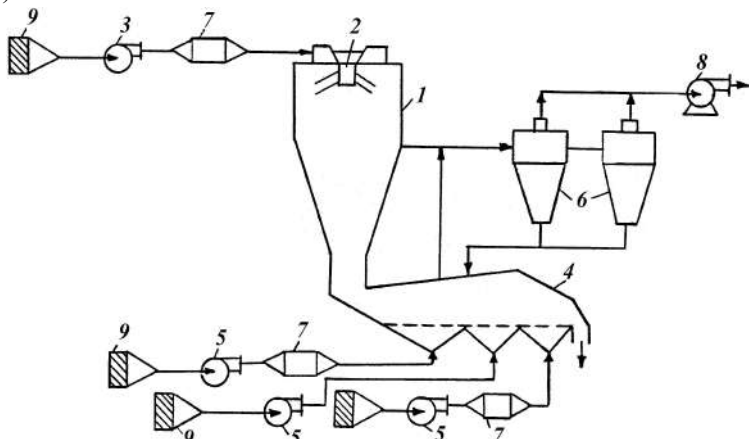


Рис. 6.1.8. Двухступенчатая схема получения гранулированных продуктов:

1 – распылительная сушилка; *2* – устройство для распыла;
3, 5, 8 – вентиляторы; *4* – аппарат с виброкипящим слоем; *6* – циклоны;
7 – калориферы; *9* – воздушные фильтры.

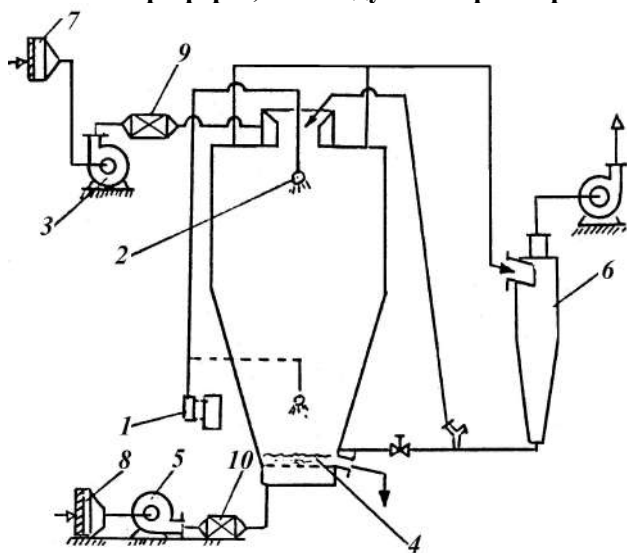


Рис. 6.1.9. Двухступенчатая совмещенная схема получения гранулированных продуктов: *1* – насос-дозатор; *2* – распыляющее устройство; *3, 5* – вентиляторы; *4* – взвешенный слой; *6* – циклон; *7, 8* – воздушные фильтры; *9, 10* – калориферы.

По данным схемам, композиция твердых и жидких компонентов насосом 1 подается на распыливающее устройство 2, где диспергируется на мелкие капли, подвергающиеся сушке потоком первичного теплоносителя, поступающего в верхнюю часть сушилки от вентилятора 3. Гранулы продукта, высушенные до влажности 10–12%, попадают во взвешенный слой 4, где досушиваются вторичным потоком теплоносителя, подаваемого вентилятором 5, до влажности 4–6%. После этого смесь первичного и вторичного теплоносителя выводится на верхней части башни. Часть композиции исходных компонентов может распыляться непосредственно на кипящий слой материала. Это обеспечивает дополнительную агломерацию продукта и приводит к значительному снижению содержания пылевидных частиц в готовом продукте. Взвешенный слой выполняет не только санкцию второй ступени сушки, но и роль фильтра, в котором осуществляется улавливание мелких частиц за счет их агломерации.

В качестве модификации описанной схемы предлагается трехступенчатая сушильная установка, в которой после взвешенного слоя продукт поступает в аппарат с виброкипящим слоем для дальнейшей сушки и агломерации. Порошок, попадающий во встроенный взвешенный слой с влажностью около 10%, высушивается до 6% и уже окончательно досушивается в аппарате виброкипящего слоя. Это позволяет, по данным фирмы, еще более снизить температуру теплоносителя на выходе из распылительной сушилки с одновременным ее увеличением на входе и тем самым уменьшить расход тепла примерно на 10% по сравнению с двухступенчатой схемой. К числу возможных недостатков следует отнести ухудшение работы установки из-за скопления в слое комков продукта. Комки могут падать со стенок башни или образовываться в результате нарушения режима распыления композиции.

Подведем итоги. Для производства гранулированных ТМП все шире начинают применяться процессы, в которых продукт получают смешиванием порошкообразных и жидких компонентов в механических смесителях или в аппаратах с взвешенным слоем. Эти процессы имеют существенные преимущества по сравнению с распылительной сушкой. Они проводятся при температуре 20–100°C и превращения триполифосфата натрия в пиро- и ортофосфат не происходит, что позволяет повысить моющую способность ТМП или снизить общий расход триполифосфата. Обладают большой гибкостью с точки зрения ввода различных добавок и организации выпуска продуктов по различным рецептурам. Оборудование занимает меньше производственных площадей. При использовании аппаратов с взвешенным слоем требуется меньший расход воздуха, чем при распылительной сушке.

Результаты исследований, разработки и освоения технологии производства гранулированных ТМП и других товаров бытовой химии показали, что использование одних механических смесителей недостаточно, так как в них не всегда удается завершить формирование, вызревание и охлаждение гранул. После них требуется устанавливать аппараты с фонтанирующим, кипящим или вибро-взвешенным слоями. Эти же аппараты могут самостоятельно применяться для получения гранулированных моющих средств.

К числу недостатков аппаратов с взвешенным слоем следует отнести возможность образования крупных агломератов и трудность их вывода из аппара-

та. Большие габариты по высоте вызваны стремлением уменьшить унос материала из слоя. Необходимо создать гранулятор, имеющий основные преимущества аппаратов с взвешенным слоем и механических смесителей, устранив при этом их основные недостатки.

6.1.2. Обоснование выбора способа

Описание экспериментальной установки и методика проведения экспериментов. Для проведения смешивания была разработана и изготовлена опытная установка. Принципиальная схема установки импульсного взвешенного слоя приведена на рис. 6.1.10. Аппарат прямоугольного сечения (100×200 мм), высотой 1000 мм и толщиной стенок 5 мм изготовлен из органического стекла (полиметилметакрилат).

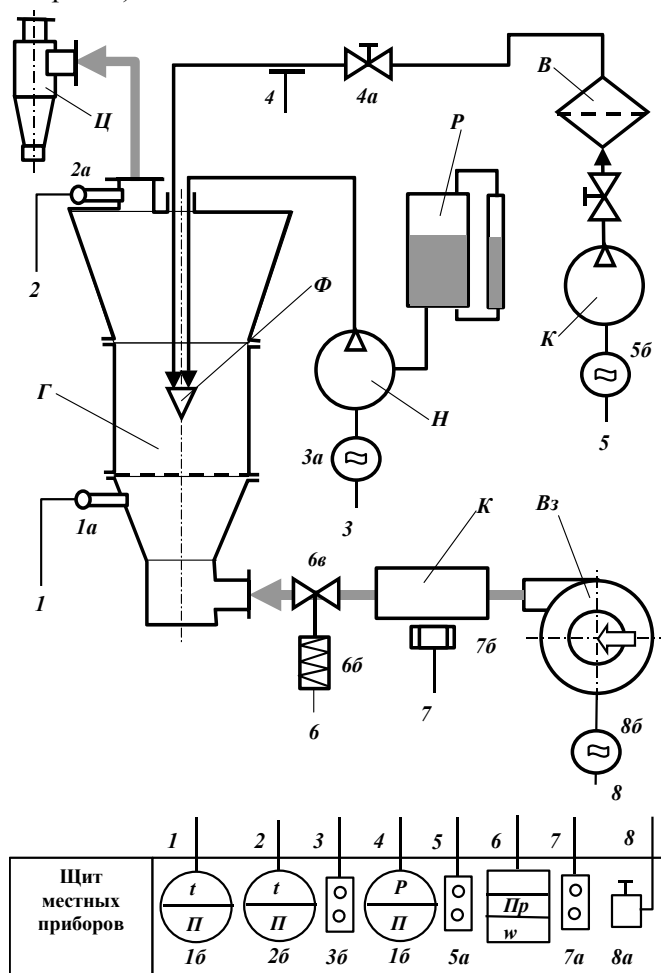


Рис. 6.1.10. Схема экспериментальной установки:

Γ – гранулятор; $Кл$ – калорифер; $Вз$ – воздуходувка; P – расходный бак; $К$ – компрессор; $В$ – отделитель влаги; Φ – форсунка; $Н$ – насос поршневой.

Посредством воздуходувки и клапана пульсатора осуществляется импульсная подача воздуха в аппарат. Проходя через слой материала, воздух попадает в сепарационную часть аппарата, проходит через тканевый фильтр, газовый счетчик и выбрасывается в атмосферу.

Газораспределительное устройство, служащее для равномерного распределения потока воздуха по сечению аппарата, состоит из диффузора и распределительных решеток, перфорированных соосными отверстиями диаметром 1,2 мм. Отверстия верхней решетки раззенкованы под углом 60° . Коэффициент свободного сечения решетки 0,12. Для предохранения от просыпания материала в диффузор и трубопровод подачи воздуха между решетками установлен тканевый фильтр.

Исходные компоненты перемешиваются воздухом, подаваемым импульсами с определенными технологическими параметрами: скорость воздуха – w , частота импульсов – f , скважность импульсов – s .

Скорость и давление воздуха регулируются лабораторным автотрансформатором. Частоту и скважность подачи воздуха в аппарат устанавливают с помощью генератора импульсов.

Для наработки многокомпонентных гранулированных композиций различных составов были разработаны, изготовлены и смонтированы две экспериментальные установки: первая – с гранулятором импульсного взвешенного слоя (ИПС), вторая – с модернизированным гранулятором (ИПС-М), имеющим дополнительно механические активаторы.

Схема экспериментальной установки с гранулятором импульсного взвешенного слоя показана на рис. 6.1.10. Установка работает следующим образом. Воздух, подаваемый воздуходувкой $Bз$ через калорифер $Кл$, прерыватель потока $б$ поступает в гранулятор $Г$, взвешивая слой обрабатываемых частиц. Далее отработанный воздух для очистки поступает в циклон $Ц$ с тканевым фильтром и выводится из системы. Воздуходувка $Bз$ создает небольшое давление в системе. В слой обрабатываемых частиц посредством пневматической форсунки Φ и насосов-дозаторов $Н$ вводят капли ПАВ и связующего (жидкого стекла). Расположение форсунки над слоем способствует лучшему орошению обрабатываемых частиц и уменьшает возможный унос мелких частиц из слоя. Загрузку компонентов и выгрузку готовых гранул осуществляют из съемного стакана с решеткой, распределяющей газ.

Схема экспериментальных аппаратов с импульсным взвешенным слоем и механическими активаторами показана на рис. 6.1.11. Аппарат (рис. 6.1.11, б) имеет форму короба, внизу которого расположен щелевой распределитель воздуха 4 , направляя импульсные струи вдоль стенок аппарата и интенсифицируя циркуляцию и охлаждение материала. Дополнительное перемешивание материала и дробление крупных агломератов осуществляется низкоскоростными механическими вращающимися активаторами. Ввод ПАВ и раствора связующего производится одновременно двумя пневматическими распылителями. Загрузку материала осуществляют через боковой штуцер, выгрузку – через съемную торцевую стенку аппарата.

Изучение возможности гранулирования различных составов ТМП проводили в цилиндрическом аппарате с импульсным взвешенным слоем (ИПС) и аппарате симметричной формы с механическими активаторами, щелевым газораспределительным устройством и импульсной подачей воздуха (ИПС-М). Методика проведения экспериментов в грануляторе ИПС заключалась в следующем. В аппарат на перфорированную решетку загружали расчетное количество сыпучих компонентов. Взвешивание сыпучих материалов осуществляли путем импульсной подачи воздуха с частотой 4 Гц. Расход воздуха на ожижение составлял $(1-8) \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$. Жидкие компоненты подавали поршневым насосом и распыляли при помощи пневматической форсунки, расположенной над слоем материала. Давление воздуха, используемого для распыления жидкости, составляло $0,065-0,32 \text{ кгс/см}^2$. Вначале вводили требуемое количество ПАВ, а затем, заменив форсунку, требуемое количество жидкого связующего. После завершения подачи жидких компонентов готовый продукт выдерживали в аппарате в течение 1–2 мин и выгружали.

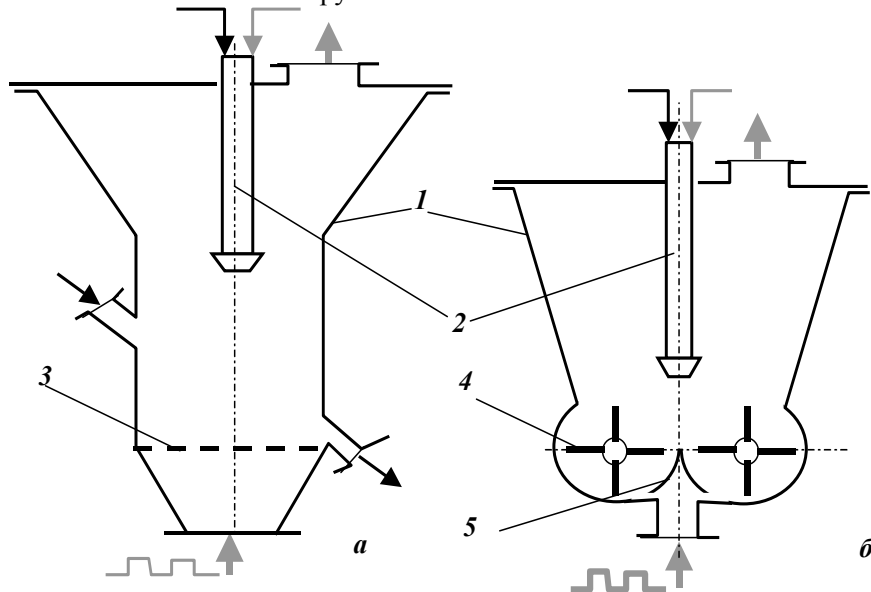


Рис. 6.1.11. Схемы конструкций аппаратов: а – ИПС; б – ИПС-М; 1 – корпус; 2 – форсунка; 3 – распределительная решетка; 4 – перемешивающее устройство; 5 – щелевое распределительное устройство.

Изучение возможности гранулирования различных составов ТМП проводили в цилиндрическом аппарате с импульсным взвешенным слоем (ИПС) и аппарате симметричной формы с механическими активаторами, щелевым газораспределительным устройством и импульсной подачей воздуха (ИПС-М).

Методика проведения экспериментов в грануляторе ИПС заключалась в следующем. В аппарат на перфорированную решетку загружали расчетное количество сыпучих компонентов. Псевдоожижение сыпучих материалов осуществля-

ли путем импульсной подачи воздуха с частотой 4 Гц. Расход воздуха на ожижение составлял $(1-8) \cdot 10^{-3}$ м³/с. Жидкие компоненты подавали поршневым насосом и распыляли при помощи пневматической форсунки, расположенной над слоем материала. Давление воздуха, используемого для распыления жидкости, составляло 0,065–0,32 кгс/см². Вначале вводили требуемое количество ПАВ, а затем, заменив форсунку, требуемое количество жидкого связующего. После завершения подачи жидких компонентов готовый продукт выдерживали в аппарате в течение 1–2 минут и выгружали.

В аппарате ИПС-М взвешивание и смешивание дисперсных материалов осуществляли вращением активаторов со скоростью 60–120 об/мин и путем импульсной подачи воздуха с частотой 4 Гц через щелевой распределитель газа. Расход воздуха на ожижение составлял $(2-10) \cdot 10^{-3}$ м³/с. Жидкие компоненты распыляли на слой порошка через пневматическую форсунку. Поверхностно-активные вещества и жидкое стекло подавали одновременно по отдельным линиям при помощи плунжерных дозаторов. Загрузка аппарата составляла 0,2–0,3 кг. После введения связующих выдержка гранул в аппарате составляла 1–2 мин, после чего продукт выгружали и отбирали пробы на анализ характеристики сырья, использовавшегося в процессах гранулирования.

Качество полученных продуктов характеризовали: гранулометрическим составом; насыпной массой; сыпучестью; массовой долей остаточной влаги; массовой долей нерастворимых в воде веществ; растворимостью в воде; слеживаемостью; образованием пыли; способностью к истиранию.

Дисперсный состав агломерата определяли методом ситового анализа на комплекте сит с отверстиями 0,1; 0,2; 0,63; 1,0; 1,6; 2,5 мм. Насыпную массу смеси определяли по ГОСТ 22567.4-77. Сыпучесть продукта измеряли по ГОСТ 225667.12-82. Массовую долю влаги в готовом продукте определяли по ГОСТ 22567.12-84. Массовую долю нерастворимых в воде веществ получали по ГОСТ 13493-86. По времени полного растворения 1 г смеси в 10 мл дистиллированной воды при температуре 60°C и постоянном перемешивании определяли растворимость полученного агломерата. При необходимости для разрушения бруска продукта, слежавшегося в течение 24 ч в пресс-форме диаметром и высотой 50 мм, которая находилась под действием нагрузки в 300 Н, определяли слеживаемость гранулированного продукта. Образование пыли полученной композиции рассчитывали по изменению массы гранулированного продукта, сброшенного с высоты 610 мм сквозь цилиндр высотой 320 мм и частично распылившегося в воздухе. По массе разрушившихся в вибрационной мельнице за 15 мин гранул оценивали способность агломерата к истиранию.

Для определения склонности агломерированных препаратов к истиранию 100 г гранулированного продукта фракции 0,2–0,63 мм помещали в вибрационную мельницу (70×150 мм) и перемешивали в течение 15 мин. Способность к истиранию определяли по формуле

$$D_p = \frac{M_{разр}}{M_{исх}} 100\%,$$

где $M_{разр}$ – масса разрушенных гранул с дисперсным составом, < 0,2 мм;
 $M_{исх}$ – масса гранул, загруженных в вибрационную мельницу.

Перечень используемых материалов для гранулирования ТМП приведен ниже.

1. *Сода кальцинированная техническая* (ГОСТ 5100-85). Массовая доля Na_2CO_3 – 99,3%.

2. *Триполи фосфат натрия* (ГОСТ 13193-86). Массовая доля P_2O_5 – 57,26%; массовая доля $\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$ – 95,95%; pH 1%-го водного раствора – 9,9.

3. *Жидкое стекло* (ГОСТ 13078-81). Массовая доля SiO_2 – 31%; силикатный модуль – 2,6; плотность, г/см³ – 1,26.

4. *Сульфат натрия кристаллизационный* (ГОСТ 21458-75 с изм. 1, 2). Массовая доля Na_2SO_4 – 99,16 %; потери массы при прокаливании – 0,078%; массовая доля воды – 0,026%.

5. *Тринатрийфосфат* (ГОСТ 201-76). Массовая доля P_2O_5 – 18,5%.

6. *Периксодат натрия* (ТУ 6-02-1187-79). Массовая доля активного кислорода O_2 – 10,23%.

7. *Синтанол АЛМ-10* (ТУ 6-14-864-88). Раствор pH 10%-ного водного раствора – 6,8; точка помутнения – 90°C; массовая доля полиэтиленгликолей – 3,2%.

8. *Паста ДНС* (СТП 7-9-90). Массовая доля ДНС – 39,9%; pH 1%-ного водного раствора – 7,9; массовая доля несulfированных соединений – 3,6%.

9. *Спирты первичные синтетические фракции C₇–C₁₂* (ТУ 38.10730-82). Кислотное число, мг КОН на 1 г спиртов – 0,07; эфирное число, мг КОН на 1 г спиртов – 1,96; гидроксильное число, мг КОН на 1 г спирта – 334,5; массовая доля воды – 0,2%.

10. *Паста алкилсульфатов синтетических жирных спиртов* (ТУ 38.10755-80). массовая доля алкилсульфатов – 33,5%; массовая доля несulfированных соединений – 1,9%; pH 1%-ного водного раствора – 9,7.

11. *Неонол АФ9-12* (ТУ 38.103625-87). Точка помутнения – 86°C; pH 1%-ного водного раствора – 7,45; массовая доля активного вещества – 99,98%.

Перечисленные материалы были необходимы для получения различных по составу ТМП.

Исследование гранулирования технических моющих препаратов. Изучение возможности использования аппарата ИПС для гранулирования ТМП проходило в три этапа.

Первый этап: изучалось гранулирование модельной смеси компонентов, наиболее часто встречающихся в рецептурах моющих препаратов.

Второй этап: определялся оптимальный режим получения моющего средства «Лабомид-203».

Третий этап: исследовалась возможность производства на данной установке моющих средств типа «Темп-100Д», «Дегмос», «Вимол», КМ-1, КМ-1М. Рецептуры моющих препаратов приведены в табл. 6.1.2.

Таблица 6.1.2

Рецептуры технических моющих препаратов.

Наименование сырья и материалов	«Лабомид-203»	«Темп-100Д»	«Вимол»	«Дегмос»	КМ-1М
Сода кальцинированная	50%	43%	55%	30%	21,4%
Триполифосфат натрия	25%	35%	13%	20%	48%
Сульфат натрия	—	—	8%	24%	—
Тринатрийфосфат	—	—	—	—	20%
Пероксидборат	—	—	—	5%	—
Паста ДНС	—	—	—	—	—
Паста АС	2%	—	—	—	—
Неонол АФ-9-12 или синтанол АЛМ-10	8%	1,5%	3%	6%	5,3%
Спирты фракции С7-С12	—	—	—	—	3,5%
Оксифор-Б	—	0,5%	—	—	—
Жидкое стекло (40%)	15%	20%	21%	15%	11,8%

При проведении экспериментов менялись время подачи жидкого компонента $\tau_{жск}$, расход воздуха $G_в$, время дозревания смеси $\tau_{дс}$.

Особо контролировалось время растворения продукта $\tau_{рп}$ и его гранулометрический состав. Оптимальный гранулометрический состав продукта получается при загрузке ТПФ и соды в соотношении 1 : 1 и напылении на эти компоненты жидкого стекла, масса которого составляет около 1/4 общей массы загрузки продукта. Очевидно также, что дозревание в потоке воздуха необходимо для улучшения качества продукта, а добавление ПАВ снижает время растворения продукта в воде. Добавление в состав ПАВ или воды ухудшает гранулометрический состав продукта.

При проведении второго этапа экспериментальных исследований изучались слеживаемость S_l , сыпучесть S_p , истирание D_p , получаемого гранулированного дисперсного материала.

При проведении экспериментов менялись время подачи жидкого стекла $\tau_{жск}$, время подачи смеси ПАВ $\tau_{пав}$, расход воздуха $G_в$.

Оптимальное время подачи в продукт жидкого стекла должно быть в 2–3 раза выше, чем время подачи смеси ПАВ. Такое же соотношение оптимально и для времени дозревания после введения соответствующих компонентов в смесь. При всех оптимальных технологических параметрах получается препарат с потребительскими свойствами на уровне бытовых моющих средств.

На третьем этапе эксперимента изучалось влияние условий дозирования на качество гранулированного продукта.

Результаты показали принципиальную возможность получения гранулированных ТМП в аппарате импульсного взвешенного слоя. Содержание фракции 0,2–2,5 мм не ниже 76% и в отдельных рецептурах достигает 90%. Гранулированные продукты обладают хорошей сыпучестью и низкой насыпной массой, хорошо растворимы в воде. Видна необходимость усовершенствования самого аппарата для снижения влажности и слеживаемости продуктов.

Получение гранулированных ТМП проводилось и в аппарате с механическими активаторами. Гранулирование протекает довольно эффективно, но уровень отдельных качественных показателей готового продукта не отвечает требованиям. Высокая способность к истиранию гранул (20–30%) свидетельствовала об их недостаточной прочности. Это способствовало и слеживаемости препаратов.

Более плотные гранулы, устойчивые к истиранию, получают в аппаратах, основанных на принципах окатывания. С целью совмещения в одном аппарате преимуществ взвешенного слоя и механического окатывания гранул была разработана и смонтирована новая установка ИПС-М.

На первом этапе на установке ИПС-М было изучено влияние технологических параметров на гранулирование моющего препарата «Лабомид-203». Эксперименты проводились при изменении расхода смеси ПАВ $G_{\text{пав}}$; расхода жидкого стекла $G_{\text{жск}}$; давления воздуха в форсунках $P_{\text{рв}}$. При этом распылялась или смесь ПАВ, или раствор жидкого стекла.

Из экспериментальных данных можно выделить основные технологические параметры, определяющие процесс гранулирования, в том числе загрузку аппарата; соотношение времени подачи жидких компонентов; время дозревания композиции и степень распыления жидкой фазы, определяющуюся давлением воздуха на форсунках.

При уменьшении загрузки аппарата до 200 г содержание товарной фракции 0,2–2,5 мм уменьшается до 60%, при этом отмечается прилипание продукта на лопасти активаторов, что, видимо, связано с попаданием капелек жидкого стекла на лопасти. С увеличением загрузки аппарата этот эффект исчезает, выход товарной фракции увеличивается до 79%. Дальнейшее увеличение загрузки аппарата не целесообразно, так как отмечалось нарушение взвешивания порошкообразных материалов.

При одновременной подаче через форсунку жидкого стекла и смеси ПАВ отмечается влияние соотношения скоростей подачи этих компонентов и времени дозревания на степень истирания и слеживаемость композиций. В случае более быстрой подачи смеси ПАВ и большем времени дозревания композиции снижается слеживаемость препаратов, степень истирания и увеличивается их сыпучесть. Быстрое введение смеси ПАВ способствует формированию гранулы правильной круглой формы с рыхлой структурой. Последующее напыление жидкого стекла способствует укреплению гранулы через формирование устойчивых гидратационных мостиков.

В целом при гранулировании в модернизированном аппарате ИПС отмечается некоторое снижение выхода товарной фракции размером 0,2–2,5 мм, одновременно увеличивается устойчивость препарата к истиранию, снижается слеживаемость и улучшается сыпучесть.

Следующая серия экспериментов была поставлена с целью испытания гранулятора ИПС-М в условиях получения технических моющих препаратов более широкого ассортимента.

Гранулирование осуществляли при загрузке сыпучих компонентов массой 300 г, расход смеси ПАВ и жидкого стекла составлял 0,3 г/с, давление воздуха

на форсунках – $30,7 \cdot 10^{-2}$ кг/см², время дозревания образующего гранулы раствора в аппарат – 200 с. Степень гранулирования сильно зависит от состава ТМП. Высокая степень гранулирования (содержание фракции 0,2–2,5 мм 80–85%) характерна для составов с большим содержанием жидкого стекла и триполифосфата натрия («Лабомид-203» и «Темп-100Д»). В этом случае готовый продукт не слеживается и обладает хорошей сыпучестью.

С уменьшением в составе ТМП триполифосфата натрия и увеличением содержания сульфата натрия содержание товарной фракции снижается до 60–70%, слеживаемость увеличивается при достаточно низкой склонности к истиранию (7–10%).

