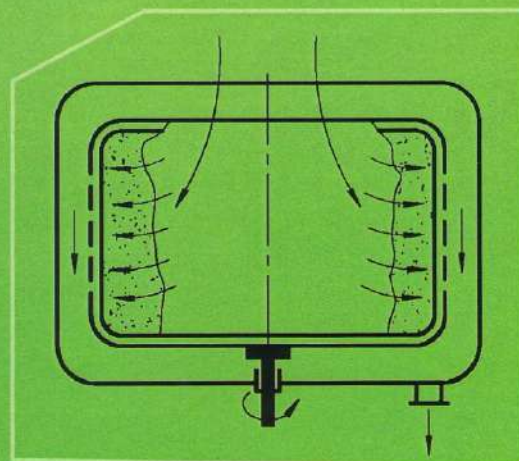




И. В. Войтов
А. А. Боровик
Т. Р. Сосновский
А. И. Вилькоцкий

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ



Учреждение образования
«БЕЛОРУССКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

PROCESY I APARATY INŻYNIERII I TECHNOLOGII CHEMICZNEJ. PROCESY HYDROMECHANICZNE

Допущено

*Министерством образования Республики Беларусь
в качестве учебного пособия для студентов учреждений высшего образования
по направлению образования «Химическая промышленность»*

Zaakceptowano
przez Ministerstwo Edukacji Republiki Białoruś
jako podręcznik dla studentów uczelni wyższych
na kierunku kształcenia «Przemysł chemiczny»

Минск 2019

УДК 66.021.1(075.8)

ББК 35.11я73

П 84

А в т о р ы :

И. В. Войтов, А. А. Боровик,
Т. Р. Сосновский (Республика Польша,
Варшавский технологический университет),
А. И. Вилькоцкий

Под редакцией И. В. Войтова

Р е ц е н з е н т ы :

кафедра «Технологии и техническое обеспечение процессов
переработки сельскохозяйственной продукции» учреждения образования
«Белорусский государственный аграрный технический университет»
(заведующий кафедрой доктор технических наук, профессор *В. Я. Груданов*);
академик Национальной академии наук Беларуси,
доктор технических наук, профессор,
заслуженный работник образования *Б. М. Хрусталева*

Все права на данное издание защищены. Воспроизведение всей книги или ее части не может быть осуществлено без разрешения учреждения образования «Белорусский государственный технологический университет».

Процессы и аппараты химической технологии. Гидромеханиче-
П 84 **ские процессы** : учеб. пособие для студентов учреждений высшего образования по направлению «Химическая промышленность» / И. В. Войтов [и др.] ; под ред. И. В. Войтова. – Минск : БГТУ, 2019. – 352 с.
ISBN 978-985-530-747-2.

В учебном пособии рассматриваются основные гидромеханические процессы: осаждение, фильтрование, разделение неоднородных систем в поле центробежных сил, гидродинамика двухфазных потоков, перемешивание, разделение аэрозолей.

Описание каждого процесса включает в себя теоретическую часть с основными понятиями, определениями, расчетными зависимостями. Приводятся конструкции основных аппаратов, методы проведения расчетов процессов и аппаратов. Также имеются типовые примеры расчетов изучаемых процессов.

Предлагаемое учебное пособие будет полезно не только студентам и магистрантам химико-технологического профиля обучения, но и широкому кругу читателей, занимающихся расчетами и проектированием по курсу процессов и аппаратов химической технологии, а также технологическому персоналу предприятий химической и близких к ней отраслей промышленности.

УДК 66.021.1(075.8)

ББК 35.11я73

ISBN 978-985-530-747-2

© УО «Белорусский государственный
технологический университет», 2019

ОГЛАВЛЕНИЕ

SPIS TREŚCI

Предисловие	7
Przedmowa	8
Введение	
Wstęp	9
Глава 1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ	
Rozdział 1. POJĘCIA PODSTAWOWE.....	13
1.1. Основные понятия и определения гидромеханических процессов	15
1.2. Определение основных размеров аппаратов для проведения гидро- механических процессов.....	25
1.3. Некоторые физические свойства жидкостей.....	26
1.3.1. Плотность и удельный вес.....	26
1.3.2. Вязкость.....	37
1.3.3. Вязкость неньютоновских жидкостей	44
1.3.4. Поверхностное натяжение.....	47
1.3.5. Объемное расширение капельных жидкостей.....	53
1.4. Основы теории подобия	54
1.4.1. Теоремы подобия	55
1.4.2. Типы подобия.....	57
1.4.3. Гидродинамическое подобие. Основные критерии гидродина- мического подобия. Критериальные уравнения	59
1.5. Вопросы и задания для самоподготовки и самоконтроля	64
Глава 2. ОСАЖДЕНИЕ	
Rozdział 2. OPADANIE	65
2.1. Движение твердых тел в жидкостях.....	67
2.2. Осаждение твердых частиц под действием силы тяжести. Скорость свободного осаждения.....	71
2.2.1. Способы определения скоростей свободного осаждения частиц шарообразной формы (решение прямой задачи осаждения).....	76
2.2.2. Определение скоростей свободного осаждения частиц нешаро- образной формы	81
2.2.3. Определение диаметра осаждаемых шарообразных частиц при известной скорости осаждения (обратная задача осаждения)	82
2.2.4. Определение диаметра осаждаемых частиц неправильной формы при известной скорости осаждения.....	84
2.2.5. Стесненное осаждение	86

2.3. Отстаивание.....	89
2.3.1. Конструкции аппаратов для отстаивания	90
2.3.2. Расчет аппаратов для отстаивания.....	92
2.3.2.1. Материальный баланс процесса отстаивания	92
2.3.2.2. Расчет отстойников и пылеосадительных камер.....	92
2.4. Вопросы и задания для самоподготовки и самоконтроля	103

Глава 3. ФИЛЬТРОВАНИЕ

Rozdział 3. FILTRACJA	105
3.1. Уравнения фильтрования.....	109
3.1.1. Уравнение фильтрования при постоянной разности давлений	111
3.1.2. Уравнение фильтрования при постоянной скорости фильтро- вания	120
3.1.3. Уравнение фильтрования при постоянных скорости фильтро- вания и разности давлений	121
3.2. Промывка осадка	121
3.3. Основные конструкции фильтров	124
3.3.1. Периодически действующие фильтры.....	125
3.3.2. Непрерывно действующие фильтры.....	130
3.4. Расчет фильтров	134
3.4.1. Расчет периодически действующих фильтров.....	134
3.4.2. Расчет непрерывно действующих фильтров.....	139
3.4.2.1. Расчет барабанных фильтров.....	139
3.4.2.2. Расчет ленточных фильтров	147
3.5. Вопросы и задания для самоподготовки и самоконтроля	148

Глава 4. РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ

В ПОЛЕ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ

Rozdział 4. ROZDZIAŁ UKŁADÓW NIEJEDNORODNYCH W POLU SIŁ ODŚRODKOWYCH	149
4.1. Циклонные процессы.....	152
4.2. Центрифугирование	154
4.2.1. Фильтрующие центрифуги	155
4.2.1.1. Конструкции и принцип действия фильтрующих цен- трифуг	155
4.2.1.2. Расчет фильтрующих центрифуг	157
4.2.2. Отстойные (осадительные) центрифуги	162
4.2.2.1. Конструкции и принцип действия отстойных центрифуг	162
4.2.2.2. Расчет основных параметров отстойных центрифуг	166
4.2.3. Определение расхода энергии.....	172
4.3. Вопросы и задания для самоподготовки и самоконтроля	172

Глава 5. ГИДРОДИНАМИКА ДВУХФАЗНЫХ ПОТОКОВ

Rozdział 5. HYDRODYNAMIKA PRZEPŁYWÓW DWUFAZOWYCH	173
5.1. Физическая сущность процесса	175
5.2. Гидравлическое сопротивление неподвижного зернистого слоя	177

5.3. Гидродинамика псевдооживленного слоя. Унос частиц	178
5.4. Аппараты с псевдооживленным слоем	180
5.4.1. Конструкции аппаратов кипящего слоя	181
5.4.2. Расчет аппаратов с псевдооживленным слоем	184
5.4.2.1. Аналитический метод определения критических и ра- бочей скоростей газа (жидкости) и порозности зернистого слоя	184
5.4.2.2. Графический метод нахождения критических и рабо- чей скоростей газа (жидкости) и порозности зернистого слоя. Решение прямой и обратной задач.....	187
5.4.2.3. Расчет гидравлического сопротивления установки взве- щенного слоя	188
5.4.2.4. Определение высоты аппарата кипящего слоя	190
5.4.2.5. Определение диаметра аппарата взвешенного слоя.....	190
5.5. Пневмотранспорт и его расчет	195
5.6. Гидродинамика двухфазных газожидкостных потоков.....	200
5.6.1. Теоретические основы барботажа	200
5.6.2. Основные конструкции аппаратов с барботажными тарелками	207
5.6.3. Рабочая скорость газа и гидравлическое сопротивление проти- воточных аппаратов тарельчатого типа	216
5.6.4. Теоретические основы пленочного течения жидкостей	222
5.6.5. Пленочные трубчатые аппараты	225
5.6.6. Насадочные пленочные аппараты.....	226
5.6.7. Диспергирование жидкостей.....	237
5.7. Вопросы и задания для самоподготовки и самоконтроля	246

Глава 6. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Rozdział 6. MIESZANIE	247
6.1. Механическое перемешивание	249
6.1.1. Основные конструкции и область применения вращающихся механических мешалок	251
6.1.2. Расчет аппаратов с механическими вращающимися мешалками	257
6.1.2.1. Номинальный объем аппарата и диаметр мешалки.....	257
6.1.2.2. Частота вращения мешалки.....	258
6.1.2.3. Гидродинамическое подобие при перемешивании ме- ханическими вращающимися мешалками. Мощность, затрачи- ваемая на перемешивание	266
6.1.2.4. Мощность привода.....	271
6.1.3. Мешалки, совершающие возвратно-поступательные движения	276
6.2. Другие способы перемешивания.....	277
6.2.1. Циркуляционное перемешивание.....	277
6.2.2. Поточное перемешивание	278
6.2.3. Пневматическое перемешивание	279
6.2.4. Пульсационное перемешивание.....	281
6.3. Вопросы и задания для самоподготовки и самоконтроля	282

Глава 7. РАЗДЕЛЕНИЕ АЭРОЗОЛЕЙ**Rozdział 7. ROZDZIELANIE AEROSOLI 283**

7.1. Гравитационное разделение аэрозолей.....	286
7.2. Инерционные методы разделения аэрозолей.....	286
7.3. Центробежные методы разделения аэрозолей	288
7.3.1. Циклоны.....	288
7.3.2. Батарейные циклоны	290
7.3.3. Расчет циклонов.....	291
7.4. Мокрая очистка газов	302
7.4.1. Полые скрубберы	303
7.4.2. Насадочные скрубберы.....	303
7.4.3. Скрубберы с подвижной насадкой	305
7.4.4. Тарельчатые (барботажные, пенные) скрубберы	306
7.4.5. Скрубберы ударно-инерционного действия	311
7.4.6. Скрубберы центробежного действия.....	312
7.4.7. Скоростные ловители (скрубберы Вентури).....	313
7.5. Фильтрация газов.....	314
7.5.1. Матерчатые рукавные фильтры	314
7.5.2. Газовый патронный фильтр	316
7.6. Очистка газов в поле электрических сил	317
7.6.1. Принципы электрической очистки газов	317
7.6.2. Основные конструкции электрофильтров	319
7.7. Выбор аппаратов для очистки газов	321
7.8. Вопросы и задания для самоподготовки и самоконтроля	322

Приложение**Dodatek 323****Список литературы****Literatura uzupełniająca 347**

ПРЕДИСЛОВИЕ

Гидромеханические процессы широко распространены в различных отраслях промышленности: химической, нефтехимической, добывающей, пищевой, фармацевтической и др.

Представленное учебное пособие базируется на курсах лекций, читаемых авторами на протяжении многих лет, а также на других видах занятий, проводимых в Белорусском государственном технологическом университете и Варшавском технологическом университете. Авторы постарались максимально учесть и сблизить методологии изложения материала, используемые в Белорусском государственном технологическом университете и Варшавском технологическом университете.

Учебное пособие построено в соответствии с программой курса. Его структура позволяет читателю подойти к рассмотрению каждого конкретного процесса с общетеоретических и общетехнических позиций.

Учебное пособие включает в себя семь взаимосвязанных глав, в которых рассматриваются основные гидромеханические процессы, а именно: общие положения (глава 1), осаждение (глава 2), фильтрация (глава 3), разделение неоднородных систем в поле центробежных сил (глава 4), гидродинамика двухфазных потоков (глава 5), перемешивание (глава 6), разделение аэрозолей (глава 7).

Каждая глава содержит теоретическую часть, в которой приведены основные понятия, определения, расчетные зависимости, конструкции основных аппаратов, методы проведения расчетов процессов и аппаратов. Кроме того, главы включают типовые примеры расчетов, которые позволяют более полно и осмысленно понять суть изучаемых процессов, а также научиться практически проводить расчеты гидромеханических процессов.

Главы заканчиваются вопросами и заданиями для самоподготовки и самоконтроля, что должно помочь читателю в самостоятельной работе над курсом.

Авторы выражают глубокую благодарность рецензентам – академику Национальной академии наук Беларуси, доктору технических наук, профессору Хрусталеву Б. М. и кафедре «Технологии и техническое обеспечение процессов переработки сельскохозяйственной продукции» БГАТУ (заведующий кафедрой – доктор технических наук, профессор Груданов В. Я.) – за внимание, проявленное при рецензировании авторского оригинала учебного пособия, доброжелательную критику и ценные замечания.

Авторы надеются, что предлагаемое пособие будет востребовано студентами, магистрантами и аспирантами химико-технологического профиля обучения и полезно широкому кругу читателей, изучающих курс процессов и аппаратов химической технологии, а также технологическому персоналу предприятий химической и смежных с ней отраслей промышленности.

Все вопросы читателей, замечания и предложения авторы воспримут с благодарностью.

Минск – Варшава, июнь 2019 г.

PRZEDMOWA

Procesy hydromechaniczne są szeroko rozpowszechnione w różnych gałęziach przemysłu, w tym w przemyśle chemicznym, petrochemicznym, wydobywczym, spożywczym, farmaceutycznym i innych.

Przedstawiony podręcznik jest oparty o kurs wykładów oraz inne rodzaje zajęć od wielu lat prowadzone przez autorów na Białoruskim Państwowym Uniwersytecie Technologicznym i na Wydziale Inżynierii Chemicznej i Procesowej Politechniki Warszawskiej. Autorzy starali się maksymalnie uwzględnić i zbliżyć metodykę prezentacji materiału wykorzystywanego na Białoruskim Państwowym Uniwersytecie Technologicznym oraz na Politechnice Warszawskiej.

Podręcznik został napisany zgodnie z programem kursu. Jego struktura pozwala czytelnikom na prześledzenie każdego z rozważanych procesów z teoretycznego i praktycznego (inżynierskiego) punktu widzenia.

Podręcznik składa się z siedmiu powiązanych ze sobą rozdziałów, w których rozpatrywano podstawowe procesy hydromechaniczne. Kolejno przedstawiono podstawowe pojęcia (rozdział 1), procesy opadania (rozdział 2), filtracji (rozdział 3), rozdzielania układów niejednorodnych w polu sił odśrodkowych (rozdział 4), hydrodynamikę przepływów dwufazowych (rozdział 5), mieszanie (rozdział 6), rozdzielanie aerozoli (rozdział 7).

Każdy rozdział zawiera część teoretyczną, w której podano główne pojęcia, definicje, zależności matematyczne, konstrukcje podstawowych urządzeń, metody przeprowadzania obliczeń procesów i aparatów. Ponadto, rozdziały te zawierają przykłady rozwiązań obliczeniowych wybranych problemów, co pozwala w pełniejszy sposób zrozumieć istotę badanych procesów oraz nabyć umiejętność prowadzenia praktycznych obliczeń procesów hydromechanicznych.

Rozdziały kończą się pytaniami i zadaniami do samodzielnego przygotowania się i sprawdzenia nabytej wiedzy, co ma pomóc czytelnikom w indywidualnej realizacji kursu.

Autorzy są niezmiernie wdzięczni Recenzentom – członkowi rzeczywistemu Akademii Nauk Białorusi, doktorowi habilitowanemu nauk technicznych, profesorowi B. M. Hrustalowi oraz katedrze «Technologie i wsparcie techniczne procesów przetwarzania produkcji rolniczej» na Białoruskim Uniwersytecie Rolniczo-Technologicznym (kierownik katedry – doktor habilitowany nauk technicznych, profesor V. J. Grudanov) – za recenzję manuskryptu podręcznika, życzliwą krytykę i cenne uwagi.

Autorzy mają nadzieję, że proponowany podręcznik będzie chętnie wykorzystywany przez studentów, magistrantów i doktorantów kształcących się w obszarze inżynierii i technologii chemicznej, jak również będzie użyteczny dla szerokiego grona Czytelników zainteresowanych procesami i urządzeniami technologicznymi, oraz kadry technicznej w przemyśle chemicznym i pokrewnych.

Wszystkie pytania, uwagi i komentarze Czytelników zostaną życzliwie przyjęte przez autorów.

Mińsk – Warszawa, czerwiec 2019

ВВЕДЕНИЕ

WSTĘP

Процессы и аппараты химических технологий (ПиАХТ) – это отрасль науки, изучающая теорию основных процессов, принципы устройства и методы расчетов аппаратов и машин, используемых для проведения химико-технологических процессов. Она находится на стыке таких наук, как физика, физическая химия, термодинамика, механика, гидравлика, производственный менеджмент, экономика и др. Во многих странах мира подготовка специалистов в области процессов и аппаратов химической технологии (химической инженерии) является основной. В Республике Беларусь же – наоборот, основное внимание уделялось и по-прежнему отводится узким химико-технологическим специальностям и конструкторско-эксплуатационной механике. Именно такой узкопрофильный подход послужил первопричиной высокой ресурсоемкости, невысокого качества продукции отечественной промышленности. Поэтому процессы и аппараты являются комплексной и системообразующей инженерной дисциплиной, которой следует уделять намного больше внимания. Несмотря на прошедшие десятилетия многие проблемы промышленности и подготовки кадров по-прежнему остаются нерешенными.

В современной химической промышленности насчитывается множество разнообразных производств. Причем в этих производствах используются вещества, различающиеся физико-химическими свойствами исходных, промежуточных и конечных продуктов, а также характером и условиями протекания технологических процессов. Несмотря на перечисленные различия, число общих процессов ограничено. Поскольку часто вещества, используемые в этих процессах, находятся в текущем состоянии, то значимую часть среди них занимают *гидромеханические процессы*:

- 1) процессы, протекающие с разделением неоднородных систем (осаждение, классификация, фильтрование, центрифугирование);
- 2) процессы, связанные с образованием неоднородных систем (перемешивание, псевдооживление).

Вместе с тем следует учесть, что гидромеханические процессы, как правило, не проводятся отдельно – им обычно сопутствуют другие, нередко более значимые. Например, в сушилке кипящего слоя помимо гидромеханического процесса псевдооживления зернистого слоя осуществляются тепло- и массообменные процессы испарения влаги из твердого материала.

Как известно, всякая классификация условна. Но именно определенные признаки классификации лежат в основе названия глав данного учебного пособия. Причем эти классификационные признаки определяются ролью их использования при описании многочисленных гидромеханических процессов химической технологии.

Материал практически всех глав в значительной мере перекликается между собой, что свидетельствует о глубокой физической и диалектической взаимосвязи

и одновременно разнообразии подходов, используемых при описании многочисленных гидромеханических процессов. Например, в главе, посвященной гидродинамике двухфазных потоков, приводится описание общих характеристик некоторых из них. А затем эти общие характеристики используются в главе, рассматривающей широко распространенные в химической промышленности процессы разделения движущихся аэрозолей, представляющих по сути двухфазные потоки. В то же время в этой главе рассматриваются применение и аппаратное оформление закрученных потоков, теория которых была описана в главе «Разделение неоднородных систем в поле центробежных сил», а также процессы отстаивания и фильтрования, рассмотренные в главах «Осаждение» и «Фильтрование». Соответственно, материал первой главы «Общие положения» используется во всех остальных главах учебного пособия.

Все вышесказанное свидетельствует о значимости гидромеханических процессов при изучении общего курса «Процессы и аппараты химической технологии».

Размерности. Системы единиц. Единицы измерения

Расчетные зависимости теоретического и особенно экспериментального характера нередко используются при проведении расчетов конкретных процессов и аппаратов химической технологии.

Численные значения величин, входящих в математическое описание технологических процессов (уравнения и неравенства), зависят от *единиц измерения* этих величин. Совокупность взаимосвязанных единиц измерения составляет *систему единиц*.

Поскольку в расчетах нередко используются расчетные зависимости, полученные в разное время в разных странах, то приходится иметь дело с различными единицами измерения. При этом важно выбрать определенную систему и последовательно ее придерживаться, иначе возможны ошибки при проведении технологических расчетов.

В настоящее время наиболее широко распространена *Международная система единиц* – СИ (System International – SI), базирующаяся на основных единицах измерения: линейного размера l (м – метр), массы m (кг – килограмм), количества вещества ν (моль); времени τ (с – секунда), температуры T (К – градус Кельвина).

На базе основных единиц измерения получают производные единицы измерения. Например, в системе СИ:

– для площади

$$S = l^2 \left(\text{м}^2 \right);$$

– для объема

$$V = l^3 \left(\text{м}^3 \right);$$

– для плотности

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{m}{l^3} \left(\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right);$$

– для скорости:

$$w = \frac{l}{\tau} \left(\frac{\text{м}}{\text{с}} \right);$$

– для ускорения:

$$a = \frac{w}{\tau} = \frac{l}{\tau^2} \left(\frac{\text{м}}{\text{с}^2} \right);$$

– для силы:

$$F = ma = \frac{ml}{\tau^2} \left(\frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{с}} = \text{Н} \right);$$

– для давления:

$$p = \frac{F}{S} = \frac{\frac{ml}{\tau^2}}{l^2} = \frac{m}{l\tau^2} \left(\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}^2} = \text{Па} \right).$$

На практике для указания того, что речь идет о размерностях, обычно используют квадратные скобки, например

$$[m] = \text{кг}.$$

Как видно, производные единицы измерения получаются из соответствующих формул, выражающих физические величины, которым соответствуют эти единицы измерения. Таким образом, размерность отражает физический смысл используемой величины, а единицы измерения позволяют оценить и представить ее порядок.

Во многих случаях, сопоставляя размерности величин в ходе теоретического описания процесса, можно проверить правильность математических преобразований, причем если размерности левой и правой частей полученного уравнения или слагаемых (вычитаемых) величин не совпадают, то в теоретических преобразованиях есть ошибка*. Более подробно эти вопросы освещены в курсе «Теория размерностей».

Поскольку в работе технологическому персоналу, исследователям, студентам и другим часто приходится сталкиваться с устаревшим, а также иностранным оборудованием и литературой, в которых применяются единицы измерения и размерности, отличные от величин и размерностей СИ, необходимо уметь правильно переводить эти единицы измерения в систему СИ.

Причем рекомендуется первоначально выразить единицы измерения всех необходимых величин в единой системе единиц (чаще всего в СИ), и только после этого приступать к расчетам. Попытка вести перерасчет единиц в ходе самого расчета – источник ошибок.

Например, внесистемные единицы давления:

$$1 \text{ физ. атм (1 атм)} = 760 \text{ мм рт. ст.} = 101\,325 \text{ Па};$$

$$1 \text{ техн. атм (1 ат)} = 1 \text{ кгс/см}^2 = 735,6 \text{ мм рт. ст.} = 98\,100 \text{ Па}.$$

* Совпадение размерностей еще не гарантирует правильности преобразований, так как ошибка может содержаться и в постановке задачи.

В общем случае для нахождения давления p или перепада давлений Δp в единицах измерения СИ (Паскаль, Па) используются следующие формулы:

$$p = \rho gh;$$

$$\Delta p = \rho g \Delta h,$$

где ρ – плотность жидкости, кг/м³; h – высота столба жидкости, м; Δh – разность уровней жидкости, м.

Точность инженерных расчетов

Уровень точности расчетов, определяемый допустимой погрешностью, обусловлен ответственностью расчета и точностью исходных величин, а также заданной трудоемкостью расчетов.

Обычно точность получаемого результата не превышает точности исходных (заложённых в расчет) величин.

Чаще всего допускаемая погрешность инженерных расчетов составляет доли процента. Для этого рекомендуется брать величины с *тремя значащими цифрами* (например, 73,8, или 7,38, или 0,738, или 0,0738 и т. п.). Исключением являются числа, которые начинаются с 1 – их целесообразно брать с *четырьмя значащими цифрами* (17,09, или 1,709 и т. д.). В ходе вычислений ошибка может накапливаться, поэтому промежуточные величины целесообразно брать с *одной дополнительной значащей цифрой*.

Глава 1

ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

В данной главе рассмотрены основные понятия, определения и общие подходы к проведению расчетов гидромеханических процессов и аппаратов, основные физические свойства жидкостей, газов, смесей газов и капельных жидкостей, суспензий, а также методы их определения. Кроме того, даны основы теории подобия с выводом основных критериев гидродинамического подобия для последующего использования в расчетной практике. Глава также содержит типовые примеры расчетов.

Rozdział 1

POJĘCIA PODSTAWOWE

W rozdziale przedstawiono podstawowe pojęcia, definicje i ogólne podejście podczas obliczeń procesów hydromechanicznych i realizujących je aparatów, podstawowe właściwości fizyczne cieczy, gazów, mieszanin gazów, zawiesin i cieczy rozdrobnionej do kropeł, a także metody wyznaczania tych właściwości. Ponadto, podano podstawy teorii podobieństwa wraz ze sformułowaniem podstawowych kryteriów podobieństwa hydrodynamicznego w celu dalszego ich wykorzystania w praktyce obliczeniowej. Rozdział również zawiera typowe przykłady obliczeń.

1.1. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ И ОПРЕДЕЛЕНИЯ ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Введем некоторые понятия, необходимые для анализа и математического описания гидромеханических процессов (другие понятия будут вводиться в последующих главах по мере необходимости).

Под **фазой** понимают ограниченную в пространстве область среды (вещества), характеризующуюся одинаковым физическим (агрегатным) состоянием и тождественным качественным составом (одинаковыми составляющими компонентами) во всех ее точках. Вместе с тем количественный состав (например, концентрация компонентов) и свойства фазы (температура, давление, плотность, вязкость и др.) могут меняться как в пространстве, так и во времени.

Как известно, все тела (объекты) состоят из микрочастиц вещества: атомов, молекул, ионов, свободных электронов и других дискретных частиц, обладающих массой и находящихся в физическом вакууме. Размеры рассматриваемых в химической технологии объектов (рабочих тел), как правило, значительно больше размеров указанных микрочастиц*. Поэтому в подавляющем большинстве рассматриваемых задач гидромеханики можно считать, что вещество рабочего тела целиком заполняет все пространство, занимаемое телом, т. е. является **сплошной средой**.

Представление о сплошной среде физически оправдано тем, что рассматриваемые химической технологией элементы рабочих тел, в том числе бесконечно малые**, практически всегда содержат достаточно большое число микрочастиц (атомов, молекул и т. д.). Поэтому можно считать, что они сохраняют общие свойства рабочего тела и закономерности изменения его состояния в ходе проведения с ним технологических операций. Идеализация систем путем введения понятия о сплошных средах позволяет в ходе анализа объектов, явлений и процессов пользоваться математическим аппаратом непрерывных функций, прежде всего *дифференциальным и интегральным исчислением*.

Жидкости, газы, пары, их смеси, а также смеси жидкостей, газов и паров с твердыми частицами в химической технологии принято называть **текучими (жидкими) средами** или просто **жидкостями**. Это объясняется тем, что при скоростях, значительно ниже скорости звука, законы движения этих сред практически одинаковы. Поэтому в дальнейшем жидкостями будем называть все вещества, обладающие текучестью. Под **текучестью** будем понимать способность любых элементов жидкой среды (даже бесконечно малых в физическом понимании) перемещаться друг относительно друга под действием внешних сдвигающих усилий. В твердых телах в отличие от жидких отдельные элементы практически не перемещаются при наличии таких сдвигающих усилий. Таким образом, **текучей средой** считают любое вещество, некоторые элементы которого могут изменять

* В некоторых (весьма редких) случаях дискретность пространства приходится учитывать: например, в разреженных газах, когда расстояния между молекулами и путь их свободного пробега сопоставимы с характерными размерами аппарата. При этом делаются специальные оговорки и анализ ведется вне постулата о сплошности среды.

** Не следует путать бесконечно малую величину в понимании химической технологии с математической бесконечно малой величиной.

взаимное положение (течь) под действием даже самых незначительных касательных сил. Например, при действии касательных сил в суспензиях элементы жидкой фазы перемещаются относительно друг друга или относительно дисперсных твердых частиц, как и отдельные твердые частицы перемещаются друг относительно друга. Но вместе с тем, внутри твердых частиц такого перемещения нет, поэтому их можно рассматривать как материальные точки.

При выводе основных закономерностей в химической технологии вводят понятие **идеальной жидкости**, которая в отличие от **реальной (вязкой) жидкости** абсолютно несжимаема под действием давления, не изменяет плотности при изменении температуры и давления и не обладает вязкостью.

Реальные жидкости делятся на капельные и упругие. **Капельные жидкости** имеют жидкое агрегатное состояние, практически несжимаемы под действием внешнего давления, обладают очень малым коэффициентом температурного объемного расширения, а на их свободной поверхности возникают силы поверхностного натяжения. К **упругим жидкостям** относятся вещества, находящиеся в газообразном агрегатном состоянии. Объем и плотность упругих жидкостей (газов и паров) сильно изменяются при изменении температуры или давления.

В большинстве случаев при проведении гидромеханических процессов в химической технологии используются многофазные текучие системы, получившие название **неоднородных**, или **гетерогенных, систем**. В зависимости от физического состояния фаз различают следующие гетерогенные системы: суспензии, эмульсии, пены, аэрозоли.

Суспензия – система, состоящая из жидкости, являющейся **сплошной (дисперсионной)** фазой, и взвешенных в ней твердых частиц, образующих **дисперсную** фазу. В зависимости от размеров твердых частиц суспензии условно подразделяют на грубые (с частицами размером более 100 мкм), тонкие (содержащие частицы размером 0,5–100 мкм) и коллоидные растворы (с размерами частиц менее 0,1 мкм).

Эмульсия состоит из сплошной жидкой фазы и распределенных в ней капель другой жидкости, не растворяющейся в первой.

Пена – система, состоящая из жидкости и распределенных в ней пузырьков газа (пара). В данном случае жидкость является сплошной (дисперсионной) фазой, а пузырьки газа (пара) – дисперсной.

Аэрозоль – это многофазная система, состоящая из сплошной газовой фазы и дисперсных твердых и (или) жидких частиц.

Аэрозоли, в которых дисперсной фазой являются твердые частицы, называют **пылями** или **дымами**. Если же дисперсной фазой являются капельки жидкости, то такие аэрозоли называются **туманами**.

Практически все промышленные гидромеханические процессы связаны с движением одной или нескольких фаз.

Данная связь может быть непосредственной, когда движущая фаза сама является необходимым элементом какого-либо гидромеханического процесса. Например, при проведении фильтрования жидкая фаза (фильтрат) последовательно проходит через слой осадка твердых частиц и пористую фильтровальную перегородку.

При опосредованной связи происходит предварительная подача одной или нескольких фаз в зону проведения какого-либо гидромеханического процесса с последующим движением фаз из зоны проведения указанного гидромеханиче-

ского процесса. Например, вначале перед фильтрованием производится подача суспензии (двухфазной текучей системы) в фильтр, затем протекает собственно процесс фильтрования и далее происходит удаление из фильтра полученных жидкой фазы – фильтрата и осадка твердых частиц.

Но движение текучих сред описывает **гидродинамика***. Вместе с тем в гидромеханике в обязательном порядке рассматриваются вопросы взаимного движения текучих сред совместно с другими объектами (или по отношению к ним), которые сами могут являться текучими средами или находиться в твердом состоянии (объект, находящийся в твердом состоянии в гидромеханике считается не текучим). Например, рассмотрим два процесса: первый – движение пузырьков газа через слой жидкости, второй – движение твердых дисперсных частиц через слой жидкой фазы. Общим для этих двух указанных процессов является наличие сплошной жидкой текучей среды, через которую происходит движение пузырьков или твердых частиц. Вместе с тем в первом процессе пузырьки газа сами по себе являются текучими средами, в то время как во втором процессе твердые частицы не текут.

Кроме того, следует учитывать, что для текучих сред, как и для чистых жидкостей и газов, справедливы законы гидростатики.

Движущей силой движения в гидродинамике и гидромеханике в общем случае является **разность давлений**.

Таким образом, гидродинамические и гидромеханические процессы характеризуются общими закономерностями, а также в них используют одинаковые или схожие определения, понятия, уравнения и методы.

Как известно, основной задачей гидродинамики является изучение законов движения текучих сред. Расчеты в области гидродинамики сводятся в основном к нахождению величин, характеризующих движение: расходов, скоростей течений и давлений, возникающих в точках движущейся жидкости (газа). Данные величины зависят от положения точек, определяемых координатами x , y , z , и от времени t . В связи с этим различают два вида движения: **установившееся** (стационарное) и **неустановившееся** (нестационарное).

При установившемся движении скорость, ускорение и давление в данной точке не меняются с течением времени, при неустановившемся – скорость, ускорение и давление в точке являются функцией времени.

Установившееся движение может быть равномерным и неравномерным. При равномерном движении элементы потока (скорость, давление) не меняются вдоль линии тока.

Линия тока – это линия, в каждой точке которой в данный момент времени касательная совпадает с направлением скорости. Такая скорость называется **местной** (локальной) скоростью.

Потоком называется движущийся объем текучей среды конечных размеров.

Живым сечением потока называется поверхность площадью S , м^2 , в пределах потока жидкости, которая нормальна (перпендикулярна) в каждой своей точке, соответствующей линии тока.

Объемным расходом Q , $\text{м}^3/\text{с}$, называется объем жидкости V , м^3 , проходящей через живое сечение потока за единицу времени t , с:

* Гидродинамика изучает в общем случае движение одной или нескольких текучих сред.

$$Q = \frac{V}{\tau}. \quad (1.1)$$

Массовым расходом G , кг/с, называется масса жидкости M , кг, проходящая через живое сечение потока за единицу времени τ , с:

$$G = \frac{M}{\tau}. \quad (1.2)$$

Среднерасходной скоростью (средней) w , м/с, в живом сечении называется условная, одинаковая для всех точек сечения скорость, при которой расход потока будет такой же, как и при различных местных скоростях.

Объемный расход Q и средняя скорость w однонаправленного установившегося потока связаны между собой уравнением расхода:

$$Q = wS. \quad (1.3)$$

При известной плотности текучей среды ρ для однонаправленного установившегося потока можно определить связь между G и Q :

$$G = \rho Q, \quad (1.4)$$

или с учетом уравнения (1.3)

$$G = \rho wS. \quad (1.5)$$

В промышленности в большинстве случаев используются однонаправленные потоки текучих сред (движение по трубопроводам и аппаратам вдоль их оси)*.

Если площадь поперечного сечения установившегося однонаправленного потока неизменна, то

$$\rho w = \text{const}, \quad (1.6)$$

где w – средняя скорость жидкости.

Если же площадь поперечного сечения потока переменна, то справедливо следующее уравнение:

$$\rho wS = \text{const}, \quad (1.7)$$

где S – площадь поперечного сечения потока.

Для трех различных сечений (1–1, 2–2 и 3–3) трубопровода, в котором движение текучей среды происходит в установившемся режиме (рис. 1.1), можно записать

$$\rho_1 w_1 S_1 = \rho_2 w_2 S_2 = \rho_3 w_3 S_3. \quad (1.8)$$

где G_1, G_2, G_3 – массовые расходы жидкости в соответствующих поперечных (живых) сечениях.

Согласно уравнению (1.9), массовый расход текучей среды через начальное поперечное сечение трубопровода G_1 равен ее расходу через конечное поперечное сечение трубопровода G_3 . Таким образом, уравнение постоянства расхода является частным случаем закона сохранения массы и выражает материальный баланс однонаправленного потока текучей среды.

* См. понятие линии тока.

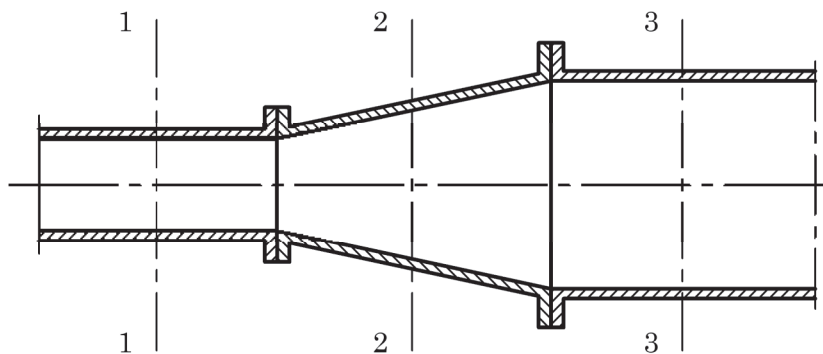


Рис. 1.1. К выводу уравнения постоянства расхода

С учетом формул (1.5) и (1.6) уравнения (1.7) и (1.8) примут вид

$$G_1 = G_2 = G_3 = \text{const.} \quad (1.9)$$

Согласно уравнению постоянства расхода (1.9), при установившемся однонаправленном движении текучей среды, полностью заполняющей трубопровод или аппарат, через каждое его поперечное сечение в единицу времени проходит одна и та же масса указанной среды.

Для текучих сред при неизменных температуре и давлении плотность не меняется:

$$\rho_1 = \rho_2 = \rho_3 = \rho = \text{const.}$$

Тогда уравнение (1.8) принимает вид

$$w_1 S_1 = w_2 S_2 = w_3 S_3 = \text{const}, \quad (1.10)$$

а значит

$$wS = \text{const.} \quad (1.11)$$

С учетом уравнения (1.3) зависимость (1.10) примет вид

$$Q_1 = Q_2 = Q_3 = \text{const}, \quad (1.12)$$

где Q_1, Q_2, Q_3 – объемные расходы жидкости в соответствующих поперечных сечениях (рис. 1.1).

Из уравнения (1.10) следует, что средние скорости несжимаемых текучих сред в различных поперечных сечениях трубопровода обратно пропорциональны площадям этих поперечных сечений. Т. е. чем больше площадь поперечного сечения однонаправленного потока, тем меньше его средняя скорость при постоянном объемном расходе.

В некоторых случаях, например при вскипании жидкости вследствие резкого понижения давления, образуется пар, что может привести к разрыву потока. В таких условиях, наблюдаемых иногда при работе насосов, уравнения неразрывности потока (1.9) и (1.12) не выполняются. Кроме того, приведенные уравнения неразрывности не применяются для неустановившегося (нестационарного) движения, поскольку в этом случае возможно накопление текучей среды в некотором рассматриваемом объеме. Причем накопление может быть как со знаком «плюс», так и со знаком «минус».

На протекание гидромеханических процессов существенно влияют способы подачи текучей среды в аппарат, движения в нем и выхода из аппарата.

По аналогии с установившимся и неуставившимся движением текучих сред в аппаратах и трубопроводах вводят понятия установившихся (стационарных) и неуставившихся (нестационарных) гидромеханических процессов.

Стационарные процессы характерны для непрерывных производств. В *непрерывном процессе* загрузка и выгрузка аппарата производятся без остановки. При этом все стадии процесса протекают одновременно, но в разных местах аппарата. Параметры процесса (давление, температура, концентрация и т. д.) в любой точке аппарата остаются неизменными во времени.

Нестационарные процессы характерны для периодически действующих аппаратов. При этом исходные вещества загружаются в аппарат, далее протекают гидромеханические, а при необходимости и другие процессы (например, тепловые, массообменные, химические, биологические и др.), после чего полученные продукты выгружают и аппарат загружают вновь. При этом отметим, что все стадии процесса протекают во всем объеме аппарата, но параметры процесса изменяются во времени.

Иногда применяются так называемые **комбинированные процессы**. К ним можно отнести непрерывные процессы, отдельные стадии которых проводятся периодически, либо периодические процессы, одна или несколько стадий которых протекают непрерывно.

Очевидно, что применение непрерывных процессов предпочтительнее, так как повышается производительность, улучшается качество и однородность получаемых продуктов. Основные преимущества непрерывных процессов по сравнению с периодическими:

- 1) нет перерывов в выпуске конечных продуктов, т. е. отсутствуют затраты времени на загрузку аппаратов исходными материалами и выгрузку из них продукции;
- 2) более легкое автоматическое регулирование и возможность более полной механизации;
- 3) устойчивость режимов проведения процессов и, соответственно, улучшение качества продукции;
- 4) большая компактность оборудования, а следовательно, сокращение капитальных затрат и расходов на текущие ремонты;
- 5) более полное использование тепла (как подводимого, так и отводимого);
- 6) возможность использования отходящего тепла;
- 7) повышение безопасности производства, улучшение условий труда и экологических показателей вследствие стабильности протекания процессов.

Однако в некоторых типах производств, например малотоннажных, экономически предпочтительнее применять периодические процессы.

Непрерывные процессы отличаются от периодических и по распределению времени пребывания частицы в аппарате. В периодически действующем аппарате все частицы среды находятся, как правило, одинаковое время. В непрерывно же действующем аппарате время пребывания различных частиц может значительно отличаться, прежде всего из-за различных траекторий их движения. Причем формы траектории движения частиц и скорости их движения определяют время пребывания частиц в аппарате, что влияет на интенсивность процессов в аппарате.

При изучении движения текучих сред в аппаратах удобны два упрощенных модельных представления – модель идеального вытеснения и модель идеального смешения.

Модель идеального вытеснения характерна для однонаправленного движения текучей среды в аппарате, так называемого *однонаправленного потока*. В этом случае через каждое поперечное сечение аппарата поток движется строго параллельно самому себе без какого-либо смешения частиц с соседними по ходу движения поперечными сечениями. При этом частицы жидкости движутся параллельно друг другу с одинаковыми скоростями, не обгоняя основную массу потока и не отставая от нее. Поток движется как бы аналогично твердому поршню (рис. 1.2).

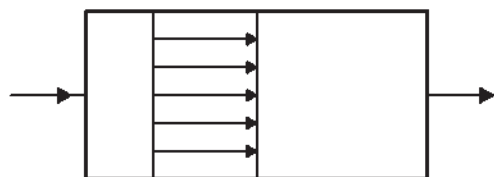


Рис. 1.2. Схема аппарата идеального вытеснения

Время пребывания τ всех частиц потока в аппарате идеального вытеснения одинаково и равно среднему времени пребывания $\tau_{\text{ср}}$, которое определяется как

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{l}{w} = \frac{lF}{wF} = \frac{V_a}{Q}, \quad (1.13)$$

где l – длина (высота) аппарата; w – скорость потока; F – площадь поперечного сечения потока; Q – объемный расход текучей среды; V_a – объем аппарата.

Модель идеального смешения характерна для аппаратов, в которых поступающие частицы сразу же полностью перемешиваются с находящимися там частицами текучей среды, т. е. равномерно распределяются в объеме аппарата (рис. 1.3).

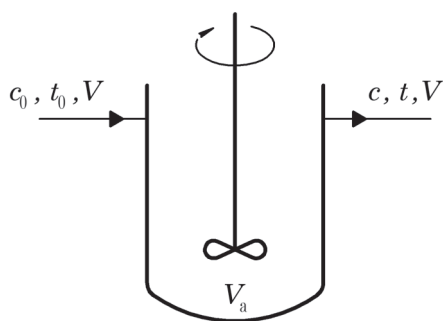


Рис. 1.3. Схема аппарата идеального смешения

В результате во всех точках объема мгновенно выравниваются значения параметров, характеризующих данный процесс. Время пребывания частиц в аппарате идеального смешения неодинаково.

Реальные непрерывно действующие аппараты представляют собой **аппараты промежуточного типа**. В них время пребывания частиц распределяется несколько более равномерно, чем в аппаратах идеального смешения, но никогда не выравнивается, как в аппаратах идеального вытеснения.

В большинстве случаев подача текучих сред в зону гидромеханического процесса и отвод текучих сред из зоны протекания гидромеханического процесса производится по трубопроводным сетям, в общем случае включающим:

- 1) трубы различной формы поперечного сечения (круглые, квадратные и др.), разных размеров (диаметра, длины и др.) и шероховатости внутренней поверхности;
- 2) различные устройства, например запорно-регулирующие (краны, вентили, задвижки и др.), повороты, сужения, расширения, контрольно-измерительные приборы (диафрагмы, ротаметры, различные измерительные трубки и др.) и т. д.

Кроме того, трубопроводные сети могут включать различные аппараты и другое технологическое оборудование.

При движении текучих сред по трубопроводным сетям их энергия необратимо теряется на преодоление гидравлических сопротивлений, вызванных действием

сил вязкостного трения внутри движущейся среды и ее трения о шероховатую поверхность труб, а также местными сопротивлениями. Необратимо потерянная энергия рассеивается в форме теплоты в окружающую среду. Кроме того, часть энергии текучей среды может обратимо переходить в другие формы, например, затрачиваться на подъем или сжатие жидкости с соответствующим увеличением ее потенциальной энергии или на рост скорости движения с соответствующим возрастанием кинетической энергии. Поэтому часто для компенсации (преодоления) указанных обратимых затрат и необратимых потерь энергии трубопроводные сети работают совместно со специальными машинами – насосами и компрессорными машинами (вентиляторами, газодувками и собственно компрессорами). В таких машинах, как правило, механическая энергия рабочего органа преобразуется в энергию давления* текучей среды. Причем насосы служат для перемещения текучих сред, основой которых является жидкая дисперсионная фаза (для гетерогенных систем). Компрессорные машины предназначены для сжатия и перемещения текучих сред, в качестве дисперсионной фазы у которых выступает газ.

Мерой энергии при сжатии и перемещении текучих сред является **давление**. Соответственно, мерой энергетических затрат и потерь является **разность давлений**.

Таким образом, исходя из вышесказанного, можно отметить, что насосы и компрессорные машины являются источниками давления (разности давлений Δp_n), а трубопроводная сеть является потребителем давления (разности давлений Δp_c). Если режим перемещения текучей среды установившийся, то

$$\Delta p_n = \Delta p_c. \quad (1.14)$$

Это значит, определив потери давления в трубопроводной сети Δp_c , можно согласно (1.14) найти необходимое давление (разность давлений Δp_n), вырабатываемое насосом или компрессорной машиной.

В некоторых случаях разность давлений Δp , необходимая для перемещения текучих сред и преодоления потери давления в сети, создается естественным способом. Например, это достигается за счет разности гидростатических давлений в разных точках сети вследствие разности уровней текучей среды. Указанная разность давлений Δp также может быть обусловлена так называемой естественной конвекцией, которая обычно возникает вследствие разности плотностей среды**.

Важной характеристикой работы насоса (компрессорной машины) являются затраты полезной энергии N на перемещение и (или) сжатие текучей среды:

$$N = \Delta p_n Q = \rho g \Delta H_n Q, \quad (1.15)$$

где Δp_n – разность давлений вырабатываемых насосом (компрессорной машиной); Q – средний объемный расход текучей среды; ρ – осредненная плотность текучей среды; g – ускорение свободного падения; ΔH_n – разность напоров, вырабатываемых насосной или компрессорной установкой.

* Более подробно этот вопрос освещен в разделах «Гидравлика», рассматриваемых в других учебниках.

** Разность плотностей среды обусловлена в первую очередь разностью ее температур или в некоторых случаях различным паро-, газонаполнением текучей капельной жидкости.

Мощность $N_{\text{дв}}$, потребляемая двигателем (в большинстве случаев электродвигателем) насосной или компрессорной установки, с помощью которой обеспечивается перемещение по трубопроводным сетям* текучих сред, характеризует энергетические затраты на проведение процесса.

Насосная (компрессорная) установка включает собственно насос (компрессорную машину), двигатель (чаще всего электродвигатель) и, возможно, но не обязательно, передачу (редуктор, коробку передач и т. д.). Тогда

$$N_{\text{дв}} = \frac{N}{\eta} = \frac{\Delta p_n Q}{\eta} = \frac{\rho g \Delta H_n Q}{\eta}, \quad (1.16)$$

где η – общий коэффициент полезного действия насосной (компрессорной) установки.

При этом

$$\eta = \eta_n \eta_{\text{пер}} \eta_{\text{дв}}, \quad (1.17)$$

где η_n , $\eta_{\text{пер}}$, $\eta_{\text{дв}}$ – КПД насоса (компрессорной машины), передачи и двигателя.

Если передача отсутствует, то

$$\eta_{\text{пер}} = 1.$$

С учетом возможных перегрузок во время работы (особенно в момент запуска насосной установки) двигатель устанавливается с некоторым запасом мощности. При этом установочная мощность определяется по формуле

$$N_{\text{уст}} = \beta N_{\text{дв}}, \quad (1.18)$$

где β – коэффициент запаса мощности, значения которого зависят от потребляемой двигателем мощности.

Так:

- если $N < 1$ кВт, то $\beta = 1,5 - 2$;
- если $1 < N < 5$ кВт, то $\beta = 1,2 - 1,5$;
- если $5 < N < 50$ кВт, то $\beta = 1,1 - 1,2$;
- если $N > 50$ кВт, то $\beta = 1,1$.

Установочная мощность является одним из важнейших показателей, с учетом которых производится подбор двигателя насосной установки.

Нередко при проведении гидромеханических процессов, как и большинства других процессов, решают задачи оптимизации.

Под оптимизацией в общем случае понимают нахождение максимума или минимума целевой функции при определенных ограничениях, входящих в эту функцию аргументов.

Поскольку в большинстве случаев проведение любых процессов химической технологии, в том числе и гидромеханических, связано с экономической деятельностью, то в качестве целевой функции выступают, во-первых, суммарные экономические затраты на проведение процесса, а во-вторых, экономическая

* Указанные трубопроводные сети могут включать аппараты, в которых протекают различные процессы, в том числе и гидромеханические.

эффективность*. Поэтому при проведении оптимизации в первом случае определяется минимум целевой функции (суммарных экономических затрат), а во втором – максимум целевой функции (экономической эффективности).

Целевая функция в общем случае может зависеть от одного или нескольких аргументов. В качестве указанных аргументов могут выступать некоторые определяющие линейные размеры аппаратов (например, внутренний или наружный диаметры корпуса, длина, высота и т. д.), их тип, количество в технологической установке и др. При этом количественный диапазон варьирования аргументов целевой функции может составлять от 0 до $+\infty$. В действительности на этот диапазон накладываются дополнительные ограничения различного характера (технологического, конструктивного, экологического, экономического, здравого смысла и т. д.). Например, число аппаратов в технологической установке может быть только целочисленным и не может быть дробным; диаметр аппаратов не может быть равным $2 \cdot 10^8$ или $2 \cdot 10^{-8}$ м, так как технически изготовить такие аппараты на данном уровне развития технологии невозможно. Кроме того, чаще всего полученные расчетные линейные размеры округляются до размеров из стандартных рядов, определенных, например, на основании теории предпочтительных чисел.

Если имеется аналитическое выражение целевой функции (ЦФ):

$$\text{ЦФ} = f(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n),$$

где $x_1, x_2, x_3 \dots x_n$ – аргументы, то оптимизация сводится к нахождению соответствующих экстремумов различными аналитическим методами. В простейшем случае функции одного аргумента ($\text{ЦФ} = f(x_1)$) находится производная функции $f(x_1)$ и приравнивается к нулю. Далее решается уравнение относительно x_1 :

$$f'(x_1) = 0. \quad (1.19)$$

Из полученных значений (корней) уравнения (1.19) выбираются только те, которые попадают в определенные диапазоны ограничений аргумента x_1 и при которых достигаются условия максимума

$$f''(x_1) = \max,$$

если ЦФ должна принять максимальное значение.