Таблица 6.1.3

Результаты гранулирования некоторых ТМП в аппарате ИПС-М

Название ТМП	Гранулометрический состав, мм			U, %	S _l , КПа	ρ _n , кг/м ³	S _p , %	D _p , %
	0,2	0,2–2,5	2,5					
«Темп-100Д»	14,0	70,6	12,4	18,3	0	787	100	2,1
«Вимол»	10,5	74,2	15,3	21,0	30,5	839	100	7,9
«Дегмос»	17,6	75,0	7,4	13,7	22,7	869	100	8,3
КМ-1	30,9	66,9	2,2	15,4	4,5	769	21	15,0

Гранулирование проходит при отсутствии в составе ТМП жидкого стекла (средство КМ-1). При наличии в рецептуре препарата большого количества триполи- и тринатрийфосфата (68%) готовый продукт характеризуется низкой слеживаемостью и слабой сыпучестью. В этом случае получают прочные гранулы неправильной формы с развитой поверхностью.

Подведем итоги. В результате проведенных испытаний (табл. 6.1.3) установлено, что гранулятор ИПС-М может быть с успехом использован в процессах получения гранулированных моющих препаратов технического назначения.

6.1.3. Сравнение способов получения технических моющих средств

Гранулирование модельной смеси проводили на опытных установках Северодвинского филиала УкрНИИХиммаш, Дзержинского филиала ЛенНИИХиммаш, ВНИИХимпроект и кафедры «Машины и аппараты химических производств Санкт-Петербургского государственного технологического института. Были исследованы следующие грануляторы.

Во-первых, опытные установки УкрНИИХиммаш.

Смеситель периодического действия ленточного типа ЛН-25 (рис. 4.1.26). В смесительную камеру объемом 0,025 м³ загружали по 5 кг триполифосфата натрия и соды. При перемешивании (75 об/мин) через форсунку на поверхность материала в течение 10 мин подавали жидкое стекло.

Смеситель периодического действия ЦЛ-40 (рис. 4.1.29). В камеру смесителя загружали по 10 кг триполифосфата натрия и соды. При работающей пропеллерной мешалке (300 об/мин) на псевдооживленный слой порошкообразного

материала через форсунку напыляли жидкое стекло. Готовый продукт выгружали через нижний штуцер.

Смеситель непрерывного действия НДЦ-25 (рис. 4.1.31). Смешение осуществляли при непрерывной подаче сыпучих компонентов на питающую тарель, с которой компоненты перемещались вверх по винтовой линии к выходу аппарата. Гранулированный препарат выгружали на транспортную ленту.

Во-вторых, опытные установки ВНИИХимпроект.

Аппарат виброкипящего слоя (рис. 4.1.59). Смешивание осуществляли в периодическом режиме. В аппарат загружали сыпучие компоненты из расчета на 1 кг готовой смеси. Одновременно через нижний штуцер под газораспределительную решетку аппарата подавали воздух со скоростью 0,8–1 м/с. Мотор-вибратор сообщал аппарату колебания с частотой 15 с^{-1} . Воздух на распыление жидких компонентов подавали на пневматическую форсунку под давлением 2,1–2,5 кг/см²; жидкое стекло и поверхностно-активные вещества подавали под давлением 1,8–2,3 кг/см² в течение 20 мин.

В-третьих, опытная установка Дзержинского филиала ЛениИИХИМмаш.

Высокоскоростной турболопастной гранулятор ТЛ (рис. 4.1.53). Скорость подачи порошкообразной смеси в аппарате варьировали от 20 до 40 кг/ч. Связующие жидкие компоненты под давлением 3 кг/см² непрерывно впрыскивали через форсунку в зону загрузки порошкообразной смеси на псевдоожиженный слой порошкообразного материала.

Образование агломератов из дисперсных частиц при впрыскивании жидкого связующего осуществляли в турбулентном потоке газа, перемещающегося по винтовой линии к выходу аппарата. Гранулированный препарат выгружали на транспортную ленту.

В-четвертых, опытные установки Санкт-Петербургского государственного технологического института.

Гранулятор импульсного взвешенного слоя и гранулятор импульсного взвешенного слоя с механическими активаторами (рис. 6.1.11).

Испытания аппаратов осуществляли при варьировании технологическими параметрами:

- загрузка аппаратов;
- скорость подачи дисперсных и жидких компонентов;
- степень распыления жидких компонентов;
- расход воздуха на взвешивание.

Обобщенные результаты испытаний с характеристикой наиболее важных потребительских параметров полученных композиций (гранулометрический состав, слеживаемость, истираемость, растворимость гранул в воде) приведены в табл. 6.1.4. Гранулирование модельной смеси в той или иной степени проходит во всех испытанных смесителях и грануляторах.

В ленточном смесителе ЛН-25 при минимальных затратах энергии и большом времени пребывания смеси в аппарате (15–20 мин) образование агломератов протекает наиболее слабо. Содержание товарной фракции 0,2–2,5 мм составляет 15–18%, при этом композиция сильно слеживается (35–50 кПа), обладает высокой истираемостью (25–30%), имеет неплохую растворимость (30–

100 с). Эти данные подтверждают результаты обследования действующих производств ТМП.

Таблица 6.1.4

Сравнительный анализ работы грануляторов

Тип аппарата	Гран. состав, %	S_l , кПа	τ_{pn} , с	D_p , %
Лн-25 (рис. 4.1.26)	15–18	35–50	90–100	25–30
ЦЛ-40 (рис. 4.1.29)	90–95	26–30	650–700	0–5
НДЦ-25 (рис. 4.1.31)	65–70	30–40	500–600	0–5
ПС (рис. 4.1.57)	90–95	10–25	30–50	35–50
ИПС (рис. 4.1.60)	90–95	15–25	60–80	30–45
ИПС-М (рис. 4.1.61)	80–90	0	100–120	0–4
ВКС (рис. 4.1.59)	90–95	10–25	30–50	35–50
ТЛ (рис. 4.1.53)	90–95	26–30	650–700	0–5

В смесителях скоростного типа (непрерывного действия – НДЦ, периодического действия – ЦЛ) гранулирование протекает более интенсивно (содержание товарной фракции 60–70%) при уменьшении пребывания смеси в аппарате до 10–200 с. В обоих случаях композиции сильно слеживаются. Гранулы, полученные в аппарате НДЦ, более устойчивы к истиранию (0–5%), также снижается растворимость этих гранул.

С увеличением скорости вращения рабочего органа, что характерно для аппаратов турбулентного типа ТЛ, гранулирование протекает наиболее интенсивно (содержание товарной фракции 90–95%). Из-за небольшого времени пребывания смеси в аппарате формирование прочных гидратационных мостиков не завершается, в результате композиция имеет высокую слеживаемость (26–30 кПа). Гранулы, полученные в аппарате ТЛ, имеют правильную округлую форму, обладают высокой плотностью, устойчивы к истиранию (0–5%), при этом возрастает время их растворения в воде.

В аппаратах виброкипящего слоя и импульсного взвешенного слоя (ИПС) выход товарной фракции достигает 90–95%. Гранулы имеют рыхлую структуру, обладают развитой поверхностью. Вследствие более длительного пребывания смеси в аппарате в воздушном потоке фактически завершается образование кристаллогидратов. Снижается слеживаемость композиции до 10–20 кПа. Из-за рыхлой структуры гранулы имеют высокую степень истираемости.

С целью совмещения в одном аппарате преимуществ скоростных грануляторов, основанных на принципах окатывания гранул, и грануляторов взвешенного слоя был разработан модернизированный вариант аппарата ИПС-М. По данным его испытания можно отметить следующее: при некотором снижении выхода товарной фракции (80–90%) в сравнении с аппаратом ИПС композиции фактически не слеживаются, обладают незначительной истираемостью, при этом достаточно хорошо растворяются в воде. По результатам проведенных испытаний можно отметить, что гранулятор ИПС-М или ему подобный может быть с успе-

хом использован в производстве гранулированных моющих препаратов технического назначения.

Подведем итоги. Диапазон рабочих режимов в аппаратах взвешенного слоя с механическими перемешивающими устройствами ограничен необходимостью поддерживать эффективное перемешивание гранулируемой массы в объеме слоя. Величинами, определяющими рабочие параметры, являются удельный расход ПАВ и отношение связующего раствора к расходу воздуха на распыление; частота и скважность подачи импульсов воздуха; частота вращения мешалок.

Рациональными являются частота импульсов воздуха 3–5 Гц и скважность 0,5. Для создания устойчивого гидродинамического режима в аппарате с механическими активаторами удельный расход воздуха на 1 кг продукта для различных стадий процесса составлял на:

- стадии смешения и ввода ПАВ – $(2-4) \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$;
- стадии гранулирования – $(4-24) \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$;
- стадии сушки – $(12-20) \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$.

Существенное влияние на гранулометрический состав полученного материала оказывало соотношение массовых расходов ПАВ и связующего раствора. Связано это с тем, что при уменьшении размера капли увеличивается межфазная поверхность связующего и происходит смещение механизма процесса гранулирования от гранулирования частиц к послойному росту гранул, отличающемуся большей длительностью процесса и меньшим размером конечного продукта. При использовании механических распылителей необходимо, чтобы диаметр образующихся капель был в диапазоне $(5-30) \cdot 10^{-6} \text{ м}$.

Рациональные значения технологических режимов приготовления различных технических моющих препаратов представлены в табл. 6.1.5.

Таблица 6.1.5

**Рекомендуемые технологические режимы приготовления
технических моющих препаратов**

Параметр регулирования	«Лабомид-203»	«Темп-100Д»	«Вимол»	«Дегмос»
Частота подачи импульсов воздуха, Гц	3–5	3–5	3–5	3–5
Скважность подачи импульсов воздуха	0,5	0,5	0,5	0,5
Удельный расход ожижающего воздуха $10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ на кг продукта	4–24	4–24	4–24	4–24
Частота вращения ворошителей, об/мин	40–60	40–60	40–60	40–60
Отношение расхода ПАВ к расходу распыляющего воздуха, $(\text{кг}/\text{с})/(\text{м}^3/\text{с})$	0,25–0,7	0,2–0,5	0,3–0,7	0,3–0,7
Отношение расхода связующего к расходу распыляющего воздуха, $(\text{кг}/\text{с})/(\text{м}^3/\text{с})$	0,6–1,12	0,6–1,1	0,6–1,1	0,6–1,1
Время сушки, мин	1–3	1–3	1–3	1–3

6.2. ПРИГОТОВЛЕНИЕ СМЕСИ СЛОЖНОГО СОСТАВА

Пример приготовления смеси сложного состава относится к области защиты растений. В частности, к способам изготовления инсектицидного состава, применяемого для борьбы с вредителями растений, например колорадским жуком, в виде препарата или таблеток.

Известен ряд составов, применяемых для этой цели, содержащих активно действующее вещество – инсектицид, наполнитель, поверхностно-активное вещество и некоторые другие ингредиенты.

Известен состав для инсектицидного препарата ИНТА-ВИР, содержащий в качестве наполнителя аэросил, в качестве активно действующего вещества – циперметрин, поверхностно-активного вещества – сульфанол и дополнительно гранулированную мочевицу и концентрат сульфатно-дрожжевой бражки, или лигносульфанат, – стабилизатор суспензии.

Основной задачей при изготовлении таких составов является получение однородной смеси без последующего ее расслоения, что является весьма сложной проблемой при использовании веществ с различным размером частиц и агрегатным состоянием, как, например, высокодисперсный наполнитель, высоковязкое активно действующее жидкое вещество и гранулированное вещество.

Известен способ изготовления гранулированной пестицидной композиции, содержащей водный раствор поливинилового спирта, инсектицид и наполнитель, которые перемешивают до тех пор, пока ингредиенты не прореагируют с образованием геля, который высушивают и дробят до частиц нужного размера (патент США № 4440746 опубл. 3.04.84 кл. 424-78).

Известен также способ получения порошкообразного пестицидного эмульсионного препарата путем нанесения смеси пестицидного активного компонента и поверхностно-активного вещества на высушенный в барабанной сушилке продукт гидролиза крахмала (заявка Японии № 63–38963 опубл. 3.08.88, АОI № 25/12, 25/04).

Способ получения инсектицидных составов (каталог по переработке сухих компонентов фирмы Alhine, 1992) предусматривает смешивание в пневматических смесителях распыленных микродоз инсектицида и наполнителя.

Основным недостатком указанных способов является то, что они допускают возможность смешивания только 2–3 компонентов, и при использовании гранулированных веществ наблюдается расслоение смеси.

Наиболее близким техническим решением является способ изготовления гранулированного инсектицида на основе циперметрина (патент Великобритании № 2234678 опубл. 25.12.91 АОI № 25/00). Суть способа заключается в следующем. Аэросил предварительно нагревают и пропитывают расплавленным циперметрином, затем загружают и смешивают носитель и поверхностно активное вещество.

Основным недостатком указанного способа является неоднородность полученного состава – неравномерное распределение активно действующего вещества по объему смеси. Имеет место большая продолжительность технологиче-

ского цикла приготовления смеси (состава) за счет операций выгрузки из одного аппарата в другой, охлаждения и т. д.

Стоит задача разработать способ изготовления состава для инсектицидной таблетки, позволяющий получить однородный состав с равномерным распределением активно действующего вещества при уменьшении продолжительности технологического цикла.

Указанная задача может быть решена за счет того, что в известном способе изготовления инсектицидного состава, включающем пропитку предварительно нагретого аэросила расплавленным циперметрином, последующую загрузку и смешение остальных компонентов, измельчение и усреднение, используют аэросил, нагретый до температуры 35–40°C, подвергнутый вакуумированию при остаточном давлении от 0,068 до 0,072 МПа. Пропитку аэросила осуществляют путем распыления расплавленного циперметрина в виде аэрозоля при перемешивании в течение 18–22 мин.

В качестве носителя используют мочевины, в качестве ПАВ – сульфанол и лигносульфанат или концентрат сульфатно-дрожжевой бражки. Данные ингредиенты загружают следующим образом:

- вначале загружают 1/3 мочевины с сульфанолом;
- затем загружают 1/3 мочевины с лигносульфанатом или концентратом сульфатно-дрожжерой бражки;
- затем загружают оставшуюся часть мочевины.

После загрузки каждой порции проводят смешивание в течение 5–7 мин, и полученную смесь при выгрузке из смесителя измельчают до размеров частиц 25–50 мкм.

Предлагаемый способ позволяет получить однородный состав с равномерным распределением циперметрина при меньшей продолжительности технологического цикла его приготовления. Нагрев аэросила только до температуры 35–40°C достаточен, чтобы при попадании его на поверхность циперметрина не происходило его застывание. При этом уменьшается время охлаждения, необходимое для обеспечения стабильности сульфанола, что снижает длительность технологического цикла. В предлагаемом способе нагрев аэросила только до температуры 35–40°C приводит к тому, что охлаждение происходит при смешивании состава и загрузка остальных компонентов происходит практически при нормальной температуре.

Перемешивание нагретого аэросила при создании вакуума до остаточного давления от 0,068 до 0,072 МПа способствует удалению воздуха (деаэрации) из массы аэросила, что обеспечивает более полную пропитку аэросила циперметрином за счет проникновения циперметрина в поры массы аэросила, откуда вытеснен воздух.

Распыление циперметрина в виде аэрозоля с размером частиц от 10 до 20 мкм со скоростью 0,2 кг/мин позволяет достичь более равномерного его распределения. Аэрозоль образуется путем распыления разогретого вещества через винтовую форсунку под давлением 6–10 кг/см².

Уменьшить размер частиц аэрозоля менее 10 мкм нельзя из-за технических возможностей оборудования. При увеличении размера частиц аэрозоля ципер-

метра более 20 мкм будет наблюдаться эффект «поглощения» аэросила каплей циперметрина, что приведет к неоднородности состава. Введение остальных компонентов в три приема с разделением компонента большего содержания (гранулированной мочевины) на три части позволяет обеспечить более равномерное распределение остальных тонкодисперсных компонентов – сульфанола и лигносульфаната (сульфатно-дрожжевую бражку) с незначительным содержанием их в рецептуре. Это происходит за счет того, что отдельные гранулы в процессе перемешивания образуют микромешалки.

Измельчение и усреднение проводят до размеров частиц 35 мкм. Результаты по длительности технологического цикла предлагаемого способа и прототипа с указанием единиц оборудования для изготовления 200 кг состава приведены в табл. 6.2.1.

Таблица 6.2.1

Сравнение двух способов смешивания

Наименование оборудования	Число единиц оборудования	Время работы
Предлагаемый способ		
Смеситель	1	54–66
Измельчитель	1	60
Контейнер усреднения	1	При выгрузке
Всего	3	114–126
Прототип		
Смеситель 1	1	60
Смеситель 2	1	40
Измельчитель	1	60
Смеситель для усреднения	1	30
Всего	4	190

Возможны следующие примеры приготовления смеси.

Пример 1. Загружают в смеситель аэросил, нагревают до температуры 35°C и перемешивают при создании вакуума до давления 0,068 МПа, затем проводят пропитку аэросила расплавленным циперметрином в виде аэрозоля и перемешивают в течение 18 мин, затем загружают в три приема по 1/3 гранулированной мочевины с сульфанолам, с концентратом сульфатно-дрожжевой бражки и оставшуюся 1/3 мочевины и перемешивают в течение 5 мин после каждой загрузки. Измельчение и усреднение проводят до размеров частиц 25 мкм.

Пример 2. Загружают в смеситель аэросил, нагревают до температуры 40°C и перемешивают при создании вакуума до давления 0,072 МПа, затем проводят пропитку аэросила расплавленным циперметрином в виде аэрозоля и перемешивают в течение 22 мин, затем загружают в три приема по 1/3 гранулированной мочевины с сульфанолам, с концентратом сульфатно-дрожжевой бражки и оставшуюся 1/3 мочевины и перемешивают в течение 7 мин после каждой за-

грузки. Измельчение и усреднение проводят до размеров частиц 50 мкм. Количественное соотношение компонентов сохраняется.

Пример 3. Загружают в смеситель аэросил, нагревают до температуры 38°C и перемешивают при создании вакуума до давления 0,070 МПа, затем проводят пропитку аэросила расплавленным пиперметрином в виде аэрозоля и перемешивают в течение 20 мин, затем загружают в три приема по 1/3 гранулированной мочевины с сульфанолам, концентратом сульфатно-дрожжевой бражки и оставшуюся 1/3 мочевины и перемешивают в течение 6 мин после каждой загрузки. Измельчение и усреднение до размеров частиц 25–50 мкм позволяет исключить расслоение состава в процессе изготовления и хранения.

Приведенные примеры приготовления смеси позволяют достичь нужного технического эффекта, а именно получить однородный состав с равномерным распределением активно действующего вещества и уменьшить длительность технологического цикла.

При обработке состава было изготовлено 200 партий. Для приготовления смеси использовался червячно-лопастной смеситель с реверсным шнеком типа ЗШ (см. рис. 4.1.24). Смешивание компонентов производится вращающимися роторами и шнеком. Роторы вращаются в противоположных направлениях и с различными частотами. При этом Z-образные лопасти и лопастные мешалки роторов перемещают продукт от торцевых стенок к центру камеры смешивания, а шнек, способствуя циркуляции продукта, перемещает его от центра к стенкам.

Статистическая обработка кривых распределения содержания активно действующего вещества – циперметрина показала, что при одинаковых средних значениях содержания $\langle C \rangle = 3,84\%$ коэффициент вариации (коэффициент неоднородности) смеси и дисперсности, полученной по предложенному способу, $V_c = 0,11$, ниже, чем для смеси, полученной по прототипу $V_c = 0,18$. Следовательно, качество смеси, полученной по предложенному способу, повысилось.

Подведем итоги. Поставленная задача разработать способ изготовления состава для инсектицидной таблетки, позволяющий получить однородный состав с равномерным распределением активно действующего вещества при уменьшении продолжительности технологического цикла, решена полностью.

6.3. ОСНОВНЫЕ ПРОИЗВОДСТВА ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Для известных видов механической обработки твердых веществ наиболее подходящими оказываются вибрационные, планетарные, вихревые и струйно-вихревые мельницы. Однако, как видно из табл. 6.3.1, производительность этих машин сравнительно низка, так что в производстве таких массовых продуктов, как цемент, они используются лишь в некоторых особых случаях. С другой стороны, вибрационные и струйно-вихревые мельницы оказались эффективными для обработки малотоннажных материалов и широко используются для этой цели.

В настоящее время разработаны конструкции шаровых мельниц, рассчитанные на очень большие объемы производства. Однако степень механической ак-

тивации вещества, достигаемая в шаровых мельницах, существенно ниже, чем в вибрационных и вихревых мельницах. В связи с этим широкое внедрение эффективных способов обработки, особенно при производстве крупнотоннажных материалов, в значительной мере определяется прогрессом в разработке эффективных и высокопроизводительных систем большой мощности.

Выбор системы механической обработки для данного технологического процесса диктуется практическими свойствами материала и требуемыми свойствами продукта обработки. Так, в каждом случае необходимо приспособить условия обработки к конкретным задачам данного производственного процесса.

Таблица 6.3.1

Производительность различных промышленных измельчителей

Машина	Производительность, т/ч
Шаровая мельница	> 150
Дезинтегратор	50
Струйная мельница	~ 5
Вибромельница	< 5
Планетарная мельница	~ 0,1

По мере совершенствования производственных технологических процессов возрастает и скорость рассеяния энергии, связанная с превращениями механической энергии в полезную работу, а машины и аппараты (ХТА) испытывают все более высокие нагрузки. Нетрудно понять, что развитие промышленности сопряжено с возрастанием роли механических процессов.

В технологии можно выделить два аспекта проявления и использования механических процессов. Первый из них состоит в практическом применении механических процессов в различных отраслях промышленности, таких как химическая, металлургическая, производство строительных материалов. Используя особенности механохимических реакций, можно разработать новые или более экономичные технологические процессы. Необходимо подавить или предотвратить химические превращения, которые влекут за собой износ машин за счет диссипации механической энергии. Главными из этих нежелательных явлений являются коррозия и эрозия.

Отмеченные выше особенности механических способов обработки в высокой степени зависят от природы материала и конструктивных решений. В каждом случае необходимо взвесить преимущества и недостатки способа обработки и оценить его экономическую целесообразность. Во многих случаях механохимические методы общепризнаны как наиболее приемлемый вариант технологии.

Представление о технологических процессах механической обработки, типах и размерах применяемого оборудования, особенностях его аппаратного оформления можно получить, рассмотрев ряд промышленных ХТА. Здесь приведены описания ХТА, действующих в многотоннажных производствах и включающие наибольшее число типов измельчителей, сепараторов, классификаторов и другого вспомогательного оборудования и транспортных средств.

6.3.1. Производство цемента

Цемент – вяжущее вещество, твердеющее в воде и на воздухе. Процесс получения портландцемента можно разделить на два этапа – приготовление клинкера и получение из клинкера портландцемента путем совместного помола его с гипсом, активными минеральными и другими добавками (если они используются). Основная задача в производстве портландцемента – получение клинкера строго определенного минералогического состава, что зависит от состава и качества сырья, соотношения между компонентами, однородности сырьевой смеси, режима обжига и охлаждения клинкера.

После добычи в карьере сырьевые материалы подвергаются первичному измельчению – дроблению, которое может производиться на заводе или карьере. Так как энергетические затраты на дробление значительно меньше, чем затраты на помол, желательно дробить материал до возможно мелких фракций.

В процессе проектирования для каждого из видов сырьевых материалов выбирается определенная технологическая схема дробления и соответствующее дробильное оборудование, позволяющее производить измельчение до оптимальных размеров зерен. Основными факторами, определяющими выбор оборудования для дробления сырьевых материалов, являются их физико-механические свойства и размеры кусков, поступающих на дробление.

Первичное дробление твердых пород осуществляется в щековых, конусных, молотковых, ударно-отражательных дробилках. Вторичное дробление – в молотковых и ударно-отражательных.

Технологические схемы и количество стадий дробления выбирают в зависимости от физико-механических свойств сырьевых материалов (прочности, влажности, пластичности, твердости), способов их добычи и оборудования.

Для тонкого измельчения материалов применяют различные типы мельниц: шаровые, трубные, валковые и роликовые, а также мельницы самоизмельчения. В отечественной цементной промышленности измельчение твердых сырьевых материалов для сырьевой смеси осуществляют в основном в трубных мельницах. Кроме шаровых трубных мельниц в цементной промышленности применяются мельницы, в которых первая камера, где происходит грубое измельчение, заполняется металлическими стержнями, а вторая (тонкое измельчение) – металлическими шарами. Эти мельницы имеют более высокие технико-экономические показатели при помоле твердых сырьевых материалов.

Получили распространение высокопроизводительные мельницы самоизмельчения типа «Аэрофол» и «Гидрофол». Иногда применяют среднеходовые мельницы, материалы в которых раздавливаются и истираются шарами, валками или роликами на криволинейной кольцевой дорожке. Еще реже применяют быстрходные аэробильные или шахтные мельницы.

При мокром способе сырьевые материалы измельчают и смешивают в присутствии воды до образования водной суспензии – шлама с влажностью от 36 до 50% в зависимости от физико-химических характеристик используемых материалов. При сухом способе сырьевые материалы частично подсушивают, дозируют в заданных соотношениях и подают в мельницу, где они измельчаются

до требуемой тонкости. Процессы сушки и измельчения могут совмещаться в одном агрегате.

Производство цемента «мокрым» способом (рис. 6.3.1). Запроектированные и построенные в последнее время заводы «мокрого» способа обеспечивают переработку любого, пригодного по химическому составу сырья независимо от его влажности, при этом с учетом вида применяемого топлива и особенностей сырья возможен выбор различных схем переработки.

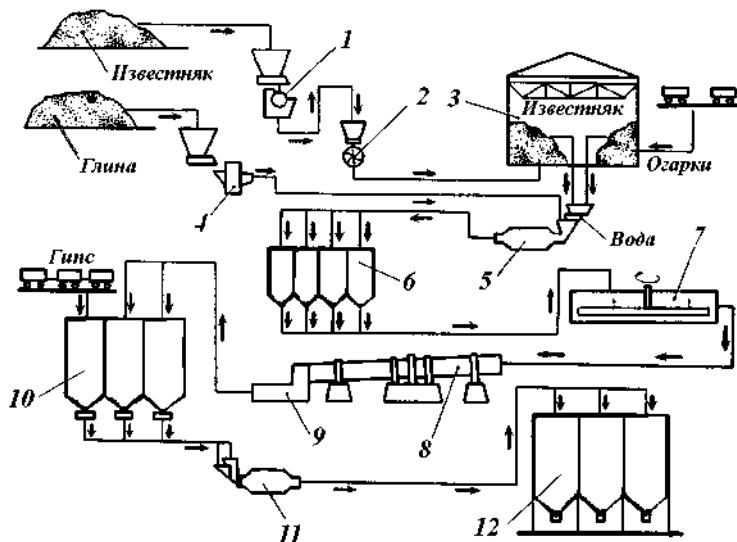


Рис. 6.3.1. Технологическая схема получения цемента по «мокрому» способу: 1 – щековая дробилка; 2 – молотковая дробилка; 3 – склад сырья; 4 – мельница «Гидрофол»; 5 – мельница мокрого помола; 6 – вертикальный шламовый бассейн; 7 – горизонтальный шламовый бассейн; 8 – вращающаяся печь; 9 – холодильник; 10 – клинкерный склад; 11 – мельница; 12 – силос цемента.

Наиболее характерными сочетаниями являются высоковлажное сырье – мел, глина, топливо – газ, мазут; влажное сырье – известняк, глина, топливо – газ, мазут; сухое твердое сырье – известняк, сланец), топливо – газ, уголь.

Известняк, поступающий из карьера кусками размером до 1 м, дробят в щековых (конусных) и затем молотковых дробилках. В результате размеры кусков не превышают 8–10 мм. Поступающие из карьера куски глины размером до 500 мм измельчают в вальцовых дробилках до размеров не более 100 мм, а затем отмучивают в болтушках или в мельницах-мешалках. Получаемый при этом глиняный шлам влажностью 60–70% подают в сырьевую мельницу, где измельчается дробленый известняк. Полученный таким образом шлам подают в шламовые бассейны, где его доводят (корректируют) до заданного химического состава и непрерывно перемешивают для поддержания в однородном состоянии и во избежание оседания.

При переработке в шлам высоковлажного (обычно мелового) сырья в настоящее время используются в основном мельницы мокрого самоизмельчения типа «Гидрофол» со специально встроенной в выходной цапфе мельницы стержневой камерой. В этой камере производится доизмельчение неразмолотых в барабане мельницы крупных включений. Характерной особенностью таких технологических схем измельчения является отсутствие дробильного отделения, в котором сырье после добычи проходило бы стадию предварительного измельчения в дробилках. Нет также в этих схемах складов мела и глины, расположенных на промышленной площадке, так как запасы сырьевых материалов, необходимые для обеспечения непрерывной работы обжиговых агрегатов, хранятся в виде шлама. При этом целесообразно производить доизмельчение грубомолотого шлама сразу же после выхода его из мельниц «Гидрофол».

Переработка более твердого, чем мел, сырья (известняк, сланцы, мергели) производится по технологическим схемам с использованием различных видов дробильного оборудования (конусных, щековых, молотковых и других типов дробилок) и в трубных мельницах. Для создания буферных емкостей, обеспечивающих сглаживание неравномерностей в поставке сырья с карьеров, сооружаются склады различных типов (грейферные, силосные, шатровые и т. п.).

Полученный клинкер охлаждают в холодильнике, дробят и подают в бункера цементных мельниц или на склад, где также хранят гипс и добавки, которые подают в бункеры мельниц для совместного измельчения с клинкером. Полученный цемент направляют в силосы для хранения.

При подготовке сырья по «мокрому» способу установки с мельницами самоизмельчения позволяют:

- исключить стадию дробления и размучивания мела, мергеля и глины в дробилках и болтушках;
- снизить расход электроэнергии и эксплуатационные затраты;
- установку классификаторов в замкнутом цикле с мельницей, поскольку выходящий из мельницы материал содержит около 80% измельченных до нужного размера частиц.

Зарубежные данные подтверждают, что при этом расход энергии уменьшается на 30–35%, мелющих тел – на 40–50%. При подготовке сырья по «сухому» способу эти установки в результате полного использования тепла отходящих газов печей с циклонными и противоточными шахтно-циклонными теплообменниками существенно снижают расход топлива на производство цемента. Благодаря увлажнению отходящих газов при сушке сырья повышается эффективность их обеспыливания в электрофильтрах.

Производство цемента «сухим» способом (рис. 6.3.2). Подавляющее большинство цементных заводов «сухого» способа сооружается с применением различных типов циклонных теплообменников и реакторов-декарбонизаторов. Развивается технология обжига с применением декарбонизаторов в сочетании с системами байпасирования отвода (минуя запечные теплообменники) части отходящих от печи газов. Она позволяет использовать для «сухого» способа производства сырье с большим, чем при традиционном аппаратурном оформлении обжигового агрегата «сухого» способа, количеством вредных примесей.

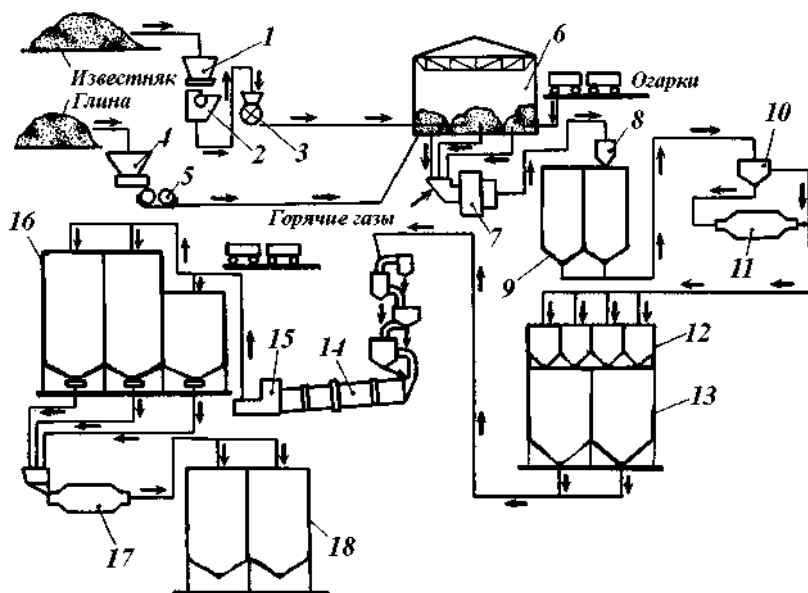


Рис. 6.3.2. Технологическая схема производства цемента «сухим» способом: 1 – бункер известняка; 2 – щековая дробилка; 3 – молотковая дробилка; 4 – бункер глины; 5 – валковая дробилка; 6 – объединенный склад сырья; 7 – мельница «Аэрофол»; 8 – циклон-осадитель; 9 – промежуточный силос; 10 – сепаратор; 11 – мельница; 12 – гомогенизационный силос; 13 – запасной силос; 14 – печь с циклонными теплообменниками; 15 – холодильник; 16 – склад клинкера и добавок; 17 – мельница; 18 – цементный силос.

Переработка сырьевых материалов в сырьевую муку обычно производится путем помола и одновременной сушки дробленых сырьевых материалов в следующих помольных агрегатах:

- мельницах самоизмельчения типа «Аэрофол» с дополнительным измельчением материала в трубных мельницах (обрабатывается сырье повышенной влажности или трудно размалываемое с кремнистыми включениями);
- вертикальных тарельчато-роликовых мельницах со встроенными сепараторами (влажное сырье, сырье, содержащее не более 3–5% кремнистых включений);
- шаровых и трубных мельницах различных типов (сырье с влажностью не более 10–12%);
- валковых мельницах и дробилках-сушилках для предварительной подготовки материалов непосредственно перед помолом.

Поступающие из карьера известняк и глину при дроблении подсушивают и измельчают в сырьевой мельнице, приспособленной для одновременной сушки и помола. Для дробления, сушки и измельчения сырьевых материалов применяют мельницы «Аэрофол» производительностью до 400 т/ч, в которой находится небольшое количество мелющих тел. Полученную сырьевую смесь кор-

ректируют до определенного химического состава и перемешивают сжатым воздухом в смесительных силосах. Далее сырьевую смесь в сухом виде (муку) или после гранулирования с добавкой 12–14% воды в грануляторах обжигают в коротких вращающихся печах с запечными теплоиспользующими установками (циклонами или конвейерными кальцинаторами) или в длинных вращающихся печах. В остальном технологическая схема не отличается от схемы производства цемента «мокрым» способом.

Для совмещения достоинств «сухого» и «мокрого» способов производства иногда применяют так называемый *комбинированный способ*. При этом сырьевую смесь подготавливают по «мокрому» способу, а обжигают – по «сухому». При этом сырьевые материалы после дробления измельчают с водой. Полученный шлам корректируют до надлежащего химического состава и обезвоживают путем фильтрации до влажности 16–19%. Затем отфильтрованный осадок во избежание слипания смешивают с пылью, уловленной из печных газов, разрыхляют и гранулируют при влажности 12–14%. Гранулы подают в короткую вращающуюся печь с конвейерным кальцинатором. Вместо фильтрации шлам сушат в распылительной сушилке, и получаемые мелкие гранулы обжигают в короткой печи.

Помол сырьевых материалов осуществляют по открытому или замкнутому циклу. При открытом цикле помола (рис. 6.3.3, *а*) поступивший в мельницу материал измельчается до необходимой тонкости. Готовый продукт при помоле недостаточно интенсивно удаляется из мельницы (только за счет аспирации), что уменьшает действие мелющих тел на еще не размолотый материал, снижает производительность и существенно повышает расход электроэнергии. Мельничные установки, работающие по открытому циклу, проще по конструкции и обслуживанию и поэтому они более распространены.

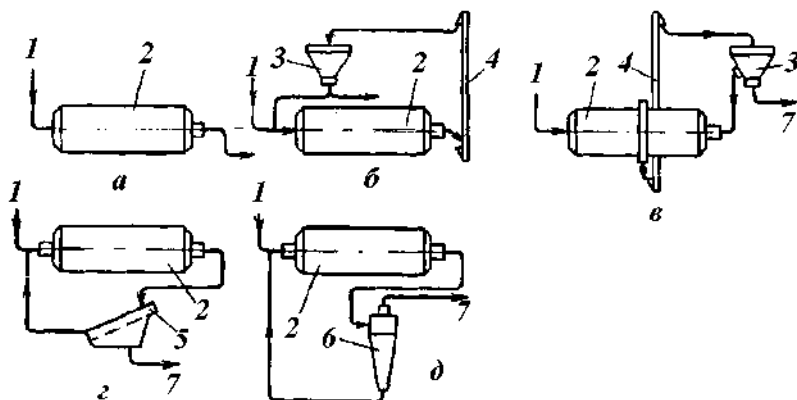


Рис. 6.3.3. Схемы циклов работы мельниц:

а – по открытому циклу при «сухом» и «мокром» помолах; *б* и *в* – по замкнутому циклу при «сухом» помоле; *г* и *д* – то же при «мокром» помоле; 1 – подача материала; 2 – мельница; 3 – сепаратор; 4 – элеватор; 5 – грохот; 6 – гидроциклон; 7 – готовый продукт.

При замкнутом цикле помола (рис. 6.3.3, б) материал, выходящий из мельницы в виде полупродукта, сортируется в сепараторе на готовый продукт, направляемый на склад, и крупку, которая возвращается в мельницу для дальнейшего измельчения. При мокром помоле для выделения крупки используют грохоты или гидроциклоны. Так, измельчаясь, материал 3–6 раз проходит через сепараторную мельницу, сепаратор, грохот или гидроциклон. Из многочисленных схем помола, работающих по замкнутому циклу, на рис. 6.3.3 представлены лишь наиболее простые.

При замкнутом цикле помола повышается производительность мельниц и снижается расход электроэнергии, а также достигается оптимальный зерновой состав цемента в результате регулирования размеров частиц. Последнее улучшает строительно-технические свойства цемента.

В практике работы отечественной цементной промышленности наиболее распространенной схемой «мокрого» помола сырьевой смеси является схема открытого цикла (рис. 6.3.4, б).

Для «мокрого» помола по открытому циклу известняков высокой и средней твердости применяются трубные мельницы с соотношением диаметра к длине от 1 : 4,7 до 1 : 6, а для помола мягких известняков и мергелей – более короткие трубные мельницы с соотношением порядка 1 : 2,5–1 : 2,7.

Для тонкого измельчения сырьевой муки (сухой способ) преимущественно применяют технологические схемы с мельницами для одновременного помола и сушки. При совмещении помола сырья с сушкой широко используют тепло отходящих газов вращающихся печей или клинкерных холодильников. В большинстве случаев приходится повышать температуру сушильных газов, для чего устанавливается выносная топка. Количество тепла, подаваемого в мельницу, может быть снижено из-за выделения дополнительного тепла при помоле.

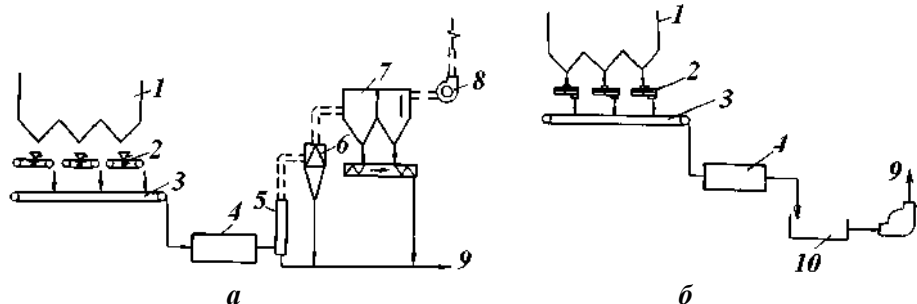


Рис. 6.3.4. Технологические схемы помола по открытому циклу: а – «сухой» способ; б – «мокрый» способ; 1 – бункеры сырьевых материалов; 2 – дозаторы или питатели; 3 – ленточный транспортер; 4 – шаровая мельница; 5 – аспирационная шахта; 6 – циклон; 7 – электрофильтр; 8 – вентилятор; 9 – готовый продукт; 10 – прямок.

На рис. 6.3.5 представлена технологическая схема совмещения помола с сушкой в замкнутом цикле с воздушно-проходным и центробежным сепаратором. Для повышения эффективности сушки в мельнице предусмотрена камера предварительной сушки, расположенная перед помольной камерой.

Более высокой производительности можно достичь в сушильно-помольной установке, где предварительная сушка осуществляется в специальном трубопроводе (рис. 6.3.6). В этой установке часть горячих газов поступает в трубопровод предварительной сушки, другая часть – в мельницу. Крупные частицы материала поступают в питательную линию мельницы, а мелкие – выносятся вверх струей горячих газов и, высушиваясь, оседают в циклоне 3 и подаются частично в мельницу и центробежный сепаратор 4.

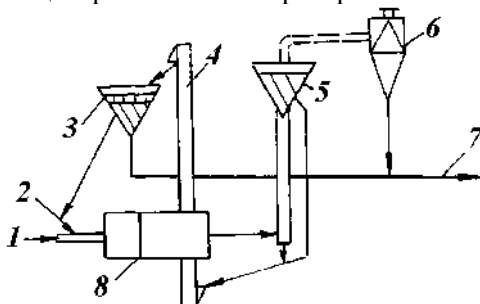


Рис. 6.3.5. Помольно-сушильная установка с камерой предварительной сушки в мельнице: 1 – горячие газы; 2 – загрузка материала; 3 – сепаратор; 4 – элеватор; 5 – воздушно-проходной сепаратор; 6 – циклон; 7 – готовый продукт; 8 – мельница с камерой предварительной сушки.

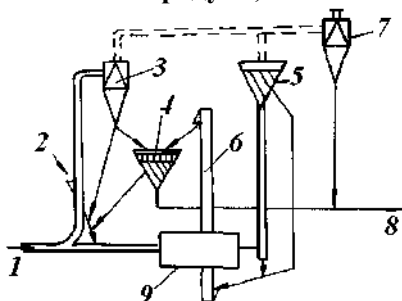


Рис. 6.3.6. Помольно-сушильная установка с трубопроводом предварительной сушки: 1 – горячие газы; 2 – загрузка материала; 3 – циклон; 4 – сепаратор; 5 – воздушно-проходной сепаратор; 6 – элеватор; 7 – циклон; 8 – готовый продукт; 9 – мельница.

В схеме помола, показанной на рис. 6.3.7, воздушный поток выносит измельченный продукт из мельницы и поднимает его вверх – вначале к воздушно-проходному сепаратору, а затем в циклон, что позволяет отделить тонкую фракцию от газа.

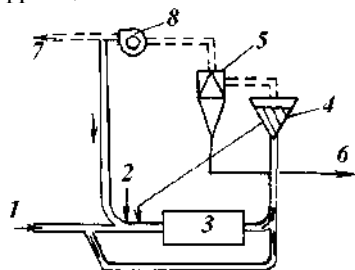


Рис. 6.3.7. Схема совмещенной сушки с помолом в мельнице с воздушной транспортировкой продукта помола: 1 – горячие газы; 2 – загрузка материала; 3 – мельница; 4 – воздушно-проходной сепаратор; 5 – циклон; 6 – готовый продукт; 7 – воздухопровод; 8 – вентилятор.

Для помола сырьевых материалов с высокой влажностью можно применить сушильно-помольную установку (рис. 6.3.8).

Для подсушки сырье подают в трубопровод предварительной сушки, расположенный вне мельницы, поэтому в мельницу попадают подсушенный материал и небольшое количество горячих газов. Для достижения необходимой эффективности сушки и помола максимальный размер зерен загружаемого материала не должен превышать 15 мм. Скорость воздуха в таких установках равна 3–4 м/с, в подъемном трубопроводе после мельницы – 25–35 м/с. Содержание твердых частиц в трубопроводе после мельницы составляет 250–500 г на 1 м³ газа.

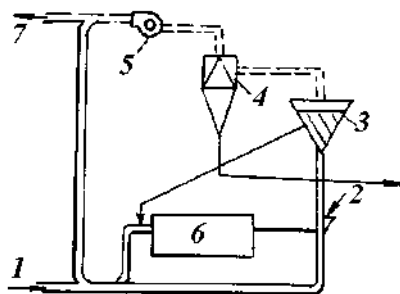


Рис. 6.3.8. Схема установки с предварительной сушкой в подъемном трубопроводе и воздушной транспортировкой материала: 1 – горячие газы; 2 – загружаемые материалы; 3 – воздушно-проходной сепаратор; 4 – циклон; 5 – вентилятор; 6 – мельница; 7 – воздухопровод.

В сушильно-помольной установке с мельницей «Аэрофол» (рис. 6.3.9) степень измельчения материала может составлять от 100 до 1000. Размолотый материал выносится из мельницы газовоздушным потоком, скорость которого устанавливается в соответствии с требуемой крупностью зерен. В установку входят циклоны для классификации материала. Крупные зерна возвращаются в мельницу или измельчаются в шаровой мельнице до необходимого размера. Расход воздуха составляет 2–3 м³/кг размалываемого материала. Скорость воздуха в мельнице равна 3 м/с, а скорость воздуха в трубопроводе за мельницей зависит от гранулометрического состава материала и находится в интервале 15–25 м/с.

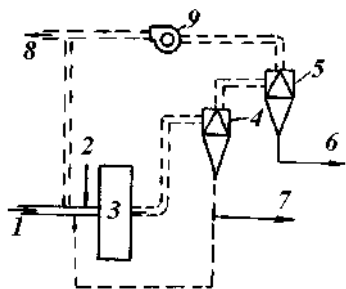


Рис. 6.3.9. Помольно-сушильная установка «Аэрофол»: 1 – горячие газы; 2 – загружаемый материал; 3 – мельница «Аэрофол»; 4, 5 – циклоны; 6 – мелкозернистый материал; 7 – крупнозернистый материал; 8 – воздухопровод; 9 – вентилятор.

Роликовые мельницы применяются в основном в сушильно-помольных установках. На рис. 6.3.10 представлена одна из технологических схем сушильно-помольной установки с роликовой мельницей. Влажность материала (сырьевой смеси), загружаемого в мельницу, может составлять 15–18%.

В роликовых мельницах разных типов теплом отходящих газов теплообменников вращающейся печи может быть высушена сырьевая смесь с влажностью до 8%. Для высушивания материала с влажностью 8–18% необходимо подводить дополнительное тепло. Тонкость помола готового продукта обычно находится в пределах 6–30% остатка на сите № 009. Производительность мельницы

достигает 500 т/ч сырьевой смеси. По сравнению с трубной мельницей установка с роликовой мельницей дает экономию энергии около 13%.

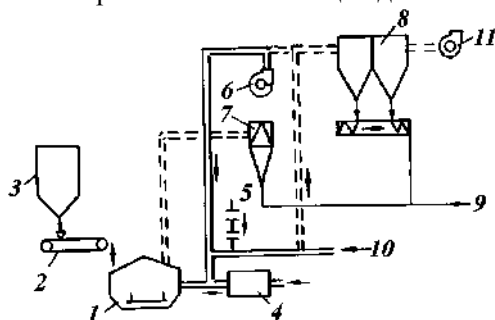


Рис. 6.3.10. Технологическая схема помольно-сушильной установки с роликовой мельницей: 1 – роликовая мельница; 2 – весовой дозатор; 3 – бункер сырого материала; 4 – топка; 5 – холодный воздух; 6 – промежуточный вентилятор; 7 – циклон первой стадии очистки; 8 – электрофильтр; 9 – готовый продукт; 10 – горячие газы; 11 – вентилятор.

На рис. 6.3.11 приведена более детальная схема установки мельницы самоизмельчения для подготовки сырьевых материалов при «сухом» способе производства. В мельницах самоизмельчения перерабатывают также твердое сырье.

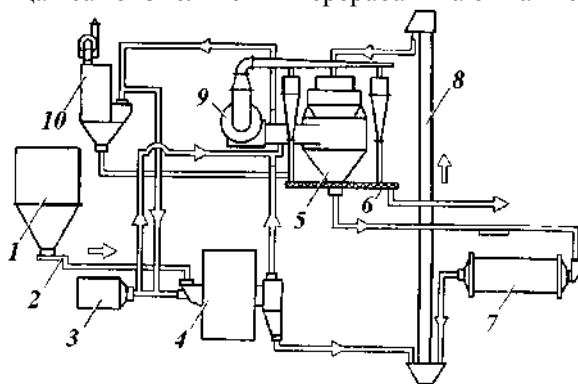


Рис. 6.3.11. Схема установки мельницы самоизмельчения для подготовки сырьевых материалов при «сухом» способе производства: 1 – бункер; 2 – весовой дозатор; 3 – горячие газы из печи или топки; 4 – мельница самоизмельчения; 5 – циклонный сепаратор; 6 – шнек; 7 – трубная мельница; 8 – элеватор; 9 – вентилятор; 10 – рукавный фильтр.

На рис. 6.3.12 приведена схема переработки твердого сырья при «мокром» способе производства с применением мельницы самоизмельчения; при переработке мягкого сырья из этой схемы исключается дробилка.

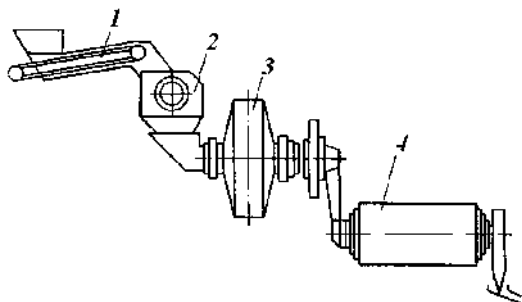


Рис. 6.3.12. Схема переработки твердого сырья при «мокром» способе производства с применением мельницы самоизмельчения: 1 – пластинчатый питатель; 2 – дробилка; 3 – мельница самоизмельчения; 4 – шаровая мельница.

Свободные сечения мельницы настолько велики, что позволяют пропускать все отходящие газы мощной клинкерообжигательной печи «сухого» способа и высушивать сырьевые материалы влажностью до 20% (мел, глину, мергель). Измельченный продукт выносится потоком газов через полую разгрузочную цапфу в сепаратор, где отделяются крупные фракции, мелкие фракции выносятся в циклоны и рукавный фильтр.

Весьма важным преимуществом описанных установок является уменьшение количества основного и вспомогательного оборудования в отделениях подготовки сырья, что снижает затраты и повышает производительность труда.

Фирмой «Смидт» (Дания) разработан мощный (120 т/ч) агрегат для тонкого помола цемента (до $6000 \text{ см}^2/\text{г}$). Установка включает две мельницы (рис. 6.3.13): в первой цемент измельчается обычными мелющими телами до удельной поверхности $2500\text{--}3700 \text{ см}^2/\text{г}$, во второй с помощью мелющих цилиндров размером 4–8 мм («минипебс») – до 5–6 тыс. $\text{см}^2/\text{г}$ в открытом цикле. Конструкция выгрузочного конца второй мельницы обеспечивает возврат мелких шаров, захваченных цементом, обратно. В обе мельницы впрыскивается вода для охлаждения шихты. Для упрощения создается однобарабанная многокамерная мельница открытого цикла, последняя камера которой предназначена для тонкого помола цемента телами «минипебс».

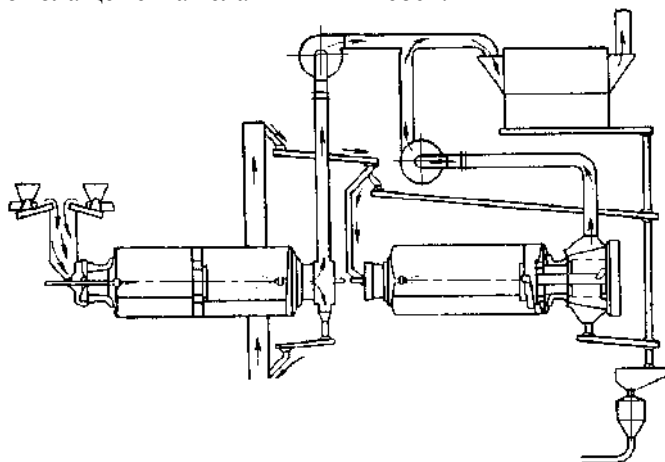


Рис. 6.3.13. Установка «Минипебс».

Особенность помола сухого сырья заключается в том, что он требует предварительной подсушки, так как при влажности сырья, превышающей 1–2%, эффективность помола в мельнице заметно снижается, а расход электроэнергии соответственно увеличивается.

Естественная влажность сырьевых материалов, поступающих из карьеров, обычно находится в пределах от 3–8% (известняк) до 25% (глины, гидравлические добавки). Для обеспечения проектной производительности мельниц и во избежание излишних расходов электроэнергии сырье перед подачей в мельницу приходится подсушивать. Для мягких материалов (глины, мергеля, мела) при их высокой естественной влажности подсушка происходит в сушильных барабанах. Сырье с относительно небольшой влажностью подсушивают в дробил-

ках вторичного дробления и в самих мельницах. Сушильным агентом являются либо газы, выходящие из запечных теплообменных установок, либо горячие газы, получаемые от специальных топочных устройств. Чаще всего применяется комбинированная подсушка газами, выходящими из теплообменных устройств с добавлением к ним газов из специальных топок. Газы, выходящие из теплообменных установок, имеют относительно невысокую температуру (до 300–350°C). Добавка к ним более горячих топочных газов повышает эффективность подсушки сырья перед помолом.

Установки с трубными мельницами применяют в основном при измельчении материалов по открытому циклу, а с сепараторными мельницами – по замкнутому циклу (рис. 6.3.14). Следует заметить, что трубные мельницы при установке сепараторов и устройств, транспортирующих полупродукт, можно использовать на помоле материала по замкнутому циклу без какой-либо переделки, а в сепараторных мельницах после отключения элеваторов и сепараторов можно осуществлять тонкое измельчение материала по открытому циклу.