Или условия минимума

$$f''(x_1) = \min,$$

если целевая функция должна принять минимальное значение.

ПРИМЕР 1.1

Зависимость суммарных затрат СЗ от числа параллельно работающих аппаратов n в некоторой технологической установке представлено уравнением $\text{СЗ} = 2n^2 - 12n + 18$. Определить экономически оптимальное $n_{\text{опт}}$ число корпусов в установке.

* Под экономической эффективностью нередко понимают в той или иной форме отношение полученного результата к соответствующим затратам, например прибыль.

Решение

В данном случае целевой функцией $f(x)$ являются суммарные затраты $CЗ$ на проведение процесса, а аргументом x – число корпусов n , т. е.

$$f(x) = CЗ; x = n;$$

$$f(x) = 2x^2 - 12x + 18.$$

Для нахождения $n_{\text{опт}}$ запишем и решим уравнение (1.19):

$$f'(x) = 0.$$

Имеем:

$$f'(x) = (2x^2 - 12x + 18)' = 4x - 12 = 0.$$

$$x = 3.$$

При переходе через точку $x = 3$ производная функции $f'(x)$ меняет свой знак с «минуса» на «плюс». Поэтому при $x = 3$ имеем минимум целевой функции, т. е. минимум суммарных затрат на проведение процесса.

Ответ: экономически оптимальное число аппаратов в технологической установке $n_{\text{опт}} = 3$.

1.2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ АППАРАТОВ ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Геометрические размеры аппаратов определяют прежде все капитальные затраты на изготовление аппарата (затраты на материал, его обработку), транспортировку, монтаж, его последующую эксплуатацию, ремонт, техобслуживание и др.

Нередко в химической промышленности для проведения гидромеханических и сопутствующих им процессов применяются аппараты цилиндрической формы (например, трубопроводы, колонны, реакторы и др.). Основными размерами таких аппаратов являются внутренний диаметр корпуса аппарата D и его высота H .

В случае установившихся однонаправленных потоков текучих сред для определения *диаметра* аппарата используется уравнение (1.3).

При этом необходимо знать объемный расход среды Q , протекающей через поперечное сечение аппарата, и линейную скорость w . Тогда площадь поперечного сечения аппарата определится как

$$S = \frac{Q}{w}. \quad (1.20)$$

При определенной величине S легко определить диаметр аппарата:

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}}. \quad (1.21)$$

Если аппарат имеет поперечное сечение некруглой формы (например, пылеосадительные камеры, некоторые конструкции отстойников и фильтров и др.), то также используется уравнение (1.20), но конкретные линейные размеры определяются исходя из формы поперечного сечения.

Иногда используются аппараты или трубы некруглого поперечного сечения. В таких случаях применяют понятие **эквивалентного диаметра** $d_э$.

Эквивалентный диаметр определяют как

$$d_э = \frac{4S}{\Pi}, \quad (1.22)$$

где S – площадь поперечного сечения потока, м^2 ; Π – смоченный периметр потока – длина линии касания жидкости со стенкой трубопровода (аппарата) в поперечном сечении, м.

В качестве примера рассмотрим аппарат (трубопровод) *прямоугольного поперечного сечения* со сторонами a и b , полностью заполненный жидкостью (рис. 1.4) (трубопроводы такого типа широко распространены в системах вентиляции).

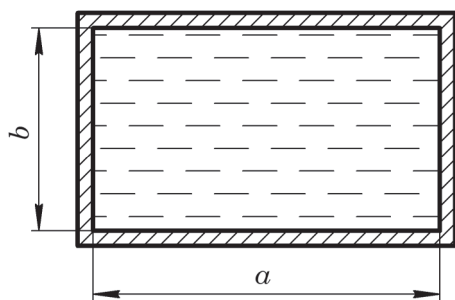


Рис. 1.4. К расчету эквивалентного диаметра прямоугольного поперечного сечения

В этом случае

$$S = ab;$$

$$\Pi = 2(a + b).$$

Тогда, используя уравнение (1.22), запишем

$$d_э = \frac{4ab}{2(a + b)} = \frac{2ab}{a + b}. \quad (1.23)$$

Для определения *высоты аппарата*, как правило, используют различные методики расчетов, основанные на конкретных процессах, протекающих в этих аппаратах. Некоторые из них приведены в последующих главах настоящего учебного пособия.

1.3. НЕКОТОРЫЕ ФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ЖИДКОСТЕЙ

Рассмотрим основные физические свойства жидкостей и параметры, используемые при описании и расчетах гидромеханических процессов, протекающих в покоящейся и движущейся жидкости.

1.3.1. Плотность и удельный вес

Масса единицы объема называется **плотностью**:

$$\rho = \lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{\Delta m}{\Delta V} = \frac{dm}{dV}. \quad (1.24)$$

Если плотность постоянна, т. е. $\rho = \text{const}$, то

$$\rho = \frac{m}{V}. \quad (1.25)$$

Размерность плотности:

$$[\rho] = \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Вес единицы объема жидкости называется **удельным весом**. Если удельный вес есть величина постоянная, то

$$\gamma = \frac{G}{V} = \frac{mg}{V} = \rho g. \quad (1.26)$$

Относительной плотностью называется отношение плотности вещества к плотности воды:

$$\bar{\rho} = \frac{\rho}{\rho_{\text{в}}}. \quad (1.27)$$

В интервалах температур от 0 до 100 °С плотность воды $\rho_{\text{в}}$ с достаточной для технических расчетов точностью можно принять равной $\rho_{\text{в}} = 1000 \text{ кг/м}^3$.

Плотность капельных жидкостей и твердых веществ незначительно изменяется с ростом температуры, т. е. в узком диапазоне изменения температур ее можно считать постоянной величиной.

Для идеальных газов (**но не для капельных жидкостей и твердых веществ**) справедливо уравнение Менделеева – Клапейрона:

$$pV = \nu_{\text{м}} RT, \quad (1.28)$$

где p – давление газа, Па; V – занимаемый газом объем, м^3 ; $\nu_{\text{м}}$ – количество вещества, моль; $R = 8,314 \frac{\text{Дж}}{\text{моль} \cdot \text{К}}$ – молярная газовая постоянная; T – температура газа в Кельвинах ($T = t + 273,15$, где t – температура газа, °С).

Количество вещества $\nu_{\text{м}}$ определяют как

$$\nu_{\text{м}} = \frac{m}{M}, \quad (1.29)$$

где m – масса газа, кг; M – молярная масса газа, кг/моль.

С учетом формулы (1.29) уравнение Менделеева – Клапейрона примет вид

$$pV = \frac{m}{M} RT. \quad (1.30)$$

Уравнение (1.30) можно представить в виде

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{pM}{RT} \quad (1.31)$$

или

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0}{T} \frac{p}{p_0} = \frac{M}{22,4} \frac{T_0}{T} \frac{p}{p_0}, \quad (1.32)$$

где ρ – плотность газа, кг/м^3 ; ρ_0 – плотность газа при нормальных условиях ($T_0 = 273,15 \text{ К}$ и $p_0 = 760 \text{ мм рт.ст.} = 101325 \text{ Па}$); M – молярная масса, кг/кмоль ; $22,4 \text{ м}^3/\text{кмоль}$ – объем, занимаемый одним киломолем газа при нормальных условиях.

Уравнение (1.32) в литературе часто называют *модифицированным уравнением Менделеева – Клапейрона*.

Молярная масса веществ, как правило, приводится в специальной литературе, например, сведения о молярных массах некоторых соединений приведены в табл. 6 приложения. Если такие данные отсутствуют, то молярную массу вещества можно рассчитать по уравнению

$$M = \sum_{i=1}^n K_i \cdot Ar_i, \quad (1.33)$$

где n – количество видов химических элементов в соединении; i – номер вида химического элемента в соединении; K_i – количество атомов химического элемента с номером i ; Ar_i – относительная атомная масса химического элемента с номером i .

ПРИМЕР 1.2

Определить молярную массу нитробензола, химическая формула которого $C_6H_5O_2N$.

Решение

Для нахождения молярной массы нитробензола воспользуемся формулой (1.33):

$$M = \sum_{i=1}^n K_i \cdot Ar_i.$$

Как видно, число различных видов химических элементов в молекуле нитробензола $n = 4$.

Углерод в данном соединении является первым элементом, следовательно, для него $i = 1$, а его относительная атомная масса согласно периодической системе химических элементов (таблице Менделеева) $Ar_1 = 12,011$. Количество атомов углерода в молекуле нитробензола $K_1 = 6$.

Аналогично относительная атомная масса водорода, который в данной формуле является вторым элементом ($i = 2$), $Ar_2 = 1,008$; при этом число атомов водорода в соединении $K_2 = 5$.

Соответственно для кислорода $i = 3$; $Ar_3 = 15,999$; $K_3 = 2$.

Для азота, который является четвертым, $i = 4$; $Ar_4 = 14,007$; $K_4 = 1$.

Тогда молярная масса нитробензола

$$M = 6 \cdot 12,011 + 5 \cdot 1,008 + 2 \cdot 15,999 + 1 \cdot 14,007 = 123,1 \text{ кг/кмоль}.$$

Ответ: $M = 123,1 \text{ кг/кмоль}$.

Нередко давление в технологических трубопроводах, аппаратах и установках отличается от атмосферного.

В уравнениях (1.28), (1.30)–(1.32) в качестве переменной величины используется *полное (абсолютное) давление* p .

В инженерных расчетах удобно отсчитывать давление от условного нуля, за который обычно принимают атмосферное давление $p_{\text{атм}}$. Если абсолютное давление p выше атмосферного, то разность между этим давлением и атмосферным давлением $p_{\text{атм}}$ называют **избыточным (манометрическим) давлением** $p_{\text{изб}}$:

$$p_{\text{изб}} = p - p_{\text{атм}}. \quad (1.34)$$

Избыточное давление может быть обусловлено различными причинами. Часто оно создается столбом покоящейся жидкости высотой h . В этом случае величина избыточного давления будет равна

$$p_{\text{изб}} = \rho gh, \quad (1.35)$$

где ρ – плотность жидкости, кг/м^3 ; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – ускорение свободного падения.

Давление, определяемое по уравнению (1.35), часто называют *гидростатическим*. Из уравнения (1.36) прослеживается явная связь между системными (Па) и несистемными (м) единицами измерения давления.

Тогда уравнение (1.34) с учетом уравнения (1.35) примет вид

$$p = p_{\text{атм}} + \rho gh, \quad (1.36)$$

где $p_{\text{атм}}$ – атмосферное давление на поверхности жидкости, Па.

Уравнение (1.36) применяется для открытых аппаратов (аппаратов, сообщающихся с атмосферой).

Если же производится расчет закрытого аппарата (или сосуда), то вместо атмосферного давления $p_{\text{атм}}$ используется давление p_0 над свободной поверхностью жидкости. Причем p_0 может быть отлично от $p_{\text{атм}}$. Тогда уравнение (1.36) примет вид

$$p = p_0 + \rho gh. \quad (1.37)$$

Если абсолютное давление меньше атмосферного, то вводят понятие **разряжения**, или **вакуума**:

$$p_{\text{вак}} = p_{\text{атм}} - p. \quad (1.38)$$

Подобно идеальным ведут себя реальные газы и пары (**но не капельные жидкости**), если их температура намного выше температуры сжижения (конденсации), а давление не превышает сотен атмосфер. В противном случае более точное описание состояния реального газа (пара) можно произвести с помощью уравнения Ван-дер-Ваальса:

$$\left(p + \frac{v_{\text{м}}^2 a}{V^2} \right) (V - v_{\text{м}} b) = RT v_{\text{м}}, \quad (1.39)$$

где p – давление газа, Па; $v_{\text{м}}$ – количество вещества (газа, пара), моль; V – объем газа, м^3 ; T – температура газа, К; a , $\frac{\text{Па} \cdot \text{м}^6}{\text{моль}^2}$, и b , $\frac{\text{м}^3}{\text{моль}}$, – постоянные в уравнении Ван-дер-Ваальса.

Постоянные a и b можно определить по формулам:

$$a = \frac{27bRT_{\text{кр}}}{8}; \quad (1.40)$$

$$b = \frac{27RT_{\text{кр}}}{216p_{\text{кр}}}, \quad (1.41)$$

где $T_{\text{кр}}$, К, и $p_{\text{кр}}$, Па, – критические температура и давление. Для некоторых газов и паров данные по $T_{\text{кр}}$ и $p_{\text{кр}}$ представлены в табл. 6 приложения.

Поскольку $m = \rho V$, то уравнение (1.29) примет вид

$$v_m = \frac{\rho V}{M}. \quad (1.42)$$

Подставляя значение v_m из уравнения (1.42) в выражение (1.39), можем записать модифицированное уравнение Ван-дер-Ваальса:

$$\left(\frac{\rho}{M}\right)^3 - \frac{1}{b}\left(\frac{\rho}{M}\right)^2 + \frac{pb + RT}{ba} \frac{\rho}{M} - \frac{p}{ba} = 0. \quad (1.43)$$

где M – молярная масса газа, кг/моль.

Решая данное кубическое уравнение относительно $\frac{\rho}{M}$, можно определить плотность газа ρ .

При неизменной массе газа для адиабатического (без обмена теплотой с окружающей средой) процесса сжатия или расширения идеального газа справедливы уравнения Пуассона:

$$p_1 V_1^\gamma = p_2 V_2^\gamma; \quad (1.44)$$

$$T_1 V_1^{\gamma-1} = T_2 V_2^{\gamma-1}; \quad (1.45)$$

$$p_1 T_1^{\frac{\gamma}{1-\gamma}} = p_2 T_2^{\frac{\gamma}{1-\gamma}}, \quad (1.46)$$

где p_1, V_1, T_1 – давление, объем и температура газа в начале процесса; p_2, V_2, T_2 – давление, объем и температура газа в конце процесса; γ – адиабатная постоянная.

Значение адиабатной постоянной γ можно определить по зависимости

$$\gamma = \frac{c_p}{c_V} = \frac{i' + 2}{i'}, \quad (1.47)$$

где c_p, c_V – молярные теплоемкости газа при постоянных объеме и давлении,

$\frac{\text{кДж}}{\text{кмоль} \cdot \text{К}}$; i' – число степеней свободы молекулы газа.

Для одноатомных газов (He, Ar, Ne и т. д.) $i' = 3$.

Для двухатомных газов ($\text{O}_2, \text{N}_2, \text{H}_2, \text{CO}$ и т. д.) $i' = 5$.

Для многоатомных газов ($\text{CO}_3, \text{O}_3, \text{NH}_3$ и т. д.) $i' = 6$.

ПРИМЕР 1.3

Азот в количестве 2,5 моль занимает объем 0,3 л. Давление газа 11 МПа. Определить температуру газа, считая его: а) идеальным газом; б) реальным газом. Определить относительное отклонение полученных результатов и сделать вывод о допустимости применения уравнения Менделеева – Клапейрона для технологических расчетов.

Решение

а) Считая азот идеальным газом, запишем для него уравнение Менделеева – Клапейрона (1.28):

$$pV = \nu_m RT.$$

Тогда температура газа будет:

$$T_1 = \frac{pV}{\nu_m R} = \frac{11 \cdot 10^6 \cdot 0,3 \cdot 10^{-3}}{2,5 \cdot 8,31} = 158,8 \text{ К}.$$

б) Считая азот реальным газом, воспользуемся уравнением Ван-дер-Ваальса (1.39):

$$\left(p + \nu_m^2 \frac{a}{V^2} \right) (V - \nu_m b) = RT \nu_m.$$

Постоянные уравнения a и b найдем с помощью зависимостей (1.40) и (1.41):

$$b = \frac{27RT_{\text{кр}}}{216p_{\text{кр}}};$$

$$a = \frac{27bRT_{\text{кр}}}{8}.$$

Для азота критическая температура и давление равны (табл. 6 приложения): $T_{\text{кр}} = -147,1 \text{ }^\circ\text{C} = 125,9 \text{ К}$; $p_{\text{кр}} = 3,38 \text{ МПа}$.

Тогда

$$b = \frac{27 \cdot 8,314 \cdot 125,9}{216 \cdot 3,38 \cdot 10^6} = 3,87 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{моль};$$

$$a = \frac{27 \cdot 3,87 \cdot 10^{-5} \cdot 8,314 \cdot 125,9}{8} = 0,137 \frac{\text{Па} \cdot \text{м}^6}{\text{моль}^2}.$$

Выражая искомую температуру T_2 из уравнения Ван-дер-Ваальса, запишем

$$T_2 = \frac{\left(p + \nu_m^2 \frac{a}{V^2} \right) (V - \nu_m b)}{R \nu_m} =$$

$$= \frac{\left(11 \cdot 10^6 + 2,5^2 \cdot \frac{0,137}{(0,3 \cdot 10^{-3})^2} \right) \cdot (0,3 \cdot 10^{-3} - 2,5 \cdot 3,87 \cdot 10^{-5})}{8,314 \cdot 2,5} = 200,6 \text{ К}.$$

Относительное отклонение полученных температур:

$$\Delta = \frac{T_2 - T_1}{T_1} \cdot 100\% = \frac{200,6 - 158,8}{158,8} \cdot 100\% = 26,3\%.$$

Ответ: очевидно, что уравнением Менделеева – Клапейрона для данных условий пользоваться нельзя.

ПРИМЕР 1.4

Азот под давлением $p = 15 \text{ МПа}$ двигается в некотором аппарате. Температура газа t . Рассчитать плотность азота по модифицированному уравнению Менделеева – Клапейрона и с помощью модифицированного уравнения Ван-дер-Ваальса

найти отклонение полученных результатов и сделать выводы для двух случаев:
а) $t_1 = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$; б) $t_2 = -167\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Решение

а) Определим плотность газа ρ_1 по модифицированному уравнению Менделеева – Клапейрона (1.32):

$$\rho_1 = \frac{M}{22,4} \frac{T_0}{T_1} \frac{p}{p_0},$$

где $M = 28\text{ кг/кмоль}$ – молярная масса азота (табл. 6 приложения); $T_0 = 273,15\text{ К}$ и $p_0 = 101\,325\text{ Па}$ – нормальная температура и давление газа соответственно; $T_1 = 20 + 273,15 = 293,15\text{ К}$ и $p = 15 \cdot 10^6\text{ Па}$ – температура и давление азота при рабочих условиях.

$$\rho_1 = \frac{28}{22,4} \cdot \frac{273,15}{293,15} \cdot \frac{15 \cdot 10^6}{101\,325} = 172,42\text{ кг/м}^3.$$

Рассчитаем плотность газа ρ_2 с помощью модифицированного уравнения Ван-дер-Ваальса (1.43):

$$\left(\frac{\rho_2}{M}\right)^3 - \frac{1}{b}\left(\frac{\rho_2}{M}\right)^2 + \frac{pb + RT_1}{ba} \cdot \frac{\rho_2}{M} - \frac{p}{ba} = 0.$$

В этом уравнении b и a – постоянные, значения которых можно определить по формулам (1.41) и (1.40) соответственно.

$$b = \frac{27RT_{\text{кр}}}{216p_{\text{кр}}};$$

$$a = \frac{27bRT_{\text{кр}}}{8}.$$

В данных уравнениях $R = 8,314 \frac{\text{Дж}}{\text{моль} \cdot \text{с}}$ – универсальная газовая постоянная; $T_{\text{кр}} = -147,1\text{ }^{\circ}\text{C} = 126,05\text{ К}$ – критическая температура; $p_{\text{кр}} = 3,38 \cdot 10^6\text{ Па}$ – критическое давление.

Тогда

$$b = \frac{27 \cdot 8,314 \cdot 126,05}{216 \cdot 3,38 \cdot 10^6} = 3,876 \cdot 10^{-5} \frac{\text{м}^3}{\text{моль}};$$

$$a = \frac{27 \cdot 3,876 \cdot 10^{-5} \cdot 8,314 \cdot 126,05}{8} = 0,137 \frac{\text{Па} \cdot \text{м}^6}{\text{моль}^2}.$$

Подставляя в уравнение (1.43) значения b, a, R, M, T_1 и p , запишем

$$\begin{aligned} &\left(\frac{\rho_2}{0,028}\right)^3 - \frac{1}{3,876 \cdot 10^{-5}} \cdot \left(\frac{\rho_2}{0,028}\right)^2 + \\ &+ \frac{15 \cdot 10^6 \cdot 3,876 \cdot 10^{-5} + 8,314 \cdot 293,15}{3,876 \cdot 10^{-5} \cdot 0,137} \cdot \frac{\rho_2}{0,028} - \frac{15 \cdot 10^6}{3,876 \cdot 10^{-5} \cdot 0,137} = 0. \end{aligned}$$

Решая полученное кубическое уравнение относительно ρ_2 , находим искомую плотность:

$$\rho_2 = 177,74 \text{ кг/м}^3.$$

Относительное отклонение найденных величин будет

$$\Delta_1 = \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho_1} \cdot 100\% = \frac{177,74 - 172,42}{172,42} \cdot 100\% = 3,09\%.$$

б) Проведем аналогичные расчеты при $T_2 = -167^\circ\text{C} = 106,15 \text{ К}$.
Находим плотность азота:

$$\rho_3 = \frac{28}{22,4} \cdot \frac{273,15}{106,15} \cdot \frac{15 \cdot 10^6}{101\,325} = 476,2 \text{ кг/м}^3.$$

Используя уравнение (1.43), запишем

$$\begin{aligned} \left(\frac{\rho_4}{M}\right)^3 - \frac{1}{b}\left(\frac{\rho_4}{M}\right)^2 + \frac{pb + RT_2}{ba} \frac{\rho_4}{M} - \frac{p}{ba} &= 0; \\ \left(\frac{\rho_4}{0,028}\right)^3 - \frac{1}{3,876 \cdot 10^{-5}} \cdot \left(\frac{\rho_4}{0,028}\right)^2 + \\ + \frac{15 \cdot 10^6 \cdot 3,876 \cdot 10^{-5} + 8,314 \cdot 10^3}{3,876 \cdot 10^{-5} \cdot 0,137} - \frac{15 \cdot 10^6}{3,876 \cdot 10^{-5} \cdot 0,137} &= 0. \end{aligned}$$

Решая это уравнение, находим плотность азота:

$$\rho_4 = 535,04 \text{ кг/м}^3.$$

Относительное отклонение найденных плотностей составляет

$$\Delta_2 = \frac{\rho_4 - \rho_3}{\rho_3} \cdot 100\% = \frac{535,04 - 476,2}{476,2} \cdot 100\% = 12,36\%.$$

Сравнивая полученные отклонения Δ_1 и Δ_2 ($\Delta_2 \gg \Delta_1$), можно сделать вывод, что при достаточно низких температурах ($T < -100^\circ\text{C}$) погрешность при определении плотности газа с помощью модифицированного уравнения Менделеева – Клапейрона существенно возрастает и в расчетах предпочтительнее использовать модифицированное уравнение Ван-дер-Ваальса.

Ответ: а) $\Delta_1 = 3,06\%$, следовательно, уравнение Менделеева – Клапейрона использовать можно; б) $\Delta_2 = 12,36\%$ – уравнение Менделеева – Клапейрона использовать нельзя.

Плотность смеси газов (паров) определяется по правилу аддитивности:

$$\rho_{\text{см}} = \sum_{i=1}^n \rho_i x_i = \rho_1 x_1 + \rho_2 x_2 + \dots + \rho_n x_n, \quad (1.48)$$

где ρ_i и x_i – плотность и объемная (молярная) доля i -го компонента в смеси.

Плотность смеси взаимонерастворимых (неассоциируемых) *капельных жидкостей* приближенно определяется по правилу аддитивности их объемов:

$$\rho_{\text{см}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{\bar{x}_i}{\rho_i}} = \frac{1}{\frac{\bar{x}_1}{\rho_1} + \frac{\bar{x}_2}{\rho_2} + \dots + \frac{\bar{x}_n}{\rho_n}}, \quad (1.49)$$

где \bar{x}_1 , ρ_1 – массовая доля и плотность i -го жидкого компонента.

Плотность *суспензии* может быть найдена как

$$\rho_{\text{сусп}} = \frac{1}{\frac{\bar{x}}{\rho_{\text{т}}} + \frac{1-\bar{x}}{\rho_{\text{ж}}}}, \quad (1.50)$$

где \bar{x} – массовая доля твердой фазы; $\rho_{\text{т}}$ и $\rho_{\text{ж}}$ – плотности твердой и жидкой фаз, кг/м³.

С помощью последней зависимости можно определить и плотность аэрозолей*. В этом случае сплошной фазой смеси является газ, а не жидкость, и вместо плотности жидкости $\rho_{\text{ж}}$ используют плотность газа $\rho_{\text{г}}$. Если аэрозоль содержит не твердые частицы, а капельки жидкости, то вместо плотности твердых частиц $\rho_{\text{т}}$ используют плотность жидкости, из которой состоит дисперсная фаза $\rho_{\text{ж}}$.

По формуле (1.50) можно также рассчитать и плотность бинарных взаиморастворимых жидких смесей – эмульсий. В этом случае \bar{x} – массовая доля одного из компонентов. Кроме того, плотность эмульсий можно определить следующим образом. Если плотность перемешиваемых фаз отличаются не более чем на 30%, то в расчетах в качестве плотности эмульсии используется плотность сплошной (дисперсионной) фазы.

В остальных случаях используют формулу

$$\rho_{\text{эмул}} = \varphi \rho_{\text{д}} + (1 - \varphi) \rho_{\text{с}}, \quad (1.51)$$

где φ – объемная доля дисперсной фазы в смеси; $\rho_{\text{д}}$ – плотность дисперсной фазы, кг/м³; $\rho_{\text{с}}$ – плотность сплошной фазы, кг/м³.

Формулу (1.51) можно использовать и для расчета плотности взаиморастворимых и взаимосмешиваемых жидкостей, образующих однофазную бинарную смесь. В этом случае φ – объемная доля одного из компонентов смеси. Причем вместо $\rho_{\text{д}}$ и $\rho_{\text{с}}$ берут плотности чистых компонентов бинарной смеси.

Формула (1.51) может быть использована и для расчета плотности суспензий, в случае если плотности перемешиваемых фаз отличаются более чем на 30%. При этом φ – объемная доля твердой фазы. В качестве $\rho_{\text{д}}$ принимают плотность твердой фазы $\rho_{\text{т}}$, а в качестве $\rho_{\text{с}}$ – плотность жидкой фазы $\rho_{\text{ж}}$.

На основании формул (1.48)–(1.51) можно сказать, что вид аналитических зависимостей (формул), выражающих состав смесей, зависит от агрегатного состояния фаз, входящих в эти смеси. При проведении практических расчетов составы смесей в основном выражают через абсолютные и относительные молярные и массовые доли, а также через объемные, молярные и массовые концентрации компонентов смесей.

* Более подробно понятие аэрозоля описано в главе 7.

Наименование величин, выражающих содержание компонентов в смеси, их условные обозначения применительно к жидкой и газовой фазам, а также размерности приведены в табл. 1.1.

Таблица 1.1

Способы выражения состава фаз

Выражение состава смеси, размерность	Обозначение
Молярная доля, $\frac{\text{кмоль } A}{\text{кмоль } (A + B)}$	x
Массовая доля, $\frac{\text{кг } A}{\text{кг смеси}}$	\bar{x}
Относительная молярная доля, $\frac{\text{кмоль } A}{\text{кмоль } B}$	X
Относительная массовая доля, $\frac{\text{кг } A}{\text{кг } B}$	\bar{X}
Молярная концентрация, $\frac{\text{кмоль } A}{\text{м}^3 (A + B)}$	C_x
Массовая концентрация, $\frac{\text{кг } A}{\text{м}^3 (A + B)}$	\bar{C}_x

Примечание. A – дисперсная фаза; B – дисперсионная фаза.

В расчетной практике нередко возникает необходимость в переходе от одного способа выражения состава смеси к другому. В случае бинарных (двухфазных) смесей можно воспользоваться расчетными зависимостями, приведенными в табл. 1.2.

Кроме того, в расчетах гидромеханических процессов нередко используют такие понятия, как объемная доля φ и относительная объемная доля K .

Объемная доля φ определяется как отношение объема, занимаемого дисперсной фазой к объему всей смеси:

$$\varphi = \frac{V_A}{V_{\text{см}}} = \frac{V_A}{V_A + V_B}, \quad (1.52)$$

где V_A – объем, занимаемый частицами дисперсной фазы, м^3 ; V_B – объем, занимаемый сплошной (дисперсионной) фазой м^3 ; $V_{\text{см}} = V_A + V_B$ – общий объем, занимаемый бинарной смесью, м^3 .

Из анализа формулы (1.52) можно определить размерность φ :

$$[\varphi] = \frac{\text{м}^3 A}{\text{м}^3 (A + B)}.$$

Таблица 1.2

Формулы для пересчета состава бинарных смесей

Выражение содержания компонента A	x	\bar{x}	X	\bar{X}	C_x	\bar{C}_x
x	–	$\frac{\bar{x}M_{\text{см}}}{M_A}$ или $\frac{\bar{x}}{\frac{\bar{x}}{M_A} + \frac{1-\bar{x}}{M_B}}$	$\frac{X}{1+X}$	$\frac{M_B\bar{X}}{M_B\bar{X}+M_A}$	$\frac{C_x M_{\text{см}}}{\rho}$ или $\frac{C_x M_B}{\rho + C_x(M_B - M_A)}$	$\frac{\bar{C}_x M_{\text{см}}}{\rho M_A}$ или $\frac{\bar{C}_x M_B}{\rho M_A + \bar{C}_x(M_B - M_A)}$
\bar{x}	$\frac{M_A x}{M_{\text{см}}}$	–	$\frac{M_A X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\bar{X}}{1+\bar{X}}$	$\frac{M_A C_x}{\rho}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho}$
X	$\frac{x}{1-x}$	$\frac{\bar{x}M_B}{M_A(1-x)}$	–	$\frac{M_B\bar{X}}{M_A}$	$\frac{M_B C_x}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{M_B \bar{C}_x}{M_A(\rho - \bar{C}_x)}$
\bar{X}	$\frac{M_A x}{M_B(1-x)}$	$\frac{\bar{x}}{1-x}$	$\frac{M_A X}{M_B}$	–	$\frac{M_A C_x}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho - \bar{C}_x}$
C_x	$\frac{\rho x}{M_{\text{см}}}$	$\frac{\rho \bar{x}}{M_A}$	$\frac{\rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \bar{X}}{M_A(\bar{X}+1)}$	–	$\frac{\bar{C}_x}{M_A}$
\bar{C}_x	$\frac{\rho M_A x}{M_{\text{см}}}$	$\rho \bar{x}$	$\frac{M_A \rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \bar{X}}{\bar{X}+1}$	$M_A C_x$	–

Примечание. M_A , M_B и $M_{\text{см}}$ – молярные массы компонентов (фаз) в смеси, кг/кмоль, $M_{\text{см}} = M_A x + M_B(1-x)$; ρ – плотность смеси, кг/м³. Для смеси идеальных газов $\rho/M_{\text{см}} = \Pi/(RT) = \Pi T_0/(22,4 \Pi_0 T)$.

Относительная объемная доля K определяется как отношение объема, занимаемого дисперсной фазой V_A к объему сплошной (дисперсионной) фазы V_B :

$$K = \frac{V_A}{V_B}. \quad (1.53)$$

Из анализа формулы (1.53) можно определить размерность K :

$$[K] = \frac{\text{м}^3 A}{\text{м}^3 B}.$$

Связь объемной доли φ дисперсной фазы в бинарной смеси (в суспензии, эмульсии или аэрозоли) с ее массовой долей \bar{x} находится из уравнений

$$\varphi = \frac{\frac{\bar{x}}{\rho_A}}{\frac{\bar{x}}{\rho_A} + (1 - \bar{x}) \frac{1}{\rho_B}}; \quad (1.54)$$

$$\bar{x} = \frac{\rho_A \varphi}{\rho_A \varphi + \rho_B (1 - \varphi)}, \quad (1.55)$$

где ρ_A , ρ_B — плотности дисперсной и сплошной фаз в смеси, кг/м³.

Учитывая выражения (1.52) и (1.53), связь объемной доли твердой фазы φ с относительной объемной долей твердой фазы K в смеси можно выразить зависимостью

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\varphi} - 1}, \quad (1.56)$$

откуда

$$\varphi = \frac{1}{1 + \frac{1}{K}}. \quad (1.57)$$

1.3.2. Вязкость

При движении реальной жидкости в ней возникают силы внутреннего трения, оказывающие сопротивление движению. Эти силы действуют между соседними слоями жидкости, перемещающимися друг относительно друга*. Свойство жидкости оказывать сопротивление усилиям, вызывающим относительное перемещение ее частиц, называется **вязкостью**.

Рассмотрим слой жидкости, находящийся между двумя параллельными горизонтальными пластинами (рис. 1.5, а). Для того чтобы перемещать верхнюю пластину относительно нижней в горизонтальной плоскости с постоянной скоростью, нужно прилагать некоторую постоянную касательную силу, так как вязкая

* Физически силы трения представляют собой силы взаимодействия (притяжения и отталкивания) между микрочастицами вещества. Эти силы совершают работу, которая идет на увеличение внутренней энергии, которое чаще всего выражается в нагреве вещества.

жидкость оказывает сопротивление такому перемещению. Соответственно в жидкости при наличии указанного перемещения возникнут и будут существовать касательные напряжения между отдельными ее слоями.

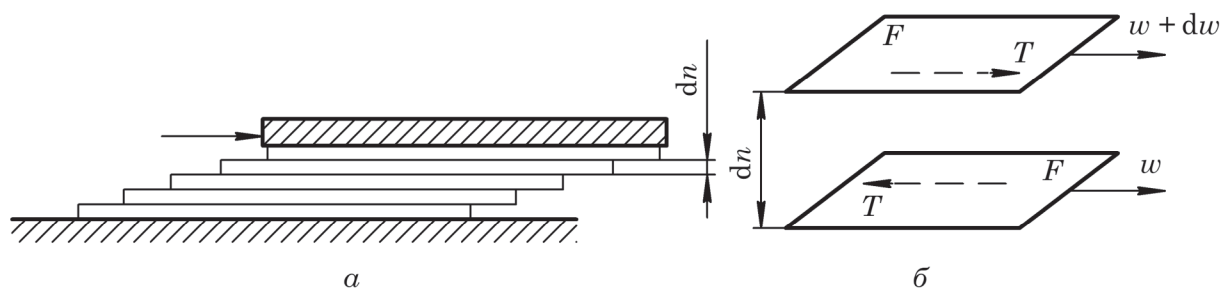


Рис. 1.5. К определению вязкости

Весь слой жидкости, расположенной между пластинами, при этом можно представить состоящим из бесконечно большого числа элементарных слоев толщиной dn каждый. Очевидно, напряжения сдвига будут возникать между любыми соседними элементарными слоями вследствие трения между ними вдоль поверхности соприкосновения слоев. На рис. 1.5, б представлены два таких параллельных слоя площадью F каждый, причем расположенный выше слой движется со скоростью $(w + dw)$, большей, чем скорость расположенного ниже слоя, на бесконечно малую величину dw .

Экспериментально установлено, что касательная сила T , которую нужно приложить к верхнему слою для его равномерного сдвига относительно нижнего (или противоположно направленная сила T , с которой нижний слой сопротивляется перемещению верхнему), пропорциональна *градиенту скорости* $\frac{dw}{dn}$.

Градиент скорости характеризует быстроту ее изменения по направлению нормали между слоями.

Величина силы T может быть определена согласно *закону внутреннего трения Ньютона**:

$$|T| = \mu F \left| \frac{dw}{dn} \right|, \quad (1.58)$$

* В конце XVII века Исаак Ньютон обратил внимание, что быстро грести веслами гораздо тяжелее, нежели если делать это медленно. Он сформулировал закон, согласно которому при сдвиговых течениях касательные напряжения между слоями жидкости увеличиваются пропорционально относительной скорости движения соседних слоев (оригинальная формулировка Ньютона в переводе А. Н. Крылова: «Сопротивление, происходящее от недостатка скользкости жидкости, при прочих одинаковых условиях предполагается пропорциональным скорости, с которой частицы жидкости разъединяются друг от друга»). Ньютон дополнительно обратил внимание на особенности жидкостей, когда пытался моделировать движение планет Солнечной системы посредством вращения цилиндра, изображавшего Солнце, в воде. Если поддерживать вращение цилиндра, то оно постепенно передается всей массе жидкости. Впоследствии для описания подобных свойств жидкостей стали использовать термины «внутреннее трение» и «вязкость», получившие одинаковое распространение.

Эти работы Ньютона положили начало изучению вязкости и реологии (раздел физики, изучающий деформации и текучесть вещества).

где F – площадь соприкосновения слоев, м^2 ; dl – элементарная длина нормали между слоями; μ – коэффициент пропорциональности, который называется *коэффициентом динамической вязкости**.

Жидкости, которые подчиняются закону внутреннего трения Ньютона, называются *ньютоновскими*.

Отношение величины $|T|$ к поверхности соприкосновения слоев обозначают через τ и называют *напряжением внутреннего трения* (иногда используют термин *напряжение сдвига* или *касательное напряжение*).

Учитывая (1.58), можем записать

$$\tau = \frac{|T|}{F} = \mu \left| \frac{\partial w}{\partial n} \right|. \quad (1.59)$$

Размерность коэффициента динамической вязкости можем определить из уравнения (1.59):

$$[\mu] = \frac{[\tau]}{\frac{[w]}{[n]}} = \frac{\frac{\text{Па}}{\text{м}}}{\frac{\text{с}}{\text{м}}} = \text{Па} \cdot \text{с}.$$

Кинематическая вязкость ν связана с динамической вязкостью соотношением

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}. \quad (1.60)$$

На величину μ и ν для жидкостей давление практически не влияет.

С повышением температуры капельных жидкостей уменьшаются силы межмолекулярного сцепления – вязкость понижается.

С повышением температуры у газов возрастает число соударений микрочастиц, внутреннее трение увеличивается, вязкость повышается.

Значения μ для различных жидкостей и газов при различных температурах определяют по таблицам, номограммам и диаграммам, имеющимся в справочной литературе.

Для более точных расчетов вязкости газов в зависимости от температуры T , K , можно воспользоваться формулой Сатерленда:

$$\mu = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}, \quad (1.61)$$

где μ_0 – вязкость газа при 0°C ; C – постоянная, называемая константой Сатерленда, значения которой можно найти в справочных данных, например в табл. 6 приложения.

Определить динамическую вязкость газовой смеси $\mu_{\text{см}}$ можно с помощью приближенной формулы аддитивности:

$$\mu_{\text{см}} = \frac{M_{\text{см}}}{\sum_{i=1}^n x_i \frac{M_i}{\mu_i}} = \frac{M_{\text{см}}}{x_1 \frac{M_1}{\mu_1} + x_2 \frac{M_2}{\mu_2} + \dots + x_n \frac{M_n}{\mu_n}}, \quad (1.62)$$

* Очень часто его называют *динамической вязкостью* или просто *вязкостью*.

где x_i – молярная (объемная) доля i -го компонента; M_i – молярная масса и динамическая вязкость i -го компонента, кг/моль; μ_i – коэффициент динамической вязкости i -го компонента, Па·с.

При этом молярную массу смеси можно определить по зависимостям

$$M_{\text{см}} = \sum_{i=1}^n M_i x_i = M_A x_A + M_B x_B + \dots + M_n x_n \quad (1.63)$$

или

$$M_{\text{см}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{\bar{x}_i}{M_i}} = \frac{1}{\frac{\bar{x}_A}{M_A} + \frac{\bar{x}_B}{M_B} + \dots + \frac{\bar{x}_n}{M_n}}, \quad (1.64)$$

где x_i – молярная доля i -го компонента; \bar{x}_i – массовая доля i -го компонента M_i – молярная масса i -го компонента, кг/моль.

Для смеси нормальных (неассоциированных) жидкостей значение динамической вязкости $\mu_{\text{см}}$ можно определить как

$$\mu_{\text{см}} = 10^{\sum_{i=1}^n x_i \lg \mu_i} = 10^{x_1 \lg \mu_1 + \dots + x_n \lg \mu_n}, \quad (1.65)$$

где x_i – молярная доля i -го компонента; μ_i – коэффициент динамической вязкости i -го компонента, Па·с.

Коэффициент динамической вязкости суспензий $\mu_{\text{сусп}}$ может быть рассчитан по корреляционным формулам:

– при $\phi \leq 0,1$

$$\mu_{\text{сусп}} = \mu_{\text{ж}} (1 + 2,5\phi); \quad (1.66)$$

– при $0,1 < \phi < 0,3$

$$\mu_{\text{сусп}} = \frac{0,59\mu_{\text{ж}}}{(0,77 - \phi)^2}, \quad (1.67)$$

где $\mu_{\text{ж}}$ – динамическая вязкость жидкой фазы, Па·с; ϕ – объемная доля дисперсной твердой фазы в суспензии.

Вязкость эмульсии $\mu_{\text{э}}$ при объемной доле ϕ дисперсной фазы не более 50% определяют по формуле

$$\mu_{\text{э}} = \mu_{\text{с}} \left[1 + 2,5\phi \left(\frac{\mu_{\text{д}} + 0,4\mu_{\text{с}}}{\mu_{\text{д}} + \mu_{\text{с}}} \right) \right], \quad (1.68)$$

где $\mu_{\text{с}}$, $\mu_{\text{д}}$ – динамическая вязкость сплошной и дисперсной фаз соответственно, Па·с.

Если в эмульсии объемная доля ϕ дисперсной фазы превышает 50%, то вязкость эмульсии рассчитывается по формуле

$$\mu_{\text{э}} = \mu_{\text{с}} \frac{\sqrt[3]{\frac{1}{\phi}}}{\sqrt{\frac{1}{\phi} - 1}}. \quad (1.69)$$

Динамическую вязкость *взаиморастворимых и взаимосмешиваемых жидкостей* с коэффициентами динамической вязкости μ_1 и μ_2 определяют по формулам:

– при $\frac{\mu_1}{\mu_2} \geq 2$

$$\mu_{\text{см}} = \mu_1; \quad (1.70)$$

– при $\frac{\mu_1}{\mu_2} < 2$

$$\mu_{\text{см}} = \mu_1^{1-\varphi} \mu_2^{\varphi}. \quad (1.71)$$

В формуле (1.71) φ – объемная доля одного из компонентов.

ПРИМЕР 1.5

Определить плотность и динамическую вязкость газовой смеси, находящейся под избыточным давлением, эквивалентным столбу этилового спирта высотой $h = 2000$ мм, и имеющей температуру $t = 40$ °С. Состав смеси: водород (H_2) – 70% об.; азот (N_2) – 30% об.

Решение

1. Используя формулу (1.34), определяем абсолютное давление:

$$p = p_{\text{атм}} + p_{\text{изб}},$$

где величину избыточного давления $p_{\text{изб}}$ находим по формуле (1.35):

$$p_{\text{изб}} = \rho_{\text{ж}} g h = 772 \cdot 9,81 \cdot 2 = 15\,146,64 \text{ Па}.$$

Здесь $\rho_{\text{ж}} = 772 \text{ кг/м}^3$ – плотность этилового спирта при заданной температуре $t = 40$ °С.

Тогда

$$p = 101\,325 + 15\,146,64 = 116\,471,64 \text{ Па}.$$

Абсолютная температура

$$T = T_0 + t = 273,15 + 40 = 313,15 \text{ К}.$$

Плотности компонентов заданной газовой смеси определяем по модифицированному уравнению Менделеева – Клапейрона (1.32):

$$\rho_{(\text{H}_2)} = \frac{M_{(\text{H}_2)}}{22,4} \frac{p}{p_0} \frac{T_0}{T} = \frac{2}{22,4} \cdot \frac{116\,471,64}{101\,325} \cdot \frac{273,15}{313,15} = 0,0895 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{(\text{N}_2)} = \frac{M_{(\text{N}_2)}}{22,4} \frac{p}{p_0} \frac{T_0}{T} = \frac{28}{22,4} \cdot \frac{116\,471,64}{101\,325} \cdot \frac{273,15}{313,15} = 1,253 \text{ кг/м}^3.$$

Здесь $M_{(\text{H}_2)} = 2 \text{ кг/кмоль}$ и $M_{(\text{N}_2)} = 28 \text{ кг/кмоль}$ – молярные массы водорода и азота (табл. 6 приложения).

Тогда плотность газовой смеси найдем по правилу аддитивности – формула (1.48):

$$\rho_{\text{см}} = \rho_{(\text{H}_2)}x_{(\text{H}_2)} + \rho_{(\text{N}_2)}x_{(\text{N}_2)} = 0,0895 \cdot 0,7 + 1,253 \cdot 0,3 = 0,4386 \text{ кг/м}^3.$$

2. Коэффициент динамической вязкости газовой смеси найдем по приближенной формуле аддитивности (1.62):

$$\mu_{\text{см}} = \frac{M_{\text{см}}}{\frac{x_{(\text{H}_2)}M_{(\text{H}_2)}}{\mu_{(\text{H}_2)}} + \frac{x_{(\text{N}_2)}M_{(\text{N}_2)}}{\mu_{(\text{N}_2)}}},$$

где молярная масса смеси

$$M_{\text{см}} = M_{(\text{H}_2)}x_{(\text{H}_2)} + M_{(\text{N}_2)}x_{(\text{N}_2)}.$$

Тогда уравнение для определения вязкости смеси можно записать как

$$\mu_{\text{см}} = \frac{\frac{M_{(\text{H}_2)}x_{(\text{H}_2)}}{\mu_{(\text{H}_2)}} + \frac{M_{(\text{N}_2)}x_{(\text{N}_2)}}{\mu_{(\text{N}_2)}}}{\frac{x_{(\text{H}_2)}M_{(\text{H}_2)}}{\mu_{(\text{H}_2)}} + \frac{x_{(\text{N}_2)}M_{(\text{N}_2)}}{\mu_{(\text{N}_2)}}}.$$

Коэффициенты динамических вязкостей компонентов газовой смеси при температуре $t = 40^\circ\text{C}$ находим по номограмме (рис. 2 приложения): $\mu_{(\text{H}_2)} = 9,5 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\mu_{(\text{N}_2)} = 18,5 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

$$\mu_{\text{см}} = \frac{\frac{2 \cdot 0,7 + 28 \cdot 0,3}{0,7 \cdot 2} + \frac{0,3 \cdot 28}{0,3 \cdot 28}}{\frac{9,5 \cdot 10^{-6}}{9,5 \cdot 10^{-6}} + \frac{18,5 \cdot 10^{-6}}{18,5 \cdot 10^{-6}}} = 16,29 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Ответ: $\rho_{\text{см}} = 0,4386 \text{ кг/м}^3$; $\mu_{\text{см}} = 16,29 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

ПРИМЕР 1.6

Определить плотность и динамическую вязкость водной суспензии каменного угля, если массовая доля твердой фазы $\bar{x} = 0,15$, а температура суспензии $t = 30^\circ\text{C}$.

Решение

Плотность суспензии можно определить по формуле (1.50):

$$\rho_{\text{сусп}} = \frac{1}{\frac{\bar{x}}{\rho_{\text{ТВ}}} + \frac{1 - \bar{x}}{\rho_{\text{Ж}}}}.$$

При этом плотность каменного угля $\rho_{\text{ТВ}} = 1350 \text{ кг/м}^3$ (табл. 4 приложения), а плотность воды при температуре $t = 30^\circ\text{C}$ $\rho_{\text{Ж}} = 995 \text{ кг/м}^3$ (табл. 5 приложения).

Тогда

$$\rho_{\text{сусп}} = \frac{1}{\frac{0,15}{1350} + \frac{1 - 0,15}{995}} = 1035,9 \text{ кг/м}^3.$$

Поскольку вид формулы для определения коэффициента динамической вязкости зависит от объемной доли φ твердой фазы в суспензии, то вначале по уравнению (1.54) найдем объемную долю φ :

$$\varphi = \frac{\frac{\bar{x}}{\rho_{\text{ТВ}}}}{\frac{\bar{x}}{\rho_{\text{ТВ}}} + (1 - \bar{x}) \frac{1}{\rho_{\text{Ж}}}} = \frac{\frac{0,15}{1350}}{\frac{0,15}{1350} + (1 - 0,15) \cdot \frac{1}{995}} = 0,1151.$$

Поскольку $0,1 < \varphi < 0,3$, то коэффициент динамической вязкости суспензии определим по формуле (1.67):

$$\mu_{\text{сусп}} = \frac{0,59\mu_{\text{ж}}}{(0,77 - \varphi)^2},$$

где $\mu_{\text{ж}}$ – коэффициент динамической вязкости дисперсионной фазы (воды). Согласно табл. 5 приложения при $t = 30^\circ\text{C}$ $\mu_{\text{ж}} = 0,801 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Тогда

$$\mu_{\text{сусп}} = \frac{0,59 \cdot 0,801 \cdot 10^{-3}}{(0,77 - 0,1151)^2} = 1,10 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Ответ: $\rho_{\text{сусп}} = 1035,9 \text{ кг/м}^3$; $\mu_{\text{сусп}} = 1,10 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

ПРИМЕР 1.7

Массовая доля октана в жидкой бинарной смеси октан – вода составляет $\bar{x}_1 = 0,69 \frac{\text{кг октана}}{\text{кг смеси}}$. Смесь имеет температуру $t = 10^\circ\text{C}$. Рассчитать плотность, а также динамическую и кинетическую вязкость данной жидкой смеси.

Решение

Октан и вода являются практически взаимонерастворимыми капельными жидкостями, поэтому плотность смеси таких жидкостей можно найти по правилу аддитивности их объемов (1.49):

$$\rho_{\text{см}} = \frac{1}{\frac{\bar{x}_1}{\rho_1} + \frac{\bar{x}_2}{\rho_2}},$$

где ρ_1 и ρ_2 плотности октана и воды при температуре $t = 10^\circ\text{C}$; \bar{x}_1 и \bar{x}_2 – массовые доли октана и воды в смеси.

Поскольку смесь бинарная, то

$$\bar{x}_2 = 1 - \bar{x}_1 = 1 - 0,69 = 0,31.$$

Согласно табл. 5 приложения при $t = 10^\circ\text{C}$ плотность октана $\rho_1 = 710 \text{ кг/м}^3$, плотность воды $\rho_2 = 999 \text{ кг/м}^3$.

Тогда

$$\rho_{\text{см}} = \frac{1}{\frac{0,69}{710} + \frac{0,31}{999}} = 779,9 \text{ кг/м}^3.$$

Система взаимонерастворимых октана и воды является смесью нормальных (неассоциированных) жидкостей. Поэтому динамическую вязкость такой жидкой смеси можно определить по уравнению (1.65):

$$\mu_{\text{см}} = 10^{x_1 \lg \mu_1 + x_2 \lg \mu_2},$$

где μ_1 и μ_2 – динамические вязкости октана и воды соответственно; x_1 и x_2 – молярные доли октана и воды в жидкой смеси соответственно. Согласно табл. 8 приложения при $t = 10^\circ\text{C}$ динамическая вязкость октана $\mu_1 = 0,61 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$; динамическая вязкость воды $\mu_2 = 1,31 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

По формуле, взятой из таблицы 1.2, пересчитаем заданную массовую долю октана \bar{x}_1 в молярную долю x_1 :

$$x_1 = \frac{\frac{\bar{x}_1}{M_A}}{\frac{\bar{x}_1}{M_A} + \frac{1 - \bar{x}_1}{M_B}},$$

где $M_A = 114 \text{ кг/кмоль}$ – молярная масса октана; $M_B = 18 \text{ кг/кмоль}$ – молярная масса воды.

$$x_1 = \frac{\frac{0,69}{114}}{\frac{0,69}{114} + \frac{0,31}{18}} = 0,26 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}};$$

$$x_2 = 1 - x_1 = 1 - 0,26 = 0,74 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}};$$

$$\mu_{\text{см}} = 10^{0,26 \lg(0,61 \cdot 10^{-3}) + 0,74 \lg(1,31 \cdot 10^{-3})} = 1,074 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Динамическая $\mu_{\text{см}}$ и кинематическая $\nu_{\text{см}}$ вязкости связаны зависимостью (1.60):

$$\nu_{\text{см}} = \frac{\mu_{\text{см}}}{\rho_{\text{см}}} = \frac{1,074 \cdot 10^{-3}}{779,9} = 1,377 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Ответ: $\rho_{\text{см}} = 779,9 \text{ кг/м}^3$; $\mu_{\text{см}} = 1,074 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\nu_{\text{см}} = 1,377 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

1.3.3. Вязкость неньютоновских жидкостей

Некоторые процессы химической технологии связаны с перемещением жидкостей, которые в отличие от обычных вязких жидкостей, не подчиняются закону внутреннего трения Ньютона (уравнение (1.58)). Эти жидкости называются *неньютоновскими*.