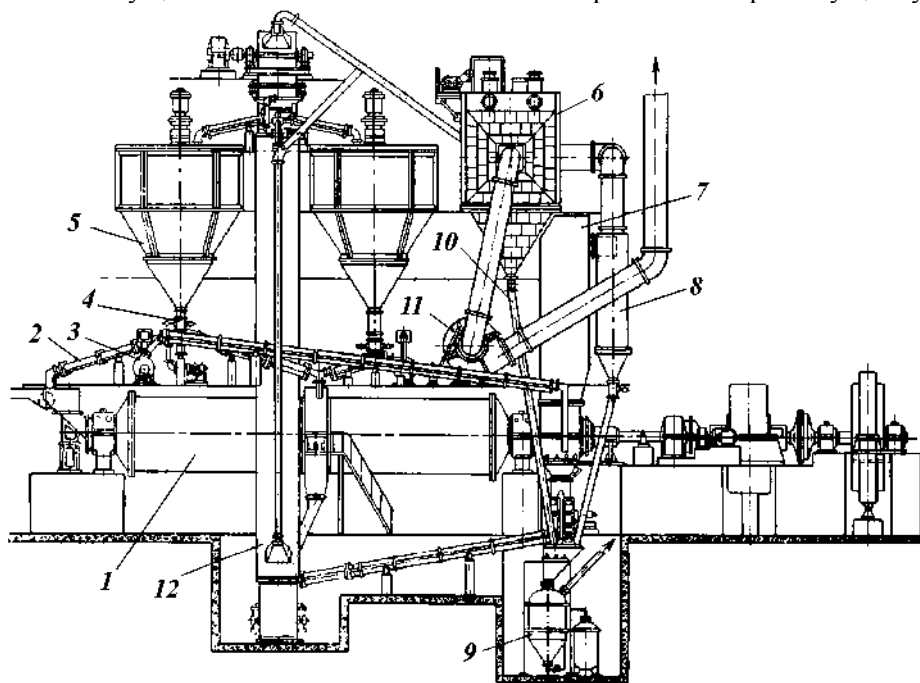


Рис. 6.3.14. Схема агрегата для помола клинкера: 1 – трубная сепараторная мельница 2 – аэрожелоб возврата крупки в первую камеру мельницы; 3 – дутьевой вентилятор аэрожелоба; 4 – мигалка; 5 – центробежный сепаратор; 6 – электрофильтр; 7 – аспирационная шахта; 8 – циклон системы Крейзеля; 9 – двухкамерный пневматический насос; 10 – тетки; 11 – дутьевой вентилятор аспирации мельницы; 12 – ковшовый элеватор.

Положительный опыт эксплуатации современных бегунов позволяет сделать вывод, что в области переработки цементного сырья они являются перспективными мельницами. Это подтверждается тем, что большинство новых помольных

установок оборудовано бегунами. Экономичность работы мельниц (расход электроэнергии и др.) в значительной мере зависит от уменьшения сопутствующих потерь энергии (на вращение барабана, подъем и взаимные удары мелющих тел и т. п.).

Эти потери могут быть уменьшены при организованном движении мелющих тел и измельчаемого материала, когда бесполезные соударения и трения исключены. Эффективность процесса помола, организуемого соответственно этому, может быть увеличена при высокочастотном многократном действии мелющих тел на измельчаемые частицы. При такой организации снижаются потери энергии и уменьшается масса вращающихся частей. В связи с этим представляют интерес среднеходные валковые, шаровые и роlikо-маятниковые мельницы.

Опытом подтверждается, что даже при высокой влажности (до 20%) сырьевых материалов средней твердости процессы сушки и измельчения в роlikовых мельницах автоматизировать легче, чем в шаровых. Кроме того, капитальные и эксплуатационные затраты на помол в них значительно ниже. На рис. 6.3.15 показана схема установки роlikовой мельницы с сепаратором совместно с обеспыливающим электрофильтром.

В состав цементной шихты помимо клинкера входят гипс (гипсовый камень) в количестве 4–6%, активные минеральные и другие добавки (инертные, минеральные, пластифицирующие, гидрофобные, воздухововлекающие, интенсификаторы помола). При помолу портландцементного клинкера вводят 3–5% гипсового камня, регулирующего сроки схватывания получаемого портландцемента. В целях увеличения выпуска цемента без ухудшения его свойств при помолу к клинкеру помимо гипса может добавляться до 15% трепела или опоки.

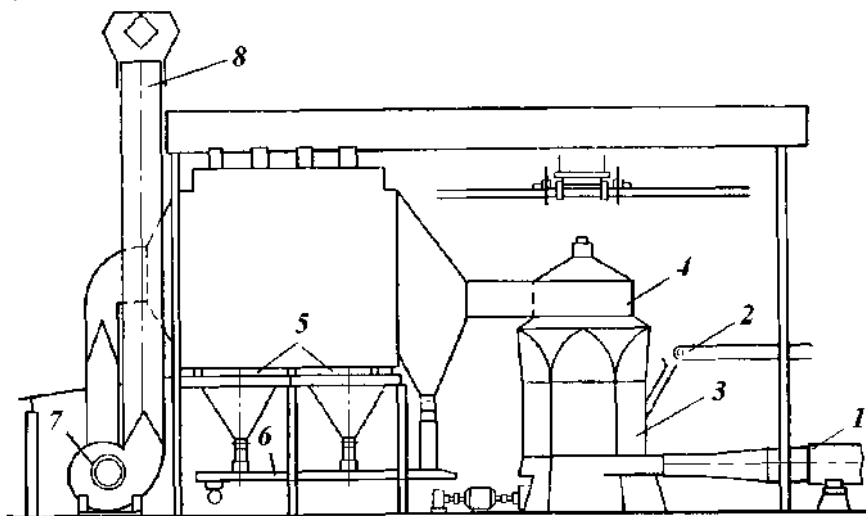


Рис. 6.3.15. Схема помола: 1 – горячий воздух; 2 – подача сырьевого материала; 3 – мельница; 4 – сепаратор; 5 – электростатический фильтр; 6 – конвейер; 7 – вентилятор; 8 – выводная труба.

Помол цементной шихты может проектироваться как по открытому, так и замкнутому циклу с применением центробежных сепараторов. Помол по замкнутому циклу в сравнении с помолом по открытому циклу эффективнее в тех случаях, когда необходимо получить цементы с высокой удельной поверхностью (например, быстротвердеющие) и когда измельчаемые компоненты заметно различаются по способности к размолу. В случае помола цемента до удельной поверхности 250–280 м²/кг замкнутый цикл не имеет заметных преимуществ по сравнению с открытым циклом. Цементы с удельной поверхностью более 350 м²/кг получать помолом по открытому циклу неэффективно. В связи с тенденцией повышения доли высокомарочных цементов в общем объеме производства при проектировании новых отделений помола цемента необходимо ориентироваться на схемы одностадийного помола по замкнутому циклу. С целью снижения расхода электроэнергии и повышения производительности помольного оборудования следует предусматривать дробление клинкера, добавок и гипса до 19–30 мм. Для клинкера следует применять дробилки, встроенные в холодильник, а также пресс-валковые измельчители и конусные дробилки.

При расчете систем аспирации количество воздуха, просасываемого через мельницу, принимают равным 200 нм³ на 1 т цемента при открытом цикле и 300 нм³ на 1 т – при замкнутом. Кратность циркуляции зависит от тонкости помола цемента и составляет ориентировочно при удельной поверхности цемента 320 м²/кг – 4, при 350 м²/кг – 5, а при 450 м²/кг – 7.

При обосновании тонкости помола цементной шихты ориентируются на следующие характеристики: марке «400» соответствует остаток на сите № 008 от 5 до 8%, соответствующая этим значениям удельная поверхность составляет 250–300 м²/кг, марке «500» – 2–6% остатка и удельная поверхность 320–360 м²/кг.

При измельчении температура в мельнице не должна повышаться выше 100°С из-за опасности получения цемента, характеризующегося ложным схватыванием. Для снижения температуры следует предусматривать подачу в мельницу распыленной с помощью форсунок воды в количестве 0,5–1,0% от массы цемента. Необходимо предусмотреть установку после мельниц охладителей цемента. С целью интенсификации процесса измельчения следует использовать при помолу поверхностно-активные вещества, для чего мельница должна быть снабжена установками по их вводу, оборудованными дозирующими устройствами.

Наибольшее распространение получили две конструкции мельниц (3,2×15 и 4×13,5 м), работающие по схеме замкнутого цикла. Цементные мельницы 3,2×15 имеют промежуточную выгрузку, один элеватор и два сепаратора (рис. 6.3.16).

Материал выгружается из обеих камер и транспортируется в центробежные сепараторы с помощью элеватора. Крупные фракции возвращаются на домол во вторую и частично в первую камеру. Тонкие фракции из сепараторов и уловленная пыль представляют собой готовый цемент. Предусмотрена возможность работы мельницы и по открытому циклу. Система аспирации состоит из 3 ступеней очистки – аспирационной шахты, циклонов и рукавного фильтра.

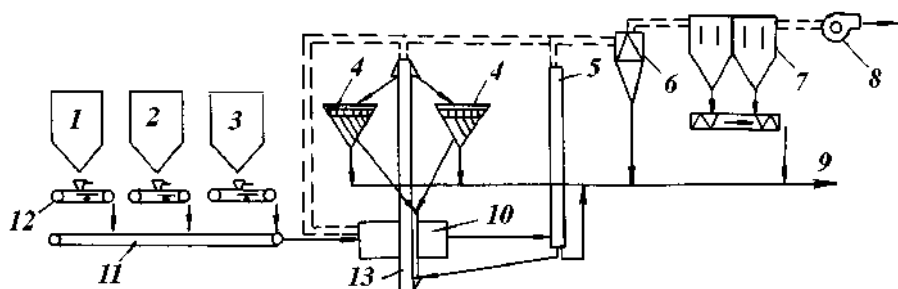


Рис. 6.3.16. Технологическая схема помола цементной шихты по замкнутому циклу в мельнице $3,2 \times 15$ м с центробежными сепараторами:
1 – клинкер; 2 – гипс; 3 – добавка; 4 – центробежные сепараторы;
5 – аспирационная шахта; 6 – циклон; 7 – вертикальный электрофильтр;
8 – вентилятор; 9 – цемент; 10 – шаровая трубная мельница;
11 – ленточный транспортер; 12 – весовые дозаторы; 13 – элеватор.

Помол в мельнице $4 \times 13,5$ м осуществляется по схеме замкнутого цикла без промежуточной разгрузки (рис. 6.3.17). В схеме используются два центробежно-циклонных сепаратора, питаемые с помощью одного элеватора. Крупные фракции, выделяемые в центробежных частях сепараторов, направляются на домол в первую камеру, а тонкие, выделяемые в выносных циклонах (их в схеме сепаратора 5), представляют собой готовый цемент, который далее с помощью системы пневмотранспорта направляется в силосы для хранения.

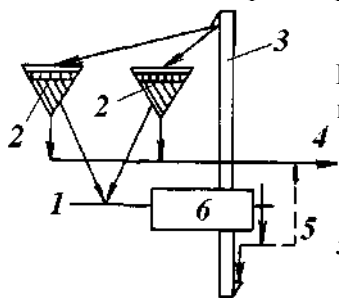


Рис. 6.3.17. Технологическая схема помола цементной шихты по замкнутому циклу в мельнице $4 \times 13,5$ м:
1 – подача цементной шихты; 2 – центробежные сепараторы с выносными циклонами; 3 – элеватор; 4 – цемент;
5 – возможность работы по открытому циклу; 6 – шаровая трубная мельница.

При помоле клинкера выделяется значительное количество теплоты. Температура выходящего из мельницы цемента достигает 130°C , что отрицательно сказывается на работе мельницы и свойствах цемента (происходит дегидратация гипса). Поэтому иногда применяется водяное охлаждение корпуса шаровой мельницы.

Путем интенсивной механической обработки можно в широких пределах варьировать различные практически важные свойства цементов, например поведение при схватывании, стабильность при хранении, прочность на сжатие и на изгиб бетонов, изготовленных из активированного цемента. На рис. 6.3.18 сопоставлены прочности на сжатие бетона из двух видов цемента после различного времени затвердевания. И в начальной стадии твердения, и по окончании этого процесса механическая активация обеспечивает существенное повышение прочности бетона.

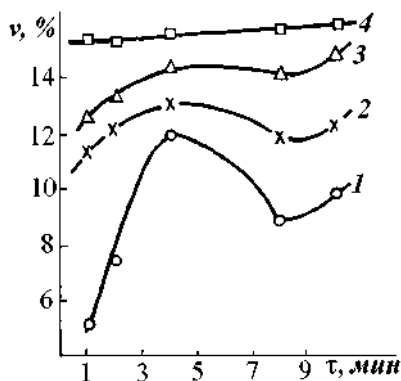


Рис. 6.3.18. Прочность на сжатие бетона из активированного и неактивированного цемента после твердения в течение различного времени: 1 – 1 сутки; 2 – 3 суток; 3 – 7 суток; 4 – 28 суток.

Причины этого состоят в изменении площади поверхности и ее структуры, от которых зависит скорость гидратации цемента при затвердевании.

Рис. 6.3.19 иллюстрирует изменения скорости гидратации цементного клинкера при кратковременной механической обработке. Путем механической активации можно влиять на параметры, важные с точки зрения практических применений цемента.

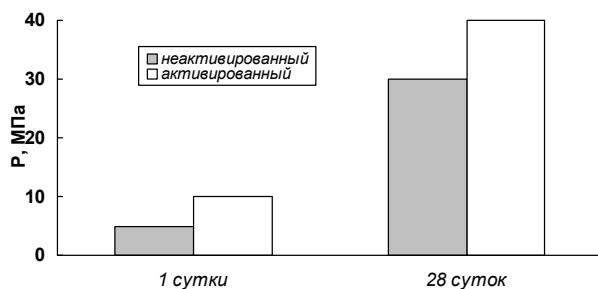


Рис. 6.3.19. Влияние времени обработки на скорость гидратации цементного клинкера при различной продолжительности затвердевания.

Некоторые практически важные свойства цемента можно избирательно улучшить путем выбора способа обработки. Как показано на рис. 6.3.20, для производства цемента, быстро образующих прочный бетон, лучше всего подходят вибрационные мельницы, которые используются для этой цели в промышленности. Если добавлять активированный в вибрационной мельнице цемент к смеси, то бетон твердеет так быстро, что менее чем через 24 ч можно снимать опалубку. При добавлении некоторых присадок, таких как сульфитные отходы, в процессе активации цемента в вибрационной мельнице достигается дальнейшее повышение прочности на сжатие до 30% по сравнению с материалом, подвергнутым тем же операциям, но без присадок.

При хранении активированных цемента в контакте с атмосферой дефекты решетки исчезают медленно и постепенно. Еще медленнее происходит восстановление кристаллической упорядоченности в закрытых емкостях. Выигрыш в прочности, достигаемый путем размолла, очень быстро утрачивается в процессе хранения некоторых менее активных цемента. Старение в значительной сте-

пени определяется специфическими свойствами отдельных типов цемента и способом воздействия на него окружающей атмосферы.

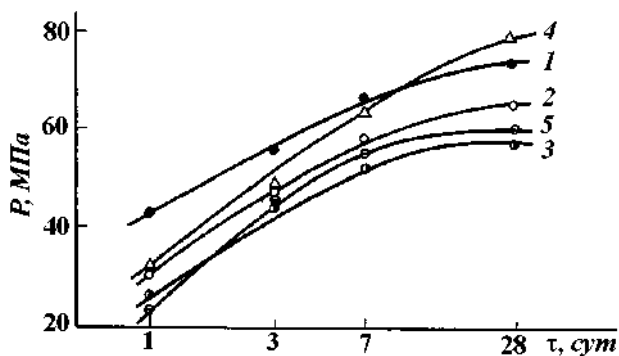


Рис. 6.3.20. Зависимость прочности на сжатие от времени затвердевания и способа механической активации цемента в различных активационных системах: 1 – вибрационная мельница; 2 – эксцентрическая мельница (амплитуда качаний 3 мм); 3 – эксцентрическая мельница (амплитуда качаний 5 мм); 4 – шаровая мельница; 5 – струйная мельница.

Отсюда вытекают следующие практические приложения: производство цемента, дающих бетон с высокой прочностью уже на ранних стадиях твердения; производство цемента с высокой конечной прочностью; обеспечение заданного качества бетона при уменьшении содержания цемента в смеси; разбавление цемента механически активированными наполнителями при сохранении качества.

Основной тенденцией технического развития цементной промышленности России будет модернизация производства за счет внедрения «сухого» способа и уменьшения доли «мокрого» способа. Эту тенденцию подтверждает опыт мировой цементной промышленности по внедрению печных систем с реакторами декарбонизации различных типов, которыми оснащаются новые, расширяемые и реконструируемые цементные заводы.

Доля выпуска цемента по «сухому» способу составляет в Японии, Испании и Германии 100%, Италии – 96%, США – более 60%, в странах Европы – 75–97%. В ближайшее время трудно ожидать появления каких-либо принципиально новых способов интенсификации производства цемента. Будет иметь место увеличение единичных мощностей основного технологического оборудования и интенсификация систем дробления, гомогенизации и помола.

Не следует ожидать применения агрегатов производительностью более 5000–6000 т/сут, так как чрезмерная концентрация производства цемента на одном предприятии может привести к увеличению дальности перевозок цемента и не позволит оперативно удовлетворять меняющиеся требования к ассортименту, кроме того, простой такого агрегата будет приводить к большим потерям клинкера.

Подведем итоги. Проектные проработки по различным цементным заводам показали, что перевод с «мокрого» способа производства на «сухой» наиболее

целесообразен и эффективен при использовании сырья невысокой влажности. Получаемая из него сырьевая смесь имеет естественную влажность 6–10%, и его сушка может быть осуществлена только за счет тепла газов, выходящих из обжиговых агрегатов. В этих случаях удельный расход условного топлива будет находиться в пределах 115–135 кг/т клинкера, или на 35–45% меньше, чем при мокром способе.

Прямой перевод на «сухой» способ производства является наиболее эффективным не только с точки зрения интенсификации производства и экономии топливно-энергетических ресурсов, но и как обеспечивающий примерно на 60–70% обновление основного технологического оборудования, что позволяет существенно продлить срок эксплуатации завода.

6.3.2. Производство гипса и извести

Гипс – быстротвердеющее и быстросхватывающееся воздушное вяжущее вещество. Гипсовые вяжущие вещества подразделяются на строительный и высокопрочный гипс и ангидритовое вяжущее вещество. Гипсовые вяжущие вещества изготовляют из гипсового камня, представляющего собой в основном двухводный гипс $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, ангидрита CaSO_4 и некоторых отходов химической промышленности, содержащих преимущественно двухводный или безводный сульфат кальция. В природном гипсе обычно присутствуют примеси глины, песка, известняка и некоторых других веществ. Повышенное количество примесей снижает качество строительного гипса. Особенно недопустимо содержание примесей в сырье для производства формовочного, технического и медицинского гипса.

Строительный гипс получают термической обработкой природного гипса по реакции $\text{CaSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CaSO}_4 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O} + 1,5\text{H}_2\text{O}$. Эта реакция протекает сравнительно быстро при температуре 140–190°C. Известно несколько способов производства строительного гипса, различающихся методом обжига. Гипс можно обжигать в шахтных, кольцевых, камерных и вращающихся печах с последующим измельчением продукта обжига; в варочных котлах с предварительным помолом гипсового камня; одновременно с помолом в одном аппарате.

Основным сырьем в производстве вяжущих строительных материалов гипса и извести являются гипсовый камень и известняки. Добываемое в карьерах сырье проходит стадии дробления, помола и тепловой обработки. Производство строительного гипса чаще осуществляется по следующей технологической схеме. Гипсовый камень подается в щековую дробилку, а затем на вторичное дробление в молотковую дробилку. Из дробильного отделения гипсовый щебень транспортируется (рис. 6.3.21) элеватором 1 в бункер 2, откуда по течке через тарельчатый питатель 4 подается в шахтную мельницу 5. В днище бункера 2 установлен реечный затвор 3.

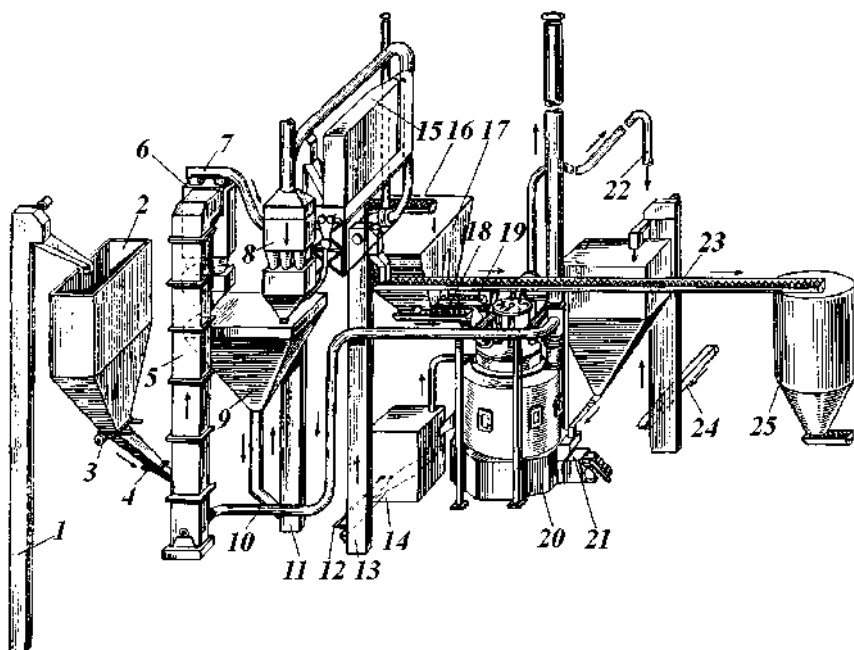


Рис. 6.3.21. Технологическая схема производства гипса.

В шахтной мельнице 5 материал одновременно мелется и сушится. Сушка осуществляется газами, отходящими от котла для варки гипса 20 и подаваемыми в мельницу по газоходу 10 и из топки мельницы. Из шахтной мельницы гипсовая мука увлекается газовым потоком в сепарирующую установку. Сепарирующая установка состоит из сдвоенного циклона 6, воздуховода 7, батарейных циклонов 8 и рукавного фильтра 15. Газовый поток вместе с частицами гипсовой муки, находящейся в нем во взвешенном состоянии, проходит сдвоенный циклон 6, где остается часть материала, которая затем поступает в бункер 9. Часть гипсовой муки с газами уносится в батарейные циклоны 8, где газы дополнительно очищаются. Последняя, наиболее тонкая фракция выпадает в рукавном фильтре 15. Молотый гипс из трех устройств для осаждения пыли собирается в общий бункер 9, откуда транспортируется элеватором 11 и шнеком 16 в бункер 17, установленный над котлом варки гипса 20. Из бункера 17 молотый гипс периодически загружается двумя шнеками 18 и 19 в котел 20. Котел служит для частичной дегидратации гипса, т. е. для получения готового (полуводного) гипса и обогревается топкой 21. Пар, образующийся при варке гипса, отводится в камеру осаждения пыли через газоход 22. После окончания варки горячий гипс из котла поступает самотеком в бункер 14 томления, откуда шнеками 12, 23 и элеватором 13 транспортируется в буферный склад 25.

Наиболее совершенным способом получения строительного гипса является способ совмещенного помола и обжига гипсового камня, позволяющий широко механизировать производственный процесс (рис. 6.3.22).

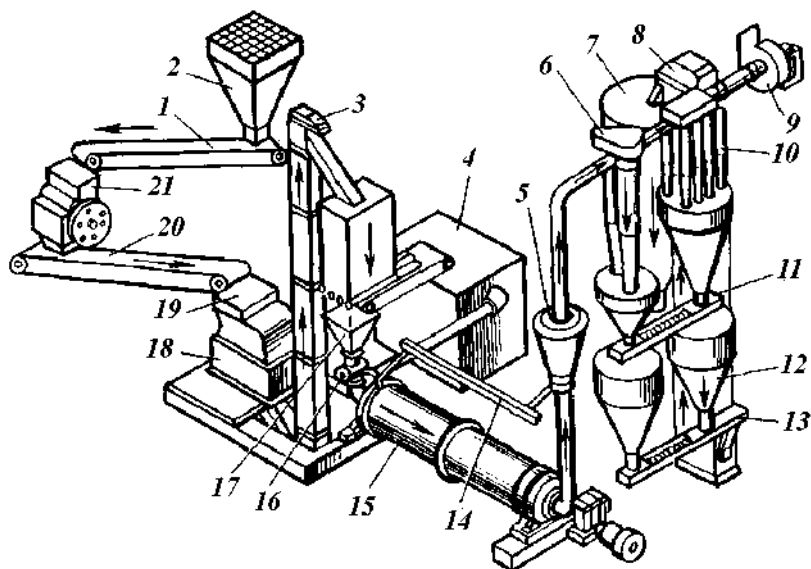


Рис. 6.3.22. Схема совмещенного помола и обжига гипса:

**1, 16, 20 – питатель; 2, 12 – бункер; 3, 8 – элеватор; 4 – подпоки;
5 – проходной сепаратор; 6, 10 – пылесадительные устройства; 7 – бункер
готовой продукции; 9 – вентилятор; 11, 13 – винтовые конвейеры;
14 – аэрожелоб; 15 – трубная мельница; 17 – расходный бункер;
18 – молотковая дробилка; 19 – приемное устройство;
21 – щековая дробилка.**

Известь – это продукт обжига известняков, главной составной частью которых является углекислый кальций CaCO_3 . Кроме углекислого кальция в известняках обычно содержится углекислый магний MgCO_3 , а также примеси песка, глины. В зависимости от содержания глинистых включений в обжигаемых известняках получается воздушная или гидравлическая известь. Технологическая схема производства молотой извести с шахтными пересыпными печами представлена на рис. 6.3.23.

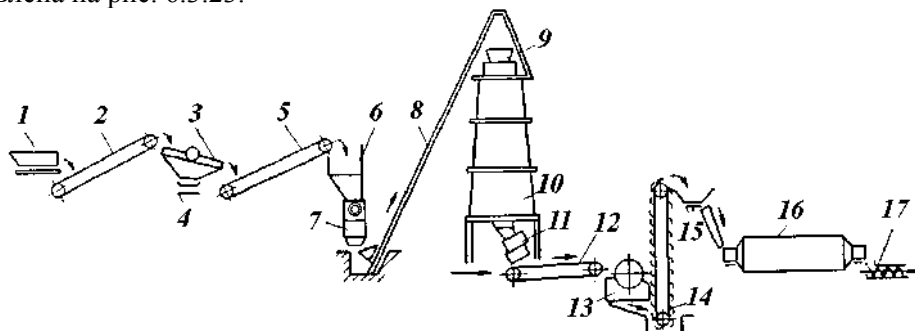


Рис. 6.3.23. Технологическая схема производства молотой извести.

Известняк электровибрационным питателем 1 и ленточным конвейером 2 направляется на вибрационный грохот 3, где производится сортировка сырья.

Мелкие фракции (отсев) ленточным конвейером 4 направляются для переработки в известняковую муку для удобрений или используются для других целей. Деловая фракция (верхний класс) конвейером 5 передается в бункеры 6, оборудованные автоматическими весовыми дозаторами 7. Известняк с топливом с помощью скипового подъемника 8 и загрузочного устройства 9 направляется в шахтную пересыпную печь 10, оборудованную выгрузочным устройством (шлюзовой затвор) 11. Обожженный известняк пластинчатым конвейером 12 направляется в щековую дробилку 13 и далее вертикальным элеватором 14 с помощью тарельчатого питателя 15 загружается в шаровую мельницу 16. Молотая известь винтовым конвейером 17 передается на склад.

Способность и скорость взаимодействия вяжущего вещества с водой определяются не только его химическим и минералогическим составом, но и в большой степени дисперсностью. Поэтому обожженные материалы подвергаются измельчению. Чем тоньше помол вяжущего вещества, тем выше его прочность.

На основе воздушной и гидравлической извести можно получать прочные и водостойкие силикатобетонные изделия. В основе технологии их изготовления лежит способность извести активно взаимодействовать с кварцевым песком в гидротермальных условиях.

Производство силикатобетонных изделий включает приготовление вяжущего вещества, смешивание его с песком-заполнителем и водой, формование панелей и обработку их паром в автоклавах (рис. 6.3.24). Песок, доставляемый из карьера, просеивается через виброгрохот с размером отверстий 10 мм. Зимой смерзшийся песок прогревается в бункерах сухим паром.

Известь дробится в щековых дробилках на куски не крупнее 25 мм и измельчается совместно с песком в двухкамерной трубной мельнице. Для регулирования сроков гашения известкового вяжущего вещества при помоле вводится 3–5% гипсового камня. При помоле известь частично гасится влажным песком, что впоследствии оказывает благоприятное влияние на качество формовочной бетонной смеси. Из мельницы вяжущее вещество поступает в гомогенизатор для усреднения. С песком-заполнителем и водой вяжущее вещество смешивается в бетономешалке с принудительным перемешиванием.

Широко изучено влияние механической обработки на образование связующих материалов, используемых в строительстве. Применительно к разным веществам имеется различный уровень объяснения этих процессов. В некоторых случаях получены лишь качественные данные, подтверждающие механохимический эффект. Для ряда систем на этой основе разработаны технологические процессы.

Температура, необходимая для осуществления твердофазной реакции, может быть понижена путем механической обработки примерно на 100 К и иногда доведена до комнатной температуры. После предварительной обработки смеси СаО и каолинита в дисковой вибрационной мельнице твердофазная реакция происходит в интервале температур 700–1100 К и сопровождается образованием новых фаз. Температура реакции снижается особенно сильно, если реакция инициируется путем сочетания термической и механической активаций исход-

ных компонентов. Если размалывать CaO совместно с пемзой, зольной пылью, песком, оксидом алюминия, сланцем, инфузорной землей в подогреваемой мельнице, то химические реакции связывания идут уже при 700 К, причем можно изготовить блоки строительного материала значительной прочности.

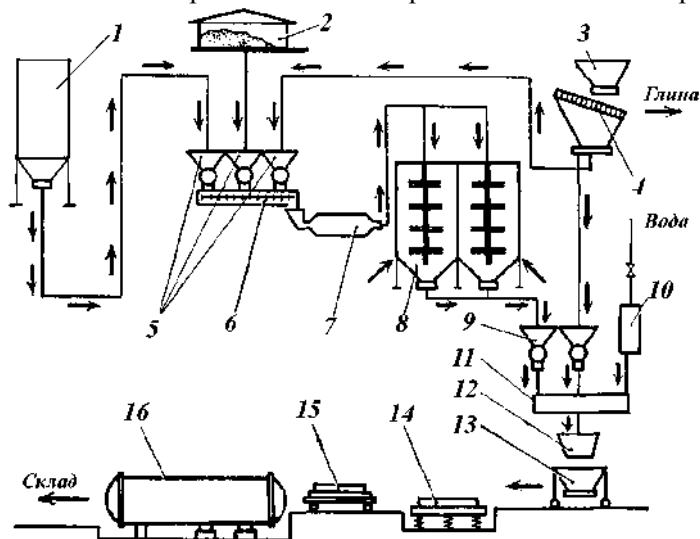


Рис. 6.3.24. Технологическая схема получения изделий из силикатного бетона: 1 – силос известки; 2 – склад готового гипса; 3 – бункер песка; 4 – сито; 5 – дозаторы известки, гипса и песка; 6 – двухвальцовый смеситель; 7 – мельница; 8 – гомогенизатор; 9 – дозатор вяжущего; 10 – дозатор воды; 11 – бетономешалка; 12 – бункер; 13 – самоходный бетоноукладчик; 14 – виброплощадка с формой; 15 – пост выдерживания; 16 – автоклав.

Разработан механохимический способ гашения известки для производства строительных сортов известки, особенно подходящий для получения доломитовых известняковых блоков. При перемалывании за счет удаления поверхностных пленок реакция ускоряется и одновременно достигается точно определенная степень измельчения материала.

При получении искусственного гипса применение механохимических эффектов также приводит к упрощению технологии и повышению механической прочности строительных материалов, выполненных из активированного природного гипса.

Чтобы получить α -гемигидраты, необходимы такие растворимые в воде соединения, как фосфаты. Без них (за исключением очень небольшой добавки) при использовании механически активированных продуктов можно обойтись. Кроме того, можно регулировать начало твердения ангидрита, образующегося из сырого гипса, путем дозированного введения измельченных добавок, например гидроксида кальция.

В больших количествах связующие вещества используются в производстве материалов, пригодных для приготовления формовочных смесей для литья. Особенно подходящими для этой цели являются некоторые специальные сорта

бентонита, которые превращают в формовочные смеси путем перемалывания с кварцевым песком. Глины, не пригодные для этой цели, также можно превратить в высококачественные связующие путем механической активации, причем время затвердевания при этом резко сокращается. В качестве связующего вещества можно использовать и механически активированный кварц.

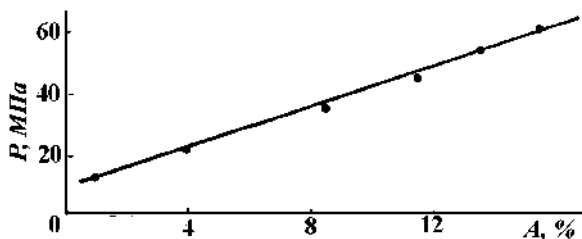


Рис. 6.3.25. Зависимость прочности на сжатие P материала литейной формы от содержания аморфной фазы A диоксида кремния в связующем.

Как показано на рис. 6.3.25, прочность на сжатие формовочных смесей возрастает почти пропорционально с ростом аморфной части механически активированной фазы кремнезема. Можно заключить, как и в случае силикатного и цементного бетона, что аморфная фаза играет решающую роль в процессах растворения и затвердевания.

Подведем итоги. В настоящее время еще нет разработанной технологии изготовления механически активированных связующих веществ. Приведенные примеры систем, сильно различающихся составом и способами применения, показывают, что механическая обработка оказывает значительное влияние на качественные характеристики связующих, и тем самым в некоторых случаях становится возможной разработка новых, более рациональных технологических решений.

Ускорение твердофазных реакций, ответственных за образование связующих фаз и твердение строительного материала, в условиях механической обработки может быть обусловлено различными эффектами. Возникновение аморфных фаз, несомненно, играет решающую роль при активации силикатных связующих составов.

6.3.3. Производство вторичного щебня

Механическая обработка составляющих бетонной смеси позволяет существенно улучшить основные технические свойства бетона. Эффект активации заполнителей состоит в разрушении слабых зерен щебня или удалении остатков цементного камня, образовании свежих сколов. Это приводит к повышению технических характеристик бетонов за счет улучшения качества контактной зоны. Наиболее перспективен механический метод активации щебня из дробленого бетона, который предусматривает самоизмельчение при перемешивании щебня в смесительных установках или их обработка в шаровых мельницах с металлическими шарами.

При проведении исследований качество активированного щебня оценивалось по показателю дробимости, водопоглощению, насыпной плотности. Опре-

деление этих характеристик проводилось согласно ГОСТ 8269-87 (табл. 6.3.2). Существенное улучшение качества щебня наблюдается при удалении растворенной составляющей.

Таблица 6.3.2

Физико-механические свойства щебня из дробленого бетона

Щебень	Фракции, мм	Насыпная плотность, кг/м ³	Водопоглощение, %	Показатель дробимости, %	
				в сухом состоянии	при насыщении водой
Без обработки	5–10	1170	7	22,5	29,2
	10–20			20	23,9
	5–20			–	–
После помола в шаровой мельнице	5–10	1350	3,8	11,2	13,4
	10–20			12,7	11,8
	5–20			12,1	12,2
После самоизмельчения	5–10	1310	4,3	13,3	16,8
	10–20			20,1	20,9
	5–20			17,7	19,3

Хорошие результаты получают при помоле дробленого бетона со стальными шарами после предварительного низкотемпературного обжига. Был получен щебень, практически свободный от растворного компонента, а его свойства – дробимость, водопоглощение и насыпная плотность близки к аналогичным показателям исходного щебня.

Удаление части ослабленных зерен, полученных при дроблении отходов из бетона и железобетона, может производиться интенсивным предварительным сухим перемешиванием крупного заполнителя в бетоносмесительных устройствах. Однако эффективность такого способа, как показали исследования, неудовлетворительна.

Подведем итоги. Для улучшения качества крупного заполнителя из дробленого бетона можно рекомендовать механическую или термомеханическую обработку кусков дробленого бетона фракций размером 5–40 мм. Эффективность применения щебня из дробленого бетона резко возрастает при использовании его вместо заполнителя из природного каменного материала при производстве конструкций из сборного железобетона непосредственно на предприятии, где осуществляется переработка.

Испытания на морозостойкость бетонов как на природном, так и на крупном заполнителе из дробленого бетона показали, что бетонные образцы, выдержав 200 циклов попеременного замораживания и оттаивания, не имели заметных признаков разрушения.

Обобщение отечественного и зарубежного опыта повторного использования бетона подтвердили возможность его применения в качестве заполнителя при приготовлении бетонной смеси (ГОСТ 26633-85).

6.3.4. Производство пигментной двуокиси титана

Производство пигментов относится к процессам тонкой химической технологии неорганических веществ. Полученный продукт должен иметь не только необходимый химический состав, но и определенные степень чистоты, размеры, форму и кристаллическую структуру частиц. Именно от этих показателей зависят важнейшие физико-технические свойства пигмента (цвет, кроющая, красящая и разбеливающая способности и др.). Пигменты синтезируют различными методами: смешением растворов солей с получением осадка пигмента (осадочные пигменты); прокаливанием осадка пигмента или осадка промежуточного продукта (осадочно-прокалочные пигменты); термической обработкой при высоких температурах исходной реакционной смеси – шихты (прокалочные пигменты); возгонкой и распылением металлов с окислением их паров или капель; измельчением минерального сырья.

Наряду с химическими процессами в производствах пигментов и наполнителей широко распространены различные физические процессы:

- гидродинамические процессы – сгущение, классификация, фильтрование, центрифугирование и т. д.;
- диффузионные процессы – промывка, сушка;
- термические процессы – прокаливание, возгонка;
- механические процессы – измельчение, классификация и др.

Хотя в ряде пигментных производств еще сохранилось оборудование периодического действия, в основном применяются оборудование непрерывного действия и непрерывные методы синтеза пигментов. Это позволяет не только обеспечить комплексную механизацию и автоматизацию производства и повысить производительность труда, но и улучшить качество пигментов.

Технологические схемы получения пигментов и исходных компонентов для их синтеза достаточно сложны и требуют применения разнообразного оборудования. Основными аппаратами производства пигментов являются реакторы, фильтры, центрифуги, отстойники, классификаторы, гидроциклоны, сушилки, печи, дробилки и мельницы.

Для переработки в пигментный диоксид титана используются минералы: природный рутил, содержащий 92–95% (масс.) TiO_2 и примесь Fe_2O_3 , придающую ему красный цвет; ильменит FeOTiO_2 ; титаномagnetиты, состоящие из зерен ильменита и магнетита и содержащие 8–12% (масс.) TiO_2 .

В чистом виде титаносодержащие минералы встречаются редко. Для освобождения от примесей других минералов и пустой породы измельченные руды подвергают магнитному и другим видам обогащения и получают концентраты.

Наиболее ценным и перспективным сырьем являются титановые шлаки, получаемые при доменной и особенно электрометаллургической переработке титаносодержащих руд и концентратов. Переработка титановых концентратов и шлаков в пигментный диоксид титана имеет целью не только освобождение от примесей, но и придание TiO_2 требуемой кристаллической формы, дисперсности, адсорбционных свойств и подавление фотохимической активности. Для получения диоксида титана применяют два способа: сернокислотный – для

концентратов, содержащих более 40% TiO_2 , и хлоридный – экономически выгодный только для переработки концентратов, содержащих не менее 80% TiO_2 (так как получаемые отходы FeCl_3 не находят применения).

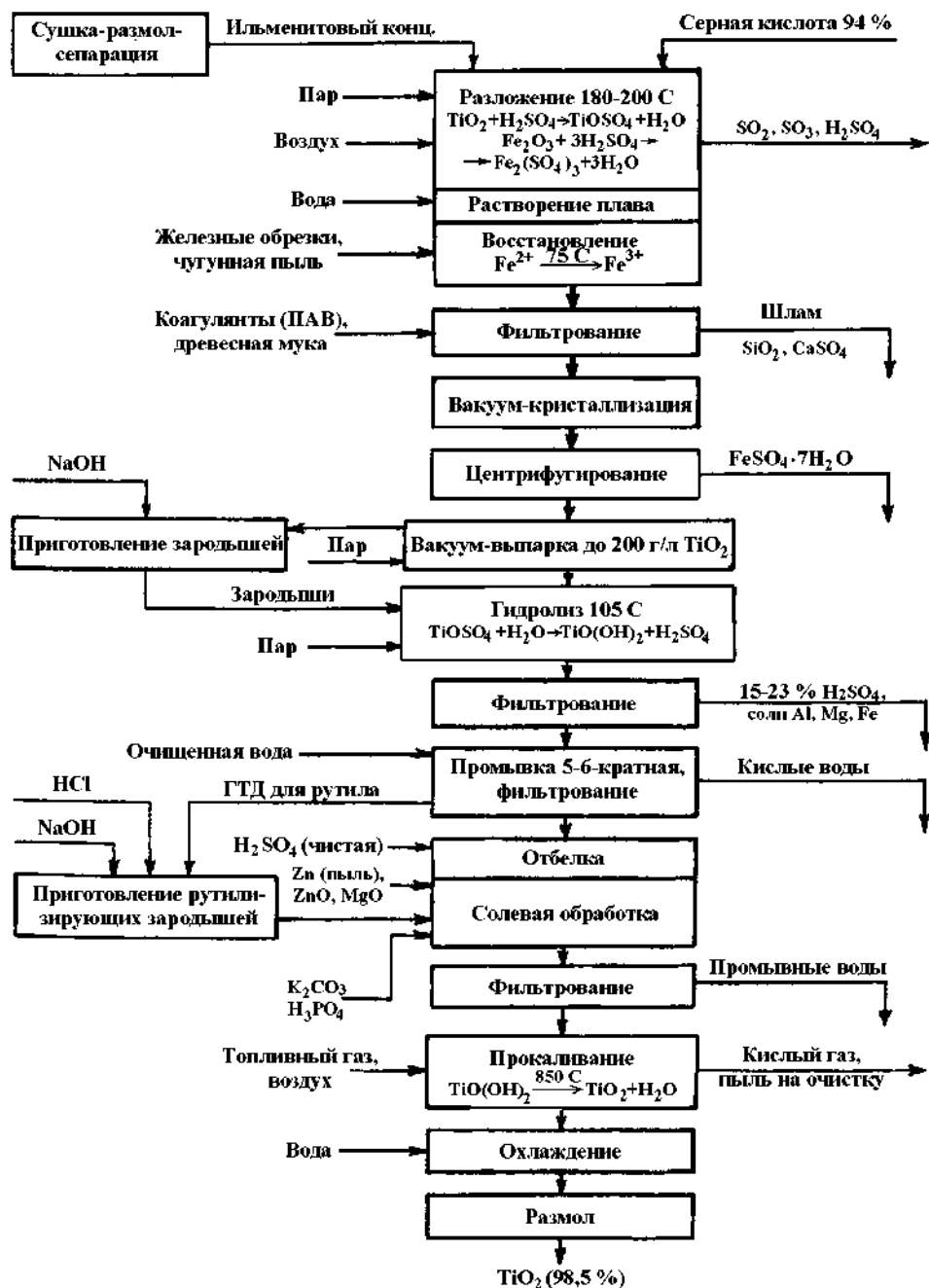


Рис. 6.3.26. Схема производства диоксида титана сернокислотным способом.

Хлоридный способ. Получение пигмента по этому способу основано на хлорировании брикетов из высококонцентрированного титаносодержащего сырья с восстановителем (коксом или пеком) в реакторе непрерывного действия при 800°C. Чистый TiCl_4 перерабатывается в TiO_2 по одному из двух следующих методов: окисление TiCl_4 воздухом, разбавленным азотом, и гидролиз TiCl_4 перегретым до 400°C водяным паром. Полученный обоими способами высокодисперсный диоксид титана отделяется от реакционных газов в электрофильтрах. Для освобождения от адсорбированных Cl_2 или HCl проводится дехлорирование продувкой перегретым паром. Аппаратура для реализации хлоридного способа производства TiO_2 изготавливается из чистого металлического титана, поэтому продукт не загрязняется и отличается высокой белизной. Хлоридный процесс производства характеризуется применением особо высокогерметичного оборудования и высокой культурой производства. Это необходимо, чтобы не допускать загрязнения окружающей среды хлором и дымящими отходами.

В мировой практике хлоридным способом вырабатывается менее трети TiO_2 , но этот способ перспективен, поскольку связан с получением из TiCl_4 чистого металлического титана. Многочисленные реакции в условиях механического воздействия можно инициировать уже при комнатной температуре, тогда как без механической обработки они идут с измеримой скоростью лишь выше 500 К. Можно обойтись без источника тепла. В качестве примера отметим синтез тетрахлорида титана.

Куски титаносодержащего сырья помещают в аппарат для измельчения – вибрационную мельницу с устройствами для быстрой герметизации. Сосуд снабжен подводящей и отводящей трубками. Вводят сухой хлор и после вытеснения воздуха запускают вибрационную мельницу. По прошествии нескольких минут начинается реакция, которая сопровождается выделением большого количества тепла. Измельчение продолжают 1,5–2 ч. Образовавшийся тетрахлорид титана вытесняют из сосуда избытком хлора и конденсируют с помощью охлаждающей ловушки (смесь льда с поваренной солью).

Сернокислотный способ. Это сложный и тонкий процесс, состоящий из трех основных стадий и ряда вспомогательных операций (рис. 6.3.26):

- разложение тонко измельченного титаносодержащего концентрата серной кислотой;
- термический гидролиз титанилсульфата с получением метатитановой кислоты;
- прокаливание метатитановой кислоты с получением диоксида титана.

Заключительными операциями получения пигментного диоксида титана являются мокрый размол, классификация частиц по размерам и поверхностная обработка (рис. 6.3.27).

Предварительно измельченный в сухом виде диоксид титана репульпируют в очищенной воде и подвергают мокрому непрерывному размолу в шаровой мельнице с фарфоровыми (стеатитовыми) шарами и футеровкой или в бисерной мельнице.

Вытекающая из мельницы пульпа направляется для классификации частиц в гидроциклоны или центрифуги. Отделенные частицы размерами более 1 мкм возвращают на повторный размол.

Пульпу с частицами менее 1 мкм подвергают солевой обработке растворами $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, NaOH , Na_2SiO_3 , ZnSO_4 и коагуляции коллоидных частиц TiO_2 . Осадок TiO_2 отфильтровывают и отмывают от ионов Na и SO_4 .

В зависимости от назначения диоксид титана обрабатывают модификаторами – ПАВ или кремнийорганическими соединениями. Полученный пигментный диоксид титана сушат, измельчают и подвергают микронизации в паровых струйных мельницах, а затем упаковывают.

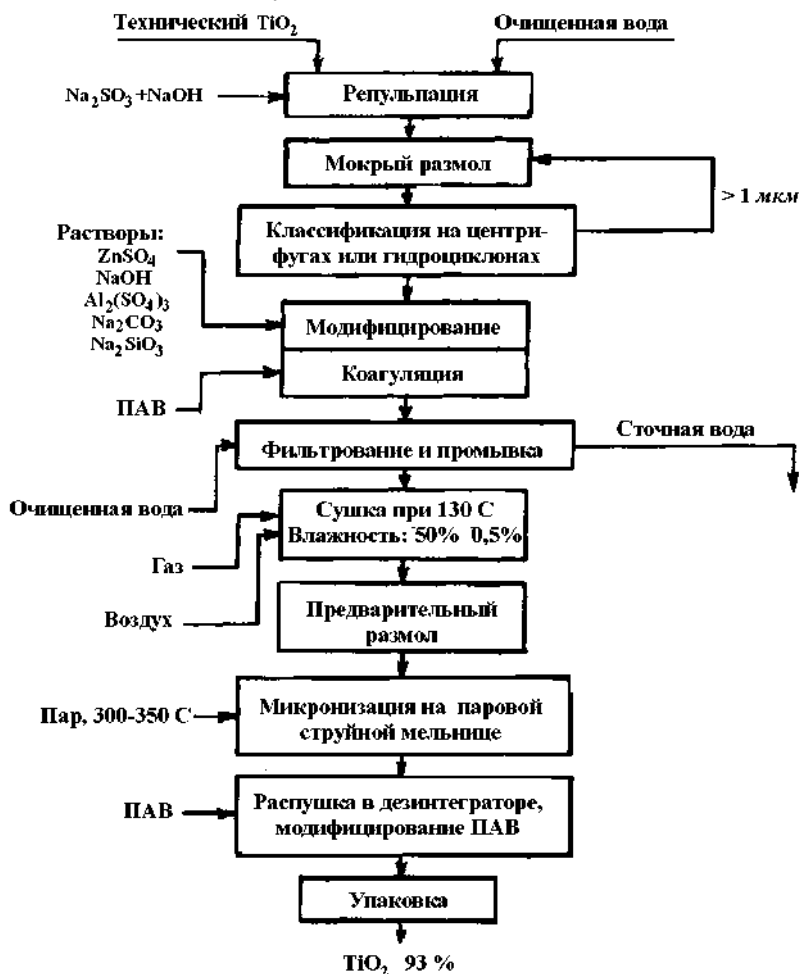


Рис. 6.3.27. Схема мокрой обработки технического диоксида титана для получения пигментного диоксида титана.

Недостатком серноокислотного способа является большой расход серной кислоты – 2,1 т моногидрата на 1 т диоксида титана. Серная кислота превращается в отходы – кислые шламы, железный купорос, разбавленную и загрязненную

«гидролизную» кислоту и очень разбавленные кислые воды от промывки железного купороса, ГДТ и газовых выбросов.

Производство диоксида титана сернокислотным способом представляет собой сложный комплекс производств серной кислоты, суперфосфата, железосодержащих пигментов и металлургического сырья и выплавки чугуна для получения концентрированных титансодержащих шлаков. Большое количество шлама и сильно разбавленных кислых промывных вод остается неиспользованным.

При производстве и измельчении двуокиси титана используется большое количество оборудования. Основным оборудованием на стадии измельчения является струйная мельница. Причина, по которой она применяется, заключается в следующем. При тонком сухом измельчении природных пигментов и наполнителей на шаровых и роликовых мельницах измельченные пигменты содержат 20–50% частиц крупностью более 30 мкм, поэтому их можно применять только для получения густотертых красок для шпатлевок. Они непригодны для красок, готовых к употреблению, так как при хранении образуют плотный осадок пигментной части красок.

При сухом измельчении природных пигментов и наполнителей на струйных мельницах получают продукты, содержащие 95–98% частиц крупностью менее 10 мкм и 70–90% частиц крупностью менее 5 мкм.

В случае сверхтонкой дезагрегации диоксида титана, состоящего из первичных частиц размером менее 1 мкм, в небольшой мере «спекшихся» в агрегаты в процессе прокаливания, получают продукт, содержащий не менее 99% частиц крупностью менее 1 мкм.

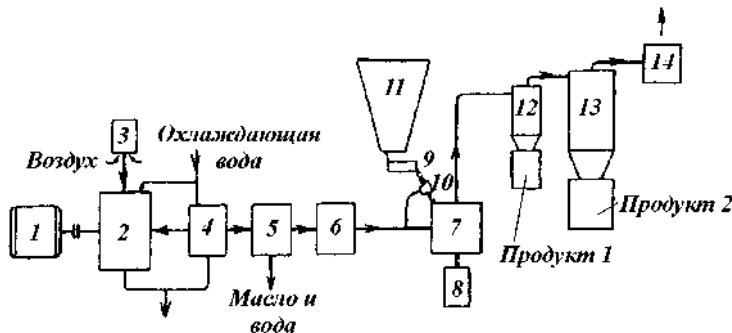


Рис. 6.3.28. Схема установки со струйной мельницей, работающей на сжатом воздухе: 1 – электродвигатель; 2 – компрессор; 3 – фильтр; 4 – теплообменник; 5 – механический осадитель; 6 – нагреватель (холодильник); 7 – мельница; 8 – приемник готового продукта; 9 – питатель-дозатор; 10 – питатель-эжектор; 11 – бункер для исходного материала; 12 – центробежный пылеосадитель; 13 – пылеуловитель; 14 – вентилятор.

Схема помольной установки для работы на сжатом воздухе показана на рис. 6.3.28, для работы на перегретом паре – на рис. 6.3.29. Компрессор 2 с электродвигателем привода 1 засасывает воздух через висциновый фильтр 3. Предварительная очистка воздуха от пыли предохраняет компрессор от преждевременного износа. Сжатый воздух, содержащий значительное количество влаги и масла, непригоден в качестве энергоносителя. Для улавливания масла и влаги сжатый

воздух охлаждается в теплообменнике 4 с водяным охлаждением и пропускается через механический осадитель 5 масла и воды, а при особо строгих требованиях к чистоте и влажности воздуха – через силикагелевый фильтр. Далее сжатый воздух поступает в помольно-разделительную камеру мельницы 7 и в питатель-эжектор 10. Температура сжатого воздуха после очистки близка к 20°C. Если по технологическим условиям требуется воздух с более высокой или низкой температурой, в линию вводится нагреватель (холодильник) 6. Схема установки, работающей на перегретом паре, несколько отлична (рис. 6.3.29). Источником энергоносителя служит паровой котел 1 с регулируемым расходом пара. Перегретый пар поступает в помольную камеру мельницы 2 и питающий эжектор 4, в который подается измельчаемый материал из бункера 6 посредством питателя 5. Продукт поступает в приемник 3. Осажденный в пылеосадителе 7, он попадает в приемник, а отработавший пар поступает в первичный конденсатор 8. Здесь основная часть пара (примерно 75%) охлаждается водой, нагнетаемой насосом 11, конденсат стекает в отстойник 10. Остатки пара (примерно 25%) попадают в пластинчатый конденсатор 9 с внешним водяным охлаждением. Конденсируется еще 15% пара, а остаток (10%) выбрасывается в атмосферу.