Неньютоновские жидкости можно разделить на три большие группы.

К первой группе относятся так называемые *стационарные неньютоновские жидкости*. Для этих жидкостей $\tau = f\left(\frac{dw}{dn}\right)$ не зависит от времени.

Ко второй группе относятся неньютоновские жидкости, у которых зависимость τ от $\frac{dw}{dn}$ изменяется во времени.

К третьей группе относятся *вязкоупругие*, или *максвелловские жидкости*, которые текут под воздействием напряжения τ , но после снятия напряжения частично восстанавливают свою форму, подобно упругим твердым телам.

Рассмотрим более подробно жидкости, относящиеся к этим группам.

Стационарные неньютоновские жидкости в зависимости от вида функции $\tau = f\left(\frac{dw}{dn}\right)$ подразделяют на следующие виды.

1. *Бингамовские пластичные жидкости*, которые при малых напряжениях сдвига τ лишь несколько деформируются и начинают течь только при увеличении τ до некоторого значения τ_0 , называемого *пределом текучести*. Предполагается, что началу течения соответствует разрушение ранее относительно прочной структуры жидкости, а при $\tau > \tau_0$ бингамовские жидкости текут подобно ньютоновским жидкостям. При обратном уменьшении напряжения до $\tau < \tau_0$ структура этих жидкостей обратимо восстанавливается.

Для бингамовских жидкостей, к числу которых относятся очень густые суспензии, пасты и шламы, уравнение кривой течения имеет вид

$$\tau - \tau_0 = \mu_{\pi} \frac{dw}{dn}, \quad (1.72)$$

где μ_{π} – коэффициент пропорциональности, называемый *пластической вязкостью*.

Зависимость (1.72) изображается на рис. 1.6 линией с тангенсом угла наклона $\operatorname{tg}(\alpha) = \mu_{\pi}$.

2. *Псевдопластичные жидкости*, которые начинают течь, как и ньютоновские, уже при самых малых напряжениях τ . Для этих жидкостей отношение напряжения сдвига к градиенту скорости, называемое *кажущейся вязкостью* μ_k , зависит от величины τ (кривая 3 на рис. 1.6). Значения μ_k снижаются с возрастанием $\frac{dw}{dn}$, и кривая течения постепенно переходит в прямую с постоянным предельным наклоном μ_{∞} (вязкость при бесконечно большом сдвиге).

В логарифмических координатах функция $\tau = f\left(\frac{dw}{dn}\right)$ для псевдопластичных жидкостей в широких пределах изменения переменных (кроме крайнего участка, где $\mu_k = \mu_{\infty}$) обычно близка к линейной и, следовательно, эта функция приближенно может быть выражена зависимостью

$$\tau = k \left(\frac{dw}{dn} \right)^m, \quad (1.73)$$

где k и m – константы.

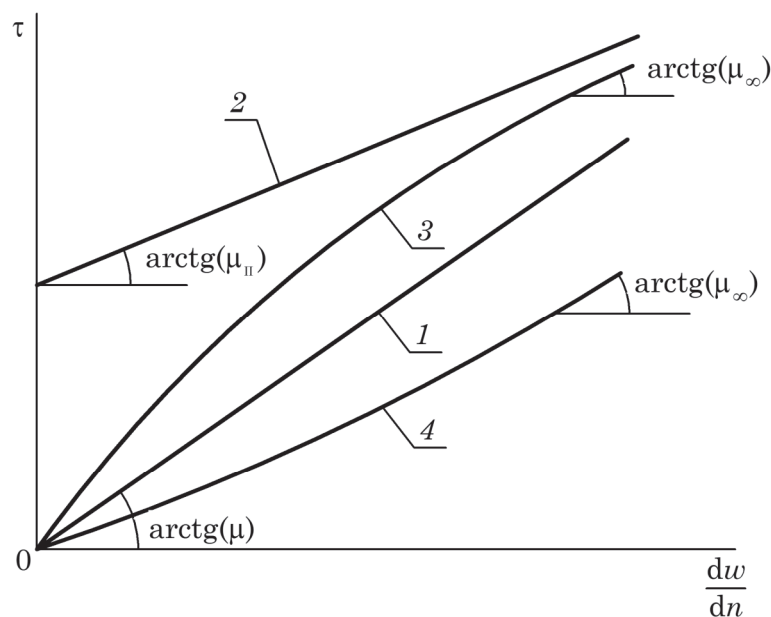


Рис. 1.6. Зависимость между напряжениями и скоростью сдвига (кривые течения):
 1 – ньютоновские жидкости; 2 – бингамовские жидкости;
 3 – псевдопластичные жидкости; 4 – дилатантные жидкости

Величина k возрастает с увеличением вязкости и является мерой консистенции жидкости. Величина $0 < m < 1$, причем чем меньше значение m , тем значительней отличается течение псевдопластичной жидкости от ньютоновской (для последней $m = 1$ и $k = \mu$).

Характер изменения μ_k для псевдопластичных жидкостей, например для растворов многих полимеров или суспензий с асимметричными частицами, часто связан с ориентацией их микрочастиц в направлении перемещения жидкости. Так, длинные молекулы полимеров как бы вытягиваются в параллельные одна другой цепочки при значительных скоростях сдвига – в результате величины $\frac{dw}{dn}$ и τ становятся пропорциональными друг другу (прямолинейный участок кривой 3 на рис. 1.6).

3. *Дилатантные жидкости* в отличие от псевдопластичных характеризуются возрастанием μ_k с увеличением $\frac{dw}{dn}$ (кривая 4 на рис. 1.6). Для них также применима зависимость (1.73), но показатель степени $m > 1$. Дилатантные жидкости менее распространены, чем псевдопластичные, и обычно представляют собой суспензии с большим содержанием твердой фазы.

Для второй группы неньютоновских жидкостей, часто называемых *нестационарными*, вводят понятие *кажущейся вязкости* μ_k . Величина μ_k определяется не только величиной градиента скорости $\frac{dw}{dn}$, но и временем сдвига, т. е. предысторией жидкости.

В соответствии с характером влияния продолжительности сдвига на структуру жидкости различают *тиксотропные* и *реопектантные* жидкости.

Для *тиксотропных жидкостей* с увеличением времени воздействия постоянного напряжения сдвига структура разрушается и текучесть возрастает. Но после снятия напряжения сдвига структура жидкости постепенно восстанавливается, и она перестает течь. К числу таких жидкостей относятся, например, многие краски, благодаря тиксотропным свойствам которых облегчается нанесение на поверхность и замедляется стекание краски по вертикальной поверхности. Также можно наблюдать явление тиксотропии у молочных продуктов (простокваша, кефир, сливки и др.), вязкость которых уменьшается при взбалтывании.

Реопектантные жидкости отличаются тем, что их текучесть с увеличением продолжительности воздействия напряжения сдвига снижается.

К *третьей группе* неньютоновских жидкостей (*вязкоупругие, или максвелловские*) относятся некоторые смолы и вещества тестообразной консистенции.

1.3.4. Поверхностное натяжение

Рассмотрим свободную поверхность капельной жидкости, граничащую с газом (рис. 1.7).

Плотность вещества жидкости гораздо больше вещества газа, поскольку в единице объема капельной жидкости находится гораздо больше микрочастиц вещества, чем в газе. Между микрочастицами капельной жидкости, расположенными относительно близко друг от друга, действуют значительные силы внутреннего сцепления (притяжения).

Микрочастица капельной жидкости *A*, лежащая на ее свободной поверхности (рис. 1.7), испытывает со стороны близлежащих микрочастиц жидкости силы притяжения (обозначены стрелками, соединяющими центры соответствующих микрочастиц).

Поскольку микрочастицы газа находятся на гораздо большем удалении от частицы жидкости *A*, то они практически не действуют на нее. Поэтому возникает результирующая сила воздействия на частицу *A*, направленная внутрь капельной жидкости*. Аналогично на все остальные частицы, лежащие на свободной поверхности, действуют силы, результирующие которых направлены внутрь жидкости.

Эти силы носят название *сил поверхностного натяжения*.

Силы поверхностного натяжения распределены по всей свободной поверхности и направлены по нормали к ней внутрь жидкости. Поэтому эти силы стремятся свести данную поверхность к минимуму. Если капельная жидкость не находится в каком-либо сосуде, а значит ее форма не определяется поверхностью сосуда, то под действием сил поверхностного натяжения она стремится принять

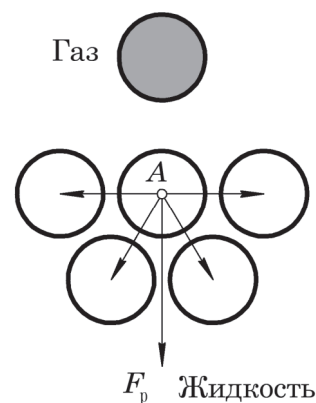


Рис. 1.7. К определению поверхностного натяжения

* Ввиду хаотичного движения микрочастиц капельной жидкости, а значит изменения расстояния между ними, величина и направление результирующей силы постоянно меняется, но среднее значение постоянно направлено внутрь жидкости.

форму с минимальной свободной поверхностью. Вот почему, например, при свободном диспергировании жидкости ее многочисленные капли имеют форму, близкую к шару.

И наоборот, при создании новой свободной поверхности жидкости следует затратить некоторую энергию, идущую на преодоление действия сил поверхностного натяжения.

Изменение свободной энергии ΔE , Дж, поверхности капельной жидкости связано с изменением площади ΔS , м², свободной поверхности этой жидкости соотношением

$$\Delta E = \sigma \Delta S, \quad (1.74)$$

где σ – коэффициент поверхностного натяжения, Н/м или Дж/м².

Тогда

$$\sigma = \frac{\Delta E}{\Delta S}. \quad (1.75)$$

Кроме того, величину поверхностного натяжения можно определить из выражения

$$\sigma = \frac{F}{l}, \quad (1.76)$$

где F – сила поверхностного натяжения, Н, действующая на контуре длиной l , м, ограничивающем поверхность жидкости.

В расчетной практике нередко используют величину **межфазного поверхностного натяжения** σ_m , возникающего на поверхности раздела двух несмешивающихся (взаимно нерастворимых либо частично нерастворимых) жидкостей, например, в эмульсиях.

Величину σ_m можно определить по формуле

$$\sigma_m = |\sigma_1 - \sigma_2|, \quad (1.77)$$

где σ_1 – коэффициент поверхностного натяжения первой жидкости, Н/м; σ_2 – коэффициент поверхностного натяжения второй жидкости, Н/м.

Давление p сферической поверхности, обусловленное силами поверхностного натяжения, равно

$$p = \frac{2\sigma}{R}, \quad (1.78)$$

где R – радиус сферической поверхности, м.

Высота подъема жидкости в трубках небольшого диаметра под действием сил поверхностного натяжения определяется как

$$h = \frac{2\sigma \cos \theta}{\rho g R}, \quad (1.79)$$

где θ – угол смачивания жидкостью поверхности капилляра (в случае полного смачивания $\theta = 0$ и $\cos(\theta) = 1$; в случае полного несмачивания $\theta = 1$); R – радиус трубки, м.

ПРИМЕР 1.8

Пузырек газа сферической формы находится в слое жидкости у самой ее поверхности. Определить диаметр пузырька, если жидкость – вода, находящаяся при температуре $t = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$, а избыточное давление газа в пузырьке $p_{\text{изб}} = 100\text{ Па}$.

Решение

В общем случае давление газа в пузырьке является суммой внешнего давления жидкости и сил поверхностного натяжения.

Поскольку пузырек расположен у поверхности жидкости, то избыточное давление газа в нем обусловлено только силами поверхностного натяжения, поскольку гидростатическое давление столба жидкости отсутствует, а атмосферное давление снаружи пузырька уравнивается давлением газа изнутри. Избыточное давление в пузырьке можно определить с помощью зависимости (1.78):

$$p_{\text{изб}} = \frac{2\sigma}{R},$$

где $\sigma = 72,8 \cdot 10^{-3}\text{ Н/м}$ – коэффициент поверхностного натяжения воды при $t = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ (табл. 11 приложения); R – радиус пузырька, м.

Тогда

$$R = \frac{2 \cdot 72,8 \cdot 10^{-3}}{100} = 1,456 \cdot 10^{-3}\text{ м} = 1,456\text{ мм}.$$

Тогда диаметр пузырька будет

$$d = 2R = 2 \cdot 1,456 = 2,912\text{ мм}.$$

Ответ: $d = 2,912\text{ мм}$.

ПРИМЕР 1.9

В результате измерений подъема воды под действием избыточного давления в вертикальной измерительной пьезометрической трубке получено значение $h_{\text{изм}} = 0,8\text{ м}$. Определить внутренний диаметр трубки и действительное избыточное давление внизу трубки, если относительная ошибка измерения, вызванная силами поверхностного натяжения, составляет 4%, а температура воды $10\text{ }^{\circ}\text{C}$. Смачивание поверхности трубки считать полным.

Решение

Высота подъема жидкости в данном случае вызвана, прежде всего действием избыточного давления. Но как известно в трубках небольшого внутреннего диаметра дополнительно возникают силы поверхностного натяжения, которые увеличивают высоту подъема жидкости. Из-за этого возникает ошибка определения действительно высоты подъема жидкости, и, как следствие, величины действительно избыточного давления.

Величина высоты подъема жидкости, обусловленного действием сил поверхностного натяжения может быть определена по формуле (1.79):

$$h_{\text{пов}} = \frac{2\sigma \cos \theta}{\rho g r},$$

где $\sigma = 74,2 \cdot 10^{-3}$ Н/м – коэффициент поверхностного натяжения воды при $t = 10$ °С (табл. 11 приложения); $\rho = 999$ кг/м³ – плотность воды при $t = 10$ °С (табл. 5 приложения); r – внутренний радиус трубки; $r = \frac{d}{2}$, где d – внутренний диаметр трубки; θ – угол смачивания, при полном смачивании $\theta = 0$.

Тогда внутренний диаметр трубки определится как

$$d = \frac{4\sigma \cos(0)}{\rho g h_{\text{пов}}}.$$

Как было отмечено выше, действие сил поверхностного натяжения приводит к увеличению высоты подъема жидкости на величину $h_{\text{пов}}$.

Относительная ошибка измерения Δ , как известно, определяется по формуле

$$\Delta = \frac{h_{\text{пов}}}{h_{\text{д}}} \cdot 100\% = \frac{h_{\text{пов}}}{h_{\text{изм}} - h_{\text{пов}}} \cdot 100\%,$$

где $h_{\text{д}}$ – действительная высота подъема жидкости в трубке, обусловленная *только лишь действием избыточного давления*.

Преобразовав последнее уравнение, запишем

$$\frac{\Delta \cdot h_{\text{изм}}}{100\%} - \frac{\Delta \cdot h_{\text{пов}}}{100\%} = h_{\text{пов}}.$$

откуда величина $h_{\text{пов}}$ будет равна

$$h_{\text{пов}} = \frac{\Delta \cdot \frac{h_{\text{изм}}}{100\%}}{\frac{\Delta}{100} + 1}.$$

Тогда диаметр трубки определится как

$$d = \frac{4\sigma \cos(0)}{\rho g \frac{\Delta \cdot \frac{h_{\text{изм}}}{100\%}}{\frac{\Delta}{100} + 1}} = \frac{4 \cdot 74,2 \cdot 10^{-3} \cdot 1}{999 \cdot 9,81 \cdot \frac{4 \cdot \frac{0,8}{100\%}}{\frac{4}{100} + 1}} = 9,84 \cdot 10^{-4} \text{ м} = 0,98 \text{ мм}.$$

Действительное избыточное давление внизу измерительной пьезометрической трубки определится по формуле (1.35):

$$p_{\text{изб}} = \rho g h_{\text{д}}.$$

Величина действительной высоты подъема жидкости в трубке $h_{\text{д}}$ определится как

$$h_{\text{д}} = \left(1 - \frac{\Delta}{100}\right) h_{\text{изм}} = \left(1 - \frac{4}{100}\right) \cdot 0,8 = 0,768 \text{ м.}$$

Тогда

$$p_{\text{изб}} = 999 \cdot 9,81 \cdot 0,768 = 7527 \text{ Па.}$$

Из результатов решения видно, что действие сил поверхностного натяжения может привести к существенной ошибке определения давления при помощи пьезометрических трубок, поэтому на практике стремятся использовать измерительные пьезометрические трубки с внутренним диаметром, как правило, не менее 5 мм.

Ответ: $d = 0,98 \text{ мм}$; $p_{\text{изб}} = 7527 \text{ Па}$.

ПРИМЕР 1.10

С помощью форсунки при мокрой очистке газов было диспергировано (распылено) 1 м^3 воды при температуре 20°C . Определить количество образованных капель, их средний диаметр, а также их суммарную поверхность, если полезная работа против сил поверхностного натяжения равна $A = 8736 \text{ Дж}$.

Решение

При очистке газов жидкость диспергируют на капли для увеличения поверхности ее контакта с дисперсионной фазой. При этом полезная работа A по диспергированию жидкости равна изменению свободной энергии ΔE поверхности жидкости. Поэтому можно воспользоваться формулой (1.74):

$$\Delta E = A = \sigma \Delta S,$$

откуда величина приращения свободной поверхности жидкости ΔS будет равна:

$$\Delta S = \frac{A}{\sigma},$$

где $\sigma = 0,0728 \text{ Н/м}$ – коэффициент поверхностного натяжения воды при температуре $t = 20^\circ\text{C}$ (см. табл. 11 приложения).

В то же время можно пренебречь значением свободной поверхности исходной жидкости (поскольку она, как правило, перед диспергированием находится в исходной емкости), тогда величина ΔS определится как

$$\Delta S = n\pi d_{\text{ср}}^2,$$

где n – число образованных капель; $d_{\text{ср}}$ – средний диаметр капли, м.

Приравнявая правые части последних выражений, получим

$$\Delta S = \frac{A}{\sigma} = n\pi d_{\text{ср}}^2.$$

Кроме того, и объем распыленной жидкости V можно выразить через количество капель n и их средний диаметр $d_{\text{ср}}$:

$$V = n\pi \frac{d_{\text{ср}}^3}{6}.$$

Возводя последнее выражение для ΔS в куб, а выражение для V в квадрат, запишем

$$\frac{A^3}{\sigma^3} = n^3 \pi^3 d_{\text{ср}}^6;$$

$$V^2 = n^2 \pi^2 \frac{d_{\text{ср}}^6}{36}.$$

Разделим левые и правые части последних двух уравнений друг на друга:

$$\frac{\frac{A^3}{\sigma^3}}{V^2} = \frac{n^3 \pi^3 d_{\text{ср}}^6}{n^2 \pi^2 \frac{d_{\text{ср}}^6}{36}}.$$

После преобразований получим

$$\frac{A^3}{\sigma^3 V^2} = 36 \pi n,$$

откуда число капель определится как

$$n = \frac{A^3}{36 \pi \sigma^3 V^2} = \frac{8736^3}{36 \cdot 3,14 \cdot 0,0728^3 \cdot 1^2} = 1,5287 \cdot 10^{13}.$$

Средний диаметр капли будет

$$d_{\text{ср}} = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi n}} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot 1}{3,14 \cdot 1,5287 \cdot 10^{13}}} = 0,00005 \text{ м} = 50 \text{ мкм}.$$

Вновь образованная поверхность диспергированной жидкости будет равна:

$$\Delta S = n \pi d_{\text{ср}}^2 = 1,5287 \cdot 10^{13} \cdot 3,14 \cdot (50 \cdot 10^{-6})^2 = 1,12 \cdot 10^5 \text{ м}^2.$$

Анализируя полученные результаты, можно отметить, что использование диспергаторов позволяет получить развитую поверхность контакта фаз, что весьма актуально для различных процессов: гидромеханических (например, пылеулавливание), тепловых, массообменных и др.

Величина диаметра полученных в результате диспергирования капель также важна – средний диаметр капель весьма невелик, что может привести к такому нежелательному явлению, как *капельный брызгоунос* (увлечение капель движущимся газовым потоком).

При этом отметим, что полученное значение $d_{\text{ср}}$ является некоторой условной средней величиной. Реальные размеры капель при диспергировании могут быть как больше, так и меньше $d_{\text{ср}}$, а их конкретные значения определяются из так называемых распределений, характер которых зависит от многих факторов. Но тем не менее использование понятий среднего диаметра $d_{\text{ср}}$ количества капель n позволяет достаточно точно оценить результаты процесса диспергирования, прежде всего ΔS .

Ответ: $n = 1,5287 \cdot 10^{13}$; $d_{\text{ср}} = 50 \text{ мкм}$; $\Delta S = 1,12 \cdot 10^5 \text{ м}^2$.

1.3.5. Объемное расширение капельных жидкостей

С изменением температуры жидкости происходит некоторое изменение занимаемого ею объема. Соответственно, меняется и плотность жидкости. Это связано с тем, что с ростом температуры увеличивается скорость движения микро-частиц вещества, вследствие чего силы притяжения между микрочастицами уменьшаются, а расстояния между ними увеличиваются.

Характеристикой этого явления считается коэффициент температурного объемного расширения:

$$\beta_t = \frac{\Delta V}{V_0 \Delta T}, \quad (1.80)$$

где ΔV – изменение объема жидкости, м^3 , при изменении ее температуры на ΔT , К; V_0 – исходный объем жидкости, м^3 .

Размерность коэффициента объемного расширения

$$[\beta_t] = \frac{1}{\text{К}}.$$

Коэффициент объемного расширения β_t входит в уравнение, связывающее плотность капельной жидкости ρ и ее температуру t :

$$\rho = \frac{\rho_0}{1 + \beta_t(t - t_0)}, \quad (1.81)$$

где ρ_0 – плотность жидкости при температуре t_0 , $\text{кг}/\text{м}^3$.

ПРИМЕР 1.11

При нагревании толуола от $t_1 = 20^\circ\text{C}$ до $t_2 = 80^\circ\text{C}$ его объем увеличился на 1 л. Определить объем толуола после нагревания.

Решение

Как известно, изменение объема капельных жидкостей при изменении их температуры связано с коэффициентом температурного объемного расширения β_t . При этом коэффициент объемного расширения можно определить по формуле (1.80):

$$\beta_t = \frac{\Delta V}{V_0 \Delta T},$$

где V_0 – начальный объем толуола, м^3 ; ΔV – изменение объема толуола, м^3 , при изменении температуры на величину ΔT , К.

Тогда начальный объем толуола определится как

$$V_0 = \frac{\Delta V}{\beta_t \Delta T},$$

где

$$\Delta T = t_2 - t_1 = 80 - 20 = 60^\circ\text{C} = 60 \text{ К}.$$

Как известно, величина β_t зависит от температуры. С достаточной для технических расчетов точностью можно воспользоваться средним значением β_t , величина которого определится по уравнению

$$\beta_t = \frac{\beta_{t_1} + \beta_{t_2}}{2},$$

где $\beta_{t_1} = 1,07 \cdot 10^{-3} \text{ K}^{-1}$ – коэффициент объемного расширения толуола при $t_1 = 20^\circ \text{C}$; $\beta_{t_2} = 1,24 \cdot 10^{-3} \text{ K}^{-1}$ – коэффициент объемного расширения толуола при $t_2 = 80^\circ \text{C}$ (табл. 13 приложения).

$$\beta_t = \frac{1,07 \cdot 10^{-3} + 1,24 \cdot 10^{-3}}{2} = 1,155 \cdot 10^{-3} \text{ K}^{-1};$$

$$V_0 = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{1,155 \cdot 10^{-3} \cdot 60} = 14,43 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3.$$

Тогда конечный объем толуола определится как

$$V = V_0 + \Delta V = 14,43 \cdot 10^{-3} + 1 \cdot 10^{-3} = 15,43 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 = 15,43 \text{ л.}$$

Ответ: $V = 15,43 \text{ л.}$

1.4. ОСНОВЫ ТЕОРИИ ПОДОБИЯ

Как правило, технологические процессы в современных аппаратах и установках реализуются в движущихся, нередко с большими скоростями, газовых и жидких средах.

Строгое аналитическое описание движения реальных (вязких) сжимаемых жидкостей возможно путем совместного решения (интегрирования) дифференциальных уравнений Навье – Стокса и неразрывности потока, причем только для частных случаев. Но даже в этих случаях полученные системы уравнений и неравенств усложняются настолько, что строго аналитически решить их нельзя. Решение может быть приближенным, например, с использованием различных численных методов с выполнением большого количества трудоемких вычислительных операций*.

В инженерной практике стремятся заменить сложные вычислительные расчеты более простыми. Это возможно при сочетании относительно несложных расчетных методов и результатов экспериментальных исследований. При этом расчетная составляющая этих методов дает общие, достаточно простые подходы к описанию процессов, а опытная часть позволяет определить условия однозначности, начальные и граничные условия.

Разработку новых технологических процессов и аппаратов, как правило, проводят путем моделирования, при котором создают *модель* – аналог реального процесса либо модельный аппарат, имеющий сходные с реальным свойства. Различают *математическое* и *физическое моделирование*.

* Такой подход иногда реализуется при использовании сложных вычислительных программ с применением больших вычислительных ресурсов, так называемых суперкомпьютеров.

Математическое моделирование заключается прежде всего в составлении уравнений, систем уравнений и ограничений в виде неравенств, адекватно описывающих исследуемый процесс. Математическое моделирование дополняется физическим моделированием, которое осуществляется в лабораторных условиях на экспериментальных установках. С помощью физического моделирования прежде всего определяют начальные и граничные условия. Также физическое моделирование в значительной мере заменяет вышеуказанные уравнения связи при математическом моделировании, например, вводя в общие уравнения достаточно простые в использовании корректирующие коэффициенты.

Особое значение имеют вопросы моделирования, связанные с *масштабным переходом* от модельных процессов и аппаратов к промышленным.

Приведенные подходы реализованы в так называемой **теории подобия**. Теория подобия формулирует условия проведения эксперимента и обработки опытных данных с тем, чтобы полученные результаты можно было распространить на группу подобных явлений.

1.4.1. Теоремы подобия

Основные положения теории подобия обобщаются *тремя теоремами подобия*, которые позволяют определить *критерии подобия* и использовать их при получении критериальных уравнений.

Первая теорема подобия носит название *теоремы Ньютона – Бертрана*, которая сформулирована следующим образом: при подобии систем всегда могут быть найдены такие безразмерные комплексы величин (называемые *критериями подобия*), которые для сходственных точек данных систем одинаковы.

В качестве иллюстрации применения первой теоремы подобия возьмем, например, второй закон Ньютона, и рассмотрим две системы, подчиняющиеся этому закону. Для первой системы:

$$f_1 = \frac{m_1 dw_1}{d\tau_1}. \quad (1.82)$$

Для второй системы, подобной первой:

$$f_2 = \frac{m_2 dw_2}{d\tau_2}. \quad (1.83)$$

В приведенных уравнениях f – действующая сила; m – масса тела; $\frac{dw}{d\tau}$ – ускорение. Если эти системы подобны, то отношения соответственных величин должны быть постоянны:

$$C_f = \frac{f_1}{f_2}; \quad C_m = \frac{m_1}{m_2}; \quad C_w = \frac{w_1}{w_2}; \quad C_\tau = \frac{\tau_1}{\tau_2}.$$

Выразим характеристики первой системы через характеристики второй системы и константы подобия C_f, C_m, C_w, C_τ :

$$f_1 = C_f f_2; \quad m_1 = C_m m_2; \quad w_1 = C_w w_2; \quad dw_1 = C_w dw_2; \quad \tau_1 = C_\tau \tau_2; \quad d\tau_1 = C_\tau d\tau_2.$$

Перепишем уравнение, описывающее первую систему, введя в нее полученные соотношения:

$$C_f f_2 = C_m m_2 \frac{C_w dw_2}{C_\tau d\tau_2}$$

или

$$\frac{C_f C_\tau}{C_m C_w} \cdot f_2 = m_2 \frac{dw_2}{d\tau_2}.$$

Последнее уравнение будет тождественно уравнению (1.83), если $\frac{C_f C_\tau}{C_m C_w} = 1$.

Эта величина, составленная из констант подобия, называется *индикатором подобия*.

Заменяя константы подобия отношением сходственных величин, имеем:

$$\frac{f_1 \tau_1 m_2 w_2}{m_1 w_1 f_2 \tau_2} = 1 \text{ или } \frac{f_1 \tau_1}{m_1 w_1} = \frac{f_2 \tau_2}{m_2 w_2}.$$

Это означает, что у подобных систем комплекс $\frac{f\tau}{mw} = \text{idem}$ (одинаков). Такой комплекс называют *критерием Ньютона*. Учитывая, что $\tau = \frac{l}{w}$, общий критерий гидромеханического подобия Ньютона можно записать как

$$Ne = \frac{fl}{mw^2}. \quad (1.84)$$

Вторая теорема подобия носит название теоремы *Бэкингема – Федермана*. Согласно этой теореме, решение любого дифференциального уравнения или системы дифференциальных уравнений, связывающих между собой переменные, влияющие на процесс, может быть представлено в виде зависимости между безразмерными комплексами этих величин, т. е. между критериями подобия.

Другими словами, любая зависимость между переменными, характеризующими какой-либо процесс, т. е. математическая модель, представляющая собой систему дифференциальных уравнений, может быть представлена в виде зависимости между критериями подобия, составленными из этих переменных:

$$f(K_1, K_2, \dots, K_n) = 0. \quad (1.85)$$

Эту зависимость называют *обобщенным (критериальным) уравнением*, записанным в неявном виде, а критерии подобия K_1, K_2, \dots, K_n – *обобщенными переменными величинами*.

Таким образом, данная теорема подобия показывает, как можно представлять решение систем дифференциальных уравнений и обрабатывать экспериментальные данные в виде обобщенных критериальных уравнений часто достаточно простого алгебраического вида. При этом можно сократить число экспериментов при получении конкретных зависимостей типа (1.85) за счет варьирования критериев подобия, минуя определение всех величин, входящих в данные критерии.

Третья теорема подобия (теорема Кирпичева – Гухмана) формулирует необходимые и достаточные условия подобных процессов: подобны те процессы, которые описываются одной и той же системой дифференциальных уравнений и у которых соблюдается подобие условий однозначности*. Таким образом, подобные процессы описываются одной и той же математической моделью.

1.4.2. Типы подобия

Различают: 1) гидродинамическое подобие; 2) тепловое подобие; 3) диффузионное подобие.

При проведении гидродинамических расчетов также широко используют геометрическое подобие, кинематическое подобие, подобие физических величин, временное подобие, подобие начальных и граничных условий.

Геометрическое подобие соблюдается при равенстве отношений всех сходственных линейных размеров оригинала (промышленного аппарата) и модели (экспериментального аппарата). При этом соответствующие угловые размеры в оригинале и в модели одинаковы.

В качестве примера рассмотрим аппарат барабанного типа, который можно характеризовать двумя определяющими линейными размерами – внутренним диаметром D и длиной L . Рассмотрим два подобных таких аппарата (рис. 1.8).

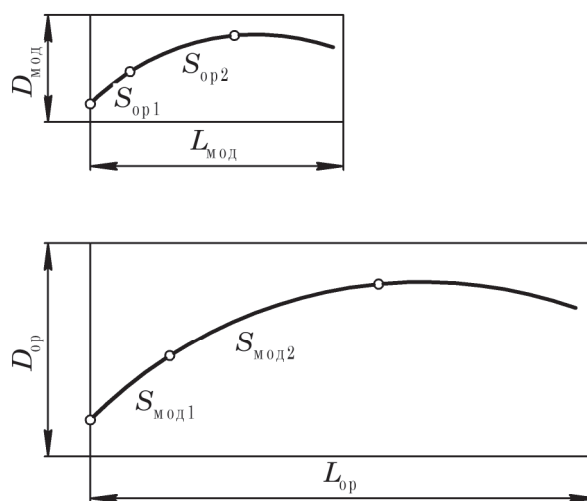


Рис. 1.8. Геометрическое и кинематическое подобие аппаратов

Для подобных аппаратов геометрическое подобие может быть выражено так:

$$C_L = \frac{L_{\text{ор}}}{L_{\text{мод}}} = \frac{D_{\text{ор}}}{D_{\text{мод}}}, \quad (1.86)$$

где C_L – константа геометрического подобия; $L_{\text{ор}}, D_{\text{ор}}$ – длина и внутренний диаметр оригинала (промышленного аппарата); $L_{\text{мод}}, D_{\text{мод}}$ – длина и внутренний диаметр модели (экспериментального аппарата).

* Условия однозначности нередко формулируются как ограничения в виде различных неравенств, например $2320 < \text{Re}_{\text{кр}} < 10^4$ – условие переходного режима.

Вместе с тем можем записать и так:

$$I_L = \frac{L_{\text{ор}}}{D_{\text{ор}}} = \frac{L_{\text{мод}}}{D_{\text{мод}}}, \quad (1.87)$$

где I_L – *инвариант подобия* – неизменное отношение двух различных линейных размеров оригинала и модели.

Для подобия технологических процессов соблюдение геометрического подобия является необходимым, но недостаточным условием. Эти процессы подобны только при условии совместного соблюдения геометрического, кинематического и временного подобия, подобия полей физических величин, а также подобия начальных и граничных условий.

Кинематическое подобие соблюдается, если наблюдается геометрическое подобие траектории сходственных частиц в оригинале и в модели.

$$K_S = \frac{S_{\text{ор1}}}{S_{\text{мод1}}} = \frac{S_{\text{ор2}}}{S_{\text{мод2}}}, \quad (1.88)$$

где $S_{\text{ор1}}, S_{\text{ор2}}$ – длины первого и второго участков траекторий движения сходственной частицы в оригинале; $S_{\text{мод1}}, S_{\text{мод2}}$ – длины первого и второго участков траекторий движения сходственной частицы в модели (см. рис. 1.8).

Временное подобие характеризуется тем, что сходственные частицы в оригинале и модели, двигаясь по геометрически подобным траекториям, проходят геометрически подобные участки этих траекторий за промежутки времени, отношения которых постоянны:

$$K_\tau = \frac{\tau_{\text{ор1}}}{\tau_{\text{мод1}}} = \frac{\tau_{\text{ор2}}}{\tau_{\text{мод2}}}, \quad (1.89)$$

где $\tau_{\text{ор1}}, \tau_{\text{ор2}}$ – время прохождения первого и второго участков траекторий движения сходственной частицы в оригинале (см. рис. 1.8); $\tau_{\text{мод1}}, \tau_{\text{мод2}}$ – время прохождения первого и второго участков траекторий движения сходственной частицы в модели.

При соблюдении кинематического и временного подобия будет выполняться также *подобие скоростей*:

$$K_w = \frac{w_{\text{ор1}}}{w_{\text{мод1}}} = \frac{w_{\text{ор2}}}{w_{\text{мод2}}}, \quad (1.90)$$

где $w_{\text{ор1}}, w_{\text{ор2}}$ – скорости прохождения первого и второго участков траекторий движения сходственной частицы в оригинале (см. рис. 1.8); $w_{\text{мод1}}, w_{\text{мод2}}$ – скорости прохождения первого и второго участков траекторий движения сходственной частицы в модели. Следует отметить непосредственную связь подобия скоростей и профилей скоростей.

Подобие физических величин предполагает, что для двух любых сходственных точек промышленного и опытного аппаратов, размещенных подобно во времени и пространстве (т. е. при соблюдении геометрического и временного подобия), отношения физических величин являются величинами постоянными. Так, например, если движущиеся в аппарате (см. рис. 1.8) текущие среды имеют

вязкость μ и плотность ρ , то для сходственных точек оригинала $A_{\text{ор}}, B_{\text{ор}}$ и модели $A_{\text{мод}}, B_{\text{мод}}$ можем записать:

$$\frac{\mu_{A \text{ ор}}}{\mu_{A \text{ мод}}} = \frac{\mu_{B \text{ ор}}}{\mu_{B \text{ мод}}}, \quad (1.91)$$

$$\frac{\rho_{A \text{ ор}}}{\rho_{A \text{ мод}}} = \frac{\rho_{B \text{ ор}}}{\rho_{B \text{ мод}}}. \quad (1.92)$$

Подобие начальных и граничных условий предполагает, что отношения основных параметров на входе в аппарат и на выходе из него, в начале процесса и в конце процесса являются величинами постоянными.

1.4.3. Гидродинамическое подобие. Основные критерии гидродинамического подобия. Критериальные уравнения

Согласно теореме *Бэкингема – Федермана*, решение систем дифференциальных уравнений, например, системы, состоящей из уравнений Навье – Стокса и неразрывности потока*, можно представить в виде функциональной зависимости между безразмерными комплексами физических величин (критериями подобия).

Получить критерии подобия можно путем соответствующих преобразований дифференциальных уравнений.

Критерии гидродинамического подобия получают путем преобразования уравнений Навье – Стокса, которые описывают движение реальной вязкой жидкости под действием различных сил. При этом сначала преобразовывают отдельные члены этих уравнений, которые характеризуют действие соответствующих сил.

Общие принципы этих преобразований следующие. При преобразовании отбрасываются знаки различных математических операторов (знаки дифференциалов, знаки «+» и «–», а также индексы), сумма однородных величин, входящих в выражение для соответствующей силы, заменяется одной величиной, координаты x, y, z заменяются обобщенным линейным размером. Величина u , стоящая под знаком дифференциала в знаменателе производной n -го порядка, заменяется на величину u^n . Критерии подобия можно получить делением одного преобразованного члена на другой.

Запишем уравнение Навье – Стокса для капельной жидкости в развернутом виде для вертикальной оси z , поскольку именно на эту ось при проведении гидродинамических и гидромеханических процессов проецируется наибольшее количество внешних сил, в том числе и сила тяжести:

$$\begin{aligned} \rho \frac{\partial w_z}{\partial \tau} + \rho \left(w_x \frac{\partial w_z}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_z}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_z}{\partial z} \right) = \\ = -\rho g - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 w_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_z}{\partial z^2} \right). \end{aligned} \quad (1.93)$$

* Подробнее об уравнениях Навье – Стокса и уравнениях неразрывности можно посмотреть в курсе «Гидравлика».

Член уравнения (1.93), характеризующий силу инерции вследствие нестационарности $\rho \frac{\partial w_z}{\partial \tau}$, подобно преобразуется:

$$\rho \frac{\partial w_z}{\partial \tau} \sim \rho \frac{w}{\tau}.$$

Член, отражающий влияние сил инерции в пространстве (конвективный член), можно преобразовать:

$$\rho \left(w_x \frac{\partial w_z}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_z}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_z}{\partial z} \right) \sim \rho w \frac{w}{l} = \rho \frac{w^2}{l}.$$

В правой части уравнения (1.93) член, отражающий действие силы тяжести, запишется как

$$-\rho g \sim \rho g.$$

Член $\frac{\partial p}{\partial z}$, характеризующий действие силы давления, можно заменить отношением:

$$\frac{\partial p}{\partial z} \sim \frac{p}{l}.$$

Наконец, последнее слагаемое правой части, отражающее действие силы трения, запишем как

$$\mu \left(\frac{\partial^2 w_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_z}{\partial z^2} \right) \sim \frac{\mu w}{l^2}.$$

Разделим преобразованный член, характеризующий действие конвективной силы инерции, на член, характеризующий действие силы тяжести:

$$\frac{\rho \frac{w^2}{l}}{\rho g} = \frac{w^2}{gl}.$$

Безразмерный комплекс $\frac{w^2}{gl}$ представляет собой критерий Фруда и обозначается через Fr:

$$\text{Fr} = \frac{w^2}{gl}. \quad (1.94)$$

Критерий Фруда отражает влияние сил тяжести на движение жидкости. В виде выражения (1.94) он является мерой отношения силы инерции к силе тяжести в подобных потоках.

Соотношение между силами давления и конвективной инерции может быть охарактеризовано выражением

$$\frac{\frac{p}{l}}{\rho \frac{w^2}{l}} = \frac{p}{\rho w^2}.$$

Полученный комплекс $\frac{p}{\rho w^2}$ – называют *критерием Эйлера* и обозначают через Eu . Обычно ему придают несколько иной вид, вводя в него вместо абсолютного давления p разность давлений Δp между какими-либо двумя точками жидкости:

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho w^2}. \quad (1.95)$$

Критерий Эйлера отражает влияние перепада статического давления на движение жидкости. Он характеризует отношение изменения силы статического давления к силе инерции в подобных потоках.

Найдем выражение, являющееся мерой отношения конвективной силы инерции к силам вязкостного трения:

$$\frac{\frac{\rho w^2}{l}}{\frac{\mu w}{l^2}} = \frac{w l \rho}{\mu}.$$

Полученный безразмерный комплекс величин $\frac{w l \rho}{\mu}$ называется, как известно, *критерием Рейнольдса*:

$$Re = \frac{w l \rho}{\mu}. \quad (1.96)$$

Таким образом, критерий Рейнольдса отражает влияние силы трения на движение жидкости. Он характеризует отношение инерционных сил к силам трения в подобных потоках.

Величина l в критерии Re , как и в других критериях подобия, представляет собой определяющий линейный размер. Например, при движении жидкости по трубопроводам или через аппараты за такой размер принимается внутренний диаметр d трубопровода или аппарата.

Отношение конвективной силы инерции $\rho \frac{w^2}{l}$ к силе инерции вследствие нестационарности $\rho \frac{\partial w_z}{\partial \tau}$ примет вид

$$\frac{\rho \frac{w^2}{l}}{\rho \frac{w}{\tau}} = \frac{w \tau}{l}.$$

Полученный безразмерный комплекс $\frac{w \tau}{l}$ называют *критерием гомохронности*:

$$Ho = \frac{w \tau}{l}. \quad (1.97)$$

Критерий гомохронности учитывает неустановившийся характер движения в подобных потоках.

В основе гидродинамического подобия модели (экспериментальной установки) и оригинала (промышленной установки) лежит равенство критериев гидродинамического подобия:

$$Re = Re'; \quad Fr = Fr'; \quad Eu = Eu'; \quad Ho = Ho', \quad (1.98)$$

где Re , Fr , Eu , Ho – критерии гидродинамического подобия модели; Re' , Fr' , Eu' , Ho' – критерии гидродинамического подобия оригинала.

Согласно второй теореме подобия (теореме Бэкингема – Федермана), решение уравнений Навье – Стокса можно представить в виде общей функциональной зависимости в неявном виде между полученными критериями подобия, т. е.

$$\varphi = (Ho, Fr, Eu, Re) = 0. \quad (1.99)$$

В ряде случаев зависимость (1.99) должна быть дополнена симплексами геометрического подобия. Например, при движении жидкости через трубы, каналы и аппараты таким симплексом является отношение длины l трубы к ее внутреннему диаметру d , т. е. симплекс геометрического подобия можно представить как

$$\Gamma = \frac{l}{d}.$$

Нередко на протекание процесса влияет достаточно большое количество геометрических параметров. Это влияние учитывают симплексами геометрического подобия $\Gamma_1, \Gamma_2, \dots, \Gamma_n$.

Тогда критериальное уравнение принимает вид:

$$\varphi = (Ho, Fr, Eu, Re, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots) = 0. \quad (1.100)$$

Во многих случаях все входящие в уравнение (1.100) критерии, кроме критерия Эйлера, служат *определяющими*, так как они составлены исключительно из величин, влияющих на процесс и выражающих условия однозначности. В критерий же Эйлера входит величина Δp , значение которой при движении жидкости по трубе или в аппарате полностью обуславливается формой трубы (аппарата), которая чаще всего выражается отношением $\frac{l}{d}$, физическими свойствами жидкости (μ, ρ) и распределением скоростей u входа в трубу и u ее стенок (начальные и граничные условия).

Поэтому, согласно третьей теореме подобия (теореме Кирпичева – Гухманга), для выполнения подобия необходимо и достаточно соблюдение равенства значений Ho, Fr, Eu, Re и Γ . В результате будут равны также значения *определяемого критерия* Eu в сходственных точках подобных потоков. Поэтому уравнение (1.100) можно записать в явном виде:

$$Eu = f(Ho, Fr, Re, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots, \Gamma_n). \quad (1.101)$$

Зависимости (1.100), (1.101) называют **обобщенным**, или **критериальным, уравнением гидродинамики**.

Уравнение (1.101) наиболее часто представляют в виде явной степенной зависимости

$$Eu = A Re^m Fr^n Ho^p (\Gamma_1)^q (\Gamma_2)^r. \quad (1.102)$$

С учетом формул (1.94)–(1.97) уравнение (1.102) в развернутом виде может быть записано следующим образом:

$$\frac{\Delta p}{\rho w^2} = A \left(\frac{w l \rho}{\mu} \right)^m \left(\frac{w^2}{g l} \right)^n \left(\frac{w \tau}{l} \right)^p \Gamma_1^q \Gamma_2^r. \quad (1.103)$$

Путем обработки опытных данных, полученных на моделях, подобных оригиналу с выполнением условий теории подобия, определяют числовые значения коэффициента A и показателей степеней m, n, p, q, r .

Из уравнения (1.103) обычно определяют величину Δp , входящую в критерий Eu . В частности, при движении жидкости через трубопроводы и аппараты так находится потеря давления (напора).

Если движение жидкости является установившимся, то критерий гомохронности Но может быть исключен из уравнений (1.99)–(1.103). Тогда для установившегося движения обобщенное уравнение гидродинамики (1.101) можем представить в виде

$$Eu = f(Fr, Re, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots, \Gamma_n). \quad (1.104)$$

ПРИМЕР 1.12

Жидкость с плотностью $\rho = 957 \text{ кг/м}^3$ и динамической вязкостью $\mu = 0,7 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ движется вдоль оси некоторого цилиндрического аппарата в установившемся режиме. Обобщенная зависимость, связывающая между собой критерии и симплексы подобия для данного типа аппаратов имеет вид

$$Eu = 32 Re^{-0,4} \left(\frac{H}{d} \right)^{-0,6}. \quad \text{В качестве определяющего линейного геометрического раз-}$$

мера e в этом уравнении выступает внутренний диаметр корпуса аппарата d , а в качестве определяющей скорости – среднерасходная скорость w .

Определить массовый расход жидкости G , если высота аппарата $H = 1,5 \text{ м}$, внутренний диаметр $d = 0,35 \text{ м}$, а его гидравлическое сопротивление и $\Delta p = 587 \text{ Па}$.

Решение

Согласно формулам (1.95) и (1.96), критерии гидродинамического подобия Эйлера Eu и Рейнольдса Re будут

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho w^2};$$

$$Re = \frac{w l \rho}{\mu}.$$

Так как определяющим линейным размером в аппарате является внутрен-
ний диаметр корпуса d , то $l = d$ и $Re = \frac{w d \rho}{\mu}$.

Следовательно, критериальное уравнение примет вид

$$\frac{\Delta p}{\rho w^2} = 32 \left(\frac{w d \rho}{\mu} \right)^{-0,4} \cdot \left(\frac{H}{d} \right)^{0,6}.$$

Тогда

$$w^{1,6} = 0,03125 \Delta p d \rho^{-0,6} \mu^{-0,4} H^{-0,6};$$

$$w = 0,1146 (\Delta p d)^{0,625} (\rho H)^{-0,375} \mu^{-0,25}.$$

$$w = 0,1146 \cdot (587 \cdot 0,35)^{0,625} \cdot (957 \cdot 1,5)^{-0,375} \cdot (0,7 \cdot 10^{-3})^{-0,25} = 1,287 \text{ м/с}.$$

Массовый расход жидкости в аппарате определим по уравнению (1.5):

$$G = w S \rho,$$

где $S = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,35^2}{4} = 0,0962 \text{ м}^2$ – площадь поперечного сечения аппарата.

$$G = 1,287 \cdot 0,0962 \cdot 957 = 118,49 \text{ кг/с}.$$

Ответ: $G = 118,49 \text{ кг/с}$.

1.5. ВОПРОСЫ И ЗАДАНИЯ ДЛЯ САМОПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. Что такое фаза, сплошная среда, текучая среда, капельные и упругие жидкости, реальные идеальные жидкости?
2. Привести классификацию неоднородных (гетерогенных) систем в зависимости от физического состояния фаз. Привести примеры гетерогенных систем.
4. Дать определение объемного и массового расхода, среднерасходной скорости, записать уравнения, связывающие эти величины.
5. Уравнения неразрывности при установившемся движении, их физический смысл. В каких случаях и почему уравнения неразрывности не применяются.
6. Разность давлений как мера энергетических затрат и потерь. Мощность и ее виды. Машины для сжатия и перемещения текучих сред.
7. Оптимизация гидромеханических процессов. Что такое целевая функция?
8. Определение основных размеров аппаратов для проведения гидромеханических процессов.
9. Некоторые физические свойства жидкостей: плотность и удельный вес, динамическая и кинематическая вязкость, поверхностное натяжение, объемное расширение. Как определяются плотность чистых капельных и упругих жидкостей, а также различных гетерогенных систем? Ньютоновские и неньютоновские жидкости. Как рассчитывается коэффициент динамической вязкости различных неоднородных систем?

Глава 2

ОСАЖДЕНИЕ

Данная глава посвящена процессам осаждения под действием сил тяжести. В ней представлен вывод уравнений для определения скоростей осаждения и диаметров осаждаемых частиц различной формы. Кроме того, рассмотрены конструкции и методы расчетов аппаратов для проведения процессов отстаивания, даны типовые примеры расчетов.

Rozdział 2

OPADANIE

Rozdział ten poświęcony jest procesom opadania, tj. osadzania się ciał pod wpływem siły ciężkości (znanego także jako sedymentacja). Przedstawiono wyprowadzenie równań służących do określenia szybkości opadania i średnic osadzających się cząstek. Ponadto, przedstawiono konstrukcję urządzeń do prowadzenia procesów klarowania i metodykę ich obliczania oraz podano przykłady typowych obliczeń.

2.1. ДВИЖЕНИЕ ТВЕРДЫХ ТЕЛ В ЖИДКОСТЯХ

Проведение ряда процессов химической технологии связано с движением твердых тел в жидкостях (газах) или обтеканием потоками жидкости неподвижных твердых тел (внешняя задача гидродинамики).

При рассмотрении движения твердых тел в жидкостях или газах следует различать свободное и стесненное движение.

Свободное движение (объемная концентрация не превышает примерно 5%) характеризуется отсутствием взаимного влияния частиц дисперсной фазы, т. е. каждая частица ведет себя как одиночная.

С ростом объемной концентрации взаимное влияние пограничных слоев* и столкновения между частицами увеличиваются и движение становится *стесненным*. При этом сопротивление движению частицы возрастает. Рассмотрим подробнее эти два случая.

Свободное движение. Движение одиночной частицы в среде жидкости или газа зависит от силы сопротивления среды, которая направлена в сторону, обратную движению тела, и складывается из сопротивления сил трения и сил инерции.

Силы трения обусловлены разными скоростями движения поверхности частицы и близлежащих слоев жидкости, а также трением между близлежащими слоями жидкости, движущимися с различными скоростями: в этом случае возникают силы вязкостного трения (см. главу 1).

Силы инерции обусловлены в первую очередь воздействием движущейся частицы на область жидкости, находящуюся перед ней. При этом частица толкает жидкость перед собой, передавая ей механическую энергию и замедляя свое движение. Кроме того, слои жидкости, находящиеся за частицей и частично сбоку от нее и удерживаемые возле ее поверхности силами поверхностного натяжения и вязкостного трения, двигаются вместе с частицей, периодически срываясь под действием турбулентных образований. На место сорванных слоев приходят другие слои, на разгон которых затрачивается дополнительная энергия.