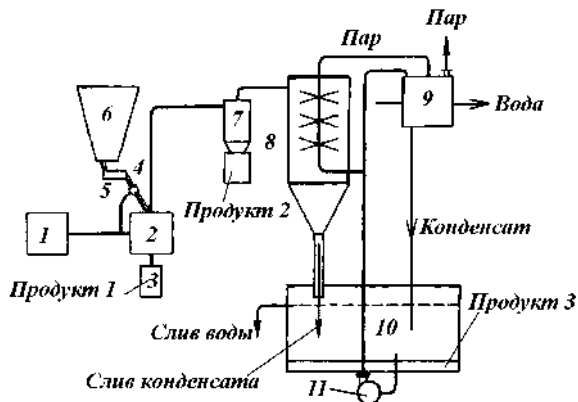


Рис. 6.3.29. Схема установки со струйной мельницей, работающей на перегретом паре: 1 – паровой котел; 2 – мельница; 3 – приемник; 4 – питающий эжектор; 5 – питатель; 6 – бункер; 7 – пылеосадитель; 8 – первичный конденсатор; 9 – пластинчатый конденсатор; 10 – отстойник; 11 – насос.

Для предотвращения загрязнения теплообменных устройств конденсатора 9 твердыми остатками на них насосом 11 подается вода, которая вместе с конденсатом поступает в отстойник 10. Образующийся в системе избыток воды сливается. При работе на паре и сжатом воздухе получают три продукта помола: продукт 1 – в приемнике камеры, продукт 2 – в приемнике осадителя пыли и продукт 3 – в приемнике рукавного фильтра или отстойнике 10.

На рис. 6.3.30 представлена технологическая схема измельчения двуокиси титана. В схеме используется струйная мельница с плоской помольной камерой, в которой в качестве энергоносителя используется сжатый воздух.

Исходным сырьем для измельчения служат рыхлые куски TiO_2 , полученные сернокислотным способом после мокрого измельчения продуктов выпарки мета-

титановой кислоты. Из сушилки материал шнеком 1 подают на элеватор 2 и далее в бункер 3. Затем питателем 4 материал направляют в роliko-кольцевую мельницу с внутренним сепаратором 5. В эту же мельницу воздуходувкой 7 подают воздух, который подхватывает частицы готового продукта и, пройдя сепаратор, выносит их в циклон 6. Здесь частицы отделяются от потока и оседают в расходном бункере 9. В этот же бункер попадают частицы из фильтра 8, не осевшие в циклоне и задержанные при выбросе в атмосферу рабочего воздуха. Из расходного бункера двуокись титана поступает на сверхтонкое измельчение в струйную мельницу 13 с помощью питателя 10 и инжектора 12. Необходимое давление воздуха в камере струйной мельницы нагнетается компрессором 11. Инжектор 12 служит для придания исходному материалу необходимой скорости и давления. Измельченный в струйной мельнице материал улавливается мультициклоном 14 с приемным бункером. Оработанный воздух с неуловленными частицами проходит систему очистки в фильтре 15. В мультициклоне и фильтрах предусмотрены затворы для вывода материала. Для преодоления сопротивления циклона, фильтров и воздухопроводов в схеме предусмотрена воздуходувка 16.

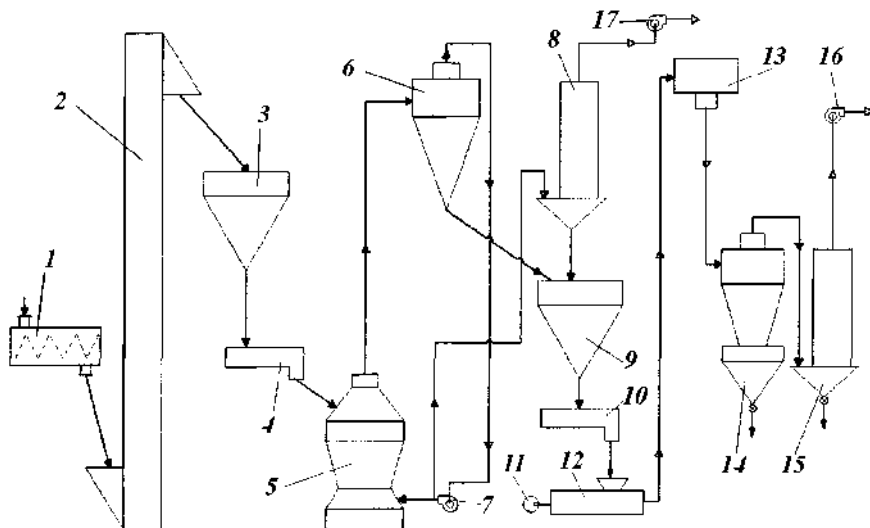


Рис. 6.3.30. Технологическая схема измельчения двуокиси титана:
1 – шнек; 2 – элеватор; 3, 9 – бункер; 4, 10 – питатель; 5 – роliko-кольцевая мельница; 6 – циклон; 7, 16, 17 – воздуходувка; 8, 15 – фильтр; 11 – компрессор; 12 – струйный аппарат для пневмотранспорта; 13 – струйная мельница; 14 – мультициклон.

Подведем итоги. Данная схема обладает следующими преимуществами:

- упрощается дальнейшее аппаратное оформление процесса, так как целевой продукт извлекается из пылегазовой смеси, а не из конденсата;
- исчезает необходимость в очистке отработанного газа, так как газоочистные фильтры, используемые для извлечения целевого продукта, обеспечивают степень очистки газа 99,8%;
- снижаются энергетические затраты.

6.3.5. Производство абразивных материалов

Многие абразивные материалы получают искусственным способом, например плавленный электрокорунд. Весь комплекс операций, связанный с измельчением и классификацией выплавленного абразива с целью получения шлифзерна, представляет собой отдельный технологический процесс, в котором можно выделить следующие основные операции: крупное (дробление), среднее, тонкое и сверхтонкое измельчение; обогащение химическими методами или магнитной сепарацией для удаления примесей железа и других элементов, накопленных в процессе измельчения материала; рассев абразивных порошков по фракциям и гидравлическая классификация.

Принципиальная схема участка дробления представлена на рис. 6.3.31. Крупные куски абразивного материала из цеха электрической плавки грейферным краном подаются в бункер 1 щековой дробилки 7, питаемой пластинчатым питателем 8. После щековой дробилки продукт подается элеватором 2 в бункер среднего дробления через магнитный сепаратор 3. В качестве дробилки используется конусные и валковые дробилки 6 с электровибрационным питателем 9. Далее измельченный материал транспортируется для мелкого дробления на вибрационный грохот 4, где происходит рассев. После отсева продукт, прошедший через решетку, дозируется питателем 5 и элеватором 2 в бункер 10 и затем на более тонкое измельчение. Продукт, оставшийся на решетке, возвращается обратно в конусную дробилку 6. Операции крупного, среднего и мелкого дробления осуществляются сухим способом.

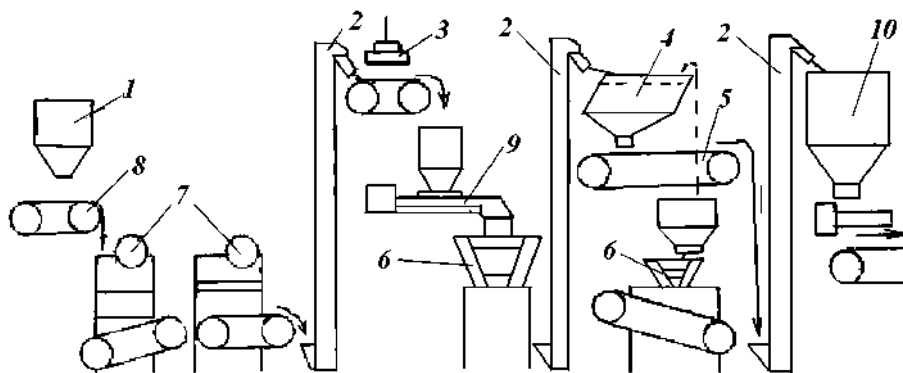


Рис. 6.3.31. Схема участков крупного, среднего и мелкого дробления.

Установлено, что наибольшая эффективность мелкого дробления достигается при наименьшем содержании фракции крупностью менее 2 мм. Наибольшая эффективность грохочения (95–98%) достигается при установке на грохот сеток с размером отверстий, превышающим предел заданной крупности продукта. Например, при подаче на измельчение фракций 10 и 20 мм устанавливаются сита с размером отверстий 15 и 25 мм.

Принципиальная схема участка измельчения абразивных материалов на шлифзерно и шлифпорошки представлена на рис. 6.3.32.

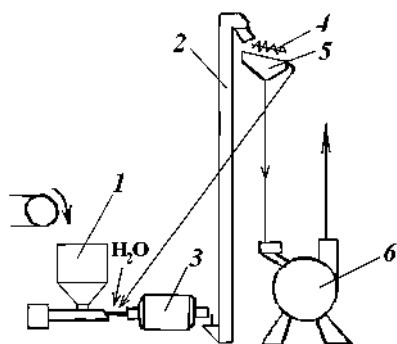


Рис. 6.3.32. Схема измельчения абразивных материалов на шлифзерно и шлифпорошки.

Продукт (10–20 мм) дозатором из бункера 1 подается в стержневую мельницу 3 с одновременной подачей воды. Измельченный материал в пульпе через элеватор 2 и реечный классификатор направляется в грохот 6. После грохота надрешетный продукт возвращается в мельницу, а подрешетный на обезвоживание. Сливы с классификаторов подаются на обезвоживание в дальнейшую переработку.

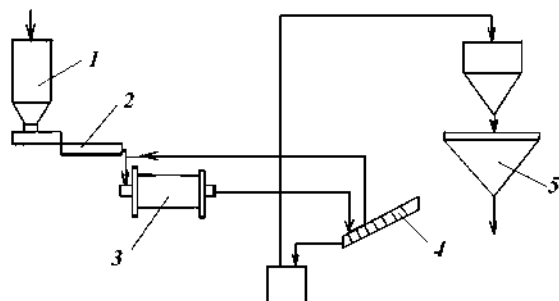


Рис. 6.3.33. Схема участка измельчения абразивного материала на микропорошки.

При производстве микропорошков (рис. 6.3.33) исходным материалом для измельчения служит зерно размером 50, 63, 80 мкм или их смесь, которая дозатором 2 из бункера 1 подается в шаровую мельницу 3 с водой. Из шаровой мельницы материал самотеком поступает в реечный классификатор 4 для разделения по размеру зерна 63 мкм. Фракция материала более 63 мкм возвращается в шаровую мельницу на доизмельчение. Материал мельче 63 мкм подается в конус сгустителя 5, где производится отстаивание для отделения мелких фракций, и поступает на химическое обогащение.

6.3.6. Производство фосфорных минеральных удобрений

Наиболее распространенными и важными для сельского хозяйства минеральными удобрениями являются фосфорные удобрения. Сырьем для получения фосфорных удобрений служат фосфорсодержащие руды – апатиты и фосфориты. Для производства фосфорных удобрений крупные куски апатитовой руды необходимо измельчить и освободить от пустой породы. Обогащение ру-

ды производят методом флотации на флотационных машинах, а измельчение – на специальных установках. На рис. 6.3.34 представлена технологическая схема измельчения апатитовой руды перед обогащением. По схеме измельчение проводят в три ступени: крупное, среднее и тонкое.

Руду из карьера вагонами подают в бункер 2 с колосниковой решеткой, которая преграждает доступ крупным кускам. Из бункера руду подают питателем 1 на транспортер 3, а последним – на грохот 4. Здесь материал разделяется на две фракции. Нижняя (мелкая) фракция проваливается через отверстия грохота и по желобу 14 попадает на транспортер 6. Верхняя (крупная) фракция поступает в конусную дробилку 5, измельчается и тоже поступает на транспортер 6. На средней ступени измельчения руда попадает на грохот 7, где делится на две фракции. Нижняя фракция по желобу 15 направляется на транспортер 9, а верхняя – в дробилку среднего дробления 8. Из дробилки материал попадает на транспортер 9 и далее в бункер 10, т. е. на ступень тонкого измельчения. Из бункера питателем 11 руду подают в барабанную мельницу 12, заполненную стальными шарами и работающую в замкнутом цикле со спиральным классификатором 13. В мельницу по трубопроводу 17 поступает вода, объем которой зависит от режима измельчения и характера дальнейшей обработки получаемой в мельнице суспензии. Обычно соотношение объема жидкости и массы твердого вещества составляет 1 : 2–1 : 3.

Суспензию из мельницы направляют по желобу 18 в классификатор 13, где крупные частицы оседают на дно корыта и шнеком по желобу 16 подаются обратно в мельницу. Мелкие частицы, находясь во взвешенном состоянии, вместе с жидкостью переливаются через порог классификатора и по желобу 19 поступают на флотацию и дальнейшую обработку.

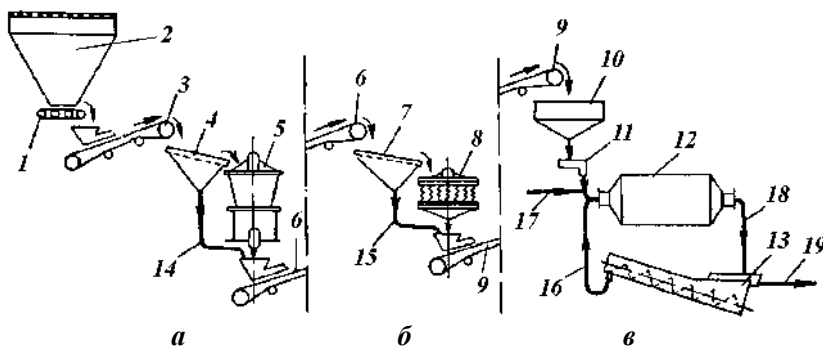


Рис. 6.3.34. Технологическая схема измельчения апатитовой руды:
а – крупное; б – среднее; в – мелкое.

Из схемы видно, что на любой ступени измельчения перед дробилкой из потока отделяют мелочь, что уменьшает переизмельчение. Измельчение фосфоритной руды, идущей на обогащение, осуществляют по той же схеме, что и апатитовой. При получении из природных фосфоритов муки, используемой непосредственно в качестве удобрения, первая и вторая ступени измельчения в основном остаются теми же, что и при измельчении апатитовой руды, а на третьей ступени применяют сухой способ измельчения. Барабанная мельница работает в замкнутом цикле с воздушным сепаратором (рис. 6.3.35).

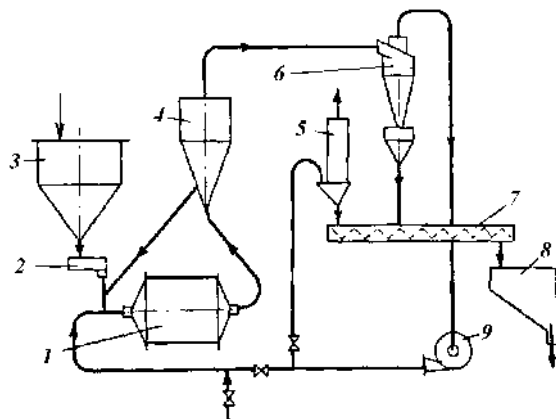


Рис. 6.3.35. Схема сухого измельчения фосфоритов.

Предварительно измельченную фосфоритную руду подают в бункер 3, откуда питателем 2 направляют в барабанную мельницу сухого помола 1. В мельницу 1 с помощью вентилятора 9 поступает воздух; он проходит через барабан мельницы, подхватывает мелкие частицы фосфоритной руды и выносит их через цапфу с противоположной стороны барабана по трубе в сепаратор 4. Здесь крупные частицы твердой фазы отделяются и возвращаются в мельницу на домол, а мелкие транспортируются газовым потоком в циклон 6, откуда шнеком 7 выносятся в приемник продукта 8. Газ, освобожденный в циклоне от твердых частиц, отсасывается вентилятором и частично возвращается в цикл. Основную часть газа выпускают в атмосферу через рукавный фильтр 5, который устанавливают на выхлопной линии, чтобы улавливать фосфоритную муку и не отравлять окружающую среду.

Природные апатиты очень плохо растворяются в нейтральной и щелочной средах и потому мало доступны для растений. Если апатиты непосредственно использовать в качестве удобрений, при измельчении растворимость возрастает. В связи с этим ископаемые фосфаты во многих странах применяют без всякой химической переработки, предварительно переведя в порошкообразную форму. Эти продукты доступны для растений лишь в ограниченной степени в кислых почвах и обладают недостаточной физиологической активностью. Они не дают эффекта, сопоставимого с тем, что дает суперфосфат. Поэтому большую часть фосфатных минералов подвергают химической переработке в растворимый монокальцийфосфат разложением серной и фосфорной кислот.

Повысить эффективность порошкообразных ископаемых фосфатов можно путем их частичного разложения минеральной кислотой. Полученные продукты имеют питательность, близкую к питательности смеси суперфосфата с природным фосфатом. При интенсивной механической обработке возникает нарушение кристаллической структуры, что значительно повышает растворимость. Этот эффект выходит за рамки простого измельчения. Апатиты, в решетке которых созданы путем механической активации дефекты структуры, становятся полностью растворимыми в щелочном растворе цитрата аммония и по своей эффективности равноценны суперфосфату.

Для иллюстрации на рис. 6.3.36 сопоставляются равновесные растворимости образцов кольского апатита до и после активации, а также ряда известных

удобрений. Растворимость активированного продукта существенно выше, чем у необработанного кольского апатита, и близка к растворимости слабо растворимых в воде стандартных удобрений. Активированный продукт превосходит удобрение «Гиперфос», т. е. порошкообразный природный фосфат, особенно в щелочной области. Для кислых почв высокая степень активации не требуется. Фосфор усваивается растениями и при использовании фосфатного минерала в виде порошка. С ростом значения рН в почве усиление питательности связано со степенью активации, особенно при переходе к нейтральным и щелочным почвам, в которых ископаемый фосфат практически неэффективен. Если трибофос частично разложить минеральной кислотой, то фосфор усваивается лучше, чем из исходного активированного сырья. Наилучшие результаты получаются при 50%-ном химическом растворении апатита. Такое удобрение выпускается под названием «Трибофос Т». Его питательность определяется наличием водорастворимых фосфатов, соответствующих по составу суперфосфату. Благодаря кислой среде в частицах удобрения создаются благоприятные условия для ускорения растворения активируемого компонента.

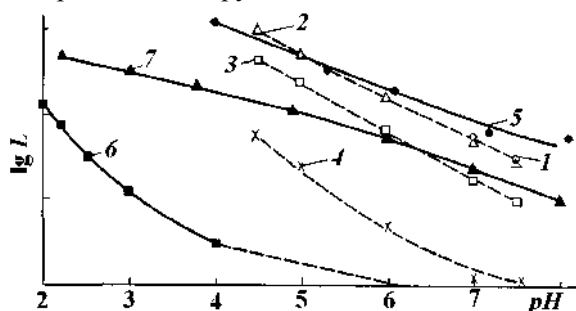


Рис. 6.3.36. Сравнение растворимости некоторых фосфорных удобрений при различных значениях рН: 1 — дикальцийфосфат; 2 — фосфат ренина; 3 — фосфат Томаса; 4 — «Гиперфос»; 5 — «Дикальцийфос»; 6 — кольский апатит; 7 — кольский апатит, активированный в течение 180 мин.

При частичном гидролизе монокальцийфосфата получают дикальцийфосфат и фосфорная кислота, причем фосфорная кислота частично химически разлагает активированный минерал. Исследования в области физиологии растений показали, что эффективность этого удобрения при многолетних наблюдениях соответствует эффективности суперфосфата.

«Трибофос Т» представляет собой фосфорное удобрение, хорошо стимулирующее всхожесть и обладающее долговременным действием. Для его промышленного производства важно, что для достижения максимальной питательности достаточна уже небольшая степень активации. Долю монокальций фосфата, содержащегося в «Трибофосе Т», можно уменьшить до 35% на слабокислых почвах без снижения питательности этого удобрения. Повышенная реакционная способность трибомеханически активированных апатитов приводит к ускорению реакции компонентов по сравнению с применением неактивированных природных материалов хотя бы и при полном разложении серной или фосфорной кислотой. Чтобы добиться остаточного содержания кислоты 5% в суперфосфате, требуется время выдержки несколько недель.

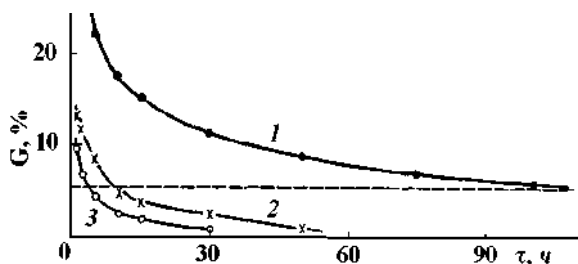


Рис. 6.3.37. Влияние механической активации на содержание свободной кислоты в зависимости от времени выдержки: 1 – марокканский фосфат без механической активации (400 мкм); 2 – марокканский фосфат, активированный механически в течение 10 мин; 3 – марокканский фосфат, активированный механически в течение 30 мин.

Это время можно сократить до нескольких часов (рис. 6.3.37), если перед растворением апатит активировать механическим путем для 50%-ного разложения марокканского фосфата серной кислотой. Время выдержки сокращается, если механически активированный фосфат смешивают с химически разложившимся продуктом, содержащим более 5% кислоты. Штриховая линия на рис. 6.3.37 – максимально допустимое содержание кислоты в продукте.

Подведем итоги. Механическая активация ископаемых фосфатов представляет собой принципиально новый технологический подход в производстве удобрений. Он может успешно применяться и для производства низкосортных удобрений, когда химическая переработка экономически нецелесообразна или невозможна по каким-либо другим причинам, например из-за наличия мешающих примесей. Сочетание химического разложения с механической обработкой оказывается полезным способом переработки природного сырья, поскольку получаемые удобрения благоприятно влияют на прорастание всходов и обладают длительным действием.

6.3.7. Синтез карбонила никеля

При надлежащем выборе условий механической обработки некоторые механохимические реакции идут столь быстро, что происходит количественное превращение исходного твердого вещества за время того же порядка, что и обычные реакции, активируемые термически. В этом случае механохимические реакции можно использовать для синтеза различных продуктов.

Преимущество использования механохимических реакций состоит в том, что при механическом воздействии постоянно появляется свежая поверхность. Образующиеся реакционные и адсорбционные слои постоянно удаляются и устраняется эффект пассивации и отравления за счет основной и побочных реакций.

Карбонил никеля образуется и без механической обработки на свежей поверхности только что восстановленного никеля в присутствии СО. Однако вскоре реакция останавливается, так как следы кислорода отравляют поверхность металла; кроме того, окисление никеля монооксидом углерода, представляющее собой побочную реакцию в этой системе, также способствует образо-

ванию поверхностных пленок. Если проводить реакцию путем термической активации, то приходится время от времени прерывать процесс и заново восстанавливать никель. В условиях механической обработки реакция до конца идет в непрерывном режиме.

Схема технологического синтеза карбонила никеля представлена на рис. 6.3.38. Вибрационная мельница обозначена на схеме как механохимический реактор. Здесь никель превращается в карбонил никеля путем постоянной обработки металлического порошка в атмосфере CO. Поскольку реактор работает непрерывно, создаются предпосылки для осуществления всей технологической схемы в непрерывном режиме. Аппаратура может работать стационарно многие месяцы подряд без остановок. С другой стороны, синтез по желанию можно остановить, поскольку скорость реакции очень быстро падает (примерно на порядок) после прекращения механической обработки, и столь же быстро процесс можно возобновить.

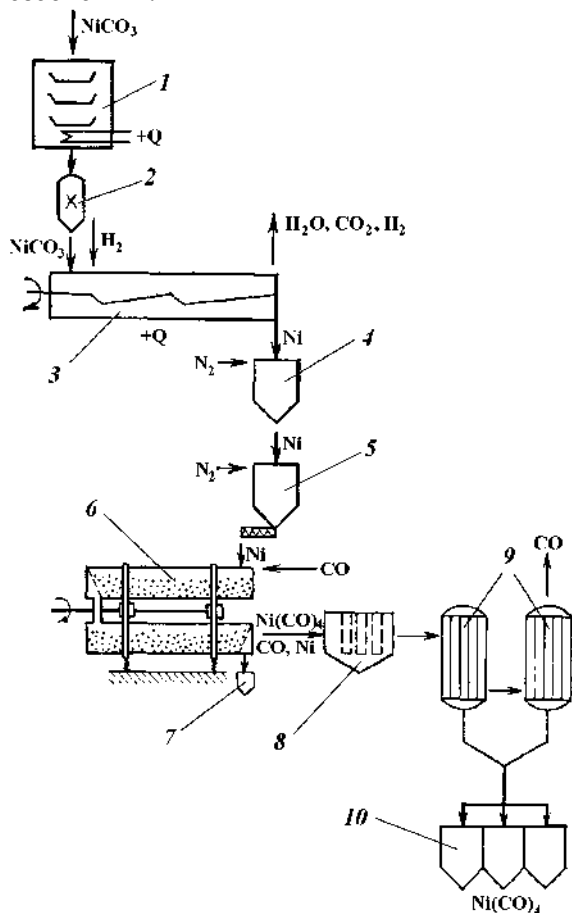


Рис. 6.3.38. Схема промышленной установки для механохимического синтеза карбонила никеля: 1 – сушка; 2 – измельчение; 3 – восстановление; 4 – загрузка; 5 – дозировка; 6 – механохимический реактор; 7 – сброс остатка; 8 – удаление пыли; 9 – охлаждение; 10 – хранение.

На рис. 6.3.39 показан ход реакции с использованием различных никелевых порошков. Если взять отожженный порошок никеля, то скорость реакции оказывается исключительно низкой и даже при механической обработке достигает лишь средних значений, соответствующих тем не менее ускорению на 2 порядка (кривая 3). Если же ввести в процесс свежавосстановленный пирофорный порошок, то и без механической обработки сразу же достигается довольно высокая скорость образования карбонила (кривая 1). Именно на этом основан классический метод получения карбонила никеля.

Если пирофорные свойства свежавосстановленного металла устранить путем кратковременного воздействия CO_2 , то ход реакции существенно меняется (кривая 2). Причина состоит в образовании поверхностных пленок на никеле, которые весьма медленно удаляются при образовании карбонила никеля в области А. Однако сравнительно высокая реакционная способность пирофорного продукта сохраняется лишь в течение незначительного времени, поскольку часть поверхности неизбежно покрывается пленкой из-за наличия примесей в газе и побочных реакций. Поэтому в классическом процессе получения карбонила никеля приходится время от времени прекращать реакцию с CO и восстанавливать металл на поверхности водородом при высокой температуре. При механической обработке в механохимическом реакторе это не нужно, поскольку поверхностные пленки постоянно удаляются.

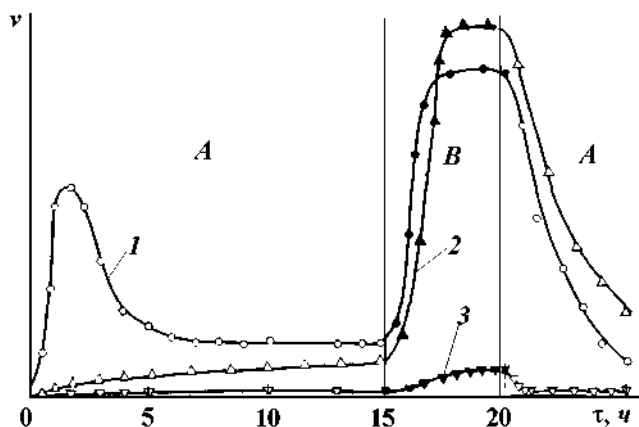


Рис. 6.3.39. Ход образования карбонила никеля без механической обработки (А) и при обработке порошков никеля различной активности (В): 1 – пирофорный порошок; 2 – пирофорный порошок, покрытый оксидной пленкой; 3 – отожженный порошок.

Для получения и поддержания большой площади поверхности используют обычные добавки для измельчения. Однако в их присутствии поверхность быстро покрывается поверхностно-активными веществами, которые подавляют образование карбонила, идущее на свежей поверхности (рис. 6.3.40). В этом случае приходится искать другие пути для поддержания большой площади поверхности.

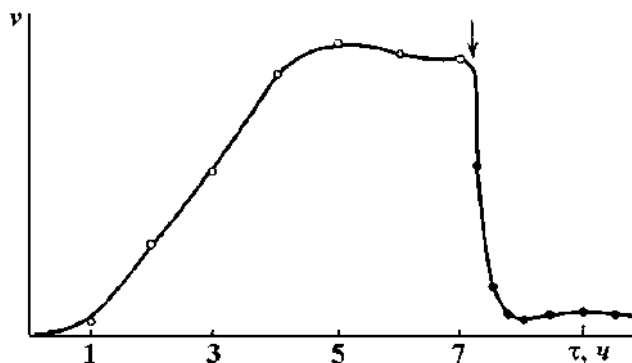


Рис. 6.3.40. Влияние к-додецилового спирта на ход образования карбонила никеля при обработке отожженного никелевого порошка (стрелкой отмечен момент введения 0,3% н-додецилового спирта).

Хотя уменьшение поверхности, вызванное перемалыванием пирофорного порошка, означает некоторую утрату реакционной способности, это с избытком компенсируется эффектами «структуры» и «свежей поверхности», так что в целом выход продукта возрастает на 1–2 порядка по сравнению со стандартным процессом термического активирования.

В заключение можно отметить, что и другие карбонилы, такие как карбонил железа, молибдена и вольфрама, также можно синтезировать механохимическими методами, причем основы процесса, разработанного для получения карбонила никеля, применимы и для других карбониллов.

Подведем итоги. Рассмотрение ряда промышленных ХТА позволило получить определенные представления о технологических процессах механической обработки, типах и размерах применяемого оборудования, особенностях его аппаратного оформления. Механические технологии находят самое широкое применение при обработке дисперсных материалов и проявляют себя в двух аспектах.

Первый из них состоит в практическом применении процессов механической обработки в различных отраслях промышленности, таких как химическая, металлургическая, производство строительных материалов. Используя при этом особенности механохимических реакций, можно разработать новые или более экономичные технологические процессы. Во многих случаях механохимические методы общепризнаны как наиболее приемлемый вариант технологии.

Другой, не менее важный аспект состоит в том, что необходимо подавить или предотвратить химические превращения, которые влекут за собой износ машин в результате диссипации механической энергии. Главными из этих нежелательных явлений являются коррозия и эрозия. Отмеченные особенности механических способов обработки в высокой степени зависят от природы материала и конструктивных решений. В каждом случае необходимо взвесить преимущества и недостатки способа обработки и оценить его экономическую целесообразность.

6.4. УСТАНОВКИ СУШКИ

Рассмотрим некоторые типовые установки суши, нашедшие промышленное применение. Каждая из установок помимо сушилки содержит большое число вспомогательного оборудования, в том числе и несколько ступеней очистки воздуха. Необходимость очистки воздуха является основным недостатком конвективной суши.

Схема установки с барабанной сушилкой (рис. 6.4.1). Материал поступает в сушилку через питатель-дозатор 5. Газы, получаемые сжиганием в топке 2 жидкого топлива, поступают через распределительную камеру в барабанную сушилку 4. Сушилка работает в условиях прямотока материала и теплоносителя. Высушенный материал выгружается через затвор – «мигалку» 7 и отводится ленточным транспортером 13; отходящие газы поступают в циклон отделитель пыли 8, из которого отводятся дымососом 9 в мокрый скруббер 10 и далее в атмосферу. Сушилка работает под небольшим разрежением.

Схема испарительно-сушильного агрегата (рис. 6.4.2). Агрегат состоит из двух камер 7 и 16 с распылительными механизмами 8. Камеры установлены одна под другой. В верхней камере происходит упаривание распыленного раствора, в нижней – сушка до заданной конечной влажности. Конусная часть верхней испарительной камеры заканчивается сборником упаренного раствора 9 с водяным охлаждением, соединенным с «мокрым» циклоном 13, наружные стенки которого также охлаждаются водой. Конусное днище нижней сушильной камеры соединено газоходом с циклоном 14 и разгрузочным устройством для сбора сухого продукта 15. Высушенный продукт самотеком перемещается по коническому днищу камеры и поступает в циклон на разгрузку. Отработанный и слабонасыщенный воздух вместе с пылью подается в испарительную камеру. Выгрузка и упаковка сухого продукта в бидоны происходит в стерильных условиях.

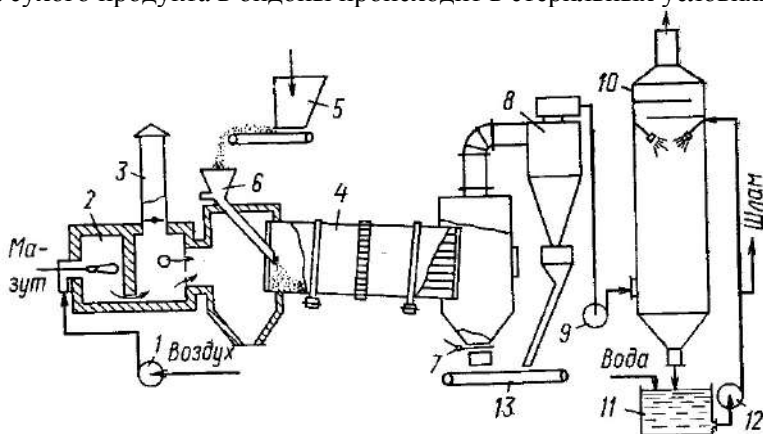


Рис. 6.4.1. Установка с барабанной сушилкой:

1 – вентилятор; 2 – топка; 3 – растопная труба; 4 – барабанная сушилка; 5 – ленточный питатель; 6 – течка; 7 – затвор; 8 – циклон; 9 – дымосос; 10 – скруббер; 11 – отстойник шлама; 12 – насос; 13 – ленточный транспортер.

Сушильный агрегат можно применять для упаривания и сушки растворов малой концентрации и суспензий в стерильных и обычных условиях. В последнем случае исключаются фильтры стерильной очистки воздуха.

Поскольку в первой распылительной камере обеспечивается высокая плотность орошения, работа агрегата характеризуется высоким удельным съемом влаги и хорошим использованием тепла. Тепловой КПД агрегата составляет 80–85%. Подобные агрегаты перспективны для упаривания и сушки растворов малой концентрации.

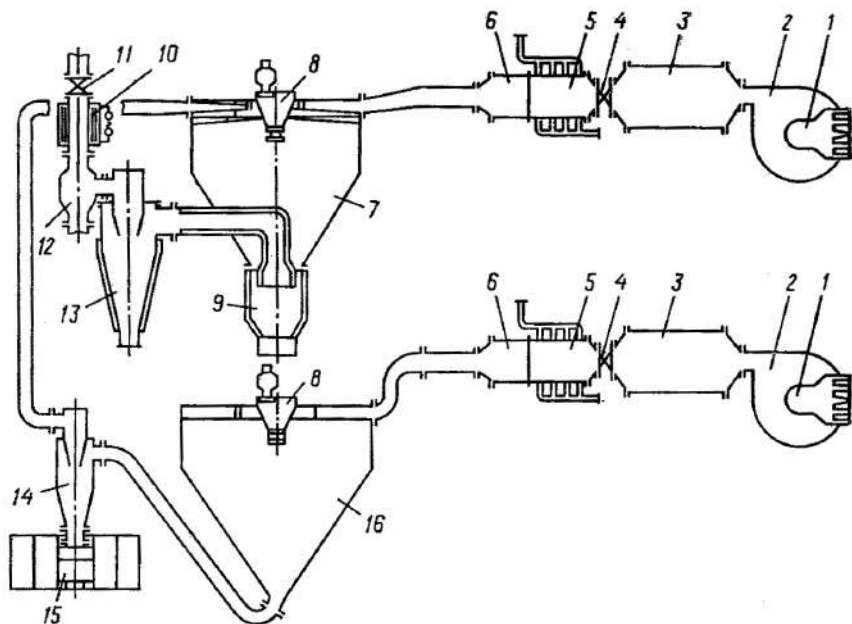


Рис. 6.4.2. Испарительно-сушильный агрегат: 1 – электродвигатели; 2 – вентиляторы; 3, 6 – фильтры; 4, 11 – задвижки; 5 – паровые калориферы; 7, 16 – сушильные камеры; 8 – распылители; 9 – сборник упаренного раствора; 10 – обогреватель; 12 – уловитель капель; 13 – мокрый циклон; 14 – сухой циклон; 15 – камера для стерильной расфасовки продукта.

Установка, предназначенная для сушки на инертном носителе. Установка (рис. 6.4.3) снабжена газовой топкой с газомазутной горелкой. Дымовые газы из топки поступают в газоздушный теплообменник или непосредственно в сушилку цилиндро-конической формы с решеткой. Над решеткой установлена горизонтальная двухлопастная мешалка. На решетке расположен инертный носитель, например фторопластовая крошка. Для предотвращения уноса носителя на выходе установлена предохранительная сетчатая перегородка. При работе установки в замкнутом цикле азота (или воздуха) последний направляется в конденсатор для охлаждения и конденсации паров влаги. Производительность сушилки по испаренной влаге составляет 250–300 кг/ч, объем рабочей камеры 6 м³, расход газообразного теплоносителя около 8000 кг/ч.

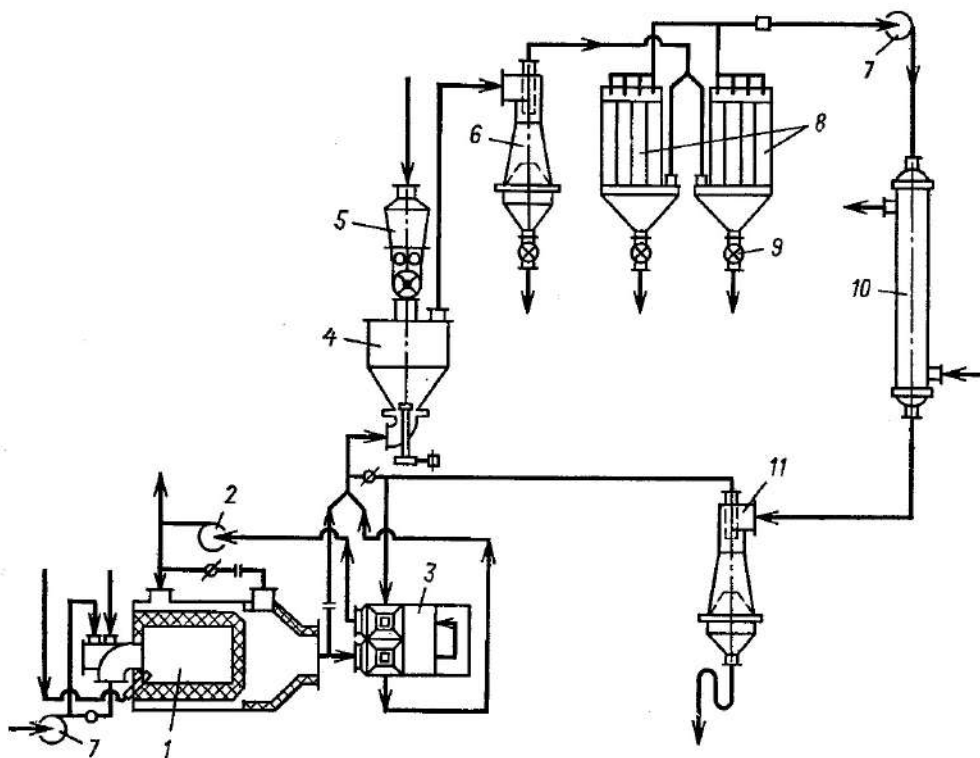


Рис. 6.4.3. Сушильная установка с сушилкой типа СИН:

- 1 – газовая топка; 2 – дымосос; 3 – теплообменник;**
4 – сушилка с фонтанирующим слоем, снабженная мешалкой;
5 – питатель; 6, 11 – циклоны с обратным конусом; 7 – вентилятор;
8 – рукавные фильтры; 9 – секторный затвор;
10 – конденсатор.

Схема установки для сушки хлористого калия (рис. 6.4.4). Эта сушилка имеет газораспределительную решетку из жаропрочной стали площадью 8 м^2 и толщиной 30 мм, с отверстиями диаметром 5 мм и долей живого сечения 7–8%. Температура топочных газов на входе в слой $700\text{--}750^\circ\text{C}$, в слое – $110\text{--}120^\circ\text{C}$, скорость газов в слое 1,5 м/с, гидравлическое сопротивление аппарата 5,5–6 кПа. Специфическая особенность этой системы состоит в использовании весьма ощутимого физического тепла выводимой из аппарата соли для удаления влаги. Это достигается смешиванием всего потока горячей соли с некоторым количеством влажной соли в отдельном аппарате с псевдоожиженным слоем при продувании через него холодного воздуха. В результате температура высушенной соли понижается до $60\text{--}70^\circ\text{C}$. Производительность установки составляет 120–130 т/ч.

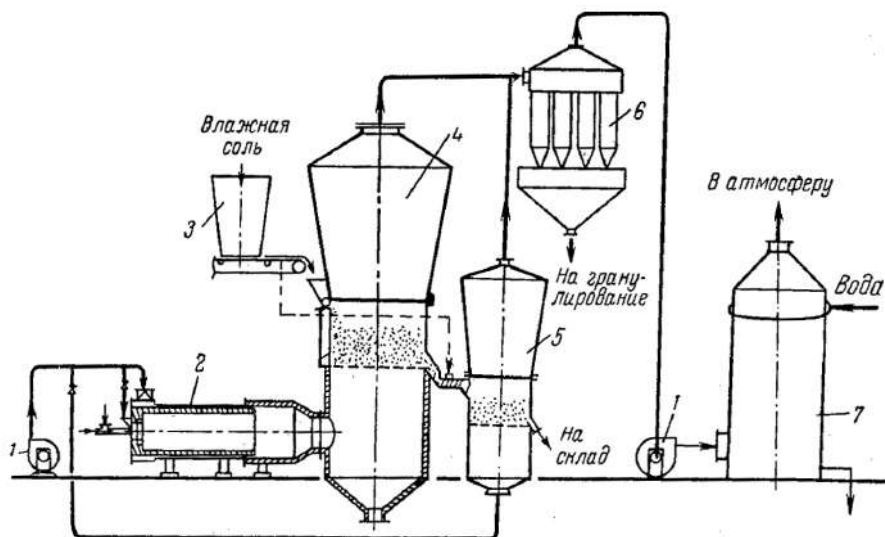


Рис. 6.4.4. Схема сушильной установки для сушки хлористого калия:
1 – вентиляторы; 2 – топка; 3 – бункер с шнековым дозатором;
4, 5 – сушильный агрегат; 6 – циклон; 7 – скруббер.

В Великобритании используются установки для сушки кварцевого песка производительностью 9–10 т/ч. Песок с размером частиц менее 1,2 мм высушивается от 5–7 до 0,1% влажности в слое высотой 300 мм. Одновременно производится классификация песка по размерам.

Установка, предназначенная для сушки термостойких солей многотоннажных производств (рис. 6.4.5). Применительно к производству хлористого калия производительность установки составляет 200 т/ч. Она содержит трубу-сушилку 4 диаметром 1200 мм, которая имеет штуцер для ввода дымовых газов из топки 9. Участок трубы, примыкающий к откатной топке, имеет футеровку, предохраняющую трубу от прогорания. На участке от гидрозатвора 10 до места ввода продукта (т. е. на участке с наиболее высокой температурой теплоносителя, достигающей 900°C) труба имеет рубашку с воздушным охлаждением. Воздух из рубашки используется при подаче продукта в трубу-сушилку.

Исходный продукт из бункера 5 объемом 60 м³ трехшнековыми дозаторами 6 подается в центробежные питатели 8, установленные на диаметрально противоположных сторонах трубы-сушилки. Вместо центробежных питателей можно использовать пневматические. Продукт вместе с отработанным теплоносителем (дымовыми газами) из трубы-сушилки поступает в разгрузочную камеру 3, предназначенную для сепарации продукта и снижения его температуры (температура продукта, поступающего в камеру, составляет 90°C, влажность менее 0,5%, после разгрузочной камеры температура продукта составляет 60°C, влажность около 1%). Роль хладоагента в разгрузочной камере выполняет исходный продукт, подмешиваемый к высушенному, который вводится в нее через дополнительный бункер с виброактиватором 1 и эжектором 2. Из разгрузочной камеры продукт выгружается двумя потоками через

двойные затворы 7. Теплоноситель очищается в циклоне 11 и мокром пылеуловителе 12.

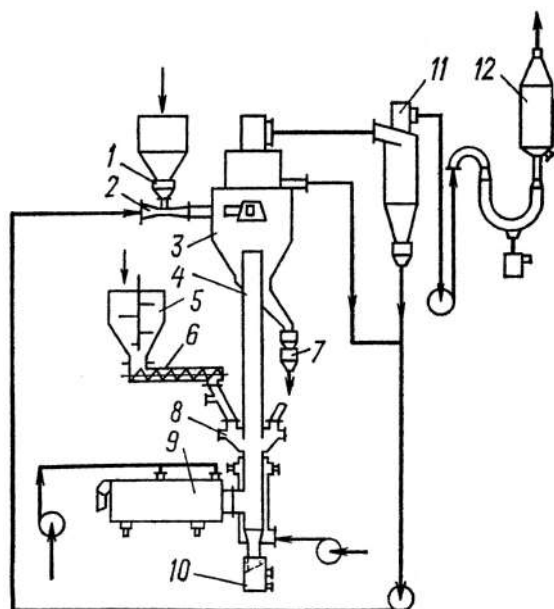


Рис. 6.4.5. Сушильная установка с одноступенчатой трубой-сушилкой ТС-1-1200.

Установка, разработанная для сушки хлористого калия, пригодна для широкого круга продуктов в условиях многотоннажных производств.

Двухступенчатая установка сушки (рис. 6.4.6) разработана для сыпучих материалов типа суспензионного поливинилхлорида.

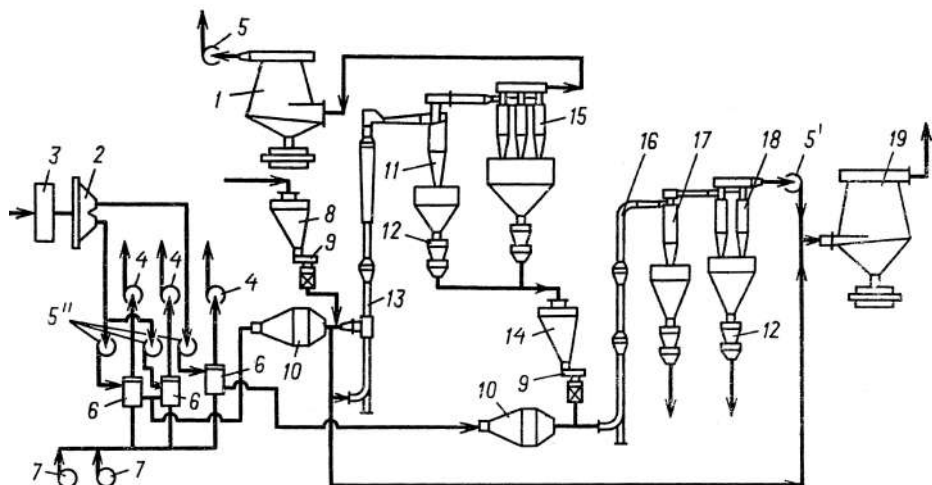


Рис. 6.4.6. Сушильная установка с двухступенчатой трубой-сушилкой.

Каждая из ступеней установки имеет самостоятельную систему подогрева, подачи и очистки теплоносителя. В первой ступени высушивается влажный

продукт, поступающий на сушку, во второй – подсушенный продукт после первой ступени. Установка может работать с выбросом очищенного теплоносителя в атмосферу после каждой ступени или с возвратом теплоносителя после сухой очистки второй ступени в нижнюю часть трубы-сушилки первой ступени.

Труба-сушилка первой ступени диаметром 600 мм имеет смесительную камеру диаметром 900 мм с тангенциальным подводом газозвеси и охлаждающую рубашку для предотвращения налипания продукта на горячие стенки. Длина трубы-сушилки от точки ввода теплоносителя 17 м. На этой длине труба имеет расширитель диаметром 1000 мм, аэрофантанную камеру диаметром 1200 мм для создания нестационарного гидродинамического режима, а также компенсатор. Ввод в циклон осуществляется через колено или поворотную головку.

Влажный продукт из бункера 8 тарельчатым питателем 9 подается в эжектор на входе в смесительную камеру трубы-сушилки первой ступени 13. Теплоноситель очищается от продукта последовательно в циклоне 11 и группе из шести циклонов 15. Продукт через двойные пылевые затворы 12 поступает в бункер 14 второй ступени, а отработанный теплоноситель вентилятором 5 подается в аппарат мокрой очистки 1, после которого выбрасывается в атмосферу. Из бункера 14 подсушенный продукт тарельчатым питателем подается в эжекторное устройство на входе в трубу-сушилку второй ступени.

Труба-сушилка второй ступени 16 (диаметром 600 мм, высотой 12 м) имеет два расширителя диаметром 1000 мм. Теплоноситель после трубы-сушилки второй ступени очищается последовательно в циклоне 17 и группе из четырех циклонов 18. Затем вентилятором 5' подается либо на мокрую очистку в циклон 19, либо на вход трубы-сушилки первой ступени. Готовый продукт из циклонов 17 и 18 выгружается двойными пылевыми затворами 12'.

Система подготовки и нагревания теплоносителя для труб первой и второй ступеней состоит из двух паровых калориферов 3, самоочищающегося масляного фильтра 2, кожухотрубчатых воздухоподогревателей 6 с топками, вентиляторов 5" и дымососов 4 соответственно на подаче воздуха в топки 10 и выбросе дымовых газов. Вентиляторы 5" обеспечивают подачу воздуха из масляного фильтра в воздухоподогреватели 6 и далее через фильтры 2 для очистки воздуха в сушилку.

Установка обеспечивает нагревание воздуха, подаваемого в первую ступень, до 300°C, во вторую – до 150°C. Производительность установки по сухому продукту достигает 3000 кг/ч, по испаренной влаге 1000 кг/ч. Количество воздуха, подаваемого на первую ступень, составляет 12 000 кг/ч (без учета воздуха, рециркулирующего из второй ступени), во вторую ступень – 6500 кг/ч.

Возврат очищенного от пыли теплоносителя после второй ступени позволяет более полно использовать тепло, а рециркуляция высушенного продукта дает возможность обрабатывать пастообразные и липкие продукты, которые при смешении с сухим продуктом приобретают сыпучие свойства.

Комбинированные установки сушки. Влажные материалы со свободной и связанной влагой часто имеют высокое начальное влагосодержание и ярко выраженные адгезионно-когезионные свойства. В таких случаях первая ступень

сушки должна обеспечивать дезагрегацию слипающихся и комкующихся материалов, что может быть достигнуто в цилиндрическом аппарате с быстроходной мешалкой при повышенных скоростях воздуха при условии выноса подсушенного продукта в режиме пневмотранспорта во вторую ступень – камеру окончательной сушки. Такую конструкцию имеет аппарат, являющийся первой ступенью (подсушивателем) комбинированных циклонных КЦС (рис. 6.4.7) и аэрофонтанных КАС (рис. 6.4.8) сушилок.

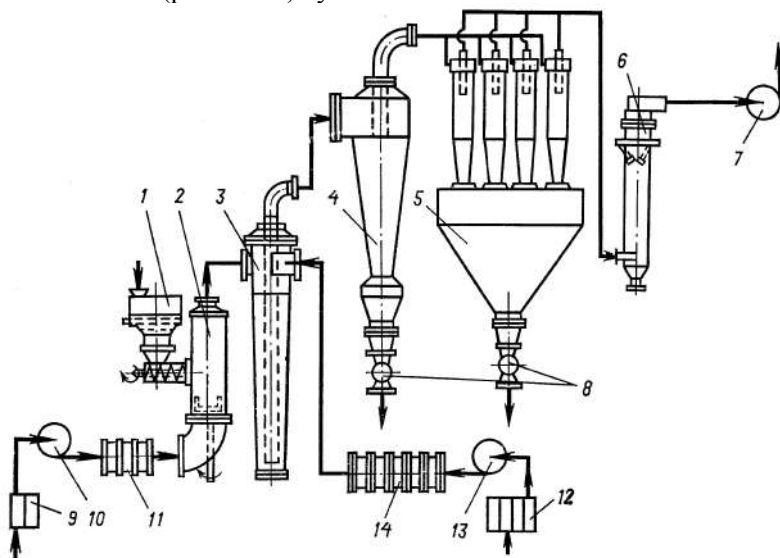


Рис. 6.4.7. Комбинированная циклонная сушилка КЦС.

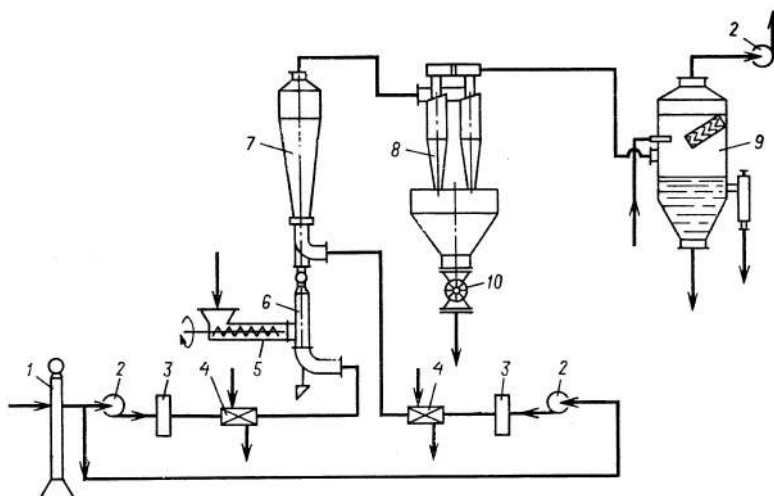


Рис. 6.4.8. Комбинированная аэрофонтанная сушилка КАС: 1 – масляный фильтр; 2 – вентиляторы; 3 – тканевые фильтры; 4 – калориферы; 5 – питатель; 6 – подсушиватель; 7 – аэрофонтанная камера; 8 – батарейный циклон; 9 – мокрый пылеуловитель; 10 – секторный затвор.

В нижней части подсушителя образуется интенсивно «кипящий» слой (иногда его называют слоем вихревого кипения), переходящий в верхней части аппарата в пневмотранспорт дезагрегированного (с помощью быстроходной мешалки) продукта. Повышенная скорость воздуха (скорость воздуха на сечение подсушителя выше скорости витания частиц подсушенного продукта с влажностью, близкой к максимальной гигроскопической) и высокая влажность материала способствуют тому, что съём влаги в подсушителе достигает 1000 кг/(м³ч). Гидродинамический режим подсушителя весьма существенно отличается от режима в аппаратах с классическим псевдоожиженным слоем.