Сопротивление трения преобладает при небольших скоростях и малых размерах движущихся частиц, а также при высокой вязкости среды, т. е. в условиях ламинарного движения. В этом случае поток плавно обтекает частицы (рис. 2.1, а), и вследствие действия сил поверхностного натяжения и трения относительная скорость жидкости на поверхности частицы становится равной нулю (подобно тому, как при движении потока по трубе скорость жидкости уменьшается до нуля у стенок трубы).

С развитием турбулентности потока (например, с увеличением скорости движения тела) наступает переходный режим (рис. 2.1, б). Все большую роль при этом начинают играть силы инерции. Под действием этих сил пограничный слой отрывается от поверхности тела, что приводит к понижению давления за движущимся телом, и нарушению ламинарности потока.

* Пограничный слой – это слой жидкости, непосредственно примыкающий к поверхности частицы, и удерживаемый возле нее силами поверхностного натяжения (назовем условно их «силами прилипания») и вязкостного трения. Указанные пограничные слои аналогичны пограничным слоям на внутренних поверхностях при движении жидкости в трубах, каналах и аппаратах.

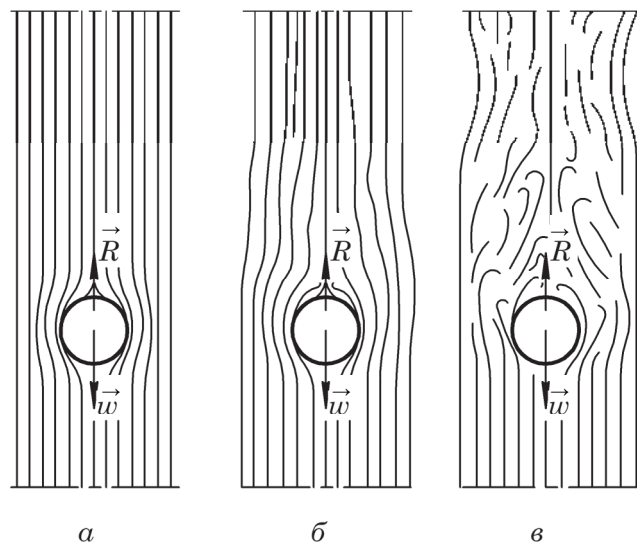


Рис. 2.1. Движение частицы в жидкости
 а – ламинарный режим; б – переходный режим;
 в – турбулентный режим

При турбулентном движении (рис. 2.1, в) под действием сил инерции происходит отрыв струй от задней и боковой поверхностей частицы, причем в пространстве за частицей возникают вихри. В области вихрей создается разрежение – в эту разреженную область устремляется близлежащая жидкость. Поэтому частица кроме сил трения должна преодолеть разность давлений в основной массе жидкости и в зоне завихрений за частицей. При турбулентном движении это сопротивление, обусловленное силами инерции, приобретает решающее значение.

При движении тела (частицы) в жидкостях (газах) возникает сила сопротивления R , направленная противоположно скорости движения частицы w , для преодоления которой затрачивается некоторая энергия (рис. 2.1). Данная сила обусловлена силами вязкостного трения и инерции.

Величина силы сопротивления может быть определена согласно закону сопротивления:

$$R = \xi F \frac{\rho w^2}{2}, \quad (2.1)$$

где ξ – коэффициент сопротивления среды, зависящий от формы обтекаемого тела и режима движения; F – площадь проекции тела на плоскость, перпендикулярную направлению его движения, м^2 ; ρ – плотность жидкой среды, $\text{кг}/\text{м}^3$; w – скорость тела относительно жидкости, $\text{м}/\text{с}$.

Для сферической частицы

$$F = \frac{\pi d^2}{4}, \quad (2.2)$$

где d – диаметр частицы, м .

Коэффициент сопротивления среды зависит от гидродинамического режима движения частицы в жидкости.

Существует три режима движения, и для каждого из них расчет коэффициента сопротивления производится по своим зависимостям, которые получены на основе многочисленных опытных данных.

Режим движения определяется критерием Рейнольдса Re :

$$Re = \frac{wd_3\rho}{\mu}, \quad (2.3)$$

где d_3 – эквивалентный диаметр частицы, м; μ – коэффициент динамической вязкости жидкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

Для сферических частиц $d_3 = d$.

Для тел нешарообразной формы в качестве d_3 принимают диаметр эквивалентного шара, имеющего такой же объем V , м^3 , что и данное тело.

При этом

$$d_3 = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}}. \quad (2.4)$$

Для движения частиц шарообразной формы экспериментально установлено, что:

1) ламинарный режим наблюдается при $Re < 2$ (область действия закона Стокса). При этом коэффициент сопротивления можно найти по уравнению

$$\xi = \frac{24}{Re}; \quad (2.5)$$

2) переходный режим существует при $2 < Re < 500$, а коэффициент сопротивления можно определить как

$$\xi = \frac{18,5}{Re^{0,6}}; \quad (2.6)$$

3) турбулентный (автомодельный) режим движения наблюдается при $Re > 500$. При этом $\xi \rightarrow 0,44$ и в расчетах можно принимать

$$\xi = 0,44. \quad (2.7)$$

Таким образом, граничными значениями числа Рейнольдса будут $Re_{\text{кр1}} = 2$ и $Re_{\text{кр2}} = 500$.

На рис. 2.2 показана зависимость коэффициента сопротивления ξ от числа Рейнольдса для шарообразных частиц.

Для движения тел, отличающихся по форме от шара, режим движения определяется также числом Re . При этом границы режимов можно принимать такие же, как и для движения сферических частиц. Однако величина ξ зависит не только от числа Re , но и от фактора формы Φ , который определяется согласно уравнению

$$\Phi = \frac{F_{\text{ш}}}{F}, \quad (2.8)$$

где $F_{\text{ш}}$ – поверхность шара, имеющего тот же объем, что и рассматриваемое тело поверхностью F .

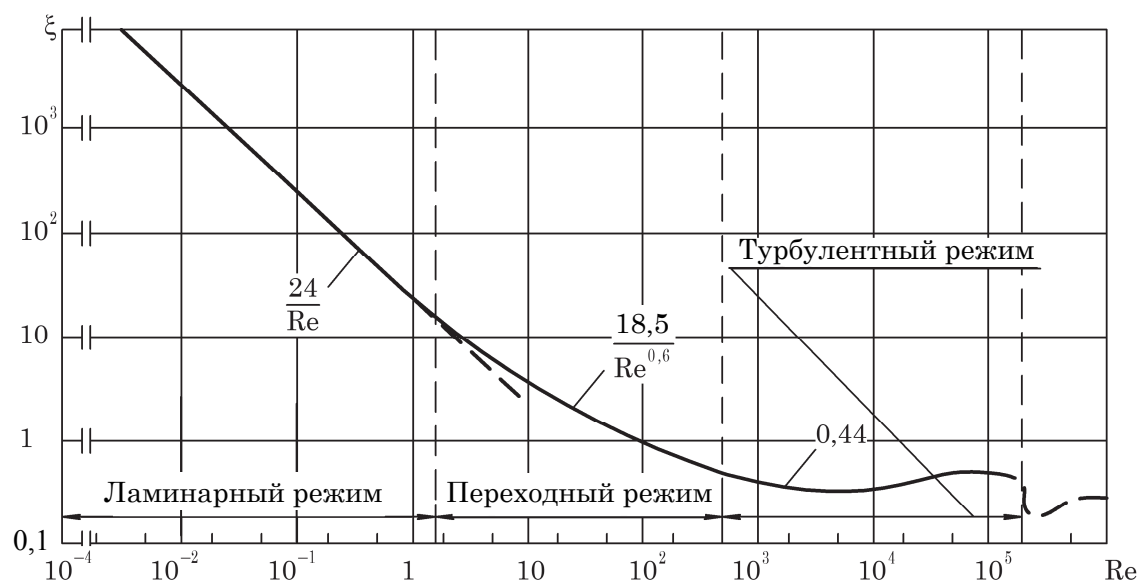


Рис. 2.2. Зависимость коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса для шарообразной частицы

Таким образом, для частиц нешарообразной формы

$$\xi = f(\text{Re}, \Phi). \quad (2.9)$$

Конкретный вид зависимости (2.9) и значение Φ можно найти в справочной литературе, например в виде графической зависимости, отображенной на рис. 2.3.

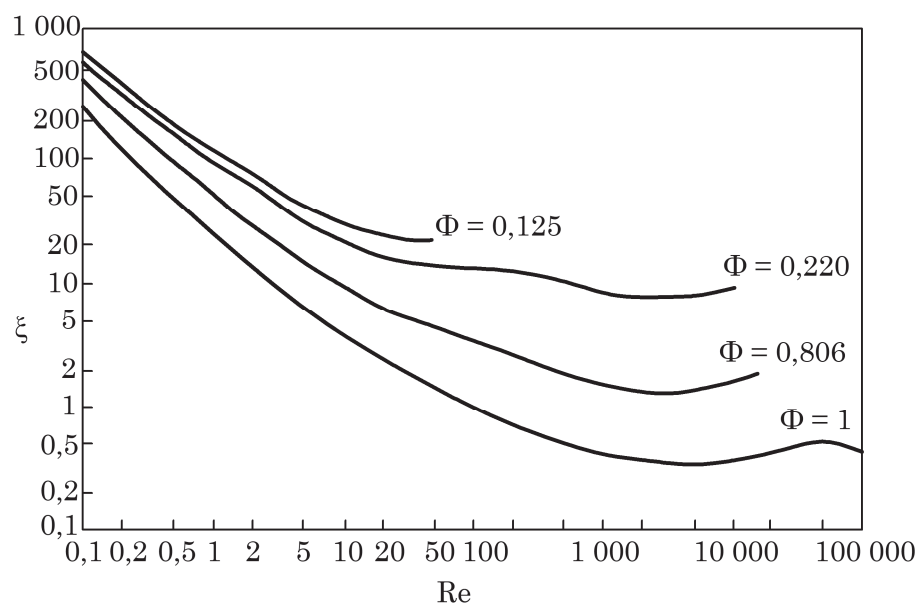


Рис. 2.3. Зависимость коэффициента сопротивления ξ от числа Рейнольдса Re и фактора формы Φ частиц, осаждающихся под действием силы тяжести

Зависимости (2.1)–(2.9) справедливы при любом направлении движения твердых частиц в жидкости, в том числе при совпадении и несовпадении вектора скорости частицы и направления действия силы тяжести.

2.2. ОСАЖДЕНИЕ ТВЕРДЫХ ЧАСТИЦ ПОД ДЕЙСТВИЕМ СИЛЫ ТЯЖЕСТИ. СКОРОСТЬ СВОБОДНОГО ОСАЖДЕНИЯ

При движении (осаждении) твердой частицы в неподвижной среде под действием силы тяжести \vec{G} направление скорости частицы \vec{w} совпадает с направлением силы \vec{G} , являющейся движущей силой процесса осаждения. При этом на частицу, помимо силы \vec{G} , действует выталкивающая Архимедова сила \vec{F}_A и сила сопротивления среды \vec{R} , в результате чего частица начинает двигаться ускоренно вниз. Следовательно, второй закон Ньютона для движения частицы с массой m примет вид

$$\vec{G} + \vec{A} + \vec{R} = m\vec{a}, \quad (2.10)$$

где \vec{a} – ускорение частицы.

Однако с увеличением скорости будет расти сила сопротивления среды \vec{R} и, соответственно, уменьшаться ускорение \vec{a} . В результате очень быстро наступит равновесие действующих на частицу сил (рис. 2.4):

$$\vec{G} + \vec{A} + \vec{R} = 0. \quad (2.11)$$

Начиная с этого момента, частица будет двигаться равномерно, с постоянной скоростью. Эту скорость называют *скоростью осаждения* w_{oc} . Для достаточно мелких частиц (размером 0,1 мм и менее) равномерное движение вниз начинается практически мгновенно.



Рис. 2.4. Силы,
которые действуют
на частицу

В проекции на направление движения уравнение (2.11) примет вид

$$G - A - R = 0 \quad (2.12)$$

либо

$$G - A = R. \quad (2.13)$$

С учетом формулы (2.1) величины сил, действующих на движущуюся частицу можно определить по уравнениям:

$$\begin{cases} G = m_{\text{ч}} g, \\ R = \xi F \frac{\rho w_{\text{ос}}^2}{2}, \\ A = m_{\text{ср}} g, \end{cases} \quad (2.14)$$

где $m_{\text{ч}}$ – масса частицы, кг; ξ – коэффициент сопротивления среды; F – площадь проекции тела на плоскость, перпендикулярную направлению скорости частицы, м²; ρ – плотность среды кг/м³.

Если частицы имеют шарообразную форму, то уравнения (2.14) можно записать в виде

$$\begin{cases} G = \frac{\pi d^3}{6} \rho_{\text{ч}} g, \\ R = \xi \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho w_{\text{ос}}^2}{2}, \\ A = \frac{\pi d^3}{6} \rho g, \end{cases} \quad (2.15)$$

где d – диаметр частицы, м; $\rho_{\text{ч}}$ – плотность материала частицы, кг/м³.

Подставляя выражения сил из системы (2.15) в уравнение (2.13), получим:

$$\frac{\pi d^3}{6} g (\rho_{\text{ч}} - \rho) = \xi \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho w_{\text{ос}}^2}{2}, \quad (2.16)$$

откуда после сокращения на $\frac{\pi d^2}{2}$ можем выразить значение скорости осаждения:

$$w_{\text{ос}} = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g d (\rho_{\text{ч}} - \rho)}{\xi \rho}}. \quad (2.17)$$

ПРИМЕР 2.1

В неподвижной жидкости с начальной скоростью w_0 в горизонтальном направлении начинает двигаться твердая сферическая частица с диаметром $d = 4$ мм. Плотность материала частицы равна плотности жидкости, а начальная скорость w_0 соответствует скорости перехода из турбулентного режима движения в переходный. Определить, какой путь пройдет частица за время $\tau = 0,5$ с от момента начала своего движения. Какова будет при этом скорость движения частицы? Жидкостью является вода с температурой $t = 40$ °С.

Решение

Поскольку плотность материала частицы $\rho_{\text{т}}$ равна плотности жидкости ρ , то выталкивающая архимедова сила \vec{A} уравновешивается силой тяжести $m\vec{g}$:

$$\vec{A} + m\vec{g} = 0.$$

Согласно условию задачи, $\rho_{\text{т}} = \rho = 992$ кг/м³ (табл. 5 приложения), следовательно, частица не будет ни тонуть, ни всплывать, т. е. движение частицы будет горизонтальное.

Следовательно, на частицу будет действовать только одна внешняя неуравновешенная сила – сила сопротивления среды \vec{R} . Таким образом, движение частицы будет прямолинейным и замедленным.

Запишем дифференциальное уравнение движения частицы (второй закон динамики):

$$m\vec{a} = \vec{R},$$

а в проекции на направление скорости w

$$ma = -R,$$

где m – масса частицы, кг; \vec{a} – ускорение (замедление) частицы, $\text{м}^2/\text{с}$.

При этом масса движущейся частицы может быть определена как

$$m = V\rho_{\text{т}}.$$

Объем сферической частицы V определим по формуле

$$V = \frac{\pi d^3}{6}.$$

Тогда

$$m = \frac{\pi d^3}{6} \rho_{\text{т}}.$$

Величина ускорения a равна первой производной скорости w по времени τ :

$$a = \frac{dw}{d\tau}.$$

Поэтому дифференциальное уравнение движения частицы примет вид

$$\frac{\pi d^3}{6} \rho_{\text{т}} \frac{dw}{d\tau} = -R.$$

Величину силы сопротивления R определим согласно уравнениям (2.1) и (2.2):

$$R = \xi S \rho \frac{w^2}{2} = \xi \frac{\pi d^2}{4} \rho \frac{w^2}{2},$$

где S – площадь проекции частицы на плоскость, перпендикулярную направлению скорости \vec{w} (в нашем случае – вертикальную плоскость).

Принимаем, что движение частицы полностью происходит в переходной области. Поэтому коэффициент сопротивления ξ можно определить по формуле (2.6)

$$\xi = \frac{18,5}{\text{Re}^{0,6}}.$$

Согласно формуле (2.3) критерий Рейнольдса, определяющий режим движения, можно записать

$$\text{Re} = \frac{wd\rho}{\mu}.$$

Тогда

$$\xi = \frac{18,5\mu^{0,6}}{w^{0,6}d^{0,6}\rho^{0,6}}.$$

Подставляя полученное выражение для коэффициента сопротивления ξ в формулу для силы сопротивления R , запишем

$$R = \frac{18,5\mu^{0,6}}{w^{0,6}d^{0,6}\rho^{0,6}} \frac{\pi d^2}{4} \rho \frac{w^2}{2}$$

или после преобразований

$$R = 2,3125\pi\mu^{0,6}\rho^{0,4}d^{1,4}w^{1,4}.$$

Подставляя выражение для R в дифференциальное уравнение движения частицы, получим

$$\frac{\pi d^3}{6} \rho_{\tau} \frac{dw}{d\tau} = -2,3125\pi\mu^{0,6}\rho^{0,4}d^{1,4}w^{1,4}.$$

Разделяя переменные в этом уравнении и выполняя необходимые преобразования, запишем

$$w^{-1,4}dw = -13,875\mu^{0,6}\frac{\rho^{0,4}}{\rho_{\tau}}d^{-1,6}d\tau.$$

Проинтегрируем полученное уравнение:

$$-\frac{2,5}{w^{0,4}} = -13,875\mu^{0,6}\frac{\rho^{0,4}}{\rho_{\tau}}d^{-1,6}\tau + C_1.$$

Постоянную интегрирования C_1 найдем из начальных условий. Для этого определим начальную скорость w_0 .

Поскольку искомая скорость w_0 входит в критерий Рейнольдса $Re_{кр2}$, соответствующий переходу из турбулентного режима в переходный (при этом $Re_{кр} = 500$), то согласно формуле (2.3) запишем

$$Re_{кр2} = \frac{w_0 d \rho}{\mu},$$

откуда

$$w_0 = \frac{Re_{кр2} \mu}{d \rho}.$$

При $t = 40^\circ\text{C}$ плотность воды $\rho = 992 \text{ кг/м}^3$ (табл. 5 приложения), а динамическая вязкость $\mu = 0,656 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. 8 приложения).

Тогда

$$w_0 = \frac{500 \cdot 0,656 \cdot 10^{-3}}{4 \cdot 10^{-3} \cdot 992} = 0,08266 \text{ м/с}.$$

В момент времени $\tau_0 = 0$; $w = w_0 = 0,08266 \text{ м/с}$.

Тогда

$$C_1 = \frac{2,5}{w_0^{0,4}} = -\frac{2,5}{0,08266^{0,4}} = -6,7768.$$

Следовательно,

$$-\frac{2,5}{w^{0,4}} = -13,875\mu^{0,6} \frac{\rho^{0,4}}{\rho_T} d^{-1,6} \tau - 6,7768;$$

$$w = \left(\frac{\frac{2,5}{13,875\mu^{0,6} \frac{\rho^{0,4}}{\rho_T} \tau + 6,7768}}{(\rho_T d^{1,6})} \right)^{2,5}.$$

Подставляя численные значения в выражение для скорости w получим:

$$w = \left(\frac{\frac{2,5}{13,875 \cdot (0,7 \cdot 10^{-3})^{0,6} \cdot 992^{0,4} \tau}}{(992 \cdot 0,004^{1,6})} + 6,7768 \right)^{2,5} = \left(\frac{2,5}{19,413\tau + 6,7768} \right)^{2,5}.$$

В момент времени $\tau = 0,5$ с скорость частицы будет

$$w = \left(\frac{2,5}{19,413 \cdot 0,5 + 6,7768} \right)^{2,5} = 0,0091 \text{ м/с}.$$

Проверяем режим движения:

$$\text{Re} = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{0,0091 \cdot 0,004 \cdot 992}{0,656 \cdot 10^{-3}} = 54,4 > 2.$$

Следовательно, движение частицы происходит только в переходном режиме и наши допущения верны.

Скорость частицы есть первая производная пройденного пути S по времени τ :

$$w = \frac{dS}{d\tau} = \left(\frac{2,5}{19,413\tau + 6,7768} \right)^{2,5} = \left(\frac{19,413\tau + 6,7768}{2,5} \right)^{-2,5} = (7,765\tau + 2,711)^{-2,5}.$$

Разделяя переменные, получим

$$dS = (7,765\tau + 2,711)^{-2,5} d\tau.$$

Преобразуем последнее выражение, приводя вид к табличному интегралу:

$$dS = 0,129 \cdot (7,765\tau + 2,711)^{-2,5} \cdot d(7,765\tau + 2,711).$$

Интегрируя последнее дифференциальное уравнение, получим

$$S = \frac{0,129}{-1,5} \cdot (7,765\tau + 2,711)^{-1,5} + C_2 = -0,086 \cdot (7,765\tau + 2,711)^{-1,5} + C_2. \quad (a)$$

Постоянную интегрирования C_2 найдем из начальных условий: при $\tau_0 = 0$ $S = 0$. Тогда

$$0 = -0,086 \cdot (7,765 \cdot 0 + 2,711)^{-1,5} + C_2,$$

откуда

$$C_2 = 0,01927.$$

Итак, уравнение (а) примет вид

$$S = -0,086 \cdot (7,765\tau + 2,711)^{-1,5} + 0,01927.$$

В момент времени $\tau = 0,5$ с

$$S = -0,086 \cdot (7,765 \cdot 0,5 + 2,711)^{-1,5} + 0,01927 = 0,0142 \text{ м} = 1,42 \text{ см}.$$

Ответ: скорость частицы $w = 0,009$ м/с, а путь, пройденный частицей, $S = 0,0142$ м = 1,42 см.

2.2.1. Способы определения скоростей свободного осаждения частиц шарообразной формы* (решение прямой задачи осаждения)

Как видно из уравнения (2.17), для определения скорости осаждения необходимо знать величину коэффициента ξ , который определяется по одной из зависимостей (2.5)–(2.7). Из этих уравнений следует, что значение ξ зависит от величины критерия Рейнольдса.

Поэтому существуют следующие способы определения скорости осаждения w_{oc} .

1. Для *ламинарного режима*, подставив в формулу (2.17) выражение (2.5), получим уравнение

$$w_{oc} = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{gd(\rho_q - \rho)}{\frac{24}{Re} \rho}}. \quad (2.18)$$

Учитывая, что $Re = \frac{w_{oc} d \rho}{\mu}$ и возводя левую и правую части уравнения (2.18)

в квадрат, запишем

$$w_{oc}^2 = \frac{4}{3} \frac{gd(\rho_q - \rho)}{\frac{w_{oc} d \rho}{\mu}}. \quad (2.19)$$

Выполняя преобразования формулы (2.19), получим выражение для определения w_{oc} :

$$w_{oc} = \frac{d^2 g (\rho_q - \rho)}{18 \mu}. \quad (2.20)$$

* К частицам шарообразной формы следует отнести как непосредственно сферические, так и несферические частицы, приближающиеся к первым по форме (например, несильно вытянутые овальные частицы).

Зависимость (2.20) носит название *формулы Стокса* для осаждения одиночной частицы.

Вместе с тем следует учесть, что при осаждении очень мелких частиц ($Re < 10^{-4}$) на величину скорости осаждения начинает влиять тепловое движение микрочастиц (как правило, молекул) текучей среды. При этом размеры осаждаемой частицы d_q становятся соизмеримыми со средней длиной λ свободного пробега микрочастиц текучей среды. Данное влияние определяют введением в формулу (2.20) поправочного коэффициента k :

$$k = \frac{1}{1 + A \frac{\lambda}{d}}, \quad (2.21)$$

где A – коэффициент, зависящий от природы текучей среды ($1,4 \leq A \leq 20$); так, например, для воздуха $A = 1,5$.

Тогда с учетом поправки, определяемой формулой (2.21), скорость осаждения мелких частиц w'_{oc} будет

$$w'_{oc} = kw_{oc}, \quad (2.22)$$

где w_{oc} определяется по формуле (2.20).

Аналогичным методом можно получить выражения для расчета скорости осаждения w_{oc} для переходной ($2 < Re < 500$) и автомодельной ($Re > 500$) областей:

– для переходной:

$$w_{oc} = \frac{d^{1,143} g^{0,714} (\rho_T - \rho)^{0,714}}{6,545 \mu^{0,429} \rho^{0,286}}; \quad (2.23)$$

– для автомодельной:

$$w_{oc} = 1,741 \sqrt{\frac{dg(\rho_T - \rho)}{\rho}}. \quad (2.24)$$

Для того чтобы выбрать одно из расчетных уравнений (2.20), (2.23) или (2.24), необходимо предварительно знать режим движения частицы. В свою очередь, гидродинамический режим движения характеризуется значением критерия Re , в который входит неизвестная искомая скорость w_{oc} .

Поэтому расчет w_{oc} по уравнениям (2.20)–(2.24) возможен *методом последовательных приближений*. При этом вначале задаются режимом осаждения, рассчитывают по соответствующему уравнению w_{oc} и по этому значению с помощью формулы (2.3) вычисляют критерий Рейнольдса Re . Затем проверяют, лежит ли найденное значение в пределах принятого режима осаждения. Если режим осаждения выбран верно, то расчет w_{oc} заканчивают. В противном случае выбирают другой режим, а расчет повторяют по вышеприведенной методике.

Такой метод расчета может содержать несколько приближений, а значит, являться трудоемким. Его рационально использовать в тех случаях, когда осаждаются мелкие частицы в вязкой среде – тогда наиболее вероятным является ламинарный режим осаждения и следует пользоваться формулой Стокса. Либо осаждаются крупные частицы в маловязкой среде, тогда вероятный режим осаждения – турбулентный и используется формула (2.24). Таким образом, для нахождения w_{oc} понадобится лишь одно приближение.

2. Гидродинамический режим осаждения частицы можно определить сразу, без выполнения приближений.

Возведем в квадрат выражение (2.17) и определим w_{oc}^2 :

$$w_{oc}^2 = \frac{4dg(\rho_q - \rho)}{3\xi\rho}. \quad (2.25)$$

Если же мы выразим из формулы (2.3) скорость через критерий Рейнольдса и возведем ее в квадрат, то получим

$$w_{oc}^2 = \frac{\mu^2 Re^2}{d^2 \rho^2}. \quad (2.26)$$

Приравняв правые части уравнений (2.25) и (2.26), запишем

$$\frac{\mu^2 Re^2}{d^2 \rho^2} = \frac{4dg(\rho_q - \rho)}{3\xi\rho}. \quad (2.27)$$

Отсюда можем выразить

$$\frac{3}{4} Re^2 \xi = \frac{g\rho^2 d^3 (\rho_q - \rho)}{\mu^2 \rho} = \frac{d^3 (\rho_q - \rho) \rho g}{\mu^2}. \quad (2.28)$$

Критерий Рейнольдса Re и коэффициент сопротивления ξ – величины безразмерные, а значит, безразмерным будет и выражение $\frac{3}{4} Re^2 \xi$, а следовательно, и правая часть уравнения (2.28), которую можно представить в виде критерия гидродинамического подобия Архимеда Ar :

$$Ar = \frac{d^3 (\rho_q - \rho) \rho g}{\mu^2}. \quad (2.29)$$

Таким образом, из уравнения (2.28) с учетом (2.29) получим

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2 \xi. \quad (2.30)$$

Подставив в уравнение (2.30) критические значения критерия Re , отвечающие переходу одной области осаждения в другую, можно найти соответствующие критические значения критерия Архимеда Ar .

Для ламинарного режима осаждения частицы ($Re < 2$) при подстановке $\xi = \frac{24}{Re}$ в уравнение (2.30) получим

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2 \frac{24}{Re}, \quad (2.31)$$

откуда

$$Ar = 18 Re. \quad (2.32)$$

Первое критическое значение критерия Архимеда получим, подставляя в уравнение (2.32) первое критическое значение критерия Рейнольдса $Re_{кр1} = 2$:

$$Ar_{кр.1} = 18 Re_{кр1} = 18 \cdot 2 = 36. \quad (2.33)$$

Следовательно, существование ламинарного режима осаждения соответствует условию $Ar \leq 36$.

Для переходного режима осаждения, где $2 < Re < 500$, согласно зависимости (2.6), значение $\xi = \frac{18,5}{Re^{0,6}}$. Подставляя это значение в уравнение (2.30), получим

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2 \cdot \frac{18,5}{Re^{0,6}}. \quad (2.34)$$

или после преобразований

$$Ar = 13,875 Re^{1,4}. \quad (2.35)$$

После подстановки в уравнение (2.35) второго критического значения $Re_{кр2} = 500$, находим второе предельное значение критерия Архимеда для переходной области:

$$Ar_{кр2} = 13,875 \cdot 500^{1,4}, \quad (2.36)$$

откуда

$$Ar_{кр.2} = 83\,328. \quad (2.37)$$

Таким образом, переходная область осаждения соответствует изменению критерия Ar в пределах $36 < Ar < 83\,328$.

Следовательно, турбулентный режим осаждения будет наблюдаться при $Ar > 83\,328$.

Согласно (2.29), в критерий Архимеда искомая скорость осаждения не входит. Таким образом, рассчитав число Архимеда Ar по уравнению (2.29), можно сразу установить режим осаждения, выбрать из уравнений (2.20)–(2.24) соответствующее уравнение и рассчитать скорость осаждения $w_{ос}$.

3. Скорость осаждения можно определить, используя совместно критерии Архимеда Ar и Рейнольдса Re .

Для ламинарной области осаждения согласно (2.32)

$$Re = \frac{Ar}{18}. \quad (2.38)$$

Для переходной области осаждения из уравнения (2.35) выразим критерий Рейнольдса:

$$Re = 0,152 Ar^{0,715}. \quad (2.39)$$

Для автомодельной области, где $Ar > 83\,328$, зависимость между Re и Ar можно найти, подставив выражение (2.7) в уравнение (2.30):

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2 \cdot 0,44. \quad (2.40)$$

После преобразований уравнения (2.40) получим

$$Re = 1,741 \sqrt{Ar}. \quad (2.41)$$

Таким образом, рассчитав по уравнению (2.29) величину критерия Архимеда Ar , устанавливают режим осаждения. Далее, выбирая из уравнений (2.38), (2.39) и (2.41) нужную формулу, находят значение критерия Рейнольдса Re , соответствующее этой области осаждения. Затем с помощью уравнения (2.3) можно выразить и найти скорость осаждения w_{oc} :

$$w_{oc} = \frac{\mu Re}{d\rho}. \quad (2.42)$$

Второй и третий способы определения скорости осаждения w_{oc} рационально использовать в тех случаях, когда изначально режим осаждения не очевиден.

4. Для приближенных расчетов скорости осаждения w_{oc} можно использовать и единую интерполяционную приближенную зависимость, связывающую критерии Re и Ar для всех режимов осаждения:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,575\sqrt{Ar}}. \quad (2.43)$$

При малых значениях Ar вторым слагаемым в знаменателе можно пренебречь, и уравнение (2.43) превращается в уравнение (2.38). При больших же значениях Ar можно пренебречь уже первым слагаемым в знаменателе, и уравнение (2.43) превращается в уравнение (2.41), отвечающее автомодельной области.

Существует и графическое представление уравнения (2.43), которое приведено на рис. 2.5 (кривая 1).

Определив по выражению (2.43) значение критерия Рейнольдса Re , можем определить скорость осаждения w_{oc} по уравнению (2.42).

Следует отметить, что данный метод определения скорости осаждения является более простым, но менее точным.

5. Удобной для технических расчетов является графическая зависимость между безразмерными критериями Ly и Ar , где Ly – критерий гидродинамического подобия Лященко:

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{w_{oc}^3 \rho^2}{\mu(\rho_q - \rho)g}. \quad (2.44)$$

Вид зависимости $Ly = f(Ar)$ совместно с зависимостью $Re = f(Ar)$ представлен на рис. 2.5.

Порядок нахождения скорости осаждения в данном случае следующий. Сначала по уравнению (2.29) рассчитывают значения критерия Архимеда Ar . Затем, используя графическую зависимость $Ly = f(Ar)$ для сферических частиц (рис. 2.5 – линия 2), находят соответствующее значение критерия Лященко Ly . По найденному значению Ly , используя зависимость (2.44), выражают и определяют скорость осаждения w_{oc} :

$$w_{oc} = \sqrt[3]{\frac{Ly\mu(\rho_q - \rho)g}{\rho^2}}. \quad (2.45)$$

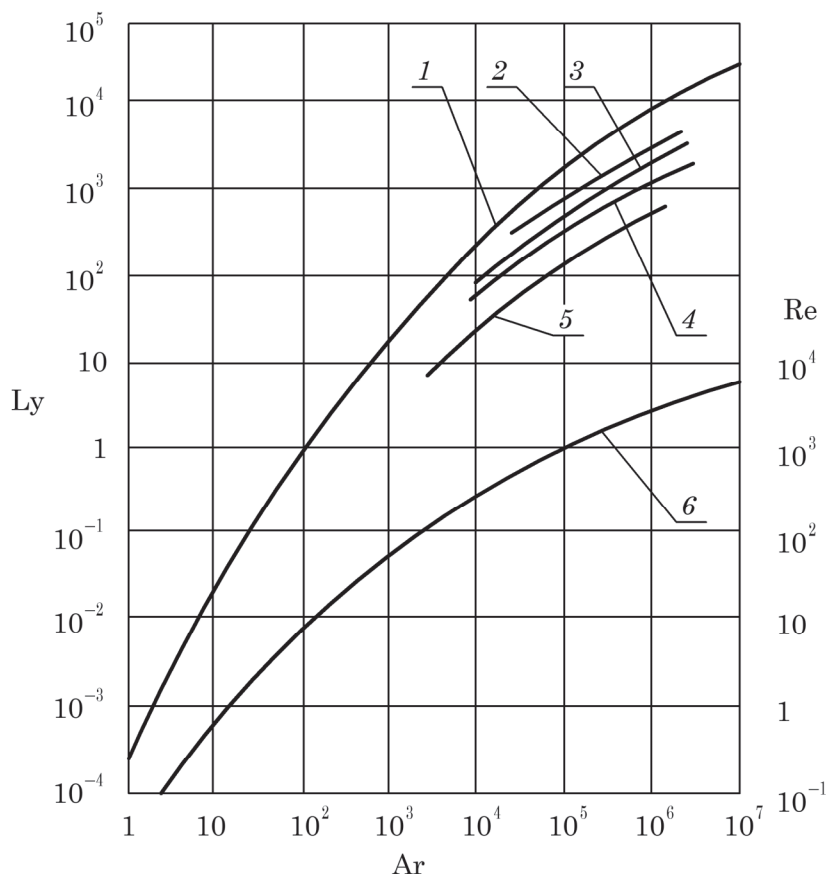


Рис. 2.5. Зависимость $Ly = f(Ar)$ и $Re = f(Ar)$ для частиц:
 1, 6 – шарообразных; 2 – округлых; 3 – угловатых;
 4 – продолговатых (игольчатых); 5 – пластинчатых

2.2.2. Определение скоростей свободного осаждения частиц нешарообразной формы

Скорость осаждения w'_{oc} частиц нешарообразной формы меньше скорости осаждения шарообразных частиц. Это обусловлено худшими условиями обтекания жидкостью поверхности частицы, а соответственно, увеличением сил сопротивления. При движении частицы с формой, отличной от сферической, на нее со стороны жидкости действует мгновенная сила сопротивления, вектор которой может быть направлен не противоположно вектору скорости. Поэтому направление осаждения частицы может отклоняться от вертикального и она будет двигаться по сложной траектории. Таким образом, общий путь и время осаждения частиц неправильной формы будут увеличиваться, а их скорость осаждения, соответственно, уменьшаться.

Чтобы рассчитать скорость осаждения нешарообразных частиц, необходимо значение скорости для шарообразных частиц умножить на поправочный коэффициент ϕ , называемый коэффициентом формы:

$$w'_{oc} = \phi w_{oc}. \quad (2.46)$$

Коэффициент $\phi < 1$, его значения зависят от многих факторов, но в первую очередь от формы осаждаемых частиц, а также от значения критерия Архимеда Ar . Он определяется опытным путем. Зависимость $\phi = f(Ar)$ приведена на рис. 2.6.

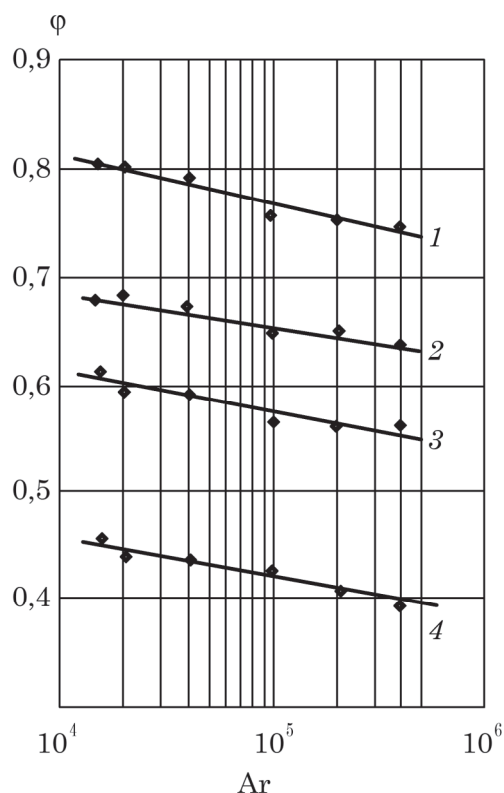


Рис. 2.6. Зависимость фактора формы ϕ от критерия Архимеда для частиц:
 1 – округлых; 2 – угловатых;
 3 – продолговатых; 4 – пластинчатых

При определении скорости осаждения $w'_{\text{ос}}$ частиц неправильной (нешарообразной) формы в расчетных зависимостях вместо диаметра частицы d используется эквивалентный диаметр d_3 , определяемый по уравнению (2.4).

Приближенно $w'_{\text{ос}}$ некоторых частиц нешарообразной формы можно найти, воспользовавшись графической зависимостью $Ly = f(Ar)$ (рис. 2.5, линии 2–5). Порядок расчета представлен в 5-м способе нахождения скорости осаждения.

2.2.3. Определение диаметра осаждаемых шарообразных частиц при известной скорости осаждения (обратная задача осаждения)

Преобразованием формул (2.20), (2.23) и (2.24) получены следующие зависимости для определения диаметра осаждаемой частицы:

а) ламинарный режим ($Re < 2$):

$$d = \sqrt{\frac{18\mu w_{\text{ос}}}{(\rho_{\text{т}} - \rho)g}}; \quad (2.47)$$

б) переходный режим ($2 < Re < 500$):

$$d = \frac{5,147 w_{\text{ос}}^{0,875} \mu^{0,375} \rho^{0,25}}{g^{0,625} (\rho_{\text{т}} - \rho)^{0,625}}; \quad (2.48)$$

в) турбулентный режим ($Re > 500$):

$$d = 0,33 \frac{\rho w_{oc}^3}{g(\rho_t - \rho)}. \quad (2.49)$$

Чтобы воспользоваться уравнениями (2.47)–(2.49) необходимо знать гидродинамический режим осаждения частицы, который характеризуется числом Рейнольдса Re . Но, как известно из формулы (2.3), в критерий Re входит неизвестный диаметр частицы d .

Поэтому в расчетной практике используют следующие способы нахождения диаметра осаждаемых частиц.

I способ (метод последовательных приближений). Задаются режимом осаждения, выбирают из (2.47), (2.48) и (2.49) соответствующую формулу и вычисляют значение d . Затем по известному d рассчитывают с помощью формулы (2.3) значение критерия Рейнольдса Re и проверяют режим осаждения: если значение Re соответствует заданному режиму, расчет заканчивают, иначе предполагают другой режим осаждения и повторяют вычислительный процесс.

II способ. Режим осаждения можно определить, непосредственно рассчитывая по формуле (2.44) число Ly . Найденное значение критерия Лященко сравнивают с критическими значениями $Ly_{кр1}$ и $Ly_{кр2}$, которое можно рассчитать следующим образом:

$$Ly_{кр1} = \frac{Re_{кр1}^3}{Ar_{кр1}}; \quad (2.50)$$

$$Ly_{кр2} = \frac{Re_{кр2}^3}{Ar_{кр2}}. \quad (2.51)$$

Поскольку

$$\begin{aligned} Re_{кр1} &= 2; \quad Ar_{кр1} = 36; \\ Re_{кр2} &= 500; \quad Ar_{кр2} = 83\,328, \end{aligned}$$

то

$$\begin{aligned} Ly_{кр1} &= \frac{2^3}{36} = 0,222; \\ Ly_{кр2} &= \frac{500^3}{83\,328} = 1500. \end{aligned}$$

При этом если $Ly < 0,222$, то режим осаждения *ламинарный*; если $0,222 \leq Ly \leq 1500$, то режим осаждения *переходный*; если $Ly > 1500$, то режим осаждения *турбулентный* (автомодельный).

Таким образом, установив режим осаждения, из (2.47)–(2.49) выбирают соответствующую формулу и находят диаметр осаждаемой частицы d .

III способ. Используют графическую зависимость $Ly = f(Ar)$ (рис. 2.5, линия 1), пригодную для всех режимов осаждения. При этом по формуле (2.44) рассчитывают число Ly и затем по графику определяют значение критерия Архимеда Ar . Из формулы (2.29) выражают и рассчитывают искомый диаметр частицы:

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar\mu^2}{g(\rho_{\text{ч}} - \rho)\rho}}. \quad (2.52)$$

Из приведенных способов определения диаметра частицы III способ наименее точный и его рекомендуется использовать для оценочных (ориентировочных) расчетов. I способ имеет смысл использовать в тех случаях, когда скорость движения тела невелика либо осаждение происходит в вязких средах: при этом режим движения скорее всего будет ламинарным и следует воспользоваться зависимостью (2.47). Возможен случай, когда осаждаются крупные частицы в маловязкой среде, тогда вероятный режим осаждения – турбулентный и используют формулу (2.49) с обязательной последующей проверкой предполагаемого режима осаждения.

В общем случае наиболее рациональным является II способ определения диаметра осаждаемой частицы.

2.2.4. Определение диаметра осаждаемых частиц неправильной формы при известной скорости осаждения

Если необходимо рассчитать эквивалентный диаметр частицы неправильной формы, осаждающейся со скоростью $w_{\text{ос}}$, то вначале по формуле (2.44) определяют значение критерия Lu и устанавливают режим осаждения. Затем из уравнений (2.47), (2.48) и (2.49) выбирают соответствующую зависимость и находят диаметр d частицы сферической формы. Искомый эквивалентный диаметр $d_{\text{э}}$ определяют по формуле

$$d_{\text{э}} = \varphi' d, \quad (2.53)$$

где φ' – поправочный коэффициент, значение которого можно найти в справочной литературе. Для некоторых случаев коэффициент φ' можно определить с помощью графической зависимости $\varphi' = f(Ar)$, представленной на рис. 2.7.

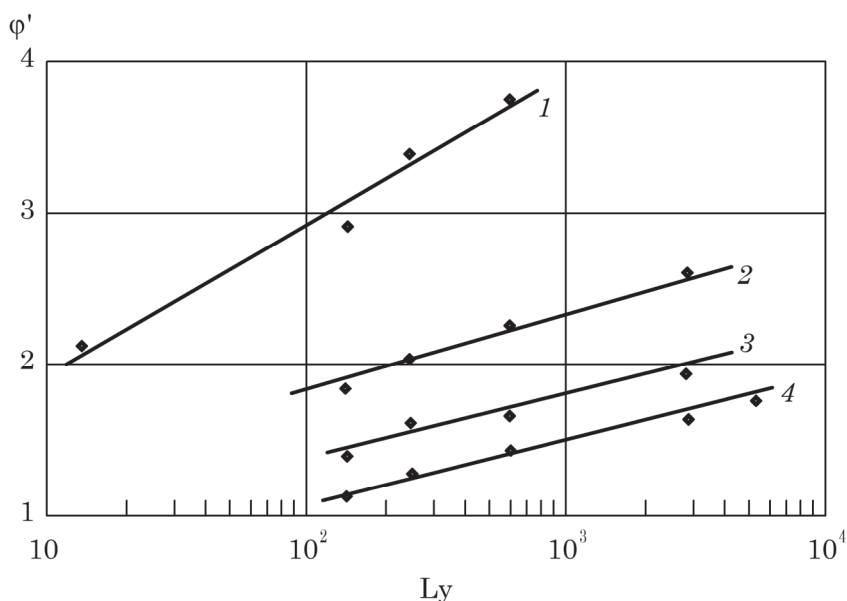


Рис. 2.7. Зависимость коэффициента формы φ' от числа Lu для пластинчатых (1), продолговатых (2), угловатых (3), округленных (4) частиц

Также с помощью графических зависимостей $Lu = f(Ar)$ для линий 2, 3, 4, 5, представленных на рис. 2.5, можно приближенно определить эквивалентный диаметр некоторых частиц неправильной формы, осаждающихся с заданной скоростью w_{oc} . При этом используют III способ нахождения диаметра частицы из пункта 2.2.3, учитывая, что $d_g = d$.

ПРИМЕР 2.2

Определить скорость свободного осаждения твердых частиц кварца продолговатой формы в сероуглероде с температурой $t = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$. Эквивалентный диаметр твердой частицы $d_g = 1,7\text{ мм}$.

Решение

По формуле (2.29) рассчитаем число Архимеда и установим гидродинамический режим осаждения частиц:

$$Ar = \frac{d_g^3 \rho (\rho_q - \rho) g}{\mu^2}.$$

При $t = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ плотность сероуглерода $\rho = 1233\text{ кг/м}^3$ (табл. 5 приложения), а его динамическая вязкость $\mu = 0,29 \cdot 10^{-3}\text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. 8 приложения). Плотность частиц кварца $\rho_q = 2650\text{ кг/м}^3$ (табл. 4 приложения).

$$Ar = \frac{(1,7 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 1233 \cdot (2650 - 1233) \cdot 9,81}{(0,29 \cdot 10^{-3})^2} = 1\,001\,270.$$

Поскольку рассчитанное значение критерия Архимеда $Ar = 1\,001\,270 > Ar_{кр2} = 83\,328$, то режим осаждения – турбулентный. Поэтому воспользуемся зависимостью (2.41):

$$Re = 1,74 \sqrt{Ar} = 1,74 \cdot \sqrt{1\,001\,270} = 1741,1.$$

Скорость свободного осаждения частицы диаметром d_g определим по формуле (2.42):

$$w_{oc} = \frac{Re \mu}{d_g \rho} = \frac{1741,1 \cdot 0,29 \cdot 10^{-3}}{1,7 \cdot 10^{-3} \cdot 1233} = 0,241\text{ м/с}.$$

Поскольку согласно условию осаждаются частицы продолговатой формы, то их скорость осаждения найдем по формуле (2.46):

$$w'_{oc} = \varphi w_{oc}.$$

Коэффициент формы φ определим с помощью графической зависимости $\varphi = f(Ar)$, представленной на рис. 2.6. Ввиду небольшого выхода величины числа Архимеда Ar за диапазон значений, представленных на графике, экстраполируя, находим $\varphi = 0,53$.

Тогда искомая скорость осаждения w'_{oc} твердых частиц продолговатой формы будет:

$$w'_{oc} = 0,53 \cdot 0,241 = 0,128\text{ м/с}.$$

Ответ: $w'_{oc} = 0,128\text{ м/с}$.

2.2.5. Стесненное осаждение

На практике часто встречается осаждение большой массы твердых частиц различной формы и размеров в ограниченном объеме жидкости.

Если объемная концентрация (доля) $\varphi_{\text{ТВ}}$ твердых частиц в жидкости не превышает 5%, то взаимным влиянием осаждающихся частиц можно пренебречь и этому соответствует так называемое *свободное осаждение*.

С ростом $\varphi_{\text{ТВ}}$ осаждение становится *стесненным*: при этом скорость осаждения снижается.

Снижение скорости осаждения обусловлено следующими причинами.

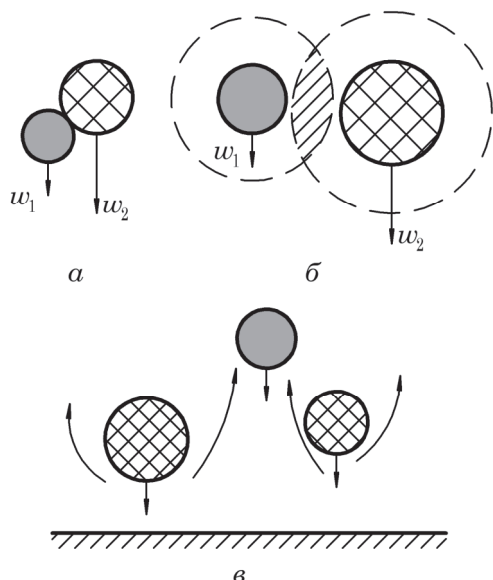


Рис. 2.8. Схема стесненного осаждения частиц различного диаметра

1. Из-за различной формы и размеров частицы осаждаются с разными скоростями (рис. 2.8). При этом происходят неупругие удары частиц между собой, энергия диссипирует в окружающую среду, а скорость движения снижается (рис. 2.8, а).

2. Возле поверхности каждой частицы существует пограничный вязкий слой, который перемещается вместе с частицей и удерживается возле поверхности частицы силами поверхностного натяжения и вязкостного трения (рис. 2.8, б). У различных частиц, осаждающихся в непосредственной близости друг от друга с разными скоростями, происходит взаимное перекрытие этих слоев и трение в области перекрытия. Это приводит к рассеиванию энергии и снижению скорости осаждения частиц.

3. При достижении частицами дна аппарата происходит вытеснение жидкости осаждающимися частицами (рис. 2.8, в) и возникают восходящие потоки, которые направлены против скорости движения частиц. Таким образом, общая скорость осаждения снижается.

Учесть строго аналитически все перечисленные факторы, влияющие на процесс стесненного осаждения, до сих пор не удалось, поэтому обычно используют эмпирические и полуэмпирические расчетные методы.

При определении скорости стесненного осаждения $w'_{\text{ос}}$ можно использовать модифицированные критерии Рейнольдса $Re_{\text{м}}$ и Архимеда $Ar_{\text{м}}$.

Значение модифицированного критерия Рейнольдса определим по формуле

$$Re_{\text{м}} = \frac{w'_{\text{ос}} d \rho}{\mu_{\text{эф}}}, \quad (2.54)$$

где $\mu_{\text{эф}}$ – эффективная вязкость среды, Па·с.

Величину $\mu_{\text{эф}}$ рассчитаем по формуле

$$\mu_{\text{эф}} = \mu e^{\left(\frac{5\varphi_{\text{ТВ}}}{3(1-\varphi_{\text{ТВ}})} \right)}, \quad (2.55)$$

где μ – динамическая вязкость жидкости, Па·с; $\varphi_{\text{ТВ}}$ – объемная доля твердой фазы в суспензии.

Модифицированный критерий Архимеда Ar_M для стесненного осаждения можно рассчитать по уравнению

$$Ar_M = Ar \frac{1 - \varphi_{ТВ}}{1 + (\varphi_{ТВ})^{0,333}} \left(\frac{\mu}{\mu_{эф}} \right)^2. \quad (2.56)$$

Тогда $w'_{ос}$ можно определить по уравнению

$$w'_{ос} = \frac{Re_M \mu_{эф} w_{ос}}{Re \mu}, \quad (2.57)$$

где Re и Ar – критерии Рейнольдса и Архимеда, рассчитываемые для режима свободного осаждения одиночной частицы в неподвижной среде по формулам, полученным на основании уравнений (2.3) и (2.29):

$$Re = \frac{w_{ос} d_p \rho}{\mu};$$

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho g}{\mu^2} (\rho_{ч} - \rho).$$

На практике нередко используются процессы, в которых происходит стесненное осаждение твердых частиц разного размера (полидисперсных частиц), разной формы и переменной концентрации твердых частиц в объеме жидкости (содержание твердых частиц обычно увеличивается сверху вниз в направлении осаждения). Указанные факторы значительно усложняют теоретическое описание процесса осаждения, поэтому в расчетной практике действительную скорость осаждения $w_{ос.д}$ принимают равной половине скорости стесненного осаждения, т. е.

$$w_{ос.д} = 0,5 w'_{ос}. \quad (2.58)$$

ПРИМЕР 2.3

Определить среднюю скорость стесненного осаждения твердых шарообразных частиц мрамора диаметром $d = 1,5$ мм в воде с температурой $t = 30$ °С. Объемная концентрация осаждаемых частиц изменяется от $\varphi_{ТВ1} = 0,15$ до $\varphi_{ТВ2} = 0,3$.

Решение

Согласно методике расчета, представленной в п. 2.2.5, определяем по формуле (2.29) число Архимеда Ar и устанавливаем режим осаждения:

$$Ar = \frac{d^3 g (\rho_{Т} - \rho) \rho}{\mu^2}.$$

При этом плотность мрамора $\rho_{ТВ} = 2600$ кг/м³ (табл. 4 приложения).

Плотность воды при температуре $t = 30$ °С составит $\rho = 995$ кг/м³ (табл. 5 приложения), а ее динамическая вязкость при этой же температуре $\mu = 0,801 \cdot 10^{-3}$ Па·с (табл. 8 приложения).

$$Ar = \frac{(1,5 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 9,81 \cdot (2600 - 995) \cdot 995}{(0,801 \cdot 10^{-3})^2} = 82\,409.$$

Как видно, $36 < Ar < 83\,328$, следовательно, режим осаждения переходный. Поэтому воспользуемся зависимостью (2.39):

$$Re = 0,152 Ar^{0,715} = 0,152 \cdot 82\,409^{0,715} = 497,47.$$

С помощью формулы (2.42) находим теоретическую скорость осаждения w_{oc} :

$$w_{oc} = \frac{\mu Re}{d\rho} = \frac{0,801 \cdot 10^{-3} \cdot 497,47}{1,5 \cdot 10^{-3} \cdot 995} = 0,267 \text{ м/с}.$$

Для объемной концентрации $\phi_{TB1} = 0,15$ по формуле (2.55) находим эффективную вязкость среды:

$$\mu_{эф1} = \mu \exp\left(\frac{5\phi_{TB1}}{3(1-\phi_{TB1})}\right) = 0,801 \cdot 10^{-3} \cdot \exp\left(\frac{5 \cdot 0,15}{3 \cdot (1-0,15)}\right) = 1,075 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

С помощью зависимости (2.56) определяем модифицированный критерий Архимеда Ar_{M1} :

$$Ar_{M1} = Ar \left(\frac{1-\phi_{TB1}}{1+\phi_{TB1}^{0,333}} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_{эф1}} \right)^2 = 82\,409 \cdot \left(\frac{1-0,15}{1+0,15^{0,333}} \right) \cdot \left(\frac{0,801 \cdot 10^{-3}}{1,075 \cdot 10^{-3}} \right)^2 = 25\,396.$$

Как показали расчеты, $36 < Ar_{M1} < 83\,328$, следовательно, режим осаждения переходный, и Re_{M1} рассчитываем по уравнению (2.39):

$$Re_{M1} = 0,152 Ar_{M1}^{0,715} = 0,152 \cdot 25\,396^{0,715} = 214,4.$$

Из формулы (2.57) находим скорость стесненного осаждения:

$$w'_{oc1} = w_{oc} \frac{Re_{M1} \mu_{эф1}}{Re \mu} = 0,267 \cdot \frac{214,4 \cdot 1,075 \cdot 10^{-3}}{497,47 \cdot 0,801 \cdot 10^{-3}} = 0,1544 \text{ м/с}.$$

Производим аналогичный расчет для объемной концентрации твердых частиц $\phi_{TB2} = 0,3$.

$$\mu_{эф2} = \mu \cdot \exp\left(\frac{5\phi_{TB2}}{3(1-\phi_{TB2})}\right) = 0,801 \cdot 10^{-3} \cdot \exp\left(\frac{5 \cdot 0,3}{3 \cdot (1-0,3)}\right) = 1,6362 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с};$$

$$Ar_{M2} = Ar \left(\frac{1-\phi_{TB2}}{1+\phi_{TB2}^{0,333}} \right) \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_{эф2}} \right)^2 = 82\,409 \cdot \left(\frac{1-0,3}{1+0,3^{0,333}} \right) \cdot \left(\frac{0,801 \cdot 10^{-3}}{1,6362 \cdot 10^{-3}} \right)^2 = 8281.$$

$$36 < Ar_{M2} < 83\,328.$$

Следовательно, Re_{m2} находим по уравнению (2.39):

$$Re_{m2} = 0,152 \cdot Ar_{m2}^{0,715} = 0,152 \cdot 8281^{0,715} = 96,222.$$

Скорость стесненного осаждения определим по формуле (2.57):

$$w'_{oc2} = w_{oc} \frac{Re_{m2} \mu_{эф2}}{Re_{\mu}} = 0,267 \cdot \frac{96,222 \cdot 1,6362 \cdot 10^{-3}}{497,47 \cdot 0,801 \cdot 10^{-3}} = 0,1055 \text{ м/с}.$$

Тогда искомая средняя скорость осаждения $w'_{oc.ср}$ будет

$$w'_{oc.ср} = \frac{w'_{oc1} + w'_{oc2}}{2} = \frac{0,1544 + 0,1055}{2} = 0,13 \text{ м/с}.$$

Ответ: $w'_{oc.ср} = 0,13 \text{ м/с}.$

2.3. ОТСТАИВАНИЕ

В химической и других отраслях промышленности процессы осаждения широко используются при разделении суспензий (неоднородных систем, состоящих из жидкости – сплошной фазы и взвешенных в ней твердых частиц – дисперсной фазы), а также при разделении пылей, дымов и туманов (неоднородных систем, состоящих из газа и распределенных в нем частиц твердого или жидкого вещества).

Осаждение, происходящее под действием силы тяжести, называется *отстаиванием*. После разделения суспензии (исходной смеси) получается осадок и осветленная жидкость, а после разделения дымов и пылей – очищенный газ и осадок твердых частиц.

Отстаивание является одним из важных технологических процессов в системах очистки канализационных вод населенных пунктов, а также промышленных и сельскохозяйственных стоков.

Также отстаивание применяют для первичного грубого разделения неоднородных смесей перед последующим более полным (тонким) разделением, что увеличивает производительность в целом технологического процесса. Например, перед подачей суспензии на фильтры, ее нередко отстаивают для отделения грубодисперсных частиц. Запыленный газ перед подачей в фильтры тонкой очистки пропускают через пылеосадительные камеры.

В некоторых случаях отстаивание применяется для разделения неоднородных смесей, у которых дисперсная фаза (твердая фаза в суспензиях и жидкая дисперсная фаза в эмульсиях) имеет меньшую плотность, чем сплошная дисперсионная жидкая фаза. При этом более плотная дисперсионная жидкая фаза осаждается на дно аппарата, а менее плотная дисперсная фаза вытесняется (всплывает) вверх. Аналогичные процессы наблюдаются и при всплывании (барботаже) дисперсной газовой фазы в форме небольших пузырьков с диаметром менее одного миллиметра (в этом случае форму пузырька можно считать сферической и неизменяемой).

Следует учесть, что для расчета указанных процессов (решение прямой и обратной задач) можно использовать вышеприведенные зависимости и способы. Но, например, в уравнениях (2.29), (2.44), (2.20)–(2.24) и (2.47)–(2.49) вместо $(\rho_t - \rho_{ж})$ следует подставлять $(\rho_{ж} - \rho_t)$, где ρ_t – плотность дисперсных твердой фазы в суспензиях либо жидкой фазы в эмульсиях или газа в пене соответственно.

2.3.1. Конструкции аппаратов для отстаивания

Отстаивание проводят в аппаратах, называемых *отстойниками*. Отстойники для сгущения суспензий называют *сгустителями*, а для классификации твердых частиц на фракции – *классификаторами*.

Различают отстойники периодического, полунепрерывного и непрерывного действия.

Периодически действующие отстойники. Данные отстойники обычно представляют собой емкость (рис. 2.9), которая сначала заполняется суспензией, а через некоторое время, когда твердые частицы осядут, осветленная жидкость и осадок последовательно удаляются из емкости.

Отстойники полунепрерывного действия (рис. 2.10). Чаще всего они выполняются в виде длинного желоба прямоугольной формы. Суспензия подается непрерывно, а осветленная жидкость выводится до тех пор, пока не накопится необходимый слой осадка, после чего подача останавливается для выгрузки осадка.

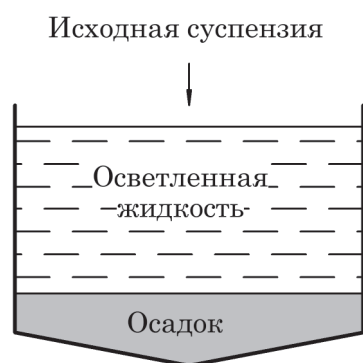


Рис. 2.9. Схема периодически действующего отстойника

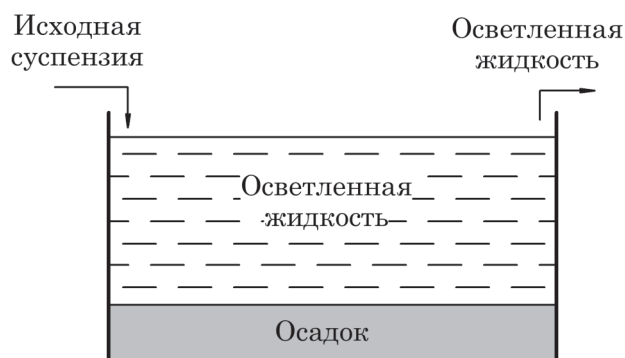


Рис. 2.10. Схема полунепрерывного отстойника

Отстойники непрерывного действия. На рис. 2.11 представлена схема широко распространенного отстойника непрерывного действия с гребковой мешалкой, который включает в себя цилиндрический корпус 1 с коническим днищем 2, на оси которых размещен вал с мешалкой 3. Суспензия непрерывно поступает в центральную трубу, осадок с помощью мешалки, которая вращается очень медленно (до $0,5 \text{ мин}^{-1}$), удаляется через нижний штуцер, а осветленная жидкость – сверху через кольцевой желоб 4.

С целью большей компактности эти отстойники нередко выполняются многоярусными. К недостаткам приведенных конструкций следует отнести их громоздкость.

Пылеосадительные камеры. Эти аппараты (рис. 2.12) используются для предварительной грубой очистки сильно запыленных газов под действием гравитационных сил.

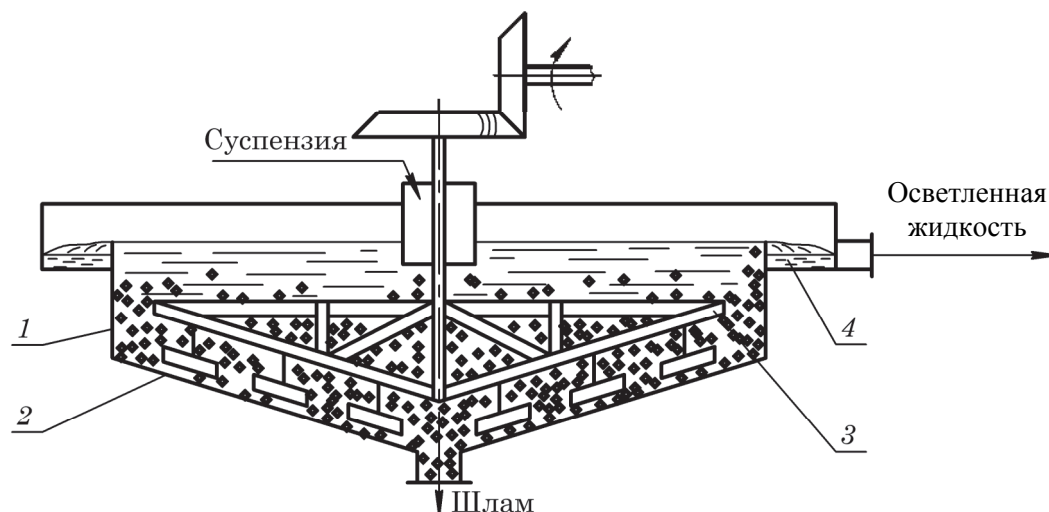


Рис. 2.11. Схема непрерывно действующего отстойника с гребковой мешалкой:
1 – корпус; 2 – днище; 3 – гребковая мешалка; 4 – кольцевой желоб

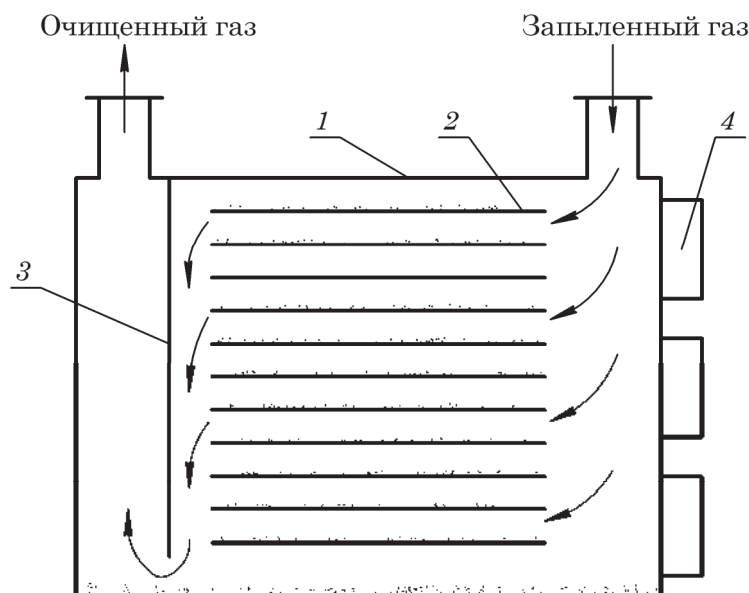


Рис. 2.12. Схема пылеосадительной камеры:
1 – корпус; 2 – полки; 3 – отражательная перегородка;
4 – люки для удаления пыли

Принцип работы пылеосадительных камер следующий. Запыленный газ поступает в корпус камеры 1, в котором установлены горизонтальные полки 2. Газ проходит в каналах между полками, при этом на поверхности последних осаждаются твердые частицы. Пройдя полки, газ огибает вертикальную отражательную перегородку 3, обеспечивающую его равномерное распределение между полками, и удаляется из камеры. Осевшие на полках твердые частицы периодически удаляются с помощью скребков через люки 4 или же смываются водой. Процессы отстаивания используются не только в отстойниках и пылеосадительных камерах, но и являются сопутствующими в других аппаратах, например экстракторах (где сначала происходит перемешивание контактирующих жидких фаз, а затем их разделение отстаиванием) и др.

2.3.2. Расчет аппаратов для отстаивания

2.3.2.1. Материальный баланс процесса отстаивания

Процесс разделения рассмотрим на примере отстаивания суспензии (рис. 2.13).

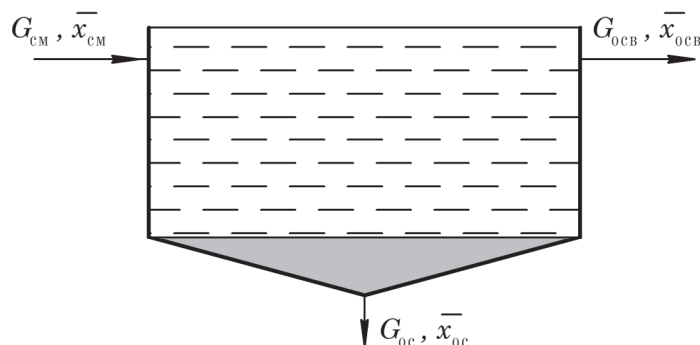


Рис. 2.13. Схема к расчету материального баланса процесса отстаивания

Пусть $G_{см}$ – масса (расход) исходной смеси, поступающей на разделение, а $G_{осв}$ и $G_{ос}$ – масса (расход) осветленной жидкости и осадка, получаемых после отстаивания. Кроме того, $\bar{x}_{см}$, $\bar{x}_{осв}$ и $\bar{x}_{ос}$ – массовые доли твердой фазы в исходной смеси, осветленной жидкости и осадке соответственно.

При отсутствии потерь вещества уравнение материального баланса отстаивания примет вид:

– по общему расходу (массе) вещества:

$$G_{см} = G_{осв} + G_{ос}; \quad (2.59)$$

– по расходу (массе) твердой фазы:

$$G_{см} \bar{x}_{см} = G_{осв} \bar{x}_{осв} + G_{ос} \bar{x}_{ос}. \quad (2.60)$$

Из уравнений (2.59) и (2.60) могут быть получены выражения для расчета расходов осветленной жидкости $G_{осв}$ и осадка $G_{ос}$ при заданных $G_{см}$ и $\bar{x}_{см}$, $\bar{x}_{осв}$, $\bar{x}_{ос}$:

$$G_{осв} = G_{см} \frac{\bar{x}_{ос} - \bar{x}_{см}}{\bar{x}_{ос} - \bar{x}_{осв}}; \quad (2.61)$$

$$G_{ос} = G_{см} \frac{\bar{x}_{см} - \bar{x}_{осв}}{\bar{x}_{ос} - \bar{x}_{осв}}. \quad (2.62)$$

2.3.2.2. Расчет отстойников и пылеосадительных камер

В промышленности при отстаивании суспензий и эмульсий используются отстойники периодического, полунепрерывного и непрерывного действия, а при разделении в поле сил тяжести запыленных газов – многополочные пылеосадительные камеры полунепрерывного действия.

Основным проектным параметром отстойников и пылеосадительных камер является необходимая площадь осаждения $S_{ос}$.

Чтобы определить основные факторы, которые оказывают влияние на процесс осаждения, рассмотрим отстойники периодического и полупериодического

действия. Необходимо отметить, что отстойники проектируются в расчете на осаждение самых маленьких частиц, которые находятся в смеси. Таким образом, время нахождения смеси в аппарате должно быть большим или равным времени, необходимому для стесненного осаждения частиц наименьшего диаметра.

Расчет промышленного процесса отстаивания рассмотрим на примерах работы отстойника периодического действия и пылеосадительной камеры полупериодического действия.

Отстойник периодического действия. Пусть за время τ суспензия разделяется на слой осветленной жидкости высотой H и слой осадка толщиной h (рис. 2.14).

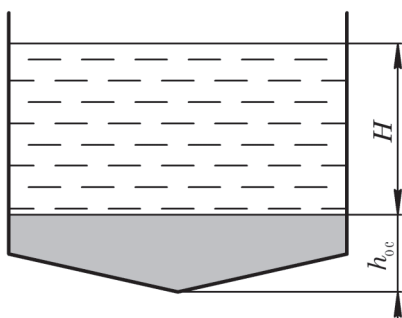


Рис. 2.14. К расчету отстойника периодического действия

Если площадь осаждения равна $F_{ос}$, а высота осветленной жидкости равна H , то объемная производительность отстойника по осветленной жидкости равна

$$V_{осв} = \frac{HF_{ос}}{\tau}, \quad (2.63)$$

где τ — время отстаивания, с.

За это время частицы, которые осаждаются со скоростью $w_{ос}$, должны пройти путь

$$H = w_{ос.д} \tau. \quad (2.64)$$

где $w_{ос.д}$ — действительная скорость осаждения частиц*, м/с.

Если подставить это значение в выражение (2.63), то получим

$$V_{осв} = w_{ос.д} F_{ос}, \quad (2.65)$$

т. е. производительность отстойника не зависит от его высоты.

Пылеосадительная камера полупериодического действия. Примем, что длина камеры равна L , ширина b , а высота H (рис. 2.15).

Пусть объемный расход запыленного газа, входящего в камеру, составляет Q :

$$Q = w_r b H, \quad (2.66)$$

где w_r — среднерасходная скорость газа, направленная от входа в камеру к выходу из нее, м/с.

* Следует различать действительную скорость осаждения и скорость стесненного осаждения.

Вместе с газом в камеру поступают твердые частицы пыли, причем горизонтальная составляющая скорости их движения практически равна w_r (рис. 2.15).

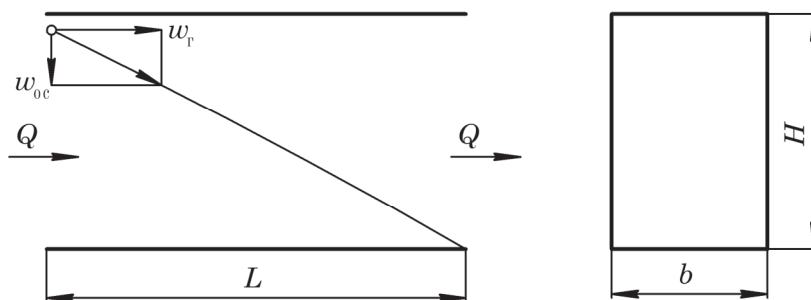


Рис. 2.15. К расчету пылеосадительной камеры

Рассмотрим самый неблагоприятный с точки зрения отстаивания вариант, когда твердая частица поступает в камеру в верхней точке (рис. 2.15). При этом, если произойдет осаждение этой частицы, остальные частицы, поступающие в камеру, в более благоприятных условиях (ближе ко дну) гарантированно осядут и отделятся от газа.

Это произойдет, если выполнится следующее условие:

$$\tau_{oc} \leq \tau_{пр}, \quad (2.67)$$

где τ_{oc} – время осаждения указанной частицы в камере; $\tau_{пр}$ – время пребывания частицы в камере.

В предельном случае

$$\tau_{oc} = \tau_{пр}. \quad (2.68)$$

При этом

$$\tau_{oc} = \frac{H}{w_{oc.д}}, \quad (2.69)$$

где $w_{oc.д}$ – вертикальная составляющая скорости движения частицы, численно равная действительной скорости осаждения.

Время пребывания определится по формуле

$$\tau_{пр} = \frac{L}{w_r}. \quad (2.70)$$

Выразим из уравнения (2.66) w_r :

$$w_r = \frac{Q}{bH}. \quad (2.71)$$

Используя уравнения (2.68)–(2.71), получим

$$\frac{H}{w_{oc.д}} = \frac{LbH}{Q}. \quad (2.72)$$

Уравнение (2.72) после соответствующих преобразований примет вид

$$Q = w_{oc.д} bL, \quad (2.73)$$

но поскольку $bL = F_{\text{ос}}$, где $F_{\text{ос}}$ – площадь поверхности осаждения, м^2 , то можем записать

$$Q = w_{\text{ос. д}} F_{\text{ос}}. \quad (2.74)$$

Для многополочных пылеосадительных камер, рассуждая аналогично и используя уравнение (2.72), можем записать

$$\frac{LbH}{Q} = \frac{h}{w_{\text{ос. д}}}, \quad (2.75)$$

где h – расстояние между полками, м; $w_{\text{ос. д}}$ – действительная скорость осаждения наименьших частиц, находящихся в запыленном газе, м/с.

Учитывая, что $\frac{H}{h} = n$, где n – число полок в камере (включая днище), $Lb = F_{\text{п}}$ – площадь поверхности одной полки, то уравнение (2.75) можно записать в виде

$$Q = w_{\text{ос. д}} F_{\text{п}} n. \quad (2.76)$$

В уравнении (2.76) $F_{\text{п}} n = F_{\text{ос}}$ и является суммарной поверхностью осаждения многополостной пылеосадительной камеры.

Полученную зависимость (2.76) можно применить и для расчета отстойников полунепрерывного и непрерывного принципа действия:

$$Q_{\text{ж}} = w_{\text{ос. д}} F_{\text{ос}}, \quad (2.77)$$

где $Q_{\text{ж}}$ – производительность отстойника по исходной суспензии, $\text{м}^3/\text{с}$.

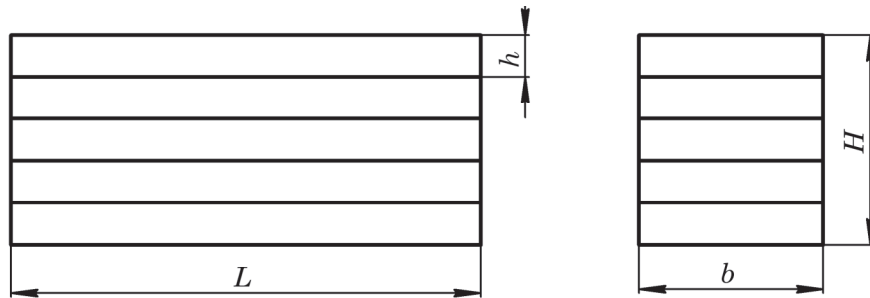


Рис. 2.16. К расчету многополочной пылеосадительной камеры

Сопоставляя уравнения (2.65), (2.76), (2.77), можно отметить, что производительность отстойника любого типа прямо пропорциональна действительной скорости осаждения частиц $w_{\text{ос. д}}$ и суммарной площади осаждения $F_{\text{ос}}$.

Однако необходимо отметить, что расходы Q , $Q_{\text{ж}}$ в уравнениях (2.74) и (2.77), как правило, задаются технологией. Поэтому основным расчетным геометрическим параметром аппарата является площадь поверхности осаждения $F_{\text{ос}}$.

В применении к отстойнику непрерывного действия для отстаивания суспензий формула (2.77) примет вид:

$$F_{\text{ос}} = \frac{G_{\text{н}} \left(1 - \frac{\bar{x}_{\text{н}}}{\bar{x}_{\text{ос}}} \right)}{\rho_{\text{осв}} w_{\text{ос. д}}} \quad (2.78)$$

или

$$F_{\text{ос}} = \frac{Q_{\text{ж}} (\bar{X}_{\text{ос}} - \bar{X}_{\text{н}})}{w_{\text{ос. д}} \bar{X}_{\text{ос}}}, \quad (2.79)$$

где $G_{\text{н}}$ – массовый расход исходной суспензии, кг/с; $\bar{x}_{\text{н}}$ и $\bar{x}_{\text{ос}}$ – массовые доли твердой фазы в начальной суспензии и осадке; $\rho_{\text{осв}}$ – плотность осветленной жидкости, кг/м³; $Q_{\text{ж}}$ – объемный расход жидкой фазы, проходящей через аппарат, м³/с; $\bar{X}_{\text{н}}$ и $\bar{X}_{\text{ос}}$ – относительные массовые доли начальной суспензии и осадка, $\frac{\text{кг твердой фазы}}{\text{кг жидкой фазы}}$.

ПРИМЕР 2.4

Во сколько раз изменится минимальный диаметр осаждаемых твердых шарообразных частиц в отстойнике непрерывного действия, если его производительность по исходной суспензии увеличится в 2 раза, а режим осаждения не изменится?

Задачу решить для трех режимов осаждения: ламинарного, переходного и турбулентного.

Решение

Согласно зависимостям (2.76) и (2.58), производительность отстойника $Q_{\text{ж}}$ по исходной суспензии прямо пропорциональна действительной скорости осаждения $w_{\text{ос. д}}$, а значит, скорости стесненного осаждения $w'_{\text{ос}}$. В свою очередь, скорость стесненного осаждения $w'_{\text{ос}}$ согласно формуле (2.46) прямо пропорциональна теоретической скорости осаждения $w_{\text{ос}}$.

Таким образом,

$$Q_{\text{ж}} \sim w_{\text{ос}}.$$

Рассмотрим 3 случая.

1. Ламинарный режим. Скорость осаждения можно определить согласно формуле (2.20):

$$w_{\text{ос}} = \frac{d^2 (\rho_{\text{т}} - \rho) g}{18\mu}.$$

Следовательно,

$$w_{\text{ос}} \sim d^2; \quad Q_{\text{ж}} \sim d^2 \Rightarrow d \sim \sqrt{Q_{\text{ж}}},$$

т. е. при увеличении производительности в 2 раза искомый диаметр увеличивается в $\sqrt{2} \approx 1,414$ раза.

2. Переходный режим. Скорость осаждения можно найти по формуле (2.23):

$$w_{\text{ос}} = \frac{d^{1,143} g^{0,714} (\rho_{\text{т}} - \rho)^{0,714}}{6,545\mu^{0,429} \rho^{0,286}}.$$

Поэтому

$$w_{oc} \sim d^{1,143}; \quad Q_{ж} \sim d^{1,143} \Rightarrow d \sim {}^{1,143}\sqrt{Q_{ж}}.$$

Таким образом, при увеличении производительности в 2 раза диаметр частиц увеличивается в ${}^{1,143}\sqrt{2} \approx 1,834$ раза.

3. Турбулентный режим. Скорость осаждения w_{oc} связана с диаметром частицы d зависимостью (2.24):

$$w_{oc} = 1,741 \sqrt{\frac{dg(\rho_t - \rho)}{\rho}}.$$

Тогда

$$Q_{ж} \sim \sqrt{d}; \quad d \sim Q_{ж}^2.$$

Ответ: при увеличении производительности в 2 раза минимальный диаметр осаждаемых частиц увеличится в $2^2 = 4$ раза.

ПРИМЕР 2.5

Во сколько раз изменится производительность пылеосадительной камеры полупериодического принципа действия, если температура запыленного воздуха увеличится с 250 до 400 °С. Процесс осаждения твердых частиц происходит в ламинарном режиме.

Решение

Согласно формулам (2.76), (2.58) и (2.57), производительность пылеосадительной камеры полупериодического принципа действия прямо пропорциональна действительной скорости осаждения $w_{oc,д}$, а значит, скорости стесненного осаждения w'_{oc} и теоретической скорости осаждения w_{oc} .

Таким образом

$$Q \sim w_{oc}.$$

Поскольку плотность ρ_t твердых частиц намного больше плотности газа ρ : ($\rho_t \gg \rho$), то формулу (2.20) для определения скорости осаждения w_{oc} в ламинарном режиме осаждения можно переписать в виде

$$w_{oc} = \frac{d^2 \rho_t g}{18\mu}.$$

В этой формуле только величина динамической вязкости газа μ существенно зависит от температуры. Таким образом, скорость осаждения w_{oc} и производительность камеры Q обратно пропорциональны вязкости газа μ :

$$Q \sim \frac{1}{\mu}.$$

Согласно справочным данным, при температуре воздуха $t_1 = 250$ °С его коэффициент динамической вязкости $\mu_1 = 0,0277 \cdot 10^{-3}$ Па·с, а при температуре воздуха $t_2 = 400$ °С коэффициент составит $\mu_2 = 0,0328 \cdot 10^{-3}$ Па·с (рис. 2 приложения).

Таким образом, вязкость газа увеличится в $\frac{\mu_2}{\mu_1} = \frac{0,0328 \cdot 10^{-3}}{0,0277 \cdot 10^{-3}} = 1,18$ раза, а производительность камеры соответственно уменьшится в 1,18 раза.

Ответ: производительность пылеосадительной камеры уменьшится в 1,18 раза.

ПРИМЕР 2.6

Многополочная пылеосадительная камера установлена в системе предварительной очистки вентиляционных выбросов производства цемента по сухому способу. Расстояние между полками в ней составляет $h = 0,12$ м. Через пылеосадительную камеру проходит $Q = 280\,000$ м³/ч запыленного воздуха при температуре $t = 100$ °С и давлении $p_{\text{изб}} = 0,3$ кгс/см². Ширина камеры $b = 3$ м, а высота $H = 4$ м. Минимальный диаметр твердых частиц, улавливаемых в камере, составляет $d = 0,09$ мм. Считая, что действительная скорость осаждения в 2 раза меньше теоретической, а запыленный газ равномерно распределен между полками, определить длину камеры L .

Решение

С помощью формулы (2.29) определим число Ar и установим режим осаждения твердых частиц:

$$Ar = \frac{d^3 (\rho_t - \rho) \rho g}{\mu^2}.$$

Плотность цемента $\rho_t = 2900$ кг/м³ (табл. 4 приложения). При температуре $t = 100$ °С = 373,15 К и давлении $p = 101\,325 + 0,3 \cdot 98\,100 = 130\,730$ Па (см. формулу (1.34) динамическая вязкость воздуха $\mu = 0,022 \cdot 10^{-3}$ Па·с (рис. 2 приложения). Плотность газа найдем согласно модифицированному уравнению Менделеева – Клапейрона (1.32):

$$\rho = \rho_0 \frac{p}{p_0} \frac{T_0}{T} = 1,293 \cdot \frac{130\,730}{101\,325} \cdot \frac{273,15}{373,15} = 1,22 \text{ кг/м}^3.$$

Здесь $\rho_0 = 1,293$ кг/м³ – плотность воздуха при нормальных условиях (табл. 6 приложения).

Тогда

$$Ar = \frac{(0,09 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (2900 - 1,22) \cdot 1,22 \cdot 9,81}{(0,022 \cdot 10^{-3})^2} = 52,3.$$

Полученное значение критерия Архимеда

$$36 < Ar < 83\,328,$$

следовательно, воспользуемся зависимостью (2.39):

$$Re = 0,152 Ar^{0,715} = 0,152 \cdot 52,3^{0,715} = 2,574.$$

Теоретическую скорость осаждения определим по формуле (2.42):

$$w_{\text{ос}} = \frac{Re_{\mu}}{d\rho} = \frac{2,574 \cdot 0,022 \cdot 10^{-3}}{0,09 \cdot 10^{-3} \cdot 1,22} = 0,516 \text{ м/с.}$$

Действительная скорость осаждения $w_{\text{ос. д}}$ согласно условию в 2 раза меньше теоретической скорости $w_{\text{ос}}$:

$$w_{\text{ос. д}} = \frac{w_{\text{ос}}}{2} = \frac{0,516}{2} = 0,258 \text{ м/с.}$$

Длину камеры L найдем из соотношения (2.75):

$$\frac{LbH}{Q} = \frac{h}{w_{\text{ос. д}}},$$

откуда

$$L = \frac{Qh}{bHw_{\text{ос. д}}} = \frac{280\,000}{3600} \cdot 0,12 = 3,01 \text{ м.}$$

Принимаем длину камеры $L = 3,1 \text{ м}$.

Ответ: длина пылеосадительной камеры $L = 3,1 \text{ м}$.

ПРИМЕР 2.7

Отстойник непрерывного действия с гребковой мешалкой установлен в системе очистки сточных вод от известняка. Его производительность по осветленной жидкости составляет $G_{\text{осв}} = 250 \text{ т/ч}$. Исходная водная суспензия известняка передается на разделение при температуре $t = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Проектные массовые доли твердого вещества в исходной смеси $\bar{x}_{\text{см}} = 0,035 \frac{\text{кг известняка}}{\text{кг смеси}}$;

в осветленной жидкости $\bar{x}_{\text{осв}} = 0,005 \frac{\text{кг известняка}}{\text{кг смеси}}$, а в получаемом осадке

$\bar{x}_{\text{ос}} = 0,7 \frac{\text{кг известняка}}{\text{кг смеси}}$. Минимальный эквивалентный диаметр улавливаемых

твердых частиц $d = 100 \text{ мкм}$. Считая, что действительная скорость осаждения вдвое меньше теоретической, определить диаметр отстойника.

Решение

Необходимую площадь отстаивания можно определить с помощью уравнения (2.77):

$$F_{\text{ос}} = \frac{Q_{\text{ж}}}{w_{\text{ос. д}}},$$

где $Q_{\text{ж}}$ — объемный расход жидкой фазы, проходящей через отстойник, $\text{м}^3/\text{с}$; $w_{\text{ос. д}}$ — действительная скорость осаждения, м/с . По уравнению (2.29) рассчитываем

число Архимеда и устанавливаем гидродинамический режим осаждения твердых частиц:

$$Ar = \frac{d^3 (\rho_T - \rho) \rho g}{\mu^2}.$$

Плотность частиц известняка $\rho_T = 2650 \text{ кг/м}^3$ (табл. 4 приложения).

Так как осаждение твердых частиц известняка в отстойнике свободное (не стесненное), то содержание твердой фазы в отстаиваемой суспензии невелико, а значит, ее физические свойства (прежде всего плотность и динамическая вязкость) близки к соответствующим свойствам жидкой фазы (воды).

При $t = 20^\circ\text{C}$ плотность воды $\rho = 998 \text{ кг/м}^3$ (табл. 5 приложения), а ее динамическая вязкость $\mu = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. 8 приложения).

$$Ar = \frac{(10^{-4})^3 \cdot (2650 - 998) \cdot 998 \cdot 9,81}{(10^{-3})^2} = 16,174.$$

Поскольку $\bar{x}_{\text{см}} = 0,035 \frac{\text{кг известняка}}{\text{кг смеси}}$ относительно невелико, то обоснованно

можно считать, что осаждение отстаиваемых частиц в аппарате является свободным.

Поскольку $Ar = 16,174 < 36$, то режим осаждения – ламинарный, и теоретическую скорость осаждения $w_{\text{ос}}$ определим по формуле Стокса (2.20):

$$w_{\text{ос}} = \frac{d^2 (\rho_T - \rho) g}{18\mu};$$

$$w_{\text{ос}} = \frac{(10^{-4})^2 \cdot (2650 - 998) \cdot 9,81}{18 \cdot 10^{-3}} = 0,009 \text{ м/с}.$$

Частицы известняка не являются сферическими, а следовательно, действительная скорость их осаждения будет меньше теоретической скорости, рассчитанной по формуле Стокса (2.20).

Поэтому в условии задачи и задано, что действительная скорость осаждения в 2 раза меньше теоретической:

$$w_{\text{ос. д}} = \frac{w_{\text{ос}}}{2} = \frac{0,009}{2} = 0,0045 \text{ м/с}.$$

С помощью формулы (2.61) определим массовый расход исходной смеси, подаваемой в отстойник:

$$G_{\text{см}} = G_{\text{осв}} \cdot \frac{\bar{x}_{\text{ос}} - \bar{x}_{\text{осв}}}{\bar{x}_{\text{ос}} - \bar{x}_{\text{см}}} = \frac{250\,000}{3600} \cdot \frac{0,7 - 0,005}{0,7 - 0,035} = 72,58 \text{ кг/с}.$$

Объемный расход исходной суспензии $Q_{\text{см}}$ рассчитаем по уравнению, полученному на основании формулы (1.4):

$$Q_{\text{см}} = \frac{G_{\text{см}}}{\rho_{\text{см}}}.$$

Плотность исходной суспензии определим по уравнению (1.50):

$$\rho_{\text{сусп}} = \frac{1}{\frac{\bar{x}_{\text{см}}}{\rho_{\text{т}}} + \frac{1 - \bar{x}_{\text{см}}}{\rho}} = \frac{1}{\frac{0,035}{2650} + \frac{1 - 0,035}{998}} = 1020,3 \text{ кг/м}^3.$$

Следовательно,

$$Q_{\text{см}} = \frac{72,58}{1020,3} = 0,0711 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тогда площадь осаждения отстойника будет

$$F_{\text{ос}} = \frac{0,0711}{0,0045} = 15,81 \text{ м}^2.$$

Диаметр аппарата найдем по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4F_{\text{ос}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 15,81}{3,14}} = 4,487 \text{ м}.$$

Округляем полученное значение до $D = 4,5 \text{ м}$.

Ответ: $D = 4,5 \text{ м}$.

ПРИМЕР 2.8

Ширина многополочной пылеосадительной камеры полунепрерывного действия $b = 2 \text{ м}$, ее длина $L = 5 \text{ м}$, высота $H = 4 \text{ м}$, а расстояние между полками $h = 0,2 \text{ м}$. Температура запыленного воздуха, проходящего через камеру, $t = 130 \text{ }^\circ\text{C}$, а его давление близко к атмосферному. Эквивалентный диаметр мельчайших твердых частиц, улавливаемых в камере, равен $d_{\text{min}} = 0,07 \text{ мм}$. Плотность материала твердых частиц $\rho_{\text{т}} = 1457 \text{ кг/м}^3$.

Полки с осадком твердых частиц занимают 5% проходного сечения пылеосадительной камеры.

Вентилятор, с помощью которого происходит перемещение запыленного газа через камеру, вырабатывает давление $\Delta p = 2700 \text{ Па}$.

Считая, что действительная скорость осаждения в 2 раза меньше теоретической, и пренебрегая содержанием пыли в газе, определить:

1) максимальную массовую производительность пылеосадительной камеры по запыленному газу;

2) мощность, потребляемую электродвигателем, приводящим в движение рабочий орган вентилятора, если КПД вентиляторной установки составляет $\eta = 0,57$.

Решение

1. Плотность воздуха определим по модифицированному уравнению Менделеева – Клапейрона (1.32):

$$\rho = \rho_0 \frac{p}{p_0} \frac{T_0}{T},$$

где $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при нормальных температуре $T_0 = 273,15 \text{ К}$ и давлении $p_0 = p_{\text{атм}} = 101\,325 \text{ Па}$ (табл. 6 приложения).

При температуре $t = 130 \text{ }^\circ\text{C}$ и атмосферном давлении $p = p_{\text{атм}} = 101\,325 \text{ Па}$ плотность будет

$$\rho = \rho_0 \frac{p}{p_0} \frac{T_0}{T} = 1,293 \cdot \frac{101\,325}{101\,325} \cdot \frac{273,15}{273,15 + 130} = 0,876 \text{ кг/м}^3.$$

С помощью формулы (2.29) рассчитываем число Ar и устанавливаем режим осаждения твердых частиц в камере:

$$Ar = \frac{d^3 (\rho_t - \rho) \rho g}{\mu^2} =$$

$$= \frac{(0,07 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (1457 - 0,876) \cdot 0,876 \cdot 9,81}{(0,023 \cdot 10^{-3})^2} = 8,114 < Ar_{\text{крп}} = 36.$$

Здесь μ – коэффициент динамической вязкости воздуха при рабочих условиях. При $t = 130 \text{ }^\circ\text{C}$ его величина составит $\mu = 0,023 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (рис. 2 приложения).

Следовательно, режим ламинарный, а значит, для определения теоретической скорости осаждения $w_{\text{ос}}$, воспользуемся уравнениями (2.38) и (2.42):

$$Re = \frac{Ar}{18} = \frac{8,114}{18} = 0,456;$$

$$w_{\text{ос}} = \frac{Re \mu}{d \rho} = \frac{0,456 \cdot 0,023 \cdot 10^{-3}}{0,07 \cdot 10^{-3} \cdot 0,876} = 0,171 \text{ м/с}.$$

Согласно условию, действительная скорость осаждения $w_{\text{ос.д}}$ в 2 раза меньше теоретической скорости $w_{\text{ос}}$, поэтому

$$w_{\text{ос.д}} = \frac{w_{\text{ос}}}{2} = \frac{0,171}{2} = 0,0855 \text{ м/с}.$$

Поскольку содержанием пыли в газе можно пренебречь, то максимальная массовая производительность пылеосадительной камеры G_{max} по запыленному газу связана с максимально допустимым объемным расходом Q_{max} запыленного газа очевидным уравнением (1.4):

$$G_{\text{max}} = Q_{\text{max}} \rho.$$

При расчете многополочных пылеосадительных камер полунепрерывного действия можно использовать зависимость (2.75):

$$\frac{LbH'}{Q_{\text{max}}} = \frac{h}{w_{\text{ос.д}}},$$

где H' – высота камеры с учетом толщины полок и слоя твердых частиц на них, м.

Поскольку полки с осадком твердых частиц занимают 5% проходного сечения, то

$$H' = (1 - 0,05)H = 0,95 \cdot 4 = 3,8 \text{ м.}$$

Следовательно,

$$Q_{\max} = \frac{LbH'w_{\text{ос. д}}}{h} = \frac{5 \cdot 2 \cdot 3,8 \cdot 0,0855}{0,2} = 16,245 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$G_{\max} = 16,245 \cdot 0,876 = 14,231 \text{ кг/с.}$$

2. Мощность, потребляемую электродвигателем, приводящим в движение рабочий орган вентилятора, определим по уравнению (1.16):

$$N_{\text{дв}} = \frac{\Delta p_{\text{н}} Q}{\eta},$$

где $\Delta p_{\text{н}}$ – давление, вырабатываемое вентилятором (компрессорной машиной).

Согласно уравнению (1.14), $\Delta p_{\text{н}}$ равно давлению $\Delta p_{\text{с}}$, потребляемому трубопроводной сетью:

$$\Delta p_{\text{н}} = \Delta p_{\text{с}}.$$

Тогда,

$$N_{\text{дв}} = \frac{2700 \cdot 16,245}{0,57} = 76\,950 \text{ Вт} \approx 77 \text{ кВт.}$$

Ответ: $G_{\max} = 14,231 \text{ кг/с}$; $N_{\text{дв}} \approx 77 \text{ кВт.}$

2.4. ВОПРОСЫ И ЗАДАНИЯ ДЛЯ САМОПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. Виды движения твердых тел в жидкостях. Сила сопротивления движению. Механизмы сил трения и сил инерции. Закон сопротивления.

2. Режимы движения твердых частиц в жидкостях. Зависимости для расчета коэффициента сопротивления и эквивалентного диаметра частиц.

3. Осаждение твердых частиц под действием силы тяжести. Скорость свободного осаждения.

4. Способы определения скоростей свободного осаждения частиц шарообразной формы. Критерии гидродинамического подобия Ar и Ly . Определение скоростей свободного осаждения частиц нешарообразной формы.

5. Определение диаметра осаждения шарообразных частиц при известной скорости осаждения.

6. С какой скоростью $w_{\text{ос}}$ будет осаждаться продолговатая частица стекла с эквивалентным диаметром $d_{\text{э}} = 3,5 \text{ мм}$ в сероуглероде с температурой $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$?

7. Пластинчатая частица кварца осаждается со скоростью $w_{\text{ос}} = 0,1 \text{ м/с}$ в этаноле с температурой $t = 15 \text{ }^\circ\text{C}$. Каков эквивалентный диаметр данной частицы?

8. Чем обусловлено снижение скорости при стесненном осаждении? Как рассчитать скорость стесненного осаждения?

9. Конструкции и принцип действия отстойников и пылеосадительных камер периодического, непрерывного и полунепрерывного действия.

10. Расчет процессов отстаивания.

11. Расчет отстойников и пылеосадительных камер.

12. В непрерывно действующий отстойник с гребковой мешалкой при температуре $t = 15^\circ\text{C}$ подается на отстаивание низкоконцентрированная водная суспензия винипласта. Объемный расход суспензии, подаваемой в аппарат, составляет $Q_{\text{ж}} = 5400 \text{ м}^3/\text{ч}$. Осредненный диаметр шарообразных частиц винипласта в суспензии равен $d_{\text{ср}} = 4 \text{ мм}$. Рассчитать диаметр отстойника.

Глава 3

ФИЛЬТРОВАНИЕ

Глава освещает вопросы, связанные с процессом фильтрования. В ней приводится дифференциальное уравнение фильтрования, на основании которого выполнен вывод уравнений, используемых для проведения практических расчетов процессов фильтрования: при постоянной разности давлений, при постоянной скорости процесса, при постоянных скорости и разности давлений, а также рассмотрена промывка осадка с необходимыми расчетными зависимостями. В главе дается описание основных конструкций и принципа действия фильтров, применяемых в химической промышленности, приводятся зависимости, используемые при их расчете, и типовые примеры расчетов.

Rozdział 3

FILTRACJA

Rozdział obejmuje zagadnienia związane z procesem filtracji. Przedstawiono równanie różniczkowe filtracji, na podstawie którego wyprowadza się równania typowo stosowane w obliczeniach procesów filtracji: przy stałej różnicy ciśnień oraz przy stałej szybkości procesu. Przeanalizowano również proces przemywania osadu, podając niezbędne zależności obliczeniowe. W rozdziale opisano podstawowe konstrukcje i zasadę działania filtrów stosowanych w przemyśle chemicznym i przetwórczym, podano zależności stosowane podczas ich projektowania oraz pokazano typowe przykłady obliczeń.

В химической промышленности широко применяются процессы фильтрации. Фильтрация – это процесс разделения неоднородных систем с твердой дисперсной фазой пористыми перегородками, способными пропускать жидкость или газ и задерживать частицы твердой фазы.

Перед перегородкой (по ходу движения фильтрата или газа) создается давление p_1 , а за перегородкой – давление p_2 , причем $p_1 > p_2$. При этом текучая среда (жидкость или газ) перемещается из области с большим давлением p_1 в область с меньшим давлением p_2 . Таким образом, создается разность давлений:

$$\Delta p = p_1 - p_2.$$

Разность давлений Δp является движущей силой процесса фильтрации. Если эта разность создается с помощью насоса, компрессора или вакуум-насоса, то происходит *фильтрация под действием перепада давления*, если с помощью центробежных сил – то *центробежное фильтрование*.

Вполне понятно, что размеры твердых частиц больше размеров пор фильтровальной перегородки. Поэтому твердые частицы задерживаются перегородкой. Вместе с тем размеры частиц жидкости или газа (прежде всего молекул) меньше размеров пор, благодаря чему они проникают через поры.

После разделения суспензий на фильтровальной перегородке образуется слой осадка твердых частиц и фильтрат (жидкая фаза, прошедшая через фильтровальную перегородку) (рис. 3.1). После фильтрования запыленных газов получается очищенный газ, а на перегородке образуется осадок твердых частиц (рис. 3.2).

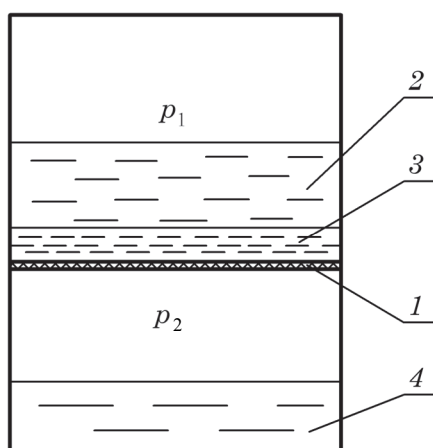


Рис. 3.1. Фильтрация суспензий:
1 – фильтровальная перегородка;
2 – суспензия; 3 – слой твердого осадка;
4 – фильтрат

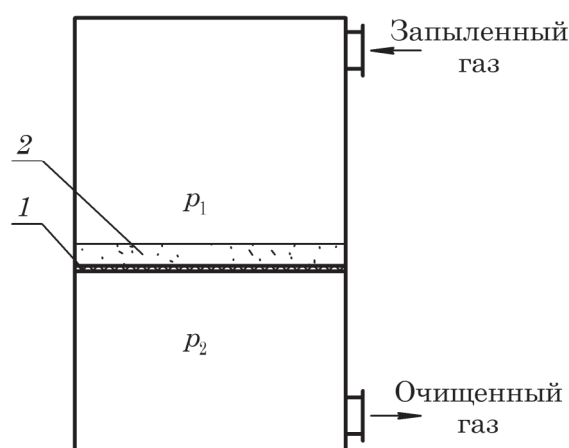


Рис. 3.2. Фильтрация запыленных газов:
1 – фильтровальная перегородка;
2 – слой твердого осадка

Необходимо отметить, что процесс фильтрации часто происходит при стесненном или свободном осаждении твердых частиц под воздействием силы тяжести. При этом направления действия силы тяжести и движения фильтрата могут совпадать, быть противоположными друг другу, а также быть перпендикулярными между собой (рис. 3.3).

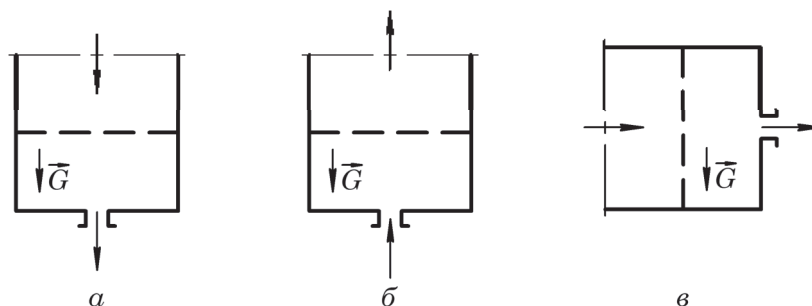


Рис. 3.3. Схемы направлений действия силы тяжести и движения фильтрата:
 а – совпадают; б – противоположные;
 в – перпендикулярные

Сопротивление движению фильтрата, которое оказывает осадок по мере его накопления на перегородке, увеличивается, следовательно, постоянная производительность фильтра может быть обеспечена только при увеличении Δp . Такой режим фильтрования можно создать, например, при нагнетании суспензии поршневыми насосами, обеспечивающими постоянную производительность. Если использовать центробежные насосы, то процесс фильтрования будет проходить при переменных разности давления и скорости фильтрования ($\Delta p \neq \text{const}$, $w \neq \text{const}$). При использовании сжатого газа или вакуума, когда $\Delta p = \text{const}$, процесс будет протекать при уменьшении скорости фильтрования, т. е. при уменьшении производительности фильтра.

Одной из основных частей фильтра является фильтровальная перегородка, к которой предъявляются следующие требования: она должна иметь достаточную механическую прочность и низкое гидравлическое сопротивление, быть дешевой, химически стойкой. На практике в зависимости от дисперсности твердой фазы, химической агрессивности и вязкости жидкости используются фильтровальные перегородки из металлических сеток, асбестовых, стеклянных, хлопковых, шерстяных и полимерных тканей, а также из нетканых материалов (хлопковых, шерстяных и других волокон). Наиболее продолжительным сроком службы отличаются керамические, металлокерамические и металлические перегородки. Но у них есть один существенный недостаток – сложность извлечения мелких частиц, которые остаются в порах этих перегородок.

В качестве фильтровальной перегородки служит также слой образующегося на ней осадка.

Осадки разделяются на сжимаемые и несжимаемые. Для *сжимаемых осадков* порозность (отношение объема пор к объему осадка) уменьшается при увеличении давления. Для *несжимаемых* – порозность остается постоянной при увеличении давления. К сжимаемым осадкам можно отнести осадок гидратов окиси металлов (железа, меди, алюминия), к практически несжимаемым – осадок из частиц неорганических веществ размерами более 100 мкм (например, частицы песка, бикарбоната натрия и т. д.). Необходимо отметить, что сжимаемой может быть сама фильтровальная перегородка.

При фильтровании суспензии с мелкими твердыми частицами, которые при осаждении создают на перегородке слой осадка с большим сопротивлением для прохода жидкости, к суспензии добавляют вспомогательные вещества. Послед-

ние могут наноситься в виде слоя на перегородку. Эти вещества (например, перлит, асбест, древесный уголь) создают как бы каркас, который препятствует закупориванию пор. Очевидно, что вспомогательные вещества должны быть химически инертными по отношению к суспензии, иметь узкий фракционный состав (частицы должны быть примерно одного размера), а также быть нерастворимыми в жидкости.

3.1. УРАВНЕНИЯ ФИЛЬТРОВАНИЯ

Поскольку поры в слое осадка и фильтровальной перегородке невелики и скорость движения фильтрата в порах также мала, то можно считать, что фильтрование проходит в ламинарном режиме. В этом случае скорость фильтрования прямо пропорциональна разности давлений Δp и обратно пропорциональна вязкости фильтрата и суммарному гидравлическому сопротивлению слоя осадка и фильтровальной перегородки. Так как в процессе фильтрования увеличивается высота осадка, то очевидно, что скорость фильтрования уменьшается. Поэтому выражение для скорости фильтрования запишем в дифференциальной форме:

$$w_{\phi} = \frac{dV}{d\tau F}, \quad (3.1)$$

где dV – элементарный объем фильтрата; $d\tau$ – время фильтрования; F – площадь поверхности фильтрования.

В соответствии с изложенными выше положениями можем записать:

$$w_{\phi} = \frac{dV}{d\tau F} = \frac{\Delta p}{\mu(R_{oc} + R_{\phi.п})}, \quad (3.2)$$

где Δp – разность давлений; μ – коэффициент динамической вязкости фильтрата; R_{oc} – сопротивление осадка; $R_{\phi.п}$ – сопротивление фильтровальной перегородки.

Проанализировав уравнение (3.1), можем определить размерность скорости фильтрования w_{ϕ} :

$$[w_{\phi}] = \left[\frac{V}{\tau F} \right] = \frac{\text{м}^3}{\text{с} \cdot \text{м}^2} = \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Очевидно, что размерность скорости фильтрования w_{ϕ} идентична размерности линейной скорости движения.

Уравнение (3.2) является частным случаем более общего закона, в соответствии с которым скорость процесса прямо пропорциональна движущей силе и обратно пропорциональна сопротивлению. При этом разность давлений представляет собой движущую силу, а общее сопротивление складывается из сопротивлений осадка μR_{oc} и фильтровальной перегородки $\mu R_{\phi.п}$. Оба указанных сопротивления являются сложными функциями многих переменных. Так, к примеру, величина R_{oc} тем больше, чем меньше пористость осадка. На эту величину также влияют размер и форма частиц. Из уравнения (3.2) следует, что размерностью R_{oc} и $R_{\phi.п}$ является метр в минус первой степени (м^{-1}).

Сопротивление осадка зависит от его высоты $h_{\text{ос}}$:

$$R_{\text{ос}} = r_0 h_{\text{ос}}, \quad (3.3)$$

где r_0 – удельное сопротивление осадка, $\frac{1}{\text{м}^2}$, которое, в первую очередь, зависит от свойств материала осадка, а для сжимаемых осадков – и от величины Δp . Величина удельного сопротивления r_0 определяется экспериментально и приводится в справочных данных.

Как правило, объем создаваемого осадка пропорционален объему полученного фильтрата. Поэтому в расчетной практике используют отношение объема осадка $V_{\text{ос}}$ к объему фильтрата V :

$$x_0 = \frac{V_{\text{ос}}}{V}, \quad (3.4)$$

или

$$V_{\text{ос}} = x_0 V. \quad (3.5)$$

В свою очередь, объем осадка можно выразить через площадь поверхности фильтрования F и высоту слоя осадка:

$$V_{\text{ос}} = F h_{\text{ос}}. \quad (3.6)$$

Приравнивая правые части выражений (3.5) и (3.6), получим

$$x_0 V = h_{\text{ос}} F. \quad (3.7)$$

Из формулы (3.7) можно выразить $h_{\text{ос}}$:

$$h_{\text{ос}} = x_0 \frac{V}{F}, \quad (3.8)$$

С учетом уравнения (3.8) выражение (3.3) может быть записано в виде

$$R_{\text{ос}} = r_0 h_{\text{ос}} = r_0 x_0 \frac{V}{F}, \quad (3.9)$$

а с применением формулы (3.9) уравнение (3.2) преобразуется к виду

$$w_{\text{ф}} = \frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu(r_0 h_{\text{ос}} + R_{\text{ф.п}})} = \frac{\Delta p}{\mu \left(r_0 x_0 \frac{V}{F} + R_{\text{ф.п}} \right)}. \quad (3.10)$$

Если пренебречь сопротивлением фильтровальной перегородки (что применимо для осадков значительной толщины) и принять $R_{\text{ф.п}} = 0$, то получим

$$r_0 = \frac{\Delta p}{\mu h_{\text{ос}} w_{\text{ф}}}. \quad (3.11)$$

При $\mu = 1 \text{ Па} \cdot \text{с}$, $h_{\text{ос}} = 1 \text{ м}$ и $w_{\text{ф}} = 1 \text{ м/с}$ величина $r_0 = \Delta p$. Таким образом, удельное сопротивление осадка численно равно разности давлений по обе его стороны, необходимой для того, чтобы жидкая фаза с вязкостью $\mu = 1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ фильтровалась со скоростью 1 м/с сквозь слой осадка толщиной 1 м .

Приняв $V = 0$, что соответствует началу фильтрования, когда на фильтровальной перегородке еще не образовался слой осадка, из уравнения (3.10) получим

$$R_{\text{ф.п}} = \frac{\Delta p}{\mu w_{\text{ф}}}. \quad (3.12)$$

При $\mu = 1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ и $w_{\text{ф}} = 1 \text{ м/с}$ величина $R_{\text{ф.п}} = \Delta p$. Это означает, что сопротивление фильтровальной перегородки численно равно разности давлений Δp , необходимой для того, чтобы жидкая фаза с вязкостью $\mu = 1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ фильтровалась со скоростью 1 м/с .

В промышленном фильтровании применяют в основном три режима:

- 1) при постоянной разности давлений $\Delta p = \text{const}$;
- 2) при постоянной скорости фильтрования $w_{\text{ф}} = \text{const}$;
- 3) при постоянной разности давлений и скорости фильтрования $\Delta p = \text{const}$, $w_{\text{ф}} = \text{const}$.

Рассмотрим более подробно три этих случая.

3.1.1. Уравнение фильтрования при постоянной разности давлений

Такой режим фильтрования осуществляется, если разность давлений Δp создается с помощью компрессора или вакуум-насоса. При этом обычно компрессор создает давление перед фильтровальной перегородкой $p_1 > p_{\text{атм}}$ (см. рис. 3.1, 3.2), причем давление за перегородкой близко к атмосферному ($p_2 \approx p_{\text{атм}}$). При использовании же вакуум-насоса давление перед фильтровальной перегородкой близко к атмосферному ($p_1 \approx p_{\text{атм}}$), а давление за ней меньше атмосферного ($p_2 < p_{\text{атм}}$).

В большинстве случаев суспензия подается в фильтр при постоянной температуре, а соответственно, при постоянной вязкости фильтрата ($\mu = \text{const}$) и в неизменном составе (соответственно, $x_0 = \text{const}$).

Считаем, что осадок несжимаем (что часто соответствует реальным условиям), т. е. $r_0 = \text{const}$. Примем также, что поры фильтровальной перегородки не забиваются мелкими частицами осадка, а следовательно, $R_{\text{ф.п}} = \text{const}$.

Таким образом, все величины, входящие в уравнение (3.10), за исключением V и τ , неизменны, поэтому данная зависимость представляет собой дифференциальное уравнение первого порядка с разделяющимися переменными. Разделив переменные и проинтегрировав это уравнение по V от 0 до V и по τ от начала фильтрования до его окончания, получим:

$$\int_0^V \left(\frac{\mu x_0 r_0}{F} V + \mu R_{\text{ф.п}} \right) dV = \int_0^{\tau} F \Delta p d\tau, \quad (3.13)$$

$$\frac{\mu x_0 r_0}{2F} V^2 + \mu R_{\text{ф.п}} V = F \Delta p \tau. \quad (3.14)$$

Разделив обе части последнего уравнения на $\frac{\mu x_0 r_0 F}{2}$, получим

$$V_F^2 + c V_F = k \tau, \quad (3.15)$$

где V_F – удельный объем:

$$V_F = \frac{V}{F}; \quad (3.16)$$

c, k – константы фильтрования:

$$c = \frac{2R_{\text{ф.п.}}}{r_0 x_0}; \quad (3.17)$$

$$k = \frac{2\Delta p}{\mu r_0 x_0}. \quad (3.18)$$

Выражение (3.15) является уравнением фильтрования при $\Delta p = \text{const.}$ Оно показывает зависимость объема фильтрата, отнесенного к площади поверхности фильтровальной перегородки, от продолжительности фильтрования τ .

Уравнение (3.15) можно использовать не только для несжимаемых осадков, но и при фильтровании суспензий, дающих сжимаемые осадки. При этом очевидно, что первоначально сжимаемый осадок сжимается под действием Δp , но так как Δp впоследствии не меняется, то сжатие осадка прекращается, а значит, удельное сопротивление осадка не изменяется.

Нередко константы фильтрования выражают следующим образом:

$$c = \frac{2R_{\text{ф.п.}}(1 - m\bar{x})}{r\bar{x}\rho}; \quad (3.19)$$

$$k = \frac{2\Delta p(1 - m\bar{x})}{\mu r\bar{x}\rho}, \quad (3.20)$$

где m – масса влажного осадка на 1 кг содержащегося в нем сухого вещества (массовое отношение), кг/кг; \bar{x} – массовая доля твердой фазы в исходной суспензии; r – удельное сопротивление осадка (в расчете на 1 кг содержащегося в нем твердого сухого вещества), м/кг; ρ – плотность фильтрата, кг/м³.

Решая квадратное уравнение (3.15) относительно V_F , получим

$$V_F = \frac{-c + \sqrt{c^2 + 4k\tau}}{2}, \quad (3.21)$$

где τ – время фильтрования, с.

Массовое отношение m можно определить по формуле

$$m = \frac{1}{1 - \omega}, \quad (3.22)$$

где ω – массовая доля влаги в осадке (влажность осадка).

Очевидно, что

$$\omega = 1 - \bar{x}_{\text{ос}}, \quad (3.23)$$

где $\bar{x}_{\text{ос}}$ – массовая доля твердой фазы в осадке.

Связь между r_0 и r выражается зависимостью

$$r_0 = \frac{r\bar{x}\rho}{x_0(1 - m\bar{x})}. \quad (3.24)$$

Из выражений (3.20) и (3.19) можно получить уравнения для расчета r и $R_{ф.п}$:

$$r = \frac{2\Delta p(1 - m\bar{x})}{\mu k \bar{x} \rho}; \quad (3.25)$$

$$R_{ф.п} = \frac{cr\bar{x}\rho}{2(1 - m\bar{x})}. \quad (3.26)$$

Массовую долю \bar{x} твердой фазы в суспензии можно выразить на основании уравнения (1.50):

$$\bar{x} = \frac{(\rho_{сусп} - \rho_{ж})\rho_{т}}{(\rho_{т} - \rho_{ж})\rho_{сусп}}. \quad (3.27)$$

Масса абсолютно сухого вещества (твердой фазы) M , кг, в получаемом осадке прямо пропорциональна объему V и плотности ρ собранного фильтрата:

$$M = \frac{V\rho\bar{x}}{1 - m\bar{x}}. \quad (3.28)$$

Пористость осадка ε характеризует степень его наполнения твердым веществом и определяется как

$$\varepsilon = \frac{V_{св}}{V_{ос}} = 1 - \frac{V_{т}}{V_{ос}}. \quad (3.29)$$

где $V_{св}$, $V_{ос}$, $V_{т}$ – объемы свободного пространства между частицами осадка, самого осадка и его твердых частиц соответственно, м³.

Дифференцированием уравнения (3.15) по времени получена зависимость для определения скорости фильтрования $w_{ф}$, $\frac{м^3}{м^2 \cdot с}$, при $\Delta p = \text{const}$:

$$w_{ф} = \frac{dV_F}{d\tau} = \frac{k}{2V_F + c}. \quad (3.30)$$

На основании уравнений (3.8) и (3.14) получена формула для нахождения продолжительности $\tau_{ф}$ стадии фильтрования в периодических процессах при $\Delta p = \text{const}$ с образованием слоя осадка заданной толщины $h_{ос}$:

$$\tau_{ф} = \frac{\mu r_0 h_{ос}^2}{x_0 2\Delta p} + \frac{R_{ф.п} \mu}{x_0 \Delta p} h_{ос}. \quad (3.31)$$

Чтобы определить константы *графическим способом*, уравнение (3.15) можно разделить на $V_F k$ и записать в виде

$$\frac{1}{k} V_F + \frac{c}{k} = \frac{\tau}{V_F}. \quad (3.32)$$

Полученное выражение в координатах $\frac{\tau}{V_F} - V_F$ отображается прямой линией, которая наклонена к оси абсцисс под углом α .

Причем

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{1}{k}.$$

Данная прямая отсекает на оси ординат при $V_F = 0$ отрезок, равный $\frac{c}{k}$ (рис. 3.4).

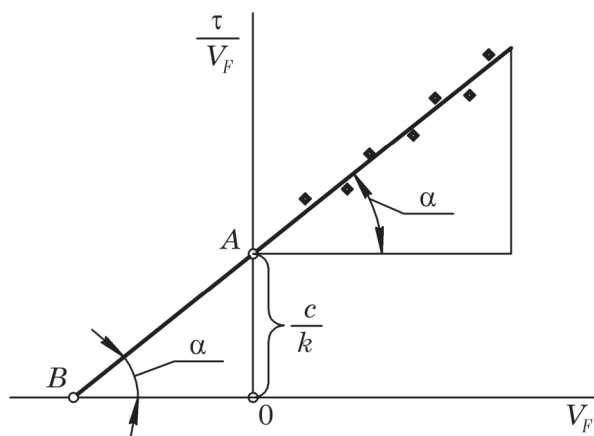


Рис. 3.4. Графическая зависимость $\frac{\tau}{V_F}$ от V_F

На практике для нахождения констант фильтрования для конкретного фильтра проводят серию замеров времени τ_i и соответствующих объемов полученного фильтрата V_i . После чего по уравнению (3.16) определяют ряд значений

$$V_{F_i} = \frac{V_i}{F},$$

где F — площадь поверхности фильтрования данного фильтра.

Далее в координатах $V_F - \frac{\tau}{V_F}$ откладывают полученные точки с координатами $\left(V_{F_i}; \frac{\tau_i}{V_{F_i}} \right)$, между которыми проводят усредненную прямую*, определяемую теоретическим уравнением (3.32).

Для прямоугольного треугольника ABO можно записать

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{1}{k} = \frac{AO}{BO}.$$

Но

$$AO = \frac{c}{k},$$

* Усреднение может осуществляться различными математическими методами, например методом наименьших квадратов.

поэтому

$$BO = \frac{AO}{\operatorname{tg} \alpha} = \frac{\frac{c}{k}}{\frac{1}{k}} = c.$$

Таким образом, измерив отрезок BO с учетом масштаба оси абсцисс определяют константу c . Далее, измеряя отрезок AO , с учетом масштаба оси ординат находят отношение $\frac{c}{k}$, после чего рассчитывают константу фильтрования k :

$$k = \frac{c}{\frac{c}{k}}.$$

Найденные значения k и c позволяют определить по уравнению (3.21) удельный объем фильтрата V_F , а по формуле (3.16) объем фильтрата, полученный за время фильтрования τ .

При *аналитическом определении* констант фильтрования для опытных значений объемов фильтрата V_1 и V_2 , собранных за время τ_1 и τ_2 соответственно, определяют по формуле (3.16) значения V_{F_1} и V_{F_2} и на основании уравнения (3.15) записывают систему линейных уравнений:

$$\begin{cases} V_{F_1}^2 + cV_{F_1} = k\tau_1, \\ V_{F_2}^2 + cV_{F_2} = k\tau_2. \end{cases} \quad (3.33)$$

Решая систему (3.33), определяют константы фильтрования k и c .

Аналитический метод проще графического, т. к. требует только два опытных значения $(V_1; \tau_1)$ и $(V_2; \tau_2)$, но менее точен.

ПРИМЕР 3.1

В производстве гранитных изделий необходимо отфильтровать гранитную суспензию с плотностью $\rho_{\text{сусп}} = 1700 \text{ кг/м}^3$ и температурой $t = 20^\circ \text{C}$. Фильтр работает при постоянной разности давлений $\Delta p = \text{const}$. Уравнение, описывающее процесс фильтрования, имеет вид $V_F^2 + 8 \cdot 10^{-2} \cdot V_F = 2 \cdot 10^{-6} \cdot \tau$, где $[\tau] = \text{с}$; $[V_F] = \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2}$. При этом удельное сопротивление осадка равно $r = 3 \cdot 10^{11} \text{ м/кг}$, а его влажность $\omega = 0,3$.

Определить константы фильтрования и сопротивление фильтровальной перегородки $R_{\text{ф.п.}}$.

Решение

Сопоставляя заданное уравнение фильтрования $V_F^2 + 8 \cdot 10^{-2} \cdot V_F = 2 \cdot 10^{-6} \cdot \tau$ с теоретическим уравнением фильтрования (3.15), находим значения констант фильтрования c и k :

$$c = 8 \cdot 10^{-2} \frac{\text{М}^3}{\text{М}^2}; \quad k = 2 \cdot 10^{-6} \frac{\text{М}^2}{\text{с}}.$$

Плотность фильтрата (воды) при $t = 20^\circ\text{C}$ $\rho_{\text{ж}} = 998 \text{ кг/м}^3$ (табл. 5 приложения), а плотность гранита $\rho_{\text{тв}} = 2700 \text{ кг/м}^3$ (табл. 4 приложения). Массовую долю твердой фазы в суспензии найдем по формуле (3.27):

$$\bar{x} = \frac{(\rho_{\text{сусп}} - \rho_{\text{ж}})\rho_{\text{т}}}{(\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}})\rho_{\text{сусп}}} = \frac{(1700 - 998) \cdot 2700}{(2700 - 998) \cdot 1700} = 0,655 \text{ кг/кг}.$$

Массовое отношение m найдем по формуле (3.22):

$$m = \frac{1}{1 - \omega} = \frac{1}{1 - 0,3} = 1,429.$$

Сопротивление фильтровальной перегородки определим по формуле (3.26):

$$\begin{aligned} R_{\text{ф.п}} &= \frac{c r \bar{x} \rho}{2(1 - m \bar{x})} = \\ &= \frac{8 \cdot 10^{-2} \cdot 3 \cdot 10^{11} \cdot 0,655 \cdot 998}{2 \cdot (1 - 1,429 \cdot 0,655)} = 1,226 \cdot 10^{14} \text{ М}^{-1}. \end{aligned}$$

$$\text{Ответ: } R_{\text{ф.п}} = 1,226 \cdot 10^{14} \text{ М}^{-1}; \quad c = 8 \cdot 10^{-2} \frac{\text{М}^3}{\text{М}^2}; \quad k = 2 \cdot 10^{-6} \frac{\text{М}^2}{\text{с}}.$$

ПРИМЕР 3.2

Определить толщину осадка твердых частиц, образующегося при фильтровании водной суспензии с температурой $t = 20^\circ\text{C}$ в режиме постоянной разности давлений $\Delta p = \text{const} = 1,5 \text{ атм}$, если время стадии фильтрования $\tau_{\text{ф}} = 1 \text{ ч}$. Сопротивление фильтровальной перегородки $R_{\text{ф.п}} = 8 \cdot 10^{11} \text{ М}^{-1}$, удельное объемное сопротивление осадка $r_0 = 3 \cdot 10^{13} \text{ М}^{-2}$. Отношение объема влажного осадка к объему полученного фильтрата $x_0 = 0,25 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Решение

Для нахождения толщины осадка используем зависимость (3.31):

$$\tau_{\text{ф}} = \frac{\mu r_0 h_{\text{ос}}^2}{x_0 2 \Delta p} + \frac{R_{\text{ф.п}} \mu}{x_0 \Delta p} h_{\text{ос}}.$$

При этом динамическая вязкость фильтрата (воды) при $t = 20^\circ\text{C}$ $\mu = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. 8 приложения).

Подставляя численные данные, получим

$$3600 = \frac{10^{-3} \cdot 3 \cdot 10^{13} \cdot h_{\text{ос}}^2}{0,25 \cdot 2 \cdot 1,5 \cdot 1,013 \cdot 10^5} + \frac{8 \cdot 10^{11} \cdot 10^{-3}}{0,25 \cdot 1,5 \cdot 1,013 \cdot 10^5} \cdot h_{\text{ос}}$$

или после преобразований

$$3,949 \cdot 10^5 \cdot h_{\text{ос}}^2 + 2,106 \cdot 10^4 \cdot h_{\text{ос}} - 3600 = 0.$$

Решая квадратное уравнение относительно h_{oc} , находим

$$h_{oc} = 0,072 \text{ м} = 7,2 \text{ см.}$$

Ответ: $h_{oc} = 7,2 \text{ см.}$

ПРИМЕР 3.3

Производится фильтрование водной суспензии при $t = 20^\circ \text{C}$. Сопротивление фильтровальной перегородки постоянно и равно $R_{ф.п} = 10^{13} \text{ м}^{-1}$. Образующийся осадок несжимаемый, а его удельное объемное сопротивление $r_0 = 3 \cdot 10^{14} \text{ м}^{-2}$. Отношение объема влажного осадка к объему полученного фильтрата $x_0 = 0,12 \text{ м}^3/\text{м}^2$. Движущая сила процесса линейно возрастает во времени по закону $\Delta p = p_0(1 + 0,001\tau)$, где $[\Delta p] = \text{Па}$, $[\tau] = \text{с}$. Определить объем фильтрата, полученного через время $\tau_1 = 25$ мин после начала процесса, если площадь поверхности фильтрования $F = 2 \text{ м}^2$, а $p_0 = 1,5 \cdot 10^5 \text{ Па}$.

Решение

Поскольку Δp есть величина переменная, запишем дифференциальное уравнение фильтрования (3.10):

$$w_{\phi} = \frac{1}{F} \cdot \frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu \left(r_0 x_0 \frac{V}{F} + R_{ф.п} \right)}.$$

Разделяя переменные и учитывая, что $\Delta p = p_0(1 + 10^{-3}\tau)$, запишем

$$\int_0^{V_1} \left(r_0 x_0 \frac{V}{F} + R_{ф.п} \right) dV = \int_0^{\tau_1} \frac{F}{\mu} p_0 (1 + 10^{-3}\tau) d\tau.$$

После интегрирования получим

$$\frac{r_0 x_0}{2F} V_1^2 + R_{ф.п} V_1 = \frac{F p_0}{\mu} (\tau_1 + 5 \cdot 10^{-4} \tau_1^2)$$

или

$$V_1^2 + \frac{2FR_{ф.п}}{r_0 x_0} V_1 = \frac{2F^2 p_0}{\mu r_0 x_0} (\tau_1 + 5 \cdot 10^{-4} \tau_1^2), \quad (a)$$

где V_1 – объем фильтрата, м^3 , полученного за время фильтрования τ_1 .

Динамическая вязкость фильтрата (воды) при $t = 20^\circ \text{C}$ равна $\mu = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. 8 приложения). Время фильтрования $\tau_1 = 25 \text{ мин} = 1500 \text{ с}$. Подставляя численные значения в уравнение (a), запишем

$$V_1^2 + \frac{2 \cdot 2 \cdot 10^{13}}{3 \cdot 10^{14} \cdot 0,12} \cdot V_1 = \frac{2 \cdot 2^2 \cdot 1,5 \cdot 10^5}{10^{-3} \cdot 3 \cdot 10^{14} \cdot 0,12} \cdot (1500 + 5 \cdot 10^{-4} \cdot 1500^2)$$

или

$$V_1^2 + 1,111V_1 - 0,0875 = 0.$$

Решая квадратное уравнение относительно V_1 , находим искомый объем фильтрата:

$$V_1 = \frac{-1,111 + \sqrt{1,111^2 - 4 \cdot (-0,0875)}}{2} = 0,07385 \text{ м}^3.$$

Ответ: $V_1 = 0,07385 \text{ м}^3$.

ПРИМЕР 3.4

Фильтр работает при постоянной разности давлений. При этом осадок несжимаемый, а сопротивление фильтровальной перегородки намного меньше сопротивления слоя осадка.

Во сколько раз изменится производительность фильтра по получаемому фильтрату на стадии фильтрования при неизменных остальных характеристиках процесса (в первую очередь, при неизменной продолжительности стадии фильтрования), если:

- 1) разность давлений Δp уменьшится в 1,5 раза;
- 2) температура водной суспензии увеличится с 20 до 70 °С (свойства суспензии считать близкими к свойствам фильтрата);
- 3) массовая доля твердой фазы в исходной суспензии уменьшится с 0,3 до 0,18 (массовое отношение $m = 1,5$).

Решение

Для указанного процесса запишем уравнение фильтрования (3.15) при $\Delta p = \text{const}$:

$$V_F^2 + cV_F = k\tau. \quad (\text{а})$$

Здесь, согласно (3.16)

$$V_F = \frac{V}{F}, \quad (\text{б})$$

где V – объем фильтрата, прошедшего через поверхность фильтрования площадью F за время τ .

Поскольку сопротивление слоя осадка намного больше сопротивления фильтровальной перегородки, то сопротивлением последней можно пренебречь, т. е. $R_{\text{ф.п}} = 0$ и с учетом выражения (3.17) $c = 0$.

Тогда уравнение фильтрования (а) примет вид

$$V_F^2 = k\tau. \quad (\text{в})$$

С учетом уравнения (б) уравнение (в) примет вид

$$\left(\frac{V}{F}\right)^2 = k\tau,$$

откуда

$$V = \sqrt{k\tau} \cdot F = \sqrt{k} \sqrt{\tau} \cdot F. \quad (\text{г})$$

Таким образом, объем получаемого фильтрата, т. е. производительности фильтра, прямо пропорционален \sqrt{k} :

$$V \sim \sqrt{k},$$

а следовательно, по формуле (1.1)

$$Q \sim \sqrt{k}. \quad (\text{д})$$

1. Согласно уравнению (3.20)

$$k = \frac{2\Delta p(1 - m\bar{x})}{\mu r \bar{x} \rho}.$$

Следовательно,

$$k \sim \Delta p \Rightarrow V \sim \Delta p,$$

а значит, согласно уравнению (д)

$$Q \sim \sqrt{k} \sim \sqrt{\Delta p},$$

поэтому при уменьшении Δp в 1,5 раза можем записать

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{\sqrt{\Delta p_1}}{\sqrt{\Delta p_2}} = \sqrt{1,5} = 1,225.$$

2. Согласно формуле (3.18) отметим, что константа k обратно пропорциональна вязкости фильтрата μ , т. е.

$$k \sim \frac{1}{\mu}.$$

Поэтому, учитывая формулу (д), можем записать

$$Q \sim \sqrt{k} \sim \sqrt{\frac{1}{\mu}}.$$

Вязкость фильтрата (воды) при $t = 20^\circ\text{C}$ $\mu_{20} = 10^{-3}$ Па·с, а при $t = 70^\circ\text{C}$ $\mu_{70} = 0,413 \cdot 10^{-3}$ Па·с (табл. 8 приложения).

Таким образом, при нагревании суспензии вязкость фильтрата уменьшается, следовательно,

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{\sqrt{\frac{1}{\mu_{70}}}}{\sqrt{\frac{1}{\mu_{20}}}} = \frac{\sqrt{\frac{1}{0,413 \cdot 10^{-3}}}}{\sqrt{\frac{1}{10^{-3}}}} = 1,556.$$

3. Согласно уравнению (3.20) константа k прямо пропорциональна $(1 - m\bar{x})$, т. е.

$$k \sim (1 - m\bar{x}),$$

поэтому согласно уравнению (д)

$$Q \sim \sqrt{k} \sim \sqrt{1 - m\bar{x}}.$$

При $\bar{x}_1 = 0,3$ имеем

$$1 - m\bar{x}_1 = 1 - 1,5 \cdot 0,3 = 0,55.$$

При $\bar{x}_2 = 0,18$ получим

$$1 - m\bar{x}_2 = 1 - 1,5 \cdot 0,18 = 0,73.$$

Таким образом,

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{\sqrt{1 - m\bar{x}_2}}{\sqrt{1 - m\bar{x}_1}} = \frac{\sqrt{0,73}}{\sqrt{0,55}} = 1,152.$$

Ответ: 1) уменьшится в 1,225 раза; 2) увеличится в 1,556 раза; 3) увеличится в 1,152 раза.

3.1.2. Уравнение фильтрования при постоянной скорости фильтрования

Данный процесс реализуется, если суспензию в фильтр подавать с помощью плунжерных, мембранных насосов, принцип работы которых позволяет обеспечить постоянную производительность при увеличивающемся сопротивлении слоя осадка. При этом давление p_1 , создаваемое этими насосами перед фильтровальной перегородкой, должно увеличиваться для обеспечения роста разности давления $\Delta p = p_1 - p_2$ ($p_2 = \text{const}$).

В этом случае объем фильтрата V линейно увеличивается с течением времени τ . Поэтому, рассматривая уравнение (3.10), можно заменить приращение $\frac{dV}{d\tau}$ на отношение конечных величин $\frac{V}{\tau}$. Таким образом, можем записать

$$\frac{dV}{F d\tau} = w_{\phi} = \frac{V}{\tau F} = \text{const.} \quad (3.34)$$

Тогда с учетом выражения (3.34) определим Δp из уравнения (3.10):

$$\Delta p = \frac{\mu x_0 r_0 V^2}{F^2 \tau} + \frac{\mu R_{\phi, \pi} V}{F \tau}. \quad (3.35)$$

Если умножить и разделить первое слагаемое правой части уравнения (3.35) на τ и учесть, что скорость фильтрования постоянна, то получим

$$\Delta p = \mu x_0 r_0 \left(\frac{V}{F \tau} \right)^2 \tau + \mu R_{\phi, \pi} \frac{V}{F \tau}. \quad (3.36)$$

С учетом формулы (3.34) уравнение (3.36) можно привести к следующему виду:

$$\Delta p = \mu x_0 r_0 w_{\phi}^2 \tau + \mu R_{\phi, \pi} w_{\phi}. \quad (3.37)$$

Выражение (3.37) показывает, что при $w = \text{const}$ разность давлений Δp увеличивается по мере продолжительности времени фильтрования τ . Необходимо отметить, что это уравнение можно использовать только для несжимаемых

осадков, так как с непрерывным увеличением Δp удельное сопротивление осадка $r_0(r)$ будет постоянно увеличиваться. Поэтому, чтобы использовать уравнение (3.37) для сжимаемых осадков, необходимо определить зависимость между $r_0(r)$ и Δp .

3.1.3. Уравнение фильтрования при постоянных скорости фильтрования и разности давлений

Такой процесс осуществляется при промывке осадка, если толщина слоя осадка h_{oc} не изменяется и при этом $w = \text{const}$. Заменяв в уравнении (3.10) $\frac{dV}{dt}$ на $\frac{V}{\tau}$, а также принимая во внимание, что согласно выражению (3.8) высота осадка $h_{oc} = x_0 \frac{V}{F}$, можем записать

$$V = \frac{\Delta p F \tau}{\mu(r_0 h_{oc} + R_{ф.п})}. \quad (3.38)$$

Полученное выражение показывает связь между объемом фильтрата V и продолжительностью фильтрования τ . В большинстве случаев все величины, входящие в уравнение (3.38), за исключением V и τ , постоянны. Поэтому объем фильтрата V линейно зависит от τ , а процесс промывки осуществляется при постоянной скорости. Данное уравнение можно использовать не только для сжимаемых, но и для несжимаемых осадков, так как Δp при таком режиме постоянно.

3.2. ПРОМЫВКА ОСАДКА

После стадии фильтрования суспензий обычно проводят промывку осадка промывной жидкостью с целью удаления остатков фильтрата и веществ, способных растворяться в промывной жидкости.

В процессе промывки промывная жидкость проходит через слой осадка максимальной толщины. Если удельное сопротивление $r_0(r)$ осадка в процессе промывки не изменяется, то скорость прохождения промывной жидкости через слой осадка есть величина постоянная.

Для данных условий объем промывной жидкости $V_{пр}$, пропущенный через слой осадка за время $\tau_{пр}$, можно определить по формуле (3.38):

$$V_{пр} = \frac{\Delta p F}{\mu(r_0 h_{oc} + R_{ф.п})} \tau_{пр},$$

где h_{oc} — толщина слоя промываемого осадка, м.

Для периодически действующих фильтров

$$h_{oc} = x_0 \frac{V_{\max}}{F}, \quad (3.39)$$

где V_{\max} — объем фильтрата, собранный за всю стадию фильтрования, м³.

Если вязкость и плотность промывной жидкости близки к соответствующим свойствам фильтрата, а промывка осадка проводится при тех же условиях, что и фильтрование (Δp промывки и фильтрования одинаковы, а промывная жидкость проходит через фильтр тем же путем, что и фильтрат), то скорость промывки $w_{\text{пр}}$ есть величина постоянная, равная скорости фильтрования в конце стадии фильтрования. Ее значение можно определить по уравнению (3.30). Согласно формуле (3.16) $V_F = \frac{V_{\text{max}}}{F}$, следовательно

$$w_{\text{пр}} = \frac{k}{2 \frac{V_{\text{max}}}{F} + c}, \quad (3.40)$$

где k и c – константы фильтрования, полученные в процессе фильтрования данной суспензии при $\Delta p = \text{const}$.

С учетом уравнений (1.1) и (1.3) можем записать:

$$Q = \frac{V_{\text{пр}}}{t_{\text{пр}}};$$

$$Q = w_{\text{ср}} F.$$

Поэтому объем промывной жидкости $V_{\text{пр}}$, пропущенной через фильтр за время промывки $\tau_{\text{пр}}$, можно определить, приравняв правые части последних двух уравнений:

$$\frac{V_{\text{пр}}}{\tau_{\text{пр}}} = w_{\text{ср}} F,$$

откуда

$$V_{\text{пр}} = w_{\text{ср}} F \tau_{\text{пр}}. \quad (3.41)$$

Концентрация (доля) растворенных веществ в промывной жидкости $c_{\text{п}}$ от начала диффузионного периода промывки* с течением времени изменяется по экспоненциальному закону:

$$c_{\text{п}} = c_0 e^{-\frac{K_{\text{п}} w_{\text{пр}} \tau_{\text{д.пр}}}{h_{\text{ос}}}}, \quad (3.42)$$

где c_0 – концентрация (доля) растворенных веществ в начальный момент промывки; $K_{\text{п}}$ – безразмерный коэффициент, учитывающий скорость поступления растворяемого вещества в промывную жидкость; $w_{\text{пр}}$ – скорость прохождения промывной жидкости через слой осадка, $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$; $\tau_{\text{д.пр}}$ – время диффузионного периода промывки осадка, с; $h_{\text{ос}}$ – толщина слоя промываемого осадка, м.

Продолжительность $\tau_{\text{д.пр}}$ процесса диффузионной промывки можно найти, логарифмируя зависимость (3.42):

* Более подробно о диффузионных процессах см. раздел «Массообменные процессы» курса ПиАХТ.

$$\tau_{\text{д.пр}} = \frac{\ln\left(\frac{c_0}{c_{\text{п}}}\right) h_{\text{ос}}}{K_{\text{п}} w_{\text{пр}}}. \quad (3.43)$$

Общее время промывки осадка определяется следующим уравнением:

$$\tau_{\text{о.пр}} = \tau_{\text{в.пр}} + \tau_{\text{д.пр}}, \quad (3.44)$$

где $\tau_{\text{в.пр}}$ – время промывки осадка, с, в течение которого фильтрат удаляется из осадка путем его вытеснения промывной жидкостью.

ПРИМЕР 3.5

В момент окончания стадии фильтрования при $\Delta p = \text{const}$ было собрано 60 л фильтрата. Константы в уравнении фильтрования (3.15) равны: $c = 8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^3$ и $k = 8 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$. Принимая свойства промывной жидкости и фильтрата, а также условия промывки и условия фильтрования идентичными, определить объем промывной жидкости, прошедшей через слой осадка за время $\tau_{\text{пр}} = 10$ мин, если площадь поверхности фильтрования равна $F = 2,5 \text{ м}^2$.

Решение

Поскольку условия промывки осадка и собственно фильтрования одинаковы, то скорость промывки $w_{\text{пр}}$ равна скорости фильтрования $w_{\text{ф}}$ на момент окончания процесса фильтрования.

Согласно уравнению (3.40)

$$w_{\text{ф}} = w_{\text{пр}} = \frac{k}{2 \frac{V_{\text{max}}}{F} + c},$$

где $V_{\text{max}} = 60 \text{ л} = 0,06 \text{ м}^3$ – объем фильтрата, полученный за всю стадию фильтрования на фильтровальной поверхности площадью F .

Тогда

$$w_{\text{пр}} = \frac{8 \cdot 10^{-7}}{2 \cdot \frac{0,06}{2,5} + 8 \cdot 10^{-3}} = 1,429 \cdot 10^{-5} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Объем промывной жидкости $V_{\text{пр}}$, прошедшей через осадок за время промывки $\tau_{\text{пр}}$, определим по формуле (3.41):

$$V_{\text{пр}} = w_{\text{пр}} F \tau_{\text{пр}};$$

$$V_{\text{пр}} = 1,429 \cdot 10^{-5} \cdot 2,5 \cdot 10 \cdot 60 = 21,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 = 21,4 \text{ л}.$$

Ответ: $V_{\text{пр}} = 21,4 \text{ л}$.

ПРИМЕР 3.6

Вычислить время промывки слоя осадка водой и ее необходимый объем, если концентрация вымываемого из осадка компонента в начале диффузионной стадии промывки $c_0 = 80 \text{ кг/м}^3$, а в конце промывки $c_{\text{п}} = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ кг/л}$. Интенсивность

промывки $w_{\text{пр}} = 0,11 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$, константа промывки $K_{\text{п}} = 0,61$, толщина слоя осадка $h_{\text{ос}} = 40$ мм, а поверхность фильтрования $F = 4,8 \text{ м}^2$. Время вытеснения компонента промывной жидкостью составляет 30% от времени диффузионной промывки.

Решение

Продолжительность процесса диффузионной промывки осадка $\tau_{\text{д.пр}}$ определим с помощью формулы (3.43):

$$\tau_{\text{д.пр}} = \frac{\ln\left(\frac{c_0}{c_{\text{п}}}\right) h_{\text{ос}}}{K_{\text{п}} w_{\text{пр}}}.$$

При этом $c_{\text{п}} = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ кг/л} = 3,5 \text{ кг/м}^3$; $h_{\text{ос}} = 40 \text{ мм} = 0,04 \text{ м}$.

$$\tau_{\text{д.пр}} = \frac{0,04 \cdot \ln \frac{80}{3,5}}{0,61 \cdot 0,11 \cdot 10^{-3}} = 1865 \text{ с}.$$

Согласно условию, время вытеснения компонента промывной жидкостью будет составлять

$$\tau_{\text{в.пр}} = 0,3 \tau_{\text{д.пр}} = 0,3 \cdot 1865 = 559,5 \text{ с}.$$

Общее время промывки определим по формуле (3.44):

$$\tau_{\text{о.пр}} = \tau_{\text{в.пр}} + \tau_{\text{д.пр}} = 559,5 + 1865 = 2424,5 \text{ с}.$$

Поскольку интенсивность промывки $w_{\text{пр}}$ постоянна, то объем воды $V_{\text{пр}}$, необходимый для промывки осадка, можно рассчитать по уравнению (3.41):

$$\begin{aligned} V_{\text{пр}} &= w_{\text{пр}} F \tau_{\text{о.пр}} = \\ &= 0,11 \cdot 10^{-3} \cdot 4,8 \cdot 2424,5 = 1,28 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Ответ: $\tau_{\text{о.пр}} = 2424,5 \text{ с} \approx 40,4 \text{ мин}$; $V_{\text{пр}} = 1,28 \text{ м}^3$.

3.3. ОСНОВНЫЕ КОНСТРУКЦИИ ФИЛЬТРОВ

По организации процесса бывают периодически и непрерывно действующие фильтры.

По способу создания движущей силы процесса фильтры подразделяют на работающие под избыточным давлением и под вакуумом.

В зависимости от агрегатного состояния дисперсионной фазы фильтры разделяют на газовые и жидкостные, использующиеся соответственно для очистки газов и разделения суспензий.

3.3.1. Периодически действующие фильтры

Нутч-фильтр (рис. 3.5) является самым простым фильтром периодического действия, который используется обычно в производствах небольшой мощности.

Фильтр представляет собой емкость 1, разделенную на две части фильтровальной перегородкой, которая состоит из опорной решетки 4, уложенной на нее дренажной сетки 3 и фильтровальной ткани 2. В верхнюю часть аппарата подается суспензия, которая с помощью фильтровальной перегородки делится на осадок и фильтрат. Последний отводится из нижней части аппарата 5. Чтобы жидкость проходила через фильтровальную перегородку, а через некоторое время после начала фильтрования и через слой осадка, которые оказывают сопротивление движению жидкости, необходим перепад давлений с двух сторон перегородки.

Необходимый перепад давлений обеспечивается созданием избыточного давления над фильтровальной перегородкой путем подачи сжатого газа через штуцер 6 или созданием вакуума под перегородкой через штуцер 7. После окончания процесса фильтрования подачу суспензии в аппарат прекращают, а над осадком проводят при необходимости операции промывки (см. подглаву 3.2), продувки (просушки) с целью уменьшения его влажности (см. пункт 3.4.1), затем открывают крышку и выгружают осадок вручную.

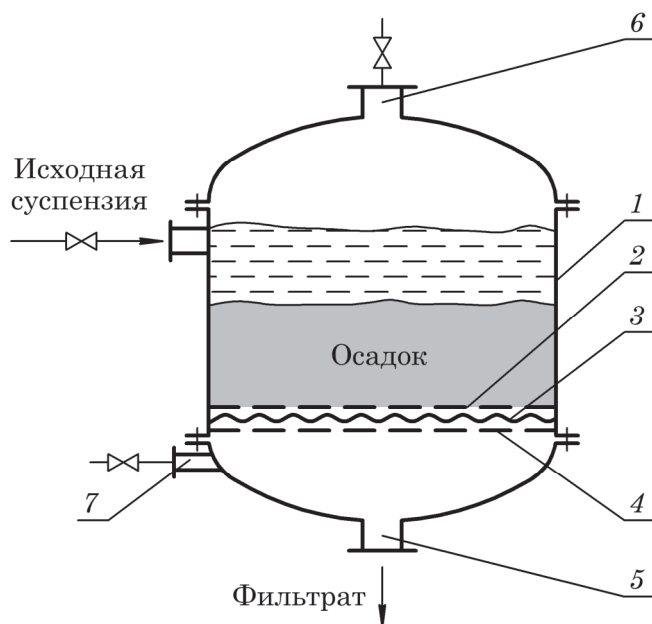


Рис. 3.5. Схема нутч-фильтра:

- 1 – емкость; 2 – фильтровальная ткань;
- 3 – дренажная сетка; 4 – опорная решетка;
- 5 – штуцер для вывода фильтрата;
- 6 – штуцер для подачи сжатого газа;
- 7 – штуцер для создания вакуума

Регенерация ткани (очистка пор перегородки от мелких твердых частиц осадка) в фильтрах данного типа обычно осуществляется обратными толчками сжатого газа, подаваемого под перегородку через штуцер 7.

К достоинствам данного фильтра можно отнести простоту конструкции и надежность, легкость и невысокую стоимость обслуживания.

Недостатками являются небольшая площадь поверхности фильтрования на единицу занимаемого объема, невысокая производительность, ручной труд при обслуживании.

Рамный фильтр-пресс – это фильтр периодического действия, работающий под давлением (рис. 3.6). Он состоит из вертикальных рам 2 и плит 3. Направления действия силы тяжести и движения фильтрата в этом аппарате перпендикулярны. Между соприкасающимися поверхностями плит и рам имеются тканевые фильтровальные перегородки 4. На фильтровальную перегородку действует давление подаваемой суспензии. Рамы и плиты, уплотненные по периметру краями фильтровальных перегородок, прижимаются к упорной плите 1 при помощи перемещающейся подвижной концевой плиты 5.

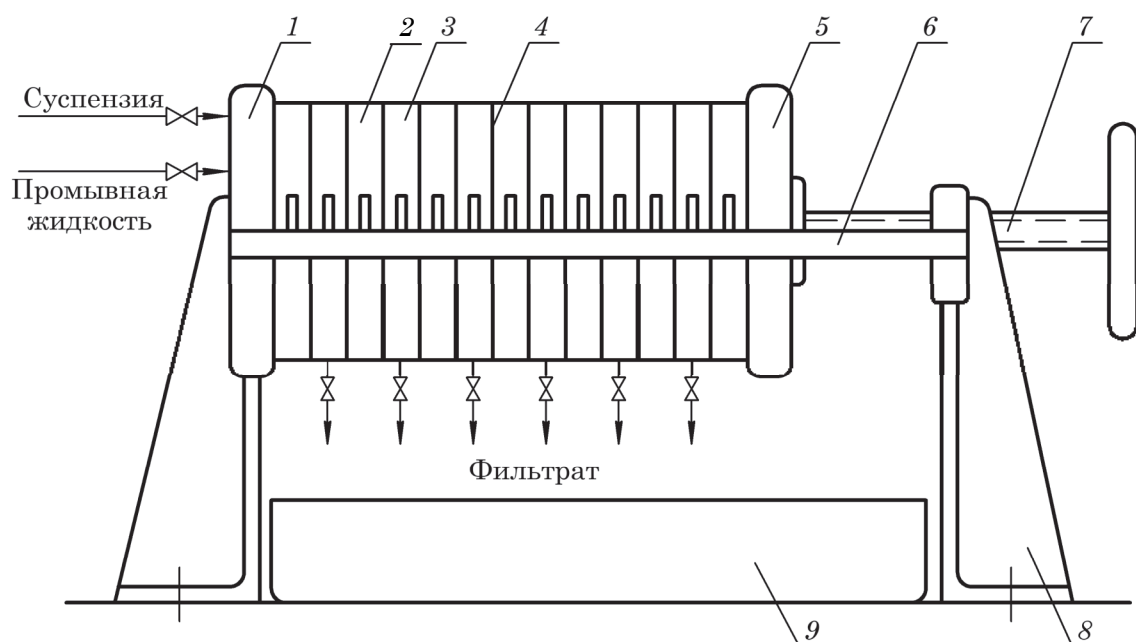


Рис. 3.6. Схема рамного фильтра-пресса:

- 1 – упорная плита; 2 – рама; 3 – плита; 4 – тканевая фильтровальная перегородка;
5 – подвижная концевая плита; 6 – горизонтальная направляющая;
7 – зажимной винт; 8 – станина; 9 – желоб для удаления фильтрата
или промывной жидкости

Плиты (рис. 3.7) имеют по краям гладкую поверхность, а в середине – вертикальные рифления 6, предотвращающие прилипание ткани к плитам и обеспечивающие дренаж фильтрата.

В рамах, плитах и фильтровальных перегородках выполнены отверстия 1 и отверстия 2. Когда подвижная плита 5 (рис. 3.6) занимает крайнее левое положение (фильтр собран и находится в рабочем состоянии), эти отверстия образуют каналы, причем отверстия 1 образуют каналы для прохода суспензии, а отверстия 2 – каналы для прохода промывной жидкости.

Данный фильтр можно рассматривать как ряд параллельно работающих нутч-фильтров, в результате чего достигается большая поверхность фильтрования, отнесенная к единице производственной площади, занимаемой фильтром.

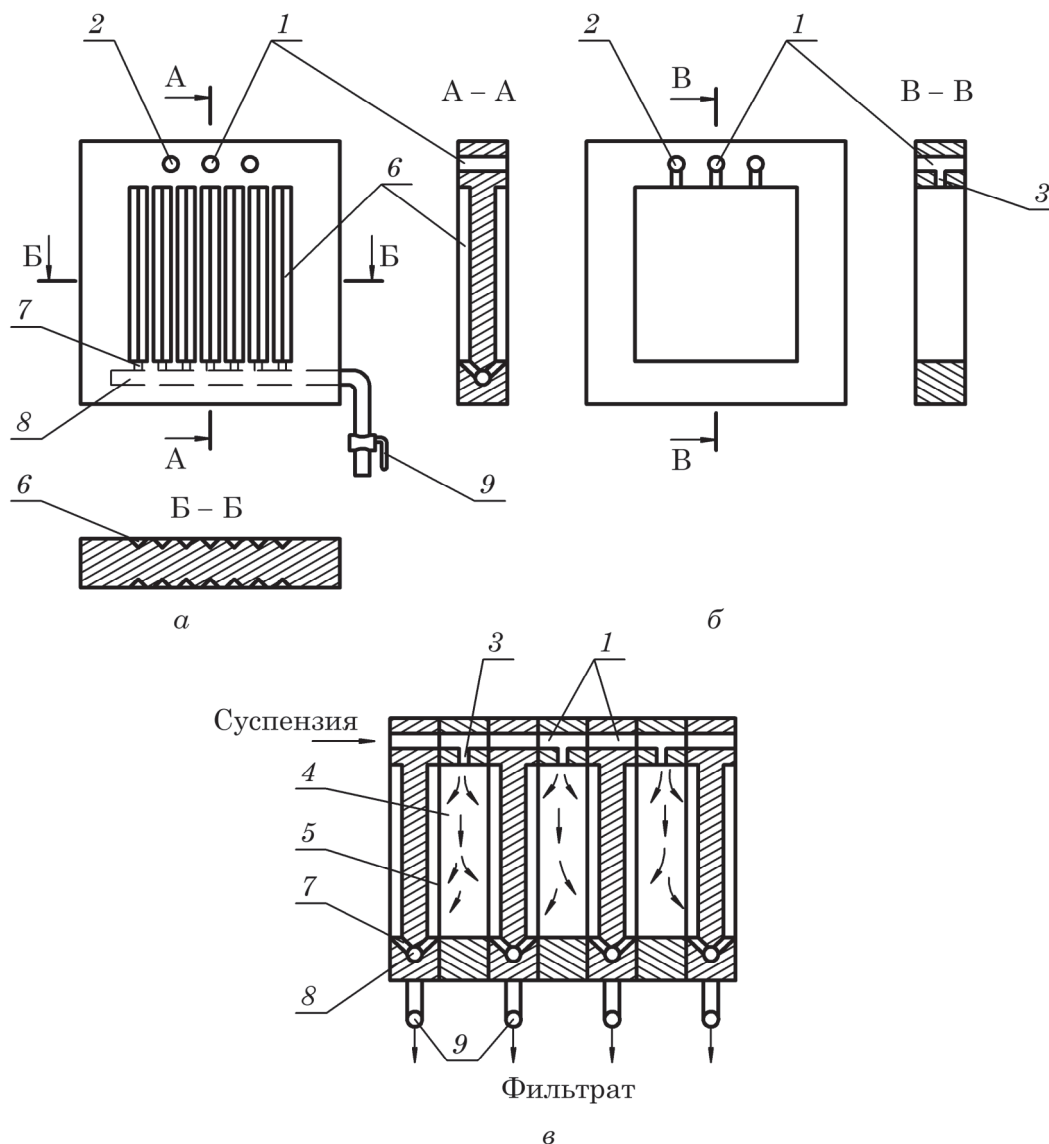


Рис. 3.7. Плита (а), рама (б) и сборка (в) рамного фильтра-пресса:

- 1 – отверстия в плитах и рамах, образующие при сборке канал для подачи суспензии;
- 2 – отверстия в плитах и рамах, образующие канал для подачи промывной жидкости;
- 3 – отводы для прохода суспензии внутрь рам; 4 – внутренние пространства рам;
- 5 – фильтровальные перегородки; 6 – рифления плит;
- 7 – каналы в плитах для выхода фильтрата на стадии фильтрования или промывной жидкости на стадии промывки осадка;
- 8 – центральные каналы в плитах для сбора фильтрата или промывной жидкости;
- 9 – краны на линиях вывода фильтрата или промывной жидкости

Основными стадиями работы рамного фильтра-пресса являются фильтрование, промывка и продувка осадка.

На стадии фильтрования суспензия по среднему каналу, образованному отверстиями 1 и по отводам 3 поступает во внутреннее пространство рам 4, ограниченное двумя фильтровальными перегородками 5 (примыкающими к рифленным поверхностям плит и внутренним поверхностям соседних рам. Жидкая фаза суспензии (фильтрат) одновременно проходит через обе фильтровальные перегородки, после чего по желобам между рифлениями плит 6 и

каналам 7 поступает в центральные каналы в плитах для сбора фильтрата 8, а далее в краны 9 на линиях выхода фильтрата, которые в этой стадии работы фильтра-пресса открыты у всех плит. Когда внутреннее пространство рам будет заполнено осадком, подачу суспензии прекращают, и стадия фильтрования завершается.

На стадии промывки по двум боковым каналам, образованным отверстиями 2, и каналам 3 подают промывную жидкость. Далее движение промывной жидкости аналогично движению суспензии и получаемого фильтрата на стадии фильтрования. По окончании промывки осадок в фильтре-прессе продувают сжатым воздухом или паром, высушивая от остатков промывной жидкости. Затем отодвигают подвижную плиту, разъединяют плиты и рамы, удаляют осадок.

Конструкции плит и рам фильтра-пресса разнообразны и отличаются взаимным расположением каналов, по которым проходят суспензия, промывная жидкость и сжатый воздух, а также наличием или отсутствием каналов для теплоносителей или охлаждающих жидкостей и общего канала для удаления фильтрата. Плиты и рамы могут иметь прямоугольную или круглую форму и изготавливаться из стали, чугуна, керамических материалов и дерева.

Описанные фильтры-прессы широко применяются в промышленности, особенно для разделения суспензий с небольшой концентрацией твердых частиц, когда трудоемкие операции разборки, разгрузки и сборки производятся относительно редко. Они применимы также для разделения суспензий при повышенной температуре, охлаждение которых недопустимо, например, вследствие выпадения кристаллов из жидкости.

К достоинствам этих фильтров-прессов, как уже отмечалось, относятся большая поверхность фильтрования на единицу занимаемой ими площади помещения, возможность отключения отдельных неисправных плит (краном на выходе фильтрата) и отсутствие движущихся частей в процессе эксплуатации.

К недостаткам таких фильтров-прессов можно отнести ручное обслуживание, несовершенную промывку осадка и быстрое изнашивание фильтровальной ткани. Существуют фильтры-прессы с механизированной выгрузкой осадка, в которых используются устройства для перемещения плит и рам.

Листовые фильтры (рис. 3.8) относятся к работающим под давлением аппаратам периодического действия, в которых направление силы тяжести и движение фильтрата перпендикулярны. Суспензия поступает в фильтр по штуцеру 7. Избыточное давление снаружи фильтровальных листов 4 создается при помощи компрессора, который подает сжатый газ через штуцер 10. Внутри фильтровальных листов 4 давление близко к атмосферному, поэтому жидкая фаза проходит внутрь листов, собирается в коллекторе 6 и в виде фильтрата уходит из аппарата через штуцер 8. Твердая фаза накапливается в виде осадка на внешней поверхности фильтровальных листов 4 до тех пор, пока практически не заполнит пространство между ними. После этого подача суспензии прекращается и проводится промывка осадка. Промывная жидкость при этом подается через штуцер 7. Затем проводится продувка осадка сжатым газом, подаваемым в фильтр через штуцер 10. Удаление осадка с фильтрующей поверхности листов осуществляется его сбрасыванием обратным толчком сжатого воздуха. Осадок падает в коническое днище 2 и удаляется из аппарата по штуцеру 9.

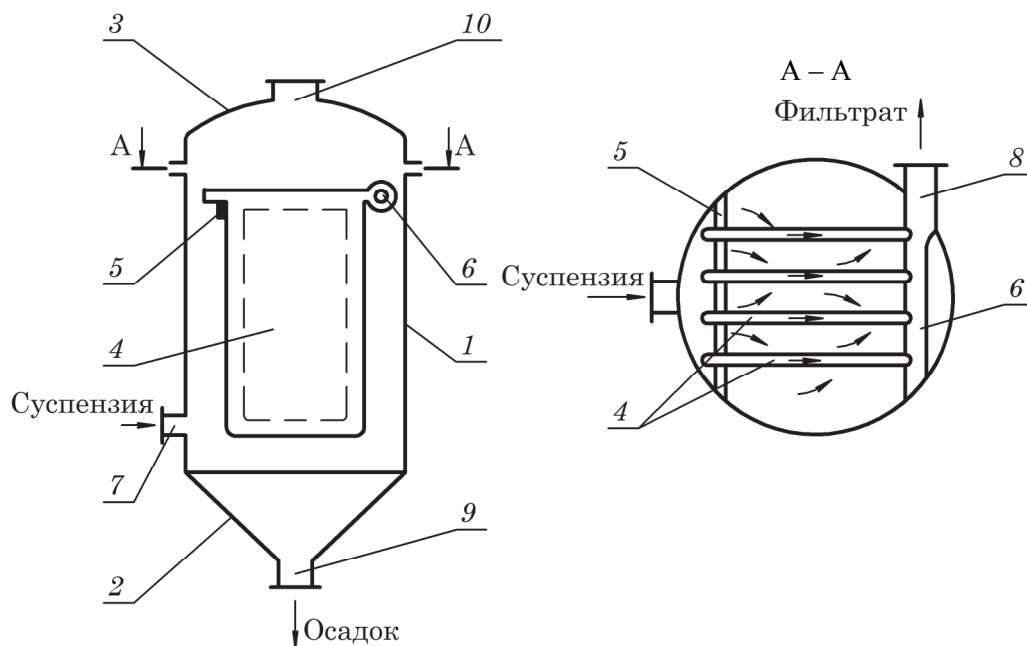


Рис. 3.8. Схема листового фильтра:

- 1 – цилиндрический резервуар; 2 – коническое дно; 3 – съемная крышка;
 4 – плоский фильтровальный лист; 5 – опорная планка; 6 – коллектор для фильтрата;
 7 – штуцер для подачи суспензии; 8 – штуцер для отвода фильтрата;
 9 – штуцер для удаления осадка; 10 – штуцер для давления

Фильтровальный лист представляет собой прорезиненную стальную раму, в которую вставлена рифленая с обеих сторон доска 1 (рис. 3.9). Причем и доска, и рама обтянуты с обеих сторон фильтровальной тканью 2. По зазорам 3 между рифами 4 и фильтровальной тканью 2 происходит удаление фильтрата.

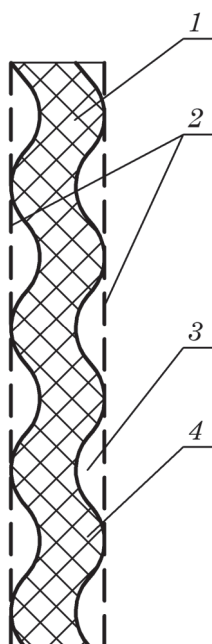


Рис. 3.9. Схема фильтровального листа листового фильтра:

- 1 – доска; 2 – фильтровальная ткань;
 3 – зазор для прохода фильтрата; 4 – рифы

В листовых фильтрах обеспечиваются хорошие условия промывки осадка, а фильтровальная ткань относительно слабо изнашивается. Кроме того, листовые фильтры обладают большой поверхностью фильтрации, отнесенной к единице занимаемой им площади помещения. Вместе с тем работа таких фильтров требует перемешивания суспензии путем ее рециркуляции во избежание осаждения твердых частиц.

В **патронных фильтрах** вместо фильтровальных листов установлены вертикальные патроны (рис. 3.10). В остальном по конструкции и принципу действия патронные фильтры аналогичны листовым.

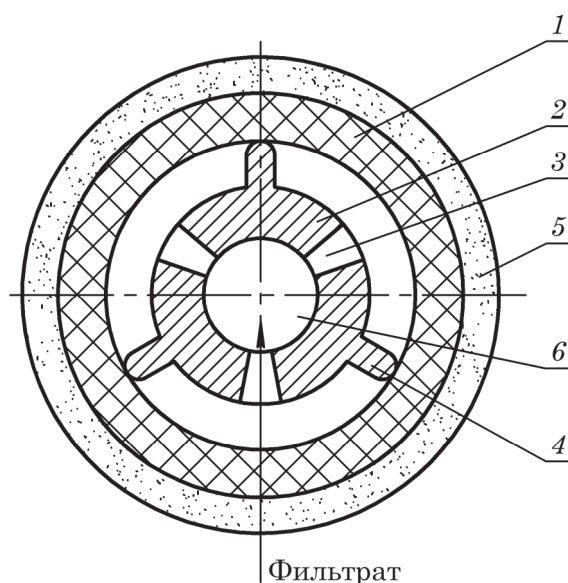


Рис. 3.10. Схема фильтровального патрона:

- 1 – пористые фильтровальные кольца;
- 2 – центральная труба; 3 – радиальное отверстие;
- 4 – продольные ребра; 5 – слой осадка;
- 6 – вертикальный канал

Фильтровальный патрон работает следующим образом. На наружной поверхности пористых колец 1 образуется слой осадка 5. Фильтрат по цилиндрическому радиальному вертикальному каналу 6 уходит в коллектор и удаляется из фильтра.

3.3.2. Непрерывно действующие фильтры

К непрерывно действующим фильтрам относятся барабанный и ленточный вакуум-фильтры, которые широко применяются в промышленности. Рассмотрим более подробно их конструкции и принцип действия.

Барабанный вакуум-фильтр (рис. 3.11) состоит из цилиндрического перфорированного барабана 1, который установлен при помощи цапф и подшипников над корытом 6 с суспензией таким образом, чтобы часть барабана была погружена в корыто. Наружная поверхность барабана покрыта фильтровальной перегородкой 3. Между перегородкой и перфорированной наружной поверхностью барабана размещается волнистая сетка 2. Чтобы предотвратить осаждение твердых частиц в корыте, предусмотрена качающаяся мешалка 7.

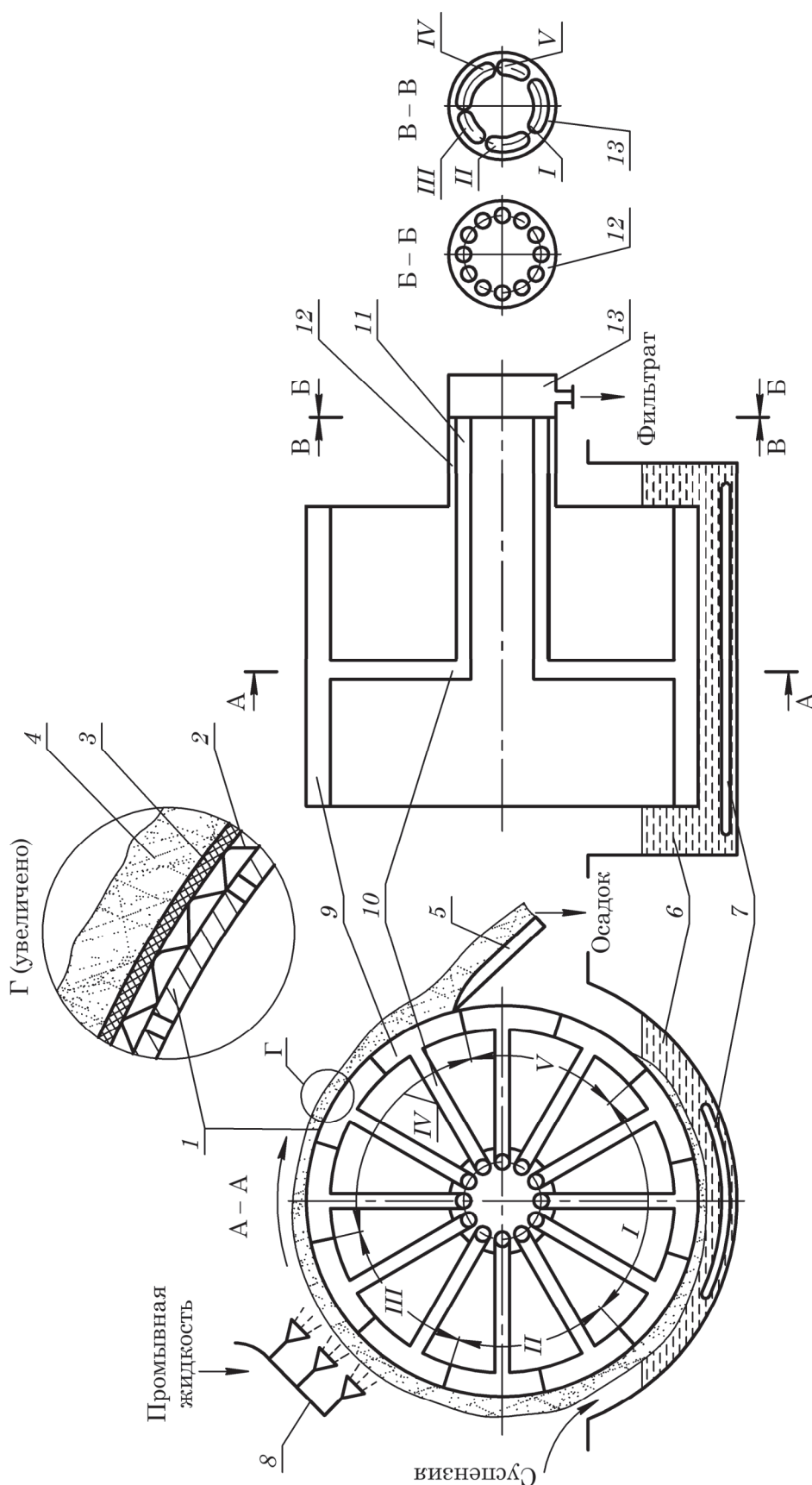


Рис. 3.11. Схема барабанного вакуум-фильтра:

- 1 – перфорированный цилиндрический барабан; 2 – волнистая сетка; 3 – фильтровальная перегородка;
 4 – осадок; 5 – нож для съема осадка; 6 – корыто для суспензии; 7 – качающаяся мешалка;
 8 – устройство для подвода промывной жидкости; 9 – камеры (секции) барабана; 10 – соединительные трубы;
 11 – каналы; 12 – вращающаяся часть распределительной головки; 13 – неподвижная часть распределительной головки;
 I – зона фильтрации и отсоса фильтрата; II – зона промывки осадка и отсоса промывных вод;
 III – зона первой продувки; IV – зона очистки фильтровальной ткани; V – зона регенерации

Внутри барабана с помощью перегородок созданы отдельные камеры 9, соединенные трубками 10 с каналами 11. Каналы 11 находятся внутри подвижной части 12 распределительной головки, которая плотно соприкасается с неподвижной частью 13 распределительной головки. Благодаря этому при вращении барабана 1 камеры 9 в определенной последовательности присоединяются к источникам вакуума и сжатого воздуха. В результате при полном обороте барабана каждая камера проходит несколько зон, в которых осуществляются процессы фильтрации, промывки осадка и др.

В *зоне фильтрации I* барабан соприкасается с суспензией, находящейся в корыте. При этом в секциях 9, находящихся в данной зоне, создается вакуум. Фильтрат проходит через фильтровальную ткань в секции барабана и далее по каналам 11 удаляется из фильтра. При этом на внешней поверхности ткани образуется слой осадка 4.

При вращении барабана слой осадка выходит из корыта и поступает в зону *первой продувки II*. Здесь осадок соприкасается с атмосферным воздухом. Внутри секций барабана в этой зоне создано разрежение, и атмосферный воздух проходит внутрь секций, выдувая из осадка и ткани остатки фильтрата.

В *зоне промывки III* на частично высушенный осадок из устройства 8 подается промывная жидкость, секции барабана также соединены с источником вакуума. Промывная жидкость проходит (всасывается) через слой осадка, вымывая остатки фильтрата и вещества, способные растворяться в промывной жидкости, после чего она удаляется в сборник.

В *зоне второй продувки IV* внутри секций барабана создается избыточное давление, под действием которого воздух из соответствующих секций 9 проходит через слой осадка, выдувая остатки промывной жидкости, частично отслаивая осадок от фильтровальной ткани и разрыхляя его. После этого осадок скользит по поверхности ножа 5 и поступает на дальнейшую обработку.

В *зоне регенерации V* фильтровальная ткань продувается сжатым воздухом в направлении, противоположном направлению движения фильтрата. Поры фильтровальной ткани освобождаются от мелких частиц осадка.

Далее цикл работы фильтра повторяется.

К преимуществам этих фильтров следует отнести их универсальность, т. е. возможность с их помощью обрабатывать различные суспензии; производство их из материалов, стойких к химически агрессивным средам; легкость обслуживания. Эти фильтры легко автоматизируются, а параметры их работы легко регулируются (например, изменением частоты вращения барабана).

К недостаткам можно отнести сложность конструкции и высокую стоимость обслуживания; небольшую фильтровальную поверхность при относительно большом объеме аппарата; сравнительно высокую стоимость установки; сложность полной промывки и просушки осадка; задержку фильтрата и промывной жидкости внутри барабана, поскольку распределительная головка находится на значительном расстоянии от фильтровальной ткани. Кроме того, работа этих фильтров требует дополнительной затраты энергии на вращение барабана и движение мешалки, относительно частой замены уплотнений.

Ленточный вакуум-фильтр показан на рис. 3.12. В таком фильтре на длинном горизонтальном столе закреплены открытые сверху вакуум-камеры 1, в нижней части которых есть патрубки 10 для отвода фильтрата или промывной жидкости.

К верхней части вакуум-камер прижимается бесконечная резиновая перфорированная лента 2 с бортами, которая натянута на приводной 8 и натяжной 3 барабаны. Фильтровальная ткань 5 в виде бесконечного полотна прижимается к резиновой ленте с помощью натяжных роликов 6. Суспензия подается на ленту с лотка 4. При прохождении ленты с суспензией над вакуум-камерами 1 сначала происходит фильтрование, затем первая продувка осадка, потом его промывка, для чего промывная жидкость подается через форсунки 9. Далее происходит вторая продувка осадка. На приводном барабане 8 фильтровальная ткань отделяется от резиновой ленты и огибает валик 7. При этом осадок отделяется от ленты и попадает в бункер. При прохождении ткани между роликами 6, она просушивается и очищается.

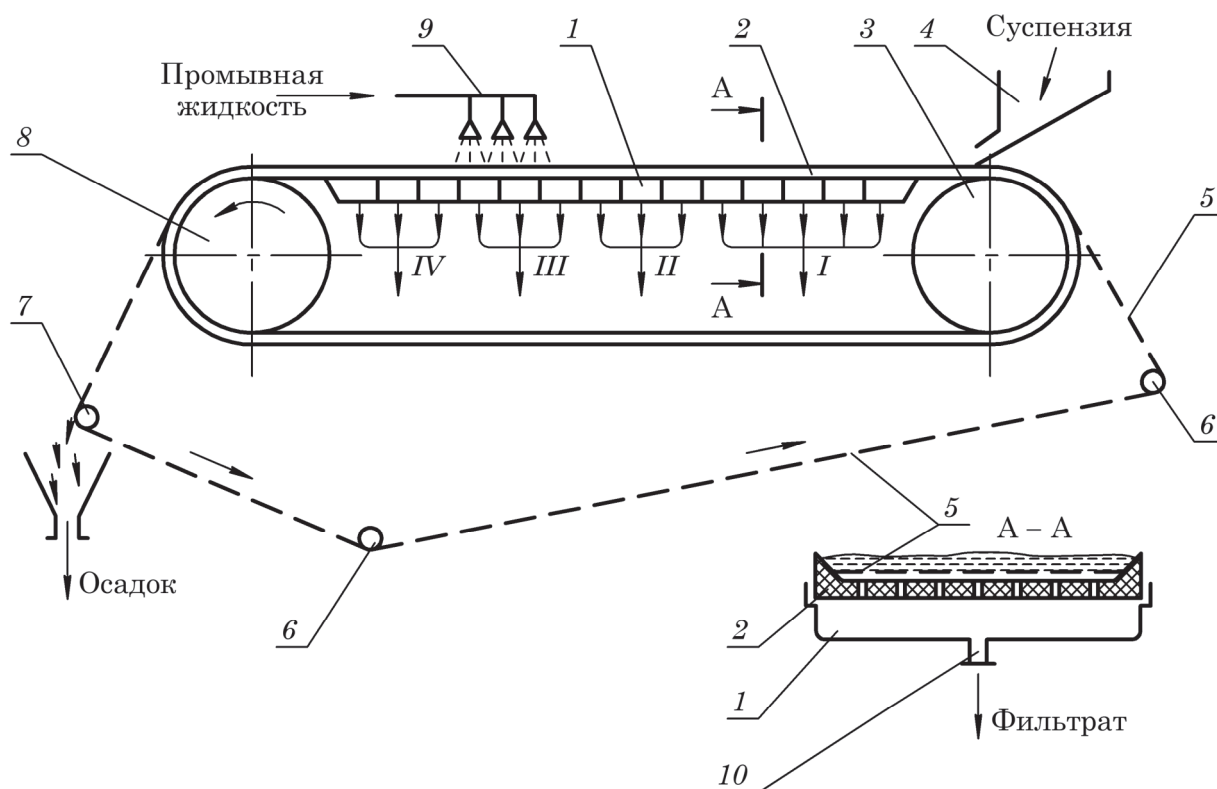


Рис. 3.12. Схема ленточного вакуум-фильтра непрерывного действия:
 1 – вакуум-камеры; 2 – перфорированная лента; 3 – натяжной барабан;
 4 – лоток для подачи суспензии; 5 – фильтровальная ткань; 6 – натяжные ролики;
 7 – валик для перегиба ленты; 8 – приводной барабан;
 9 – форсунки для подачи промывной жидкости; 10 – патрубок;
 I – зона фильтрования; II – зона первой продувки;
 III – зона промывки; IV – зона второй продувки

К преимуществам ленточных вакуум-фильтров следует отнести совпадение направлений фильтрования и осаждения; хорошее разделение фильтрата и промывной жидкости; возможность обработки тяжело фильтруемых материалов благодаря совершенному способу снятия осадка и регенерации ткани.

К недостаткам относят: небольшую поверхность фильтрования; большую площадь, необходимую для установки фильтра; износ ленты; непригодность для обработки материалов, которые разрушают резину. Отметим, что большинство недостатков барабанного вакуум-фильтра и ленточного фильтра совпадают.

3.4. РАСЧЕТ ФИЛЬТРОВ

3.4.1. Расчет периодически действующих фильтров

Важными параметрами, характеризующими работу фильтров периодического действия, являются время цикла фильтрования $\tau_{\text{ц}}$, объем собранного фильтрата V_{max} в конце стадии фильтрования и общая производительность $Q_{\text{общ}}$, которые связаны зависимостью

$$Q_{\text{общ}} = \frac{V_{\text{max}}}{\tau_{\text{ц}}}. \quad (3.45)$$

Цикл работы периодически действующего фильтра состоит из основных (собственно фильтрование, промывка и продувка осадка) и вспомогательных (подготовка и загрузка суспензии, удаление осадка и регенерация фильтровальной перегородки) операций. Время цикла фильтрования определяется по формуле

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{осн}} + \tau_{\text{всп}}, \quad (3.46)$$

где $\tau_{\text{осн}}$, $\tau_{\text{всп}}$ – время основных и вспомогательных операций соответственно, с.

Экономически оптимальная продолжительность цикла фильтрования $\tau_{\text{ц,опт}}$ может быть определена по формуле

$$\tau_{\text{ц,опт}} = (4-6)t_{\text{всп}}. \quad (3.47)$$

Как было показано выше, в большинстве случаев периодически действующие фильтры работают при $\Delta p = \text{const}$, поэтому значение V_{max} можно определить с помощью уравнения (3.21). Принимая в качестве времени фильтрования τ продолжительность стадии фильтрования $\tau_{\text{ф}}$:

$$V_{F\text{max}} = \frac{\sqrt{c^2 + 4k\tau_{\text{ф}}} - c}{2}, \quad (3.48)$$

где $V_{F\text{max}}$ – удельный объем фильтрата, собранный за всю стадию фильтрования, $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2}$.

В случае работы фильтров при постоянной скорости фильтрования ($w_{\text{ф}} = \text{const}$) значение $V_{F\text{max}}$ определяется по уравнению

$$V_{F\text{max}} = w_{\text{ф}}\tau_{\text{ф}}, \quad (3.49)$$

а значение $w_{\text{ф}}$ можно найти, решая уравнение (3.37) относительно $w_{\text{ф}}$.

На основании уравнения (3.16) определяем V_{max} :

$$V_{\text{max}} = V_{F\text{max}}F. \quad (3.50)$$

Расчет стадии промывки осадка осуществляется с помощью зависимостей (3.39)–(3.44), а также уравнения (3.30).

ПРИМЕР 3.7

В периодически действующем фильтре, площадь поверхности фильтрования которого $F = 2 \text{ м}^2$, при постоянной разности давления $\Delta p = \text{const}$ производится разделение суспензии. При этом за время $\tau_1 = 4 \text{ мин}$ было собрано $V_1 = 5 \text{ л}$ фильтрата, а за время $\tau_2 = 30 \text{ мин}$ — $V_2 = 22 \text{ л}$ фильтрата. В момент окончания фильтрования собрано $V_{\text{max}} = 69 \text{ л}$ фильтрата.

Определить:

1) константы k и c в уравнении фильтрования (3.15) и объем V_3 фильтрата, полученного за время $\tau_3 = 1 \text{ ч}$;

2) время промывки слоя образовавшегося осадка промывной жидкостью объемом $V_{\text{пр}} = 4 \text{ л}$, если свойства промывной жидкости и фильтрата, а также условия промывки идентичны условиям фильтрования.

Решение

1. Процесс фильтрования проходит при $\Delta p = \text{const}$, а поэтому воспользуемся для проведения расчетов системой двух линейных уравнений (3.33):

$$\begin{cases} V_{F_1}^2 + cV_{F_1} = k\tau_1, \\ V_{F_2}^2 + cV_{F_2} = k\tau_2. \end{cases}$$

В данной системе k и c — искомые константы фильтрования; V_{F_1} и V_{F_2} — удельные объемы полученного фильтрата за время $\tau_1 = 4 \cdot 60 = 240 \text{ с}$ и $\tau_2 = 30 \cdot 60 = 1800 \text{ с}$.

При этом согласно уравнению (3.16)

$$V_{F_1} = \frac{V_1}{F} = \frac{5 \cdot 10^{-3}}{2} = 2,5 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2};$$

$$V_{F_2} = \frac{V_2}{F} = \frac{22 \cdot 10^{-3}}{2} = 1,1 \cdot 10^{-2} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2}.$$

Таким образом,

$$\begin{cases} \left(2,5 \cdot 10^{-3}\right)^2 + c \cdot 2,5 \cdot 10^{-3} = k \cdot 240, \\ \left(1,1 \cdot 10^{-2}\right)^2 + c \cdot 1,1 \cdot 10^{-2} = k \cdot 1800, \end{cases}$$

откуда после преобразований получим

$$\begin{cases} 6,25 \cdot 10^{-6} + 2,5 \cdot 10^{-3}c = 240k, \\ 1,21 \cdot 10^{-4} + 1,1 \cdot 10^{-2}c = 1800k. \end{cases} \quad (\text{a})$$

Итак, имеем систему двух линейных уравнений относительно констант фильтрования c и k .

Умножим 1-е уравнение системы (a) на 7,5 и вычтем полученный результат из 2-го уравнения данной системы:

$$\begin{aligned}
 & 1,2100 \cdot 10^{-4} + 1,100 \cdot 10^{-2} c = 1800k \\
 & \underline{4,6875 \cdot 10^{-5} + 1,875 \cdot 10^{-2} c = 1800k} \\
 & 7,4125 \cdot 10^{-5} - 0,775 \cdot 10^{-2} c = 0.
 \end{aligned}$$

Таким образом,

$$c = \frac{7,4125 \cdot 10^{-5}}{0,775 \cdot 10^{-2}} = 9,565 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2}.$$

Из 1-го уравнения системы (а) выражаем и находим константу k :

$$k = \frac{6,25 \cdot 10^{-6} + 2,5 \cdot 10^{-3} \cdot 9,565 \cdot 10^{-3}}{240} = 1,257 \cdot 10^{-7} \frac{\text{м}^6}{\text{м}^4 \cdot \text{с}}.$$

Определим удельный объем фильтрата V_{F_3} , полученный за время $\tau_3 = 1 \text{ ч} = 3600 \text{ с}$. Для этого подставим полученные значения констант k и c в уравнение (3.15) и решим квадратное уравнение относительно V_{F_3} :

$$V_{F_3}^2 + c V_{F_3} = k \tau_3;$$

$$V_{F_3}^2 + 9,565 \cdot 10^{-3} \cdot V_{F_3} = 1,257 \cdot 10^{-7} \cdot 3600.$$

В соответствии с формулой (3.21) решение последнего уравнения имеет вид

$$V_{F_3} = \frac{-c + \sqrt{c^2 + 4k\tau_3}}{2};$$

$$V_{F_3} = \frac{-9,565 \cdot 10^{-3} + \sqrt{(-9,565 \cdot 10^{-3})^2 + 4 \cdot 1,257 \cdot 10^{-7} \cdot 3600}}{2} = 1,7 \cdot 10^{-2} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2}.$$

Согласно уравнению (3.16)

$$V_{F_3} = \frac{V_3}{F}.$$

Поэтому объем фильтрата V_3 , полученный при фильтровании за время τ_3 , составит

$$V_3 = V_{F_3} F = 1,7 \cdot 10^{-2} \cdot 2 = 3,4 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3 = 34 \text{ л}.$$

2. Поскольку условия промывки осадка и собственно фильтрования идентичны, то скорость промывки осадка $w_{\text{пр}}$ равна скорости фильтрования $w_{\text{ф}}$ на момент окончания процесса фильтрования, когда толщина осадка достигнет максимальной величины и будет собран максимальный объем фильтрата V_{max} .

Поэтому согласно формуле (3.40) можем записать

$$w_{\text{ф}} = w_{\text{пр}} = \frac{k}{2 \frac{V_{\text{max}}}{F} + c}.$$

Тогда

$$w_{\text{пр}} = \frac{1,257 \cdot 10^{-7}}{2 \cdot \frac{69 \cdot 10^{-3}}{2} + 9,565 \cdot 10^{-3}} = 1,6 \cdot 10^{-6} \text{ м/с.}$$

Время промывки $\tau_{\text{пр}}$ слоя осадка промывной жидкостью объемом $V_{\text{пр}}$ определим на основании уравнения (3.41):

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{V_{\text{пр}}}{w_{\text{пр}} F} = \frac{4 \cdot 10^{-3}}{1,6 \cdot 10^{-6} \cdot 2} = 1,25 \cdot 10^3 \text{ с} \approx 20,8 \text{ мин.}$$

$$\text{Ответ: } V_3 = 34 \text{ л; } \tau_{\text{пр}} \approx 20,8 \text{ мин; } k = 1,257 \cdot 10^{-7} \frac{\text{м}^6}{\text{м}^4 \cdot \text{с}}; c = 9,565 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2}.$$

ПРИМЕР 3.8

На фильтре-прессе, имеющем $n = 36$ рам с размерами $1000 \times 1000 \times 50$ мм, производится разделение водной суспензии кварца при $t = 20^\circ \text{C}$ и $\Delta p = \text{const}$. Определить время стадии фильтрования, время полного цикла и общую производительность фильтра, если константы в уравнении фильтрования равны $c = 4,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$ и $k = 31 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}$. Влажность образующегося осадка 20%, его пористость $\epsilon = 0,39$, а массовая доля твердой фазы в исходной суспензии составляет $\bar{x} = 0,32$. Время основных операций на 60% больше времени стадии фильтрования, а время вспомогательных операций в 3 раза меньше времени основных операций.

Решение

Рама имеет две боковые поверхности фильтрования. Площадь поверхности фильтрования одной рамы шириной $b = 1000 \text{ мм} = 1 \text{ м}$ длиной $l = 1000 \text{ мм} = 1 \text{ м}$ и толщиной $h = 50 \text{ мм} = 0,05 \text{ м}$ равна удвоенному произведению ее ширины на длину:

$$f_1 = 2bl = 2 \cdot 1 \cdot 1 = 2 \text{ м}^2.$$

Следовательно, общая поверхность фильтрования, состоящая из n рам, будет равна

$$F = nf_1 = 36 \cdot 2 = 72 \text{ м}^2.$$

Обычно процесс фильтрования на рамных фильтрах-прессах прекращают, когда все свободное пространство рам будет заполнено осадком. При этом внутренний объем рам равен объему осадка в конечный момент фильтрования:

$$V_{\Sigma} = V_{\text{ос}} = nV_1.$$

Внутренний объем одной рамы V_1 найдем как произведение ее линейных размеров:

$$V_1 = blh = 1 \cdot 1 \cdot 0,05 = 0,05 \text{ м}^3.$$

Тогда

$$V_{\text{ос}} = 36 \cdot 0,05 = 1,8 \text{ м}^3.$$

Объем $V_{\text{т}}$, занимаемый твердыми частицами в осадке, найдем с помощью зависимости (3.29):

$$\varepsilon = 1 - \frac{V_{\text{т}}}{V_{\text{ос}}},$$

откуда

$$V_{\text{т}} = (1 - \varepsilon) V_{\text{ос}}. \quad (\text{а})$$

Масса сухого вещества в осадке может быть определена с помощью формулы (1.25):

$$M = V_{\text{т}} \rho_{\text{т}}$$

либо с учетом выражения (а) для $V_{\text{т}}$ можем записать

$$M = (1 - \varepsilon) V_{\text{ос}} \rho_{\text{т}},$$

где $\rho_{\text{т}} = 2650 \text{ кг/м}^3$ – плотность кварца (табл. 4 приложения).

$$M = (1 - 0,39) \cdot 1,8 \cdot 2650 = 2909,7 \text{ кг}.$$

По уравнению (3.28) определим объем фильтрата, собранного за стадию фильтрования:

$$M = \frac{V \rho \bar{x}}{1 - m \bar{x}},$$

откуда

$$V = \frac{M(1 - m \bar{x})}{\rho \bar{x}}. \quad (\text{б})$$

Здесь $\rho = 998 \text{ кг/м}^3$ – плотность фильтрата (воды) при температуре фильтрования $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ (табл. 5 приложения).

Величину массового отношения m определим по формуле (3.22):

$$m = \frac{1}{1 - w}.$$

Согласно условию влажность получаемого осадка $w = 20\% = 0,2$, поэтому

$$m = \frac{1}{1 - 0,2} = 1,25.$$

Тогда, подставляя численные значения в уравнение (б), получим

$$V = \frac{2909,7 \cdot (1 - 1,25 \cdot 0,32)}{998 \cdot 0,32} = 5,467 \text{ м}^3.$$

Удельная производительность фильтра определим по уравнению (3.16):

$$V_F = \frac{V}{F} = \frac{5,467}{72} = 0,07593 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2}.$$

Необходимое время фильтрования τ_ϕ найдем из уравнения (3.15):

$$V_F^2 + cV_F = k\tau_\phi;$$

$$\tau_\phi = \frac{V_F^2 + cV_F}{k} = \frac{0,07593^2 + 4,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,07593}{\left(\frac{31 \cdot 10^{-4}}{3600} \right)} = 7118,5 \text{ с} \approx 1,977 \text{ ч.}$$

Время основных операций, согласно условию задачи,

$$\tau_{\text{осн}} = 1,6\tau_\phi = 1,6 \cdot 7118,5 = 11\,390 \text{ с,}$$

а время вспомогательных операций

$$\tau_{\text{всп}} = \frac{\tau_{\text{осн}}}{3} = \frac{11\,390}{3} = 3797 \text{ с.}$$

Время полного цикла $\tau_{\text{ц}}$ найдем по формуле (3.46):

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{осн}} + \tau_{\text{всп}} = 11\,390 + 3797 = 15\,187 \text{ с} = 4,219 \text{ ч.}$$

Общую производительность фильтра определим согласно формуле (3.45):

$$Q_{\text{общ}} = \frac{V_{\text{max}}}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{V}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{5,467}{15\,187} = 3,6 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Ответ: $\tau_\phi \approx 1,977 \text{ ч}$; $\tau_{\text{ц}} \approx 4,219 \text{ ч}$; $Q_{\text{общ}} = 3,6 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$.

3.4.2. Расчет непрерывно действующих фильтров

В промышленности достаточно широко используются непрерывно действующие фильтры с движущейся поверхностью фильтрования, например барабанные фильтры с вращающейся цилиндрической поверхностью фильтрования (см. рис. 3.11) либо ленточные фильтры (см. рис. 3.12), работающие при $\Delta p = \text{const}$. В таких фильтрах все стадии процесса осуществляются одновременно, но в разных местах аппарата.

3.4.2.1. Расчет барабанных фильтров

Уравнение (3.21) для расчета стадии фильтрования при $\Delta p = \text{const}$ в общем случае справедливо лишь при условии одинаковой толщины слоя осадка на всей поверхности фильтрования. А в барабанных фильтрах толщина осадка увеличивается от 0 в точке *A* (вход фильтровальной ткани в зону фильтрования) до максимального значения в точке *B* (выход фильтровальной поверхности из зоны фильтрования) (рис. 3.13). Причем изменение толщины осадка нелинейно.

На толщину образующегося на фильтровальной перегородке слоя осадка, а значит, и на производительность фильтра влияет частота вращения барабана.

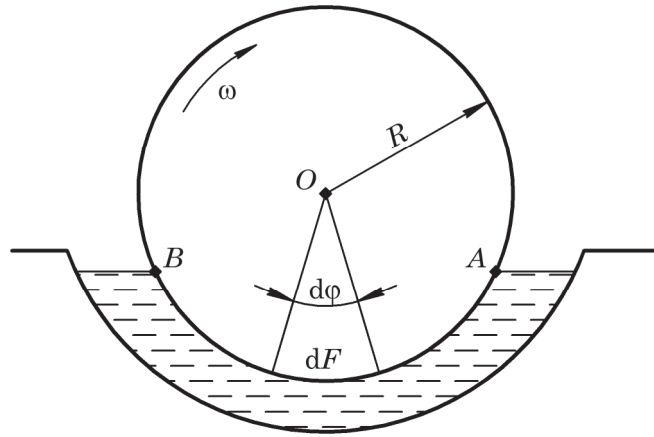


Рис. 3.13. Расчетная схема процесса
фильтрации на барабанном фильтре

Рассмотрим вначале процесс непрерывного фильтрации на цилиндрической поверхности барабанного фильтра, вращающегося вокруг своей оси с постоянной угловой скоростью ω (см. рис. 3.13).

Выделим на поверхности фильтрации элементарный участок площадью dF . Толщину осадка твердых частиц на поверхности этого участка можно считать величиной постоянной во всех точках в данный момент времени.

На основании уравнения фильтрации (3.21) запишем для выделенного элементарного участка фильтрации площадью dF уравнение:

$$V_F = \frac{\sqrt{c^2 + 4k\tau_\phi}}{2} - \frac{c}{2}. \quad (3.51)$$

При этом принимая во внимание уравнение (3.16), получим

$$V_F = \frac{dV}{dF}. \quad (3.52)$$

В уравнениях (3.51), (3.52) dV – объем фильтрата, прошедшего через фильтрующий элемент площадью dF за время нахождения в зоне фильтрации τ_ϕ ; c и k – константы фильтрации, полученные для неподвижной поверхности барабана, погруженной в данную суспензию. Кроме того,

$$\tau_\phi = \frac{m_d}{n}, \quad (3.53)$$

где m_d – доля поверхности фильтрации, т. е. отношение длины участка фильтрации AB ко всей длине окружности барабана; n – частота вращения барабана, мин^{-1} .

Тогда

$$V_F = \frac{dV}{dF} = \frac{\sqrt{c^2 + \frac{4m_d k}{n}}}{2} - \frac{c}{2}. \quad (3.54)$$

Однако

$$dF = h dL, \quad (3.55)$$

где h – ширина фильтровальной ленты, обтягивающей поверхность барабана; dL – элементарная длина выделенного участка фильтрации.

Заметим, что

$$dL = R d\varphi, \quad (3.56)$$

где R – радиус поверхности фильтрации, м; $d\varphi$ – элементарный центральный угол, град.

Выразим $d\varphi$ следующим образом:

$$d\varphi = 2\pi n d\tau_\phi, \quad (3.57)$$

где $d\tau_\phi$ – элементарный промежуток времени фильтрации.

Тогда

$$dL = R 2\pi n d\tau_\phi. \quad (3.58)$$

Следовательно, уравнение (3.55) с учетом зависимости (3.58) примет вид

$$dF = h R 2\pi n d\tau_\phi. \quad (3.59)$$

Подставляя выражение (3.59) в формулу (3.54), получим

$$V_F = \frac{dV}{dF} = \frac{dV}{h R 2\pi n d\tau_\phi} = \sqrt{c^2 + \frac{4m_d k}{n}} - c. \quad (3.60)$$

Но

$$\frac{dV}{d\tau_\phi} = Q, \quad (3.61)$$

где Q – объемная производительность фильтра по полученному фильтрату, м³/с.

Таким образом, зависимость (3.61) примет вид

$$Q = \frac{dV}{d\tau_\phi} = \left(\sqrt{c^2 + \frac{4m_d k}{n}} - c \right) \pi n h R. \quad (3.62)$$

Таким образом, зная величины констант фильтрации c и k , геометрические параметры фильтра R, h, m_d , а также частоту вращения барабана n , при помощи уравнения (3.62) можно рассчитать объемную производительность барабанного фильтра по получаемому фильтрату.

ПРИМЕР 3.9

Производится непрерывное разделение суспензии на барабанном вакуум-фильтре, работающем при постоянной разности давлений $\Delta p = \text{const}$. Пренебрегая сопротивлением фильтровальной ткани, определить, во сколько раз изменится производительность фильтра по фильтрату, если частота вращения увеличится в 2,25 раза.

Решение

Производительность барабанного вакуум-фильтра можно определить по уравнению (3.62):

$$Q = \frac{dV}{d\tau_\phi} = \left(\sqrt{c^2 + \frac{4m_d k}{n}} - c \right) \pi n h R.$$

Поскольку, согласно условию, сопротивлением фильтровальной ткани можно пренебречь, то $R_{\phi.т} = 0$. Согласно уравнению (3.17) либо (3.19) константа фильтрования c прямо пропорциональна сопротивлению фильтровальной перегородки $R_{\phi.п}$, следовательно, $c = 0$. Тогда уравнение фильтрования (3.62) можно переписать в виде

$$Q = \left(\sqrt{0^2 + \frac{4m_d k}{n}} - 0 \right) \pi n h R = 2\sqrt{m_d k n} \cdot \pi h R.$$

Для частоты вращения барабана n_1 производительность фильтра будет

$$Q_1 = 2\sqrt{m_d k n_1} \cdot \pi h R,$$

а для частоты n_2 соответственно

$$Q_2 = 2\sqrt{m_d k n_2} \cdot \pi h R$$

Разделив Q_2 на Q_1 , получим

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{2\sqrt{m_d k n_2} \cdot \pi h R}{2\sqrt{m_d k n_1} \cdot \pi h R} = \sqrt{\frac{n_2}{n_1}},$$

откуда

$$Q_2 = \sqrt{\frac{n_2}{n_1}} \cdot Q_1.$$

Подставляя численные значения, получим

$$Q_2 = \sqrt{2,25} \cdot Q_1 = 1,5Q_1.$$

Ответ: производительность фильтра возрастет в 1,5 раза.

ПРИМЕР 3.10

На барабанном вакуум-фильтре в установившемся режиме при постоянной разности давлений $\Delta p = \text{const} = 7 \cdot 10^4$ Па и температуре $t = 20^\circ\text{C}$ производится разделение водной суспензии кварца. При этом сопротивление фильтровальной перегородки $R_{\phi.п} = 5,5 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$, удельное сопротивление слоя осадка $r = 9,7 \cdot 10^{10} \text{ м/кг}$, его влажность $\omega = 0,35$, а пористость $\varepsilon = 0,38$. Константа фильтрования c , полученная на неподвижном барабане, при фильтровании данной суспензии при указанных условиях, равна $c = 1,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}$. Доля поверхности фильтрования $m_d = 0,38$, а доля поверхности промывки $m_{\pi} = 0,17$. Радиус цилиндрической поверхности фильтрования $R = 1,5 \text{ м}$, ширина фильтровальной ткани $h = 1 \text{ м}$, а частота вращения барабана $n = 1,2 \text{ мин}^{-1}$.

Считая условия фильтрования и промывки осадка одинаковыми, определить объемные производительности аппарата по фильтрату и осадку, массовую долю твердой фазы в исходной суспензии, толщину получаемого осадка и объем промывной жидкости, пропущенной фильтром за время его работы $\tau = 15 \text{ мин}$.

Решение

Объемную производительность фильтра по получаемому фильтрату Q при частоте вращения барабана $n = \frac{1,2}{60} = 0,02 \text{ с}^{-1}$ можно определить по зависимости (3.62):

$$Q = \frac{dV}{d\tau_\phi} = \left(\sqrt{c^2 + \frac{4m_d k}{n}} - c \right) \pi n h R. \quad (\text{a})$$

Константу фильтрования k можно определить, разделив уравнение (3.20) на уравнение (3.19):

$$\frac{k}{c} = \frac{\frac{2\Delta p(1-m\bar{x})}{\mu r \bar{x} \rho}}{\frac{2R_{\text{ф.п}}(1-m\bar{x})}{r \bar{x} \rho}} = \frac{\Delta p}{\mu R_{\text{ф.п}}}.$$

Следовательно,

$$k = \frac{\Delta p c}{\mu R_{\text{ф.п}}}.$$

При этом вязкость фильтрата (воды) при $t = 20^\circ \text{C}$ равна $\mu = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. 8 приложения).

Тогда

$$k = \frac{7 \cdot 10^4 \cdot 1,5 \cdot 10^{-3}}{10^{-3} \cdot 5,5 \cdot 10^{10}} = 1,909 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Подставляя численные значения в формулу (а), получим

$$Q = \left(\sqrt{\left(1,5 \cdot 10^{-3}\right)^2 + \frac{4 \cdot 0,38 \cdot 1,909 \cdot 10^{-6}}{0,02}} - 1,5 \cdot 10^{-3} \right) \cdot 3,14 \cdot 0,02 \cdot 1 \cdot 1,5 =$$

$$= 1,0026 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} = 1,0026 \text{ л/с}.$$

Объемный расход сухого вещества $Q_{\text{с.в}}$ можно определить, используя уравнение (1.4):

$$Q_{\text{с.в}} = \frac{G_{\text{с.в}}}{\rho_{\text{с.в}}},$$

где $G_{\text{с.в}}$ – массовый расход абсолютно сухого вещества, кг/с; $\rho_{\text{с.в}} = 2650 \text{ кг/м}^3$ – плотность твердых частиц кварца (табл. 4 приложения).

Массовый расход абсолютно сухого вещества в осадке можно определить по формуле (1.2):

$$G_{\text{с.в}} = \frac{M}{\tau}, \quad (\text{б})$$

где M – масса получаемого абсолютно сухого вещества за время работы фильтра, кг; τ – время фильтрования, с.

Масса получаемого в фильтре абсолютно сухого вещества может быть определена по уравнению (3.28):

$$M = \frac{V\rho\bar{x}}{1-m\bar{x}}.$$

Подставляя выражение для M в уравнение (б), можем записать

$$G_{\text{с.в}} = \frac{V}{\tau} \frac{\rho\bar{x}}{1-m\bar{x}}. \quad (\text{в})$$

Согласно зависимости (1.1) объемную производительность фильтра по фильтрату можно определить как

$$\frac{V}{\tau} = Q,$$

где V – объем полученного фильтрата, м^3 , за время работы фильтра τ , с.

Поэтому уравнение (в) примет вид

$$G_{\text{с.в}} = Q \frac{\bar{x}\rho}{1-m\bar{x}}. \quad (\text{г})$$

Умножим уравнение (г) на выражение (3.19)

$$G_{\text{с.в}}c = Q \frac{\bar{x}\rho}{1-m\bar{x}} \frac{2R_{\text{ф.п}}}{r} \frac{1-m\bar{x}}{\bar{x}\rho}.$$

После преобразований запишем

$$G_{\text{с.в}}c = Q \frac{2R_{\text{ф.п}}}{r}.$$

Следовательно, массовый расход получаемого сухого вещества будет равен

$$G_{\text{с.в}} = \frac{2QR_{\text{ф.п}}}{cr} = \frac{2 \cdot 1,0026 \cdot 10^{-3} \cdot 5,5 \cdot 10^{10}}{1,5 \cdot 10^{-3} \cdot 9,7 \cdot 10^{10}} = 0,758 \text{ кг/с}.$$

Объем осадка $V_{\text{ос}}$ и объем твердых частиц осадка $V_{\text{т}}$ связаны соотношением (3.29):

$$\varepsilon = 1 - \frac{V_{\text{т}}}{V_{\text{ос}}},$$

откуда

$$V_{\text{ос}} = \frac{V_{\text{т}}}{1-\varepsilon}. \quad (\text{д})$$

Согласно формуле (1.1) объемный расход $Q_{\text{ос}}$ получаемого осадка прямо пропорционален его объему $V_{\text{ос}}$:

$$Q_{\text{ос}} = \frac{V_{\text{ос}}}{\tau}. \quad (\text{е})$$

Следовательно, уравнение (е) с учетом уравнения (д) примет вид

$$Q_{\text{ос}} = \frac{Q_{\text{с.в}}}{1-\varepsilon}. \quad (\text{ж})$$

Учитывая уравнение (1.4), можем записать:

$$Q_{c.B} = \frac{G_{c.B}}{\rho_{c.B}}, \quad (3)$$

где $\rho_{c.B} = 2650 \text{ кг/м}^3$ – плотность кварца (табл. 4 приложения).

Тогда уравнение (ж) с учетом уравнения (3) примет вид

$$Q_{oc} = \frac{G_{c.B}}{\rho_{c.B}(1-\varepsilon)} = \frac{0,758}{2650(1-0,38)} = 4,6134 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Согласно формуле (1.3) объемный расход осадка Q_{oc} связан с окружной скоростью w его движения на поверхности барабана зависимостью

$$Q_{oc} = wf,$$

где f – площадь поперечного сечения слоя осадка, м^2 .

Величину f определим как

$$f = hh_{oc},$$

где h_{oc} – толщина слоя осадка, м.

При этом величина окружной скорости w связана с частотой вращения барабана n известным соотношением:

$$w = 2\pi nR.$$

Тогда

$$Q_{oc} = 2\pi nRh_{oc},$$

откуда толщина осадка h_{oc} будет

$$h_{oc} = \frac{Q_{oc}}{2\pi nRh} = \frac{4,6134 \cdot 10^{-4}}{2 \cdot 3,14 \cdot 0,02 \cdot 1,5 \cdot 1} = 2,449 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 2,449 \text{ мм}.$$

Массовую долю твердой фазы в исходной суспензии выразим и найдем из уравнения (3.26):

$$\bar{x} = \frac{2R_{ф.п}}{c\rho + 2R_{ф.п}m}.$$

Массовое отношение m определим по формуле (3.22):

$$m = \frac{1}{1-\omega} = \frac{1}{1-0,35} = 1,5385.$$

Тогда

$$\bar{x} = \frac{2 \cdot 5,5 \cdot 10^{10}}{1,5 \cdot 10^{-3} \cdot 9,7 \cdot 10^{10} \cdot 998 + 2 \cdot 5,5 \cdot 10^{10} \cdot 1,5385} = 0,35 \text{ кг/кг}.$$

Объем промывной жидкости $V_{пр}$, пропущенной через слой осадка постоянной толщины h_{oc} за время промывки $\tau_{пр}$, найдем по уравнению (3.39):

$$V_{пр} = \frac{\Delta p F_{п} \tau_{пр}}{\mu (r_0 h_{oc} + R_{ф.п})}, \quad (и)$$

где $F_{п}$ – площадь поверхности промываемого осадка.

При этом

$$F_{\Pi} = m_{\Pi} 2\pi R h. \quad (\kappa)$$

Поскольку все стадии работы непрерывно действующего барабанного фильтра происходят одновременно, но в разных местах аппарата, то время промывки осадка $\tau_{\text{пр}}$ промывной жидкостью равно заданному времени работы фильтра τ :

$$\tau_{\text{пр}} = \tau. \quad (\lambda)$$

Поэтому с учетом формул (κ) и (λ) уравнение (и) примет вид

$$V_{\text{пр}} = \frac{\Delta p m_{\Pi} 2\pi R h \tau}{\mu(r_0 h_{\text{ос}} + R_{\text{ф.п}})}. \quad (\text{м})$$

Величину удельного объемного сопротивления осадка r_0 определим с помощью уравнения (3.24):

$$r_0 = \frac{r \bar{x} p}{x_0 (1 - m \bar{x})}, \quad (\text{н})$$

где величину x_0 можно найти по уравнению (3.4):

$$x_0 = \frac{V_{\text{ос}}}{V}.$$

При этом объемы осадка $V_{\text{ос}}$ и фильтрата V , полученные за время фильтрования $\tau_{\text{ф}}$, согласно формуле (1.1) будут

$$V_{\text{ос}} = Q_{\text{ос}} \tau_{\text{ф}};$$

$$V = Q \tau_{\text{ф}}.$$

Тогда

$$x_0 = \frac{Q_{\text{ос}} \tau_{\text{ф}}}{Q \tau_{\text{ф}}} = \frac{Q_{\text{ос}}}{Q};$$

$$x_0 = \frac{4,6134 \cdot 10^{-4}}{1,0026 \cdot 10^{-3}} = 0,46 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Подставляя численные значения в уравнение (н), получим

$$r_0 = \frac{9,7 \cdot 10^{10} \cdot 0,35 \cdot 998}{0,46 \cdot (1 - 1,5385 \cdot 0,35)} = 1,5959 \cdot 10^{14} \text{ м}^{-2}.$$

Поскольку условия промывки и фильтрования одинаковые, то на стадии промывки $\Delta p = 7 \cdot 10^4 \text{ Па}$ и $\mu = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Подставляя численные значения в формулу (м), окончательно находим искомый объем промывной жидкости, пропущенной фильтром за время его работы $\tau = 15 \text{ мин} = 900 \text{ с}$:

$$V_{\text{пр}} = \frac{7 \cdot 10^4 \cdot 0,17 \cdot 2 \cdot 3,14 \cdot 1,5 \cdot 1 \cdot 900}{10^{-3} (1,5959 \cdot 10^{14} \cdot 2,449 \cdot 10^{-3} + 5,5 \cdot 10^{10})} = 0,2263 \text{ м}^3 = 226,3 \text{ л}.$$

Ответ: $Q = 1,0026 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} = 1,0026 \text{ л/с}$; $Q_{\text{ос}} = 4,6134 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$; $\bar{x} = 0,35 \text{ кг/кг}$; $h_{\text{ос}} = 2,449 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 2,449 \text{ мм}$; $V_{\text{пр}} = 0,2263 \text{ м}^3 = 226,3 \text{ л}$.

3.4.2.2. Расчет ленточных фильтров

Далее рассмотрим процесс непрерывного фильтрования при $\Delta p = \text{const}$ на плоской поверхности ленточного фильтра, движущейся с постоянной линейной скоростью w (рис. 3.14). Аналогично, как и в случае работы барабанного фильтра, толщина получаемого на фильтровальной ткани слоя осадка увеличивается от 0 в точке A до максимального значения в точке B . Причем изменение толщины осадка нелинейно.

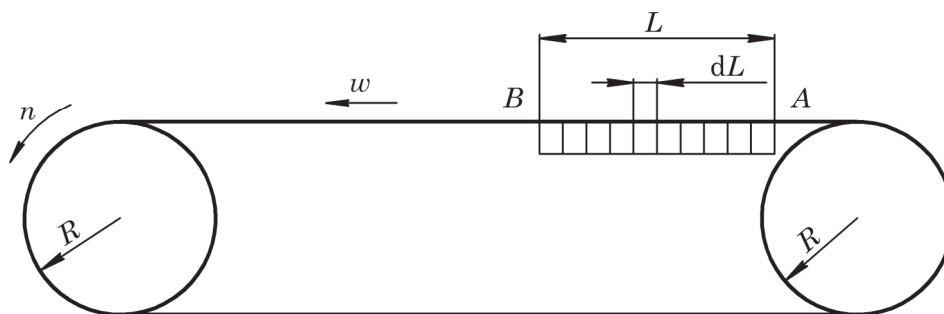


Рис. 3.14. Расчетная схема процесса фильтрования на ленточном фильтре

Аналогичным образом выделим на поверхности фильтрования AB (рис. 3.14) элементарный участок площадью dF , для которого запишем уравнение фильтрования (3.21):

$$V_F = \frac{dV}{dF} = \frac{\sqrt{c^2 + 4k\tau_\phi}}{2} - \frac{c}{2}, \quad (3.63)$$

где τ_ϕ – продолжительность стадии фильтрования, с.

При этом

$$dF = h dL, \quad (3.64)$$

где h – ширина фильтровальной ленты, м; dL – длина элементарного участка фильтрования, м.

Длину dL можно выразить следующим уравнением:

$$dL = w d\tau_\phi = 2\pi n R d\tau_\phi, \quad (3.65)$$

где n – частота вращения приводного барабана, мин^{-1} ; R – радиус приводного барабана, м; $d\tau_\phi$ – элементарный промежуток времени фильтрования, с.

Тогда, подставляя в уравнение (3.64) выражение для dL , получим

$$dF = h 2\pi n R d\tau_\phi. \quad (3.66)$$

Время τ_ϕ нахождения фильтрующего элемента в зоне фильтрования определим как

$$\tau_\phi = \frac{L}{w} = \frac{L}{2\pi n R}, \quad (3.67)$$

где L – длина зоны фильтрования ленточного фильтра (расстояние от точки A (вход) до точки B (выход), см. рис. 3.14), м.

Тогда уравнение (3.63) с учетом формул (3.67) и (3.66) примет вид

$$V_F = \frac{dV}{h2\pi n R d\tau_\phi} = \frac{\sqrt{c^2 + \frac{4kL}{2\pi n R}}}{2} - \frac{c}{2}. \quad (3.68)$$

Зависимость для определения объемной производительности по фильтрату запишется как

$$Q = \frac{dV}{d\tau_\phi} = \left(\sqrt{c^2 + \frac{2kL}{\pi n R}} - c \right) h\pi n R. \quad (3.69)$$

Следовательно, имея информацию о значениях констант фильтрования c и k , геометрии фильтра (h, L, R) и частоте вращения приводного барабана n уравнению (3.69) можно рассчитать объемную производительность ленточного фильтра по получаемому фильтрату.

Необходимо отметить, что с помощью зависимостей (3.62) и (3.69) можно решить и обратную задачу: по заданному технологией расходу Q вычислить соответствующую частоту вращения n .

3.5. ВОПРОСЫ И ЗАДАНИЯ ДЛЯ САМОПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. Что такое фильтрование? Что является движущей силой и силой сопротивления при фильтрований?
2. Какие бывают схемы фильтрования суспензий и запыленных газов?
3. Дифференциальное уравнение фильтрования. Сопротивление слоя осадка и фильтровальной перегородки.
4. Уравнение фильтрования при постоянной разности давлений $\Delta p = \text{const}$.
5. Константы процесса фильтрования и методы их определения.
6. Уравнение фильтрования при постоянной скорости процесса.
7. Уравнение фильтрования при постоянных скорости фильтрования и разности давлений.
8. Стадии процесса фильтрования и их продолжительность.
9. Промывка осадка. Как рассчитать скорость и продолжительность промывки?
10. Устройство и принцип действия периодически действующих фильтров.
11. Конструкция и принцип действия непрерывно действующих фильтров.
12. Расчет периодически действующих фильтров.
13. Расчет непрерывно действующих фильтров.
14. На периодически действующем фильтре с площадью поверхности фильтрования $F = 3 \text{ м}^2$ при постоянной разности давлений $\Delta p = \text{const}$ производится разделение суспензии. Процесс фильтрования описывается уравнением (3.15). Константы в уравнении фильтрования $c = 3,7 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^3$, $k = 7,12 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$. Определить, какое время τ понадобится для получения на данном фильтре фильтрата объемом $V = 0,8 \text{ м}^3$.

Глава 4

РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ В ПОЛЕ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ

В главе рассмотрено разделение неоднородных систем в поле центробежных сил, реализованное при проведении циклонных процессов и центрифугировании. Приведены устройство и принципы действия гидроциклонов, отстойных и фильтрующих центрифуг, их достоинства и недостатки, области применения, а также методики их расчета. Глава содержит типовые примеры расчета гидроциклонов, фильтрующих и отстойных центрифуг.

Rozdział 4

ROZDZIAŁ UKŁADÓW NIEJEDNORODNYCH W POLU SIŁ ODŚRODKOWYCH

W rozdziale omówiono proces rozdziału układów niejednorodnych (heterogenicznych) w polu sił odśrodkowych, realizowany podczas prowadzenia procesów z użyciem aparatów cyklonowych oraz w trakcie odwirowywania. Przedstawiono konstrukcję i zasady działania hydrocyklonów, wirówek sedymentacyjnych i filtracyjnych, ich zalety i wady, obszary zastosowań oraz metody ich obliczania. Rozdział zawiera także przykłady typowych obliczeń hydrocyklonów oraz wirówek.

Осаждение под действием центробежной силы применяют в случаях, когда гравитационное осаждение оказывается недостаточно эффективным. Этот вид осаждения применяют для разделения пылей, суспензий и эмульсий. Для осуществления данного процесса к осаждаемым частицам необходимо приложить центробежные силы, что достигается введением разделяемого потока в поле центробежных сил.

Для создания поля центробежных сил в технике используют два способа: 1) обеспечивают вращательное движение потока жидкости (газа) в неподвижном аппарате; 2) поток направляют во вращающийся аппарат, где перерабатываемые продукты вращаются вместе с аппаратом (рабочим органом аппарата). В первом случае происходит *циклонный процесс*, во втором – *осадительное (отстойное) центрифугирование*.

Например, при реализации *циклонного процесса* разделения запыленного газа можно отметить следующее (рис. 4.1).

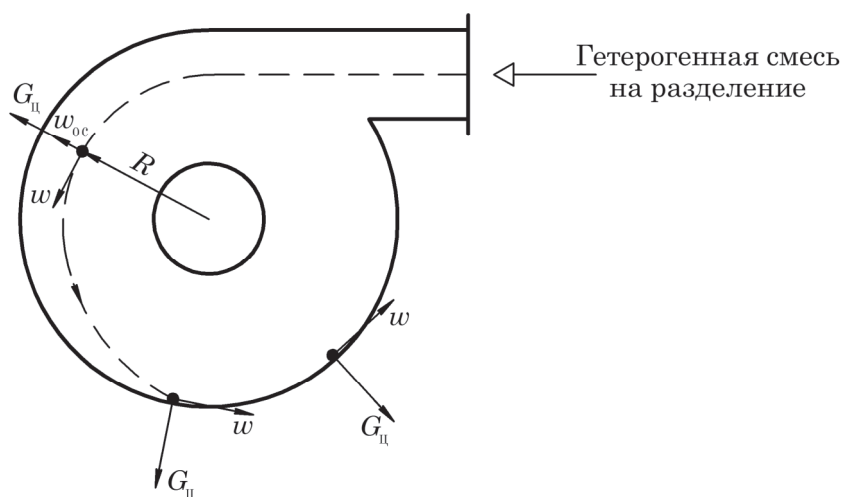


Рис. 4.1. Схема разделения в циклоне

При вращательном движении газопылевого потока центробежная сила $\vec{G}_ц$ отбрасывает более плотные, чем газ, твердые частицы от оси вращения к цилиндрической стенке аппарата со скоростью, равной скорости осаждения $w_{ос}$, вытесняя менее плотную газовую фазу ближе к оси вращения потока. При достижении частицами поверхности цилиндрической стенки корпуса аппарата центробежная сила прижимает эти частицы к данной поверхности*. Далее частицы двигаются по этой поверхности как под действием центробежных сил, так и под действием сил тяжести, а также аэродинамического воздействия газового потока (как правило, траектория движения частицы по этой поверхности представляет собой нисходящую спираль).

Таким образом, отделенные от газовой фазы твердые частицы удаляются из периферийной области аппарата, примыкающей к внутренней поверхности

* Частица ударяется о поверхность стенки, причем в зависимости от условий степень упругости может быть различная. Если удар в какой-то мере упругий, то частица может отскочить от поверхности стенки, подхватиться движущимся потоком, и процесс разделения повторится. Кроме того, процесс срыва частиц с поверхности стенки может быть вызван спонтанным турбулентным воздействием газового потока.

цилиндрического корпуса, а очищенный от твердых частиц газ удаляется из центральной области вблизи оси вращения потока.

Для оценки эффективности разделения неоднородных систем под действием центробежных сил используют понятие **центробежного фактора разделения** K_p , представляющего собой отношение величины центробежной силы $G_{\text{ц}}$ к силе тяжести $G_{\text{т}}$, действующих на частицу:

$$K_p = \frac{G_{\text{ц}}}{G_{\text{т}}} = \frac{mw^2}{Rmg} = \frac{w^2}{Rg} \frac{m\omega^2 R}{mg}, \quad (4.1)$$

где m – масса частицы, кг; w – окружная скорость частицы, м/с; R – радиус траектории вращения частицы, м; ω – угловая скорость частицы, рад/с.

Если выразить окружную скорость движения частицы w через частоту ее вращения относительно оси вращения (близка к оси аппарата) по известной формуле

$$w = 2\pi nR,$$

то уравнение (4.1) можно представить в виде

$$K_p = \frac{G_{\text{ц}}}{G_{\text{т}}} = \frac{mw^2}{Rmg} = \frac{m(2\pi n)^2 R}{mg} = \frac{4\pi^2 n^2 R}{g} = \frac{2\pi^2 n^2 D}{g}, \quad (4.2)$$

где n – частота вращения частицы, с^{-1} ; D – внутренний диаметр цилиндрической части аппарата, м.

Величина K_p показывает, во сколько раз центробежная сила более эффективно действует при разделении неоднородной системы, чем сила тяжести.

Следовательно, в аппаратах центробежного действия скорость осаждения будет в K_p раз выше скорости гравитационного осаждения в отстойниках различных конструкций при прочих равных условиях.

4.1. ЦИКЛОННЫЕ ПРОЦЕССЫ

В промышленности циклонные процессы реализуются в аппаратах, называемых циклонами и гидроциклонами. Для разделения запыленных газов применяют циклоны (устройство и принцип действия газовых циклонов более подробно рассмотрен в главе 7). Для разделения суспензий под действием центробежных сил применяют гидроциклоны.

Гидроциклоны обычно применяют для разделения суспензий с размерами частиц 10–150 мкм. Однако их можно использовать также для разделения нестойких эмульсий.

Эти аппараты характеризуются простотой устройства и непрерывностью действия, обеспечивая сравнительно высокую степень разделения.

Несмотря на простоту конструкции, гидроциклоны характеризуются сложной гидродинамической обстановкой процесса разделения.

Гидроциклон (рис. 4.2) состоит из относительно короткого цилиндрического корпуса 1 и удлиненного конического днища 2. Суспензия (или эмульсия) подается тангенциально через штуцер 3 в цилиндрический корпус 1 и приобретает интенсивное вращательное движение. Под действием центробежных сил частицы

более плотной фазы перемещаются к внутренней поверхности корпуса 1 и днища 2 и концентрируются в периферийных слоях вращающегося потока. Затем они движутся по спиральной траектории вдоль внутренней поверхности корпуса и днища вниз к штуцеру 4, через который отводятся в виде сгущенной суспензии (эмульсии). Большая часть менее плотной (легкой) фазы, содержащей небольшое количество мелких частиц более плотной фазы, разворачивается в нижней части аппарата и движется во внутреннем спиральном потоке вверх вдоль оси гидроциклона, входит в патрубок 5, укрепленный на перегородке 6, и выводится из аппарата.

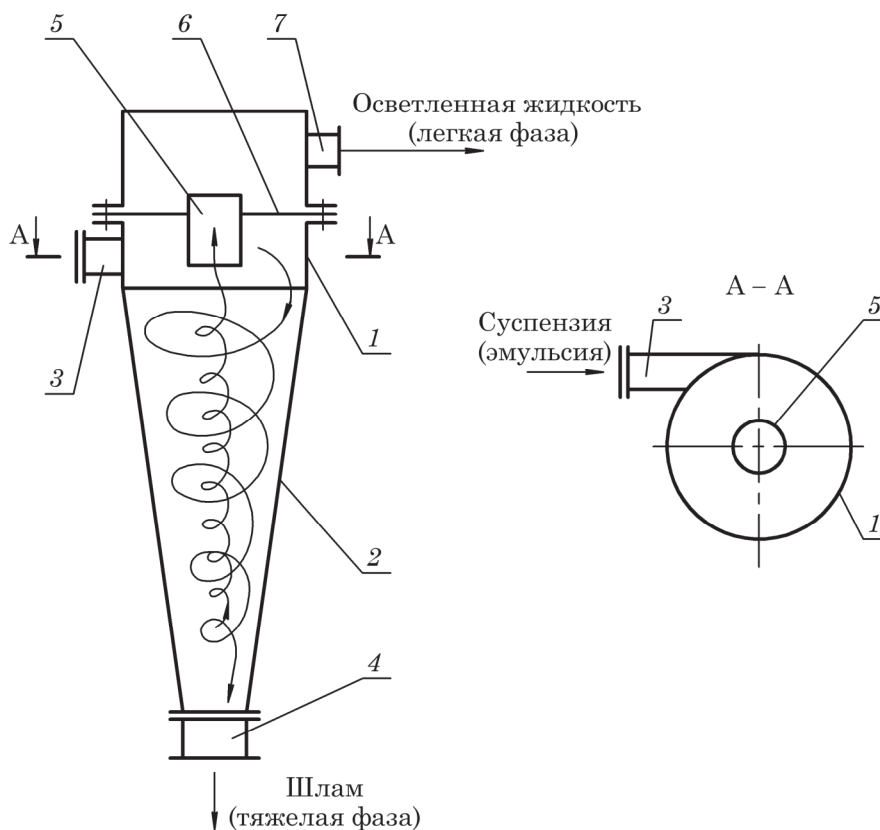


Рис. 4.2. Гидроциклон:

- 1 – цилиндрический корпус; 2 – коническое днище;
 3 – штуцер для подачи суспензии; 4 – штуцер для вывода шлама;
 5 – патрубок; 6 – перегородка; 7 – штуцер для вывода слива

Описанное движение потоков в гидроциклоне является наиболее вероятной, но не единственно возможной формой их движения, поскольку потоки сильно турбулизованы. Поэтому спонтанно возникающие турбулентные возмущения могут срывать прижатые центробежной силой к внутренней поверхности аппарата частицы плотной фазы, и эти частицы могут уноситься из аппарата потоком менее плотной фазы. Кроме того, спиралеобразная траектория движения потоков не является установившейся и может изменяться.

Большое значение для нормальной работы гидроциклонов имеет соотношение диаметров верхнего d_v и нижнего d_n выходных патрубков. Оптимальным

считается $\frac{d_v}{d_n} = 1,33-1,66$.

Мультигидроциклоны соединяют в батареи (блоки) по 10–80 шт. для достижения необходимых производительности и степени очистки. С целью увеличения срока службы аппаратов их внутренняя поверхность футеруется каменным литьем, резиной и другими износостойчивыми материалами.

Гидроциклоны широко применяются для сгущения и разделения самых различных суспензий (на угле- и рудообогатительных фабриках, в целлюлозно-бумажном производстве, в производствах крахмала, сахара, катализаторов, для отделения кристаллов и т. д.) с широкими пределами исходной концентрации твердой фазы. Гидроциклоны малых диаметров используются для разгрузки осадка из осадительных центрифуг.

Гидроциклоны часто применяют в каскаде (например, из трех последовательно соединенных аппаратов) для получения нужной степени осаждения (рис. 4.3).

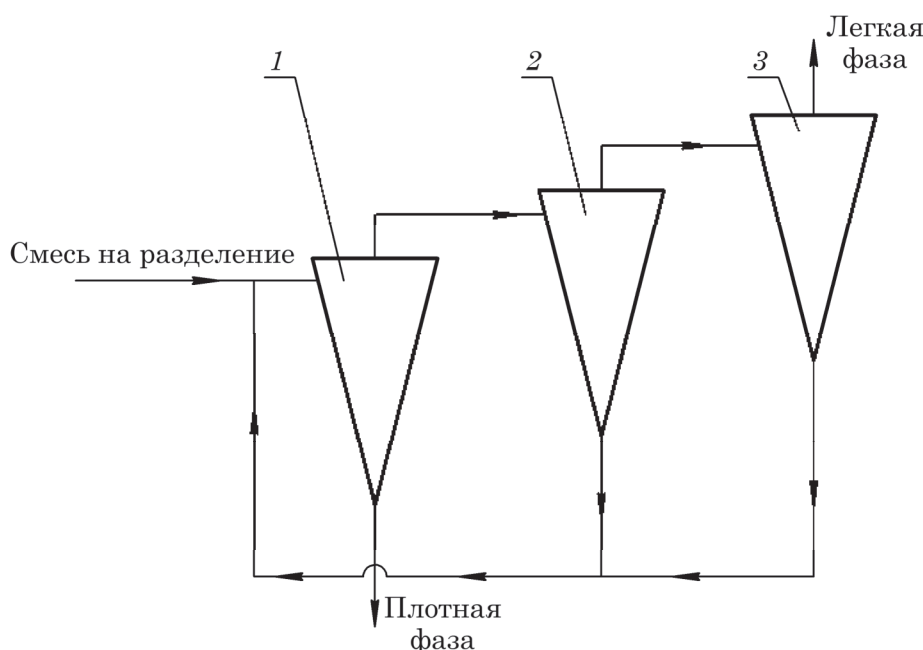


Рис. 4.3. Батарея последовательно соединенных гидроциклонов:
1, 2, 3 – гидроциклоны

Кроме последовательных соединений могут применяться и другие соединения гидроциклонов в батарее, например параллельное, комбинированное и т. п.

4.2. ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ

Центрифугированием называют процесс разделения неоднородных систем (суспензий, эмульсий) в поле центробежных сил с использованием сплошных или проницаемых для жидкости перегородок.

Центрифугирование является одним из распространенных промышленных методов разделения неоднородных систем, который осуществляется в специальных машинах (центрифугах). В центрифугах осуществляются процессы отстаивания и фильтрования в поле центробежных сил, поэтому эти конструкции бо-

более эффективны при разделении неоднородных смесей, чем рассмотренные выше отстойники, а в некоторых случаях и фильтры.

По принципу действия центрифуги разделяются на фильтрующие, отстойные и комбинированные.

Фильтрующие центрифуги используют, как правило, для разделения сравнительно крупнодисперсных суспензий кристаллических и аморфных продуктов, отделения влаги от материала, а также для промывки полученных при этом осадков. *Отстойные центрифуги* применяют при разделении плохо фильтруемых суспензий, эмульсий, а также для разделения суспензий по крупности частиц твердой фазы.

В фильтрующих центрифугах процесс разделения происходит по принципу фильтрования, где разность давлений Δp создается за счет действия центробежных сил. В отстойных центрифугах процесс разделения происходит по принципу отстаивания, причем действие силы тяжести заменяется действием центробежных сил.

Комбинированные центрифуги соединяют два вышеописанных принципа разделения (например, осаждения с дальнейшим фильтрованием).

Помимо деления на отстойные и фильтрующие, центрифуги классифицируют по организации процесса – на непрерывные и периодические; по способу выгрузки осадка – с ручной, шнековой, ножевой, гравитационной, вибрационной, центробежной выгрузкой осадка через борт или днище, по расположению вращающегося рабочего органа (ротора) – на горизонтальные, вертикальные и наклонные; по способу закрепления рабочего органа – на маятниковые, подвесные и др.

По величине фактора разделения центрифуги можно условно разделить на нормальные центрифуги ($K_p < 3500$) и сверхцентрифуги ($K_p \geq 3500$).

4.2.1. Фильтрующие центрифуги

В этих аппаратах фильтрование происходит под действием центробежной силы. Фильтрующие центрифуги имеют цилиндрический либо конический барабан с перфорированной боковой стенкой, покрытый изнутри фильтровальной тканью (рис. 4.4, 4.5). При работе центрифуги барабан вращается, и центробежная сила прижимает суспензию к внутренней поверхности фильтровальной ткани, создавая таким образом разность давлений по обе стороны вращающейся фильтровальной перегородки вместе с осадком на ней. Под действием разности давлений жидкая фаза, называемая *фугатом*, проходит сквозь фильтровальную ткань. Твердая фаза задерживается на этой ткани, образуя осадок.

Разделение суспензий в фильтрующих центрифугах можно разделить на три этапа: образование осадка, уплотнение осадка, механическая сушка осадка (отжим). Это разделение весьма условно. Например, уплотнение осадка происходит и во время его формирования. После отжима осадка в роторе центрифуги над ним возможно проведение операций промывки и продувки, после которых следует выгрузка осадка и повторение вышеуказанного цикла.

4.2.1.1. Конструкции и принцип действия фильтрующих центрифуг

Схема простейшей *фильтрующей центрифуги периодического действия* показана на рис. 4.4. Основной частью центрифуги является перфорированный барабан 2, насаженный на вращающийся вал 1. На внутренней поверхности

барабана располагается фильтровальная ткань 4 (как правило, между барабаном и тканью помещают дренажную сетку).

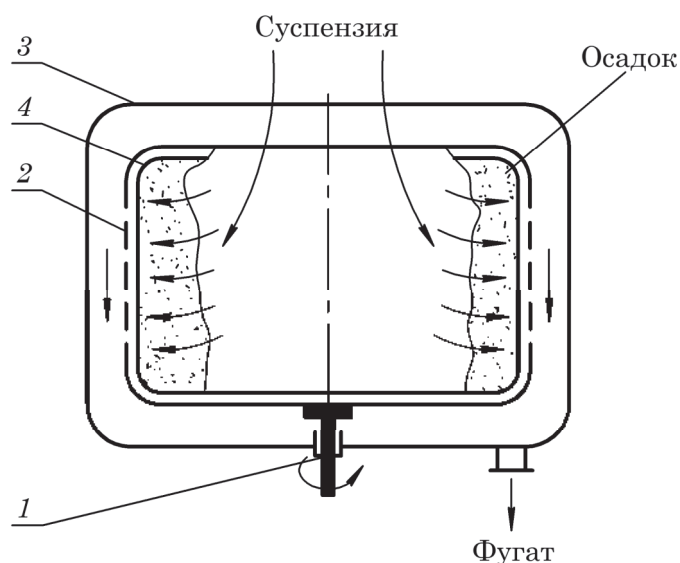


Рис. 4.4. Фильтрующая центрифуга периодического действия:
1 – вертикальный вал; 2 – перфорированный барабан;
3 – кожух; 4 – фильтровальная ткань

Суспензию загружают в барабан сверху, после чего он приводится во вращение. Под действием центробежной силы по обе стороны фильтровальной перегородки вместе с осадком возникает разность давлений Δp , и суспензия разделяется на фугат и осадок по принципу фильтрации. При этом твердые частицы задерживаются на внутренней поверхности фильтровальной ткани с образованием слоя осадка. Фугат (фильтрат) проходит через осадок, фильтровальную перегородку и перфорацию барабана и попадает в кожух 3, откуда выводится. По окончании фильтрации осадок из барабана выгружают вручную.

Примером фильтрующей центрифуги непрерывного действия является *центрифуга с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка* (рис. 4.5). В ней суспензия подается непрерывно, а осадок периодически выталкивается поршень-толкателем 6 из перфорированного барабана 8, установленного на горизонтальном пологом валу 3. Внутри барабана вдоль его горизонтальной оси перемещается поршень-толкатель 6, укрепленный на конце штока 4. Шток находится внутри полого вала 3, вращается вместе с ним и одновременно совершает возвратно-поступательные движения за счет попеременной подачи масла, нагнетаемого шестеренчатым насосом в правую и левую полости цилиндра 2 сервомеханизма. Суспензия подводится в приемный конус 7 и через отверстия в нем поступает в барабан, покрытый изнутри металлическим щелевым ситом 9. Откладывающийся на сите осадок перемещается поршнем-толкателем 6 к открытому концу барабана и выгружается из него в кожух 5.

Эта центрифуга более производительна, чем центрифуга периодического действия, и не требует затрат ручного труда. Однако при ее работе появляются дополнительные затраты энергии, связанные с работой поршня. Кроме того, в период после удаления осадка качество фильтрации снижается, поскольку оно

происходит только на фильтровальной перегородке (без слоя осадка). Также эта конструкция более сложна и менее надежна в эксплуатации.

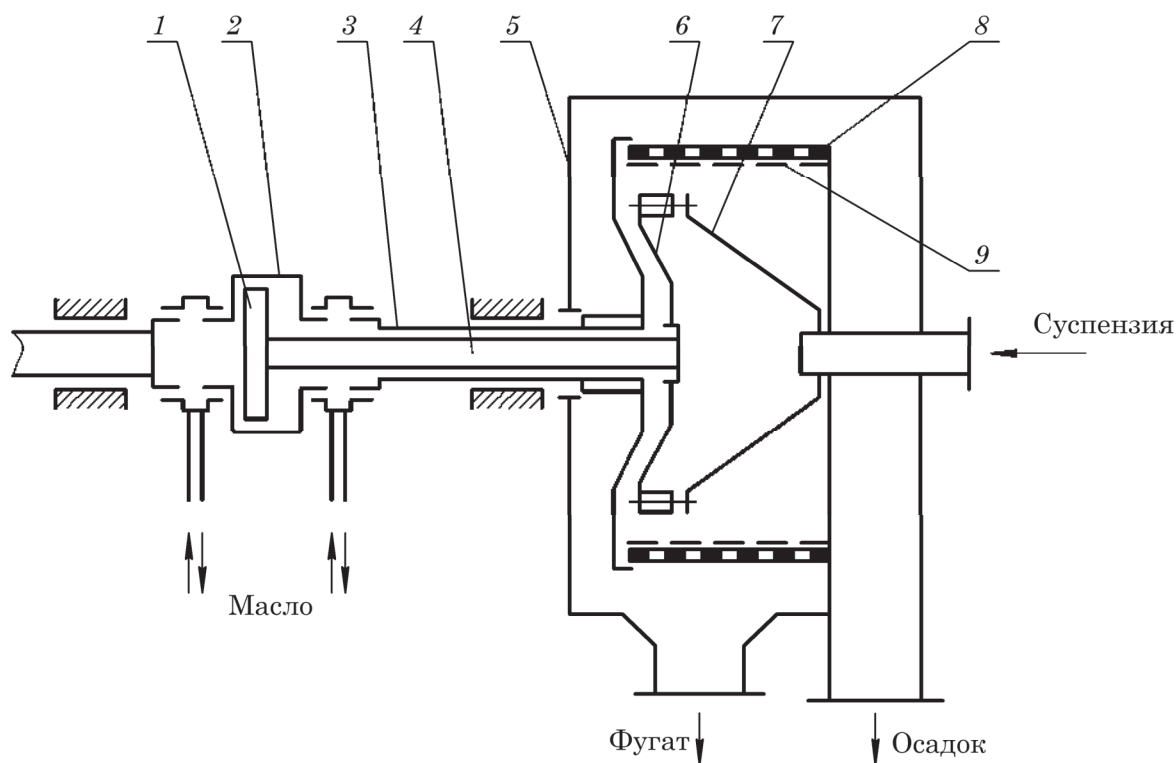


Рис. 4.5. Фильтрующая центрифуга непрерывного действия с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка:
1 – поршень; 2 – цилиндр; 3 – полый вал; 4 – шток; 5 – кожух;
6 – поршень-толкатель; 7 – приемный конус; 8 – барабан; 9 – сито

4.2.1.2. Расчет фильтрующих центрифуг

Расчет сводится к определению разности давлений Δp по обе стороны перегородки, скорости процесса центрифугирования и производительности центрифуги, мощности и объема барабана, времени различных операций.

Разность давлений по обе стороны фильтровальной перегородки можно определить следующим образом. Рассмотрим цилиндрический барабан фильтрующей центрифуги высотой H и радиусом R_2 (рис. 4.6).

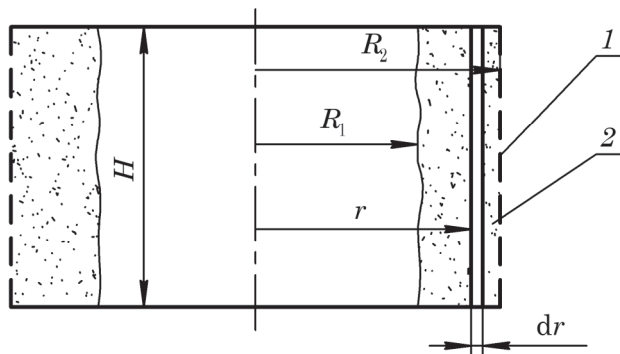


Рис. 4.6. Расчетная схема фильтрующей центрифуги:
1 – стенка барабана; 2 – осадок

Выделим в слое суспензии элементарное кольцо радиусом r и толщиной dr . Массу суспензии в кольцевом зазоре определим по формуле

$$dm = \rho_{\text{см}} 2\pi r H dr. \quad (4.3)$$

Элементарную центробежную силу, действующую на массу элементарного кольца, определим как

$$dG_{\text{ц}} = \frac{dm w_r^2}{r} = \frac{dm (2\pi r n)^2}{r}, \quad (4.4)$$

где w_r – окружная скорость вращения суспензии на радиусе r , м/с; n – частота вращения суспензии (принимается равной скорости вращения ротора), с^{-1} .

Подставив выражение (4.3) в (4.4) и проведя соответствующие преобразования, получим

$$dG_{\text{ц}} = 8\pi^3 H \rho_{\text{см}} n^2 r^2 dr. \quad (4.5)$$

Перепад давления на участке dr определим, разделив центробежную силу на площадь цилиндрической поверхности, равную $2\pi r H$, к которой она приложена:

$$dp = \frac{dG_{\text{ц}}}{F} = \frac{8\pi^3 H \rho_{\text{см}} n^2 r^2 dr}{2\pi r H} = 4\pi^2 \rho_{\text{см}} n^2 r dr. \quad (4.6)$$

Полную разность давлений Δp , создаваемую слоем суспензии во вращающемся роторе, действующую на фильтровальную перегородку с осадком, найдем, проинтегрировав выражение (4.6) от внутреннего радиуса суспензии в барабане R_1 до наружного R_2 :

$$\Delta p = \int_{R_1}^{R_2} dp = 4\pi^2 \rho_{\text{см}} n^2 \int_{R_1}^{R_2} r dr = 4\pi^2 \rho_{\text{см}} n^2 \frac{(R_2^2 - R_1^2)}{2} = 2\pi^2 \rho_{\text{см}} n^2 (R_2^2 - R_1^2). \quad (4.7)$$

Для конического ротора (рабочего органа) выражение для Δp усложняется. При этом разность давлений Δp будет переменной по длине ротора, поскольку изменяется радиус ротора.

По найденному значению Δp можно рассчитать удельную производительность (скорость процесса) по уравнениям (3.2)–(3.44).

В промышленных фильтрующих центрифугах значение Δp достигает 1–1,5 МПа. При таких высоких давлениях сжимаемые осадки сильно уплотняются и их гидравлическое сопротивление значительно увеличивается. Поэтому на фильтрующих центрифугах нецелесообразно разделять суспензии, образующие сильно сжимаемый осадок.

Для сильно сжимаемых осадков их удельное сопротивление будет переменным по толщине осадка из-за переменного радиуса (см. уравнение (3.25)), который влияет на величину создаваемого Δp . Для точного аналитического расчета необходимо знать зависимость удельного сопротивления осадка от радиуса $r_0 = f(r)$.

При промышленном центрифугировании необходимо учитывать следующее:

1) скорость вращения суспензии несколько ниже скорости вращения самого ротора (эффект скольжения), что приводит к снижению центробежной силы, действующей на частицы суспензии;

2) неравномерность подачи суспензии в ротор приводит к неравномерному течению жидкости вдоль ротора и к увлечению осевших частиц;

3) возникающие турбулентные вихри взмучивают частицы осадка и отрывают его от поверхности ротора.

Поэтому на практике расчет основных параметров фильтрующих центрифуг производится по следующим уравнениям.

Средняя производительность по суспензии центрифуги периодического действия определяется по формуле

$$Q_{\text{с.ср}} = \frac{V_{\text{с}}}{\tau_{\text{ц}}} K_{\text{ц}} = \frac{V_{\text{р}} \varphi}{x_0 \tau_{\text{ц}}} K_{\text{ц}}, \quad (4.8)$$

где $V_{\text{с}}$, $V_{\text{р}}$ – объем суспензии, отфильтрованной за цикл, и рабочий объем барабана центрифуги соответственно, м^3 ; $\tau_{\text{ц}}$ – время полного цикла обработки суспензии в центрифуге, с; $K_{\text{ц}}$ – коэффициент, учитывающий изменение сопротивления фильтрующей перегородки, обычно при расчетах принимают $K_{\text{ц}} \cong 0,8$; φ – коэффициент заполнения барабана центрифуги осадком; x_0 – отношение объема осадка к объему отфильтрованной суспензии.

Рабочий объем барабана цилиндрической формы определяется по формуле

$$V_{\text{р}} = \frac{\pi(D_{\text{в}}^2 - D_{\text{б}}^2)L}{4}, \quad (4.9)$$

где $D_{\text{в}}$, $D_{\text{б}}$ – внутренний диаметр барабана центрифуги и диаметр борта барабана, м; L – длина барабана, м.

Толщину слоя осадка $h_{\text{ос}}$ на цилиндрической фильтрующей поверхности центрифуги в конце стадии разделения суспензии можно рассчитать по уравнению

$$h_{\text{ос}} = \frac{V_{\text{р}} \varphi}{F_{\text{ф}}} = \frac{V_{\text{р}} \varphi}{\pi D_{\text{в}} L}, \quad (4.10)$$

где $F_{\text{ф}}$ – площадь цилиндрической поверхности фильтрации, м^2 .

Время полного цикла работы фильтрующей центрифуги периодического действия складывается из времени фильтрации $\tau_{\text{ф}}$ и времени вспомогательных операций $\tau_{\text{всп}}$:

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{всп}}. \quad (4.11)$$

Время вспомогательных операций определяется по формуле

$$\tau_{\text{всп}} = \tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{с}} + \tau_{\text{доп}}, \quad (4.12)$$

где $\tau_{\text{пр}}$, $\tau_{\text{с}}$, $\tau_{\text{доп}}$ – время промывки осадка, его сушки и время дополнительных операций, включающих разгон, торможение, выгрузку осадка, очистку фильтрующей поверхности, с.

Величину времени $\tau_{\text{с}}$ определяют экспериментально.

Обычно при расчете центрифуг используются опытные данные, полученные на модельных средах при соблюдении равенства фактора разделения $K_{\text{р}}$.

В промышленности наибольшее распространение получил режим фильтрации при постоянном расходе суспензии во время загрузки.

Для сжимаемых осадков расход суспензии Q_c , подаваемой в период загрузки в промышленную центрифугу, можно определить по уравнению

$$Q_c = \frac{V_p \varphi}{x_0 \tau_\phi}. \quad (4.13)$$

Для малосжимаемых осадков в режиме фильтрования $Q_c = \text{const}$, причем Q_c должен быть близок к оптимальному расходу суспензии (слой жидкости над осадком в конце периода загрузки минимален), когда скорость фильтрования можно считать постоянной, а время фильтрования τ_ϕ равным времени загрузки τ_z . Тогда производительность центрифуги по фильтрату можно рассчитать по формуле

$$Q_\phi = \frac{\rho_{\text{ж}} \omega^2 D_{\text{в}} V_p \varphi F_\phi}{2\mu (r_0 V_p \varphi + r_{\phi.п} F_\phi)}, \quad (4.14)$$

где $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкой фазы суспензии, кг/м^3 ; ω – угловая скорость вращения ротора, рад/с ; F_ϕ – площадь поверхности фильтрования, м^2 ; μ – вязкость фильтрата, $\text{Па} \cdot \text{с}$; r_0 – удельное объемное сопротивление осадка, м^{-2} ; $r_{\phi.п}$ – сопротивление фильтрующей перегородки, м^{-1} .

Расход суспензии, подаваемой в центрифугу:

$$Q_c = \frac{Q_\phi}{1 - x_0}. \quad (4.15)$$

Время фильтрования τ_ϕ определяется по формуле

$$\tau_\phi = \frac{2r_{\phi.п} \mu}{\rho_{\text{ж}} \omega^2 D_{\text{в}}} + \frac{\rho_{\text{ж}} \omega^2 D_{\text{в}} V_p \varphi F_\phi - 2\mu r_{\phi.п} F_\phi Q_c}{2\mu r_0 x_0 Q_\phi Q_c}. \quad (4.16)$$

Время промывки осадка рассчитывается по формуле

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{2V_{\text{пр.ж}} V_p \varphi r_0 (1 - \varepsilon_{\text{ос}}) \mu_{\text{пр.ж}}}{\rho_{\text{пр.ж}} \omega^2 D_{\text{в}} F_\phi}, \quad (4.17)$$

где $V_{\text{пр.ж}}$ – удельный объем промывной жидкости на 1 кг твердой фазы, $\text{м}^3/\text{кг}$; $\varepsilon_{\text{ос}}$ – порозность осадка; $\mu_{\text{пр.ж}}$ – вязкость промывной жидкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$; $\rho_{\text{пр.ж}}$ – плотность промывной жидкости, кг/м^3 .

Средняя производительность центрифуги по суспензии за цикл равна

$$Q_{\text{с.ср}} = \frac{V_c \tau_\phi}{\tau_{\text{ц}}}. \quad (4.18)$$

Производительность по осадку фильтрующей центрифуги со шнековой выгрузкой осадка можно рассчитать по выражению

$$G_{\text{ос}} = \frac{G_{\text{ос.м}} D_{\text{в.п}}^3}{D_{\text{в.м}}^3}, \quad (4.19)$$

где $G_{\text{ос}}$, $G_{\text{ос.м}}$ – производительность по осадку промышленной и модельной центрифуг соответственно, кг/с ; $D_{\text{в.п}}$, $D_{\text{в.м}}$ – внутренний диаметр барабана промышленной и модельной центрифуги соответственно, м.

ПРИМЕР 4.1

Рассчитать среднюю производительность фильтрующей центрифуги по фильтрату и исходной суспензии, если исходные данные следующие: плотность твердой фазы $\rho_t = 1420 \text{ кг/м}^3$, плотность жидкости $\rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3$, вязкость жидкой фазы $\mu = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$, отношение объема осадка к объему загруженной суспензии $x_0 = 0,28$, удельное сопротивление осадка практически постоянно и составляет $r_0 = 1,2 \cdot 10^{11} \text{ м}^{-2}$, сопротивление фильтрующей перегородки $r_{\text{ф.п}} = 9,2 \cdot 10^9 \text{ м}^{-2}$, удельный объем промывной жидкости $V_{\text{пр.ж}} = 1,2 \text{ м}^3/\text{кг}$, плотность промывной жидкости $\rho_{\text{пр.ж}} = 998 \text{ кг/м}^3$, вязкость промывной жидкости $\mu_{\text{пр.ж}} = 0,98 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$, порозность осадка $\varepsilon_{\text{ос}} = 0,5$, время сушки $\tau_c = 220 \text{ с}$, время вспомогательных операций $\tau_{\text{доп}} = 250 \text{ с}$. Технические характеристики центрифуги следующие: частота вращения ротора $n = 20,8 \text{ с}^{-1}$, внутренний диаметр барабана $D_{\text{в}} = 800 \text{ мм}$, рабочий объем барабана $V_p = 0,08 \text{ м}^3$, площадь поверхности фильтрования $F_{\text{ф}} = 1 \text{ м}^2$, коэффициент заполнения барабана осадком $\varphi = 0,8$.

Определить также количество таких параллельно работающих центрифуг, необходимых для разделения $Q_{\text{сут}} = 150 \text{ м}^3/\text{сутки}$ указанной суспензии.

Решение

Поскольку удельное сопротивление осадка r_0 практически не изменяется, то осадок можем считать малосжимаемым, а расчет производительности центрифуги по фильтрату проведем по формуле (4.14):

$$Q_{\text{ф}} = \frac{\rho_{\text{ж}} \omega^2 D_{\text{в}} V_p \varphi F_{\text{ф}}}{2\mu(r_0 V_p \varphi + r_{\text{ф.п}} F_{\text{ф}})}.$$

При этом угловую скорость вращения барабана определим по известной зависимости:

$$\omega = 2\pi n = 2 \cdot 3,14 \cdot 20,8 = 130,6 \text{ с}^{-1}.$$

Тогда

$$Q_{\text{ф}} = \frac{1000 \cdot 130,6^2 \cdot 0,8 \cdot 0,08 \cdot 0,8 \cdot 1}{2 \cdot 10^{-3} (1,2 \cdot 10^{11} \cdot 0,08 \cdot 0,8 + 9,2 \cdot 10^9 \cdot 1)} = 25,87 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Объемную производительность по суспензии в период загрузки определим по формуле (4.15):

$$Q_c = \frac{Q_{\text{ф}}}{1 - x_0} = \frac{25,87 \cdot 10^{-3}}{1 - 0,28} = 35,93 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Время фильтрования найдем по формуле (4.16):

$$\begin{aligned} \tau_{\text{ф}} &= \frac{2r_{\text{ф.п}}\mu}{\rho_{\text{ж}}\omega^2 D_{\text{в}}} + \frac{\rho_{\text{ж}}\omega^2 D_{\text{в}} V_p \varphi F_{\text{ф}} - 2\mu r_{\text{ф.п}} F_{\text{ф}} Q_c}{2\mu r_0 x_0 Q_{\text{ф}} Q_c} = \frac{2 \cdot 9,2 \cdot 10^9 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 130,6^2 \cdot 0,8} + \\ &+ \frac{1000 \cdot 130,6^2 \cdot 0,8 \cdot 0,08 \cdot 0,8 \cdot 1 - 2 \cdot 10^{-3} \cdot 9,2 \cdot 10^9 \cdot 1 \cdot 35,93 \cdot 10^{-3}}{2 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2 \cdot 10^{11} \cdot 0,28 \cdot 25,87 \cdot 10^{-3} \cdot 35,93 \cdot 10^{-3}} = 4,741 \text{ с}. \end{aligned}$$

Время промывки слоя осадка рассчитаем по уравнению (4.17):

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{2V_{\text{пр.ж}} V_p \varphi \rho_t (1 - \varepsilon_{\text{ос}}) \mu_{\text{пр.ж}} r_0}{\rho_{\text{пр.ж}} \omega^2 D_b F_{\text{ф}}} =$$

$$= \frac{2 \cdot 1,2 \cdot 0,08 \cdot 0,8 \cdot 1420 \cdot (1 - 0,5) \cdot 0,98 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2 \cdot 10^{11}}{998 \cdot 130,6^2 \cdot 0,8 \cdot 1} = 941,7 \text{ с.}$$

Время полного цикла, согласно уравнению (4.11), равно

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{всп}},$$

где время вспомогательных операций $\tau_{\text{всп}}$ определим по уравнению (4.12):

$$\tau_{\text{всп}} = \tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{с}} + \tau_{\text{доп}} = 941,7 + 220 + 250 = 1411,7 \text{ с.}$$

Тогда

$$\tau_{\text{ц}} = 4,741 + 1411,7 = 1416,7 \text{ с.}$$

Средняя производительность центрифуги по суспензии составит

$$Q_{\text{с.ср}} = \frac{Q_{\text{с}} \tau_{\text{ф}}}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{35,93 \cdot 10^{-3} \cdot 4,741}{1416,7} = 1,207 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с.}$$

Искомое количество параллельно работающих центрифуг, необходимых для разделения исходной суспензии с суточным объемным расходом $Q_{\text{сут}} = 150 \text{ м}^3/\text{сут} =$

$$= \frac{150}{24 \cdot 3600} = 1,736 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}, \text{ будет}$$

$$n = \frac{Q_{\text{сут}}}{Q_{\text{с.ср}}} = \frac{1,736 \cdot 10^{-3}}{1,207 \cdot 10^{-4}} = 14,38.$$

Принимаем $n = 15$.

Ответ: $Q_{\text{ф}} = 25,87 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$; $Q_{\text{с}} = 35,93 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$; $n = 15$.

4.2.2. Отстойные (осадительные) центрифуги

Эти центрифуги применяют для разделения суспензий и эмульсий путем осаждения более плотных, чем дисперсионная фаза, дисперсных частиц под действием центробежной силы*.

4.2.2.1. Конструкции и принцип действия отстойных центрифуг

Схема простейшей *отстойной центрифуги периодического действия* показана на рис. 4.7. Основной частью центрифуги является сплошной цилиндрический барабан 2 с бортом, насаженный на вращающийся вал 1. Во вращающийся ротор подается, например, суспензия. Под действием центробежной силы, направленной от оси вращения к периферии, более плотные твердые частицы из суспензии от-

* В некоторых случаях при разделении эмульсий и суспензий более плотная дисперсионная фаза осаждается на стенках ротора, а менее