Вторая ступень комбинированных циклонных сушилок представляет собой циклонную камеру (аппарат КЦС), а комбинированных аэрофонтанных сушилок – аэрофонтанную камеру (аппарат КАС). Вопрос о применении того или иного вида комбинированных сушилок (КЦС или КАС) для сушки материалов высокой влажности с ярко выраженными адгезионно-когезионными свойствами должен решаться в каждом конкретном случае в зависимости от свойств высушиваемого продукта. Если продукт при сушке в подсушителе приобретает сыпучие свойства, то целесообразно его досушивать в циклонной камере. Весьма большое количество таких широкопористых продуктов высокой влажности, проявляющих сыпучие свойства при удалении свободной влаги, обусловило принятие аппарата ЦКС в качестве типового. Комбинированную сушилку типа КАС можно рекомендовать для сушки материалов высокой влажности со свободной и связанной влагой и адгезионно-когезионными свойствами. Основными аппаратами установки КЦС-1000 (см. рис. 6.4.7) являются подсушитель 2 с мешалкой и циклонная сушилка 3. Влажный материал из бункера 1 с ворошителем двухшнековым питателем загружается в подсушитель 2, под решетку которого вентилятором 10 подается воздух, очищенный в фильтрах 9 и нагретый в паровых калориферах 11. Подсушенный материал потоком первичного воздуха выносится из подсушителя и вместе с вторичным воздухом, подаваемым после очистки в фильтре 12 вентилятором 13 и нагретым в паровых калориферах 14, поступает в циклонную сушилку 3, где осуществляется его окончательная сушка в нестационарном гидродинамическом режиме. Высушенный продукт с теплоносителем поступает в циклон 4. Отработанный теплоноситель далее очищается в группе из четырех циклонов 5 и мокром центробежном скруббере 6. На выбросе воздуха из установки находится вентилятор 7. Продукт из циклонов 4 и 5 выгружается через секторные затворы 8.

Установка комбинированной аэрофонтанной сушилки (см. рис. 6.4.8) во многом сходна с рассмотренной установкой (рис. 6.4.7). Основными аппаратами являются подсушитель 6, аналогичный по конструкции подсушителю в КЦС, и аэрофонтанная сушилка 7 диаметром 1100 мм. Способ подготовки теплоносителя и его подачи в подсушитель и аэрофонтанную камеру аналогичен способу на установке КЦС.

Материал подается в подсушитель шнековым питателем 5, улавливание высушенного продукта и очистка пыли теплоносителя осуществляются группой из четырех циклов 8 диаметром 550 мм и мокрым пылеуловителем 9. При сушке продуктов, требующих высокой чистоты, используются дополнительные

масляный 1 и тканевый 3 фильтры для очистки воздуха, подаваемого в установку. Если к чистоте продукта не предъявляются специальные требования, то фильтры можно исключить.

Типовая комбинированная установка, предназначенная для сушки полиэтилена или полипропилена от бензина в замкнутом цикле азота (рис. 6.4.9).

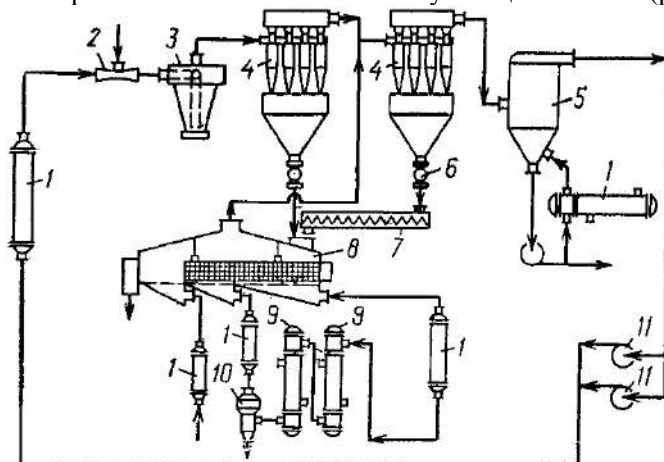


Рис. 6.4.9. Комбинированная сушилка для сушки полиэтилена (или пропилена) от бензина в замкнутом цикле азота: 1 – теплообменники; 2 – эжекторный питатель; 3 – циклонная сушилка; 4 – циклоны; 5 – циклонно-пенный скруббер; 6 – секторный затвор; 7 – шнековый транспортер; 8 – сушилка псевдоожиженного слоя с вибрирующими поверхностями нагрева; 9 – конденсаторы; 10 – каплеотбойник; 11 – газодувка.

Установка содержит циклонную сушилку, предназначенную для предварительной сушки полиэтилена, и сушилку с псевдоожиженным слоем и вибрирующими поверхностями нагрева, которая служит для окончательной сушки полиэтилена до остаточного содержания бензина 0,001 кг/кг. Влажный материал подается в циклонную сушилку через эжекторный питатель. Сушилка псевдоожиженного слоя имеет три последовательно расположенные зоны сушки, в первые две из которых подается бензоазотная смесь с различным содержанием компонентов, а в последнюю ступень – чистый азот, одновременно используемый для компенсации потерь азота через неплотности установки и вместе с выгружаемым продуктом. Производительность установки по сухому продукту – 5000 кг/ч, по испаряемому бензину – 8000 кг/ч. Данную сушильную установку можно использовать для сушки различных полимерных материалов от воды в разомкнутом цикле воздуха.

Установка вихревой сушилки с измельчением показана на рис. 6.4.10. Помимо сушилки 6, питателя 4 и эжектора 5 установка имеет поворотную головку 8 для подачи продукта из вертикального участка трубы в группу 7 из четырех циклонов, рукавные фильтры 9 для очистки воздуха от пыли, конвейер винтовой 10 для сбора готового продукта из циклонов и фильтров, вентиляторы 2

для подачи свежего и выброса отработанного воздуха, фильтры 1 и калориферы 3 для нагрева первичного и вторичного теплоносителя.

Значительно меньшее распространение, чем сушилки с механическим измельчением, получили сушилки с пневматическим измельчением, работающие по принципу струйных мельниц. В них можно обрабатывать сыпучие и пастообразные продукты с начальной влажностью 60–70%. Производительность агрегатов до 6 т/ч, температура теплоносителя до 1100°C. Скорость газа – несколько сот метров в секунду.

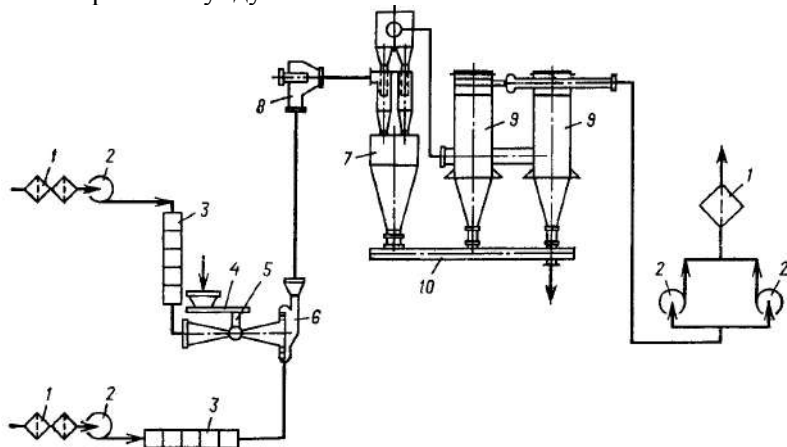


Рис. 6.4.10. Установка вихревой сушилки с измельчителем.

Дисперсность сухого материала зависит от режима процесса, в частности от перепада давлений в сушилке. Можно получать тонко дисперсный порошок с размером основной массы частиц до 1 мкм. Обработка органических продуктов вследствие взрывоопасности пылевоздушных смесей и образования зарядов статического электричества допустима только в токе инертного газа.

Установка сушки со встречными струями. Все большее применение находят сушилки со встречными струями, в которых осуществляется сушка с одновременным измельчением в системе двух соударяющихся встречных струй газовой взвеси. Основной частью сушилки со встречными струями (рис. 6.4.11), используемой для сушки осадков сточных вод, являются две разгонные трубы диаметром 350 мм, расположенные по одной оси. К наружным торцам труб примыкают газовые топки 4.

Внутренние торцы разгонных труб сушилки входят в смесительную камеру, над которой расположена пневматическая труба 9 диаметром 600 мм. Разгонные трубы имеют патрубки для подсоединения шнековых питателей 3. Из бункера 1 влажный осадок двумя двухшнековыми питателями 3 вместе с ретуром, поступающим из бункера 2, подается в разгонные трубы-сушилки 5. Сушильный агент – высокотемпературные дымовые газы (600–800°C) – со скоростью 170–200 м/с через сопловые отверстия на стыке топок с сушилкой поступают в разгонные трубы сушильной камеры и подхватывают влажный осадок. При ударном слиянии двух встречных высокотемпературных высокоскоростных струй происходит диспергирование осадка и его интенсивная сушка.

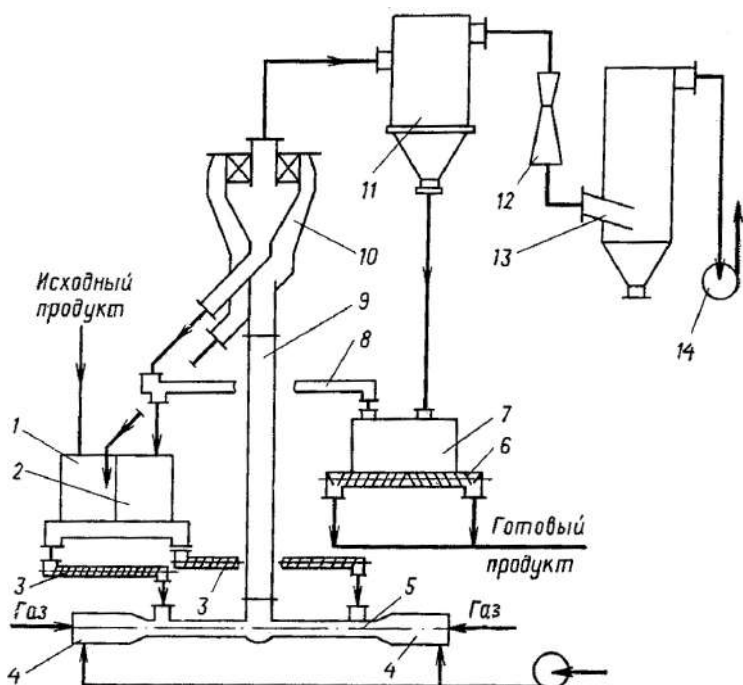


Рис. 6.4.11. Установка сушилki со встречными струями для сушки осадков сточных вод.

Из сушильной камеры газозвесь по пневматической трубе поступает в классификатор 10, в котором частицы разделяются на фракции и одновременно досушиваются. В наружном конусе классификатора выделяется крупная фракция осадка, которая возвращается в бункер влажного осадка 1 на окончательную сушку. Мелкая фракция осадка отделяется от газового потока в верхней части внутреннего конуса классификатора и транспортируется питателем сухого осадка 5 в бункер сухого осадка 7 и бункер ретур 2. Готовый продукт из батарейного циклона 11 поступает в бункер сухого осадка 7, откуда шнековым питателем 6 выгружается из установки. Количество осадка, выгружаемого из классификатора в виде готового продукта или ретура, регулируется изменением угла поворота лопаток во внутреннем конусе классификатора. Для предотвращения вторичного загрязнения окружающей среды установка оборудована системой санитарной очистки, состоящей из трубы Вентури 12, центробежного скруббера 13 и дымососа 14. Производительность установки по испаренной влаге 3500–5000 кг/ч, по сухому осадку 1250–1900 кг/ч, расход природного газа при нормальных условиях 550 м³/ч, воздуха 16 000 м³/ч.

Подведем итоги. Основными характеристиками сушилок являются надежность, определяемая временем непрерывной работы при сохранении технологических и эксплуатационных показателей, межремонтным ресурсом и эффективностью, определяемой технико-экономическими показателями работы сушилки при успешном решении технологической задачи (получение требуемой остаточной влажности при сохранении или улучшении качества готового про-

дукта). Эти показатели зависят от выбора типа сушилки и режима сушки. Для правильного выбора типового аппарата необходимо учитывать результаты комплексного анализа материала как объекта сушки, включающего в себя рассмотрение пяти основных групп характеристик: тепловых, гигротермических, структурно-механических, технологических и сорбционно-структурных.

Важнейшим вопросом, кроме технологической эффективности, является целесообразность конструкции аппарата с позиций отрасли. Наиболее важными критериями здесь являются простота конструкции и ее технологичность, унификация узлов и деталей, отсутствие дефицитных материалов и изделий, небольшие габариты. Кроме того, исходя из общих требований к продукции машиностроения, сушильные аппараты и соответствующие им установки должны иметь низкую металлоемкость, высокий уровень автоматизации и занимать небольшие площади производственных помещений.

Тенденции развития сушильной техники связаны с совершенствованием типовых сушилок, модернизацией имеющихся аппаратов, конструированием комбинированных аппаратов и разработкой принципиально новых решений.

Модернизацию типовых аппаратов следует понимать не только как задачу, решение которой позволит улучшить конструкции отдельных узлов, обеспечивающих повышение технологической эффективности аппарата и уровня унификации, но и как задачу по дальнейшему сокращению числа типоразмеров сушилок с последующим увеличением серийности выпускаемого оборудования с учетом имеющихся мощностей машиностроительных заводов. Себестоимость оборудования также находится в прямой зависимости от его серийности.

При проведении работ по унификации аппаратов, их узлов и деталей обычно исходят из вышеизложенных критериев целесообразности (технологичности, минимума дефицитных материалов и изделий и т. д.). В частности, при унификации типоразмеров камер дисковых вихревых сушилок типа ВС (без измельчителей) и СВИ (со встроенными измельчителями) необходимо предусмотреть выпуск как отдельно аппаратов ВС и СВИ, так и в комбинации с ЦС, так как циклонные сушилки с вихревой головкой отличаются не только повышенной интенсивностью, но и значительно более широкой областью применения, чем обычные циклонные сушилки.

Перспективы дальнейшего развития техники сушки связаны не только с модернизацией и унификацией узлов разработанных типовых аппаратов, но и с разработкой типовых сушилок со взвешенным слоем материала второго поколения, которые принципиально отличаются от первого поколения тем, что при равных или близких показателях они являются безуносными аппаратами большой тепловой мощности (или с весьма малым выносом пылевой фракции) и повышенной надежности.

Из имеющихся типовых сушилок таким требованиям (но не в полной мере) удовлетворяют аппараты с виброкипящим слоем, которые могут перейти во второе поколение типовых аппаратов только при условии дальнейшего снижения уноса пылевой фракции, и, что самое главное, резкого повышения тепловой мощности. В полной мере требованиям безопасности отвечают вакуумные сушилки с виброкипящим слоем. В таких аппаратах отсутствует унос и обеспечи-

вается достаточно интенсивный отвод влаги. Они могут успешно применяться в малотоннажных периодических производствах.

Проблема резкого повышения тепловой мощности сушилок с виброкипящим слоем может быть решена, например, с помощью погруженных в слой поверхностей нагрева.

Основным требованием, предъявляемым к типовым сушилкам с активными гидродинамическими режимами второго поколения, как было указано выше, является отсутствие выноса высушенного продукта из аппарата. Примером такой сушилки может служить аппарат со встречными закрученными потоками для сушки и одновременным улавливанием высушенного продукта. Такой аппарат весьма интенсивно разрабатывается и исследуется. Широкое внедрение этих аппаратов в промышленность сулит большие выгоды, так как применение закрученного потока позволяет в несколько раз увеличить среднюю относительную скорость движения фаз, повысить концентрацию дисперсного материала в аппарате, увеличить среднюю продолжительность пребывания материала в аппарате. В сушилках со встречными закрученными потоками можно успешно обрабатывать широкопористые тонкодисперсные материалы, а при установке на входе в центральный канал вихревой головки такие сушилки можно использовать и для сушки тонкопористых материалов.

Следует отметить также такое направление, как разработка аппаратов для пофракционной сушки дисперсных материалов. В этом направлении целесообразно работать, так как решение этой проблемы актуально для тех случаев, когда методы сушки с измельчением по технологическим причинам неприемлемы. При решении указанного вопроса предлагается широко использовать технику закрученных потоков в сочетании с осциллирующими по скоростям и температурам режимами сушки и комбинированными методами подвода тепла.

ИСПОЛЬЗОВАННАЯ ЛИТЕРАТУРА

1. *Веригин, А. Н.* Химико-технологические агрегаты. Системный анализ при проектировании / А. Н. Веригин, С. А. Малютин, Е. Ю. Шашхин. – СПб. : Химия, 1996. – 256 с.
2. *Веригин, А. Н.* Химико-технологические агрегаты. Имитационное моделирование / А. Н. Веригин, В. Н. Федоров, В. С. Данильчук. – СПб. : Изд-во СПбГУ, 1998. – 218 с.
3. *Веригин, А. Н.* Химико-технологические агрегаты конденсационного улавливания пыли / А. Н. Веригин, В. Н. Федоров, С. А. Малютин. – СПб. : Изд-во СПбГУ, 2000. – 336 с.
4. *Веригин, А. Н.* Химико-технологические агрегаты смешивания дисперсных материалов / А. Н. Веригин, А. И. Вареных, В. Г. Джангириян [и др.]. – СПб. : Изд-во СПбГУ, 2001. – 338 с.
5. *Веригин, А. Н.* Химико-технологические агрегаты механической обработки дисперсных материалов / А. Н. Веригин, А. И. Вареных, В. Г. Джангириян [и др.]. – СПб. : Изд-во СПбГУ, 2002. – 482 с.
6. *Веригин, А. Н.* Роторно-конвейерные линии производств энергонасыщенных изделий / А. Н. Веригин, А. И. Вареных, В. Г. Джангириян [и др.]. – СПб. : Менделеев, 2003. – 258 с.
7. *Веригин, А. Н.* Химико-технологические агрегаты. Инженерный анализ колебаний : учеб. пособие / А. Н. Веригин, А. И. Вареных, В. Г. Джангириян. – СПб. : Менделеев, 2004. – 214 с.
8. *Веригин, А. Н.* Инженерный анализ устойчивости конструкций : учеб. пособие / А. Н. Веригин, А. И. Вареных, В. Г. Джангириян. – СПб. : Менделеев, 2004. – 134 с.
9. *Веригин, А. Н.* Кристаллизация в дисперсных системах / А. Н. Веригин, И. А. Щупляк, М. Ф. Михалев. – Л. : Химия, 1986. – 248 с.
10. *Веригин, А. Н.* Машины и аппараты переработки дисперсных материалов. Примеры создания / А. Н. Веригин, В. С. Данильчук, Н. А. Незамаев. – СПб. : Лань, 2017. – 536 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

ПРЕДИСЛОВИЕ	3
ГЛАВА 1. МЕХАНИЧЕСКАЯ ОБРАБОТКА ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ	9
1.1. Техника механической обработки дисперсных материалов	9
1.1.1. Проблемы механической обработки дисперсных материалов.....	9
1.1.2. Основные машины и аппараты.....	19
1.1.3. Барабанные мельницы.....	23
1.1.4. Роторные мельницы.....	40
1.1.5. Роликовые мельницы.....	54
1.1.6. Жерновые мельницы.....	62
1.1.7. Струйно-вихревые аппараты.....	64
1.1.8. Комбинированные мельницы.....	77
1.2. Механическая активация	86
1.2.1. Поверхностные явления.....	86
1.2.2. Природа механической активации.....	93
1.2.3. Механохимические реакции в кристаллических материалах.....	100
1.2.4. Свойства механически обработанной поверхности.....	107
1.2.5. Влияние интенсивности механической обработки на реакционную способность.....	111
1.2.6. Реакционная способность активированных твердых веществ.....	114
1.3. Окатка	127
1.3.1. Механизм окатки.....	127
1.3.2. Кинетика окатки.....	133
1.3.3. Взаимодействие между частицами.....	137
1.4. Измельчение	141
1.4.1. Механизм образования трещин в кристаллах.....	141
1.4.2. Модели развития трещин.....	151
1.4.3. Критерии разрушения частиц с трещинами.....	165
1.4.4. Усталостное разрушение частиц.....	177
1.4.5. Затраты энергии на измельчение.....	181
1.5. Концепция механической обработки дисперсных материалов	200
1.5.1. Механическая деструкция.....	200
1.5.2. Затраты энергии на морфоструктурную модификацию.....	217
1.5.3. Энергетическая концепция механической деструкции.....	220
1.5.4. Морфоструктурная модификация одиночной частицы.....	226
1.5.5. Механическая деструкция как неоднородная цепь Маркова.....	237
1.5.6. Стохастическое моделирование кинетики измельчения.....	240
ГЛАВА 2. КЛАССИФИКАЦИЯ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ	246
2.1. Техника воздушной классификации	246
2.1.1. Инерционные классификаторы.....	249
2.1.2. Гравитационные аппараты.....	252
2.1.3. Циркуляционные воздушные классификаторы.....	262
2.1.4. Классификаторы с вращающейся зоной разделения.....	272

2.2. Классификация дисперсных материалов в аппарате с пересыпными полками	283
2.2.1. Методы расчета классификации.....	283
2.2.2. Предлагаемая модель классификации.....	287
2.2.3. Оптимизация параметров классификации.....	295
2.3. Классификация тонкодисперсных материалов в аппарате с вращающейся зоной разделения	304
2.3.1. Модель классификации.....	304
2.3.2. Численное исследование модели.....	311
2.3.3. Опытная проверка модели классификации.....	317
2.3.4. Пример расчета классификатора.....	320
2.4. Особенности совмещения классификаторов и аппаратов измельчения	325
ГЛАВА 3. СУШКА ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ	333
3.1. Техника сушки	334
3.1.1. Классификация сушилок.....	334
3.1.2. Барабанные сушилки.....	335
3.1.3. Ленточные сушилки.....	339
3.1.4. Распылительные сушилки.....	341
3.1.5. Сушилки со взвешенным слоем.....	344
3.1.6. Пневматические сушилки.....	364
3.1.7. Комбинированные сушилки.....	373
3.1.8. Сушилки с измельчением или грануляцией.....	376
3.2. Массоперенос при сушке	380
3.2.1. Кинетика сушки.....	380
3.2.2. Массоперенос.....	384
3.3. Теплообмен	390
3.3.1. Теплообмен между псевдоожиженным слоем и поверхностью.....	390
3.3.2. Теплообмен между твердыми частицами и ожижающим агентом.....	411
ГЛАВА 4. СМЕШИВАНИЕ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ	424
4.1. Техника смешивания	424
4.1.1. Смешивание и производство многокомпонентных составов.....	424
4.1.2. Аппараты для дозирования дисперсных материалов.....	425
4.1.3. Аппараты для смешивания дисперсных материалов.....	448
4.1.4. Аппараты для гранулирования дисперсных материалов.....	501
4.1.5. Проблемы смешивания дисперсных материалов.....	513
4.2. Качество смешивания	527
4.2.1. Оценка содержания ключевого компонента в смеси.....	527
4.2.2. Существующие методы анализа качества смешивания.....	537
4.2.3. Качественный анализ равновесного состояния смеси.....	543
4.2.4. Фрактальная размерность однородной смеси.....	546
4.2.5. Прогнозирование качества смешивания.....	550
4.2.6. Выбор рациональных режимов приготовления смеси.....	557
4.3. Динамика смешивания	571
4.3.1. Методы описания.....	571

4.3.2. Смешивание как динамическая система.....	587
4.3.3. Динамика смешивания бинарных композиций, содержащих дисперсные частицы.....	591
ГЛАВА 5. ОЧИСТКА ГАЗОВЫХ ВЫБРОСОВ.....	612
5.1. Техника улавливания дисперсных частиц.....	612
5.2. Инерционная сепарация пыли.....	615
5.2.1. Особенности конструкции циклонов.....	615
5.2.2. Аэродинамика циклонных камер.....	627
5.2.3. Движение дисперсных частиц в криволинейном потоке.....	640
5.2.4. Влияние вторичных вихрей на движение дисперсной частицы.....	646
5.2.5. Пример оценки эффективности улавливания дисперсных частиц.....	656
5.3. Скрубберы.....	662
5.3.1. Возможности повышения эффективности аппаратов для систем газ – жидкость.....	662
5.3.2. Газожидкостные массообменные аппараты.....	664
5.4. Конденсационное улавливание аэрозолей.....	673
5.4.1. Особенности аппаратного оформления.....	673
5.4.2. Системный анализ при создании ХТА конденсационного улавливания аэрозолей.....	678
5.4.3. Движение запыленного двухфазного потока в диффузоре.....	686
5.4.4. Движение дисперсной частицы в диффузоре.....	695
5.4.5. Константа коагуляции при движении частиц аэрозоля в диффузоре.....	709
ГЛАВА 6. ПРИМЕРЫ ПЕРЕРАБОТКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ.....	715
6.1. Приготовление синтетических гранулированных моющих средств.....	715
6.1.1. Способы производства.....	715
6.1.2. Обоснование выбора способа.....	727
6.1.3. Сравнение способов получения технических моющих средств.....	734
6.2. Приготовление смеси сложного состава.....	738
6.3. Основные производства дисперсных материалов.....	741
6.3.1. Производство цемента.....	743
6.3.2. Производство гипса и извести.....	759
6.3.3. Производство вторичного щебня.....	764
6.3.4. Производство пигментной двуокиси титана.....	766
6.3.5. Производство абразивных материалов.....	773
6.3.6. Производство фосфорных минеральных удобрений.....	774
6.3.7. Синтез карбонила никеля.....	778
6.4. Установки сушки.....	782
ИСПОЛЬЗОВАННАЯ ЛИТЕРАТУРА.....	795

*Александр Николаевич ВЕРИГИН,
Виталий Сергеевич ДАНИЛЬЧУК,
Николай Александрович НЕЗАМАЕВ*

**МАШИНЫ И АППАРАТЫ ПЕРЕРАБОТКИ
ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ**
ПРИМЕРЫ СОЗДАНИЯ
Учебное пособие

Под редакцией профессора А. Н. Веригина

Зав. редакцией
естественнонаучной литературы *М. В. Рудкевич*
Ответственный редактор *Т. С. Спирина*
Выпускающие *Е. Е. Егорова, С. Ю. Гаганов*

ЛР № 065466 от 21.10.97
Гигиенический сертификат 78.01.10.953.П.1028
от 14.04.2016 г., выдан ЦГСЭН в СПб

Издательство «ЛАНЬ»
lan@lanbook.ru; www.lanbook.com
196105, Санкт-Петербург, пр. Юрия Гагарина, д. 1, лит. А
Тел./факс: (812) 336-25-09, 412-92-72
Бесплатный звонок по России: 8-800-700-40-71

Подписано в печать 20.10.17.
Бумага офсетная. Гарнитура Школьная. Формат 70×100 ¹/₁₆.
Печать офсетная. Усл. п. л. 65,00. Тираж 100 экз.

Заказ № 425-17.

Отпечатано в полном соответствии с качеством
предоставленного оригинал-макета в АО «Т8 Издательские Технологии».
109316, г. Москва, Волгоградский пр., д. 42, к. 5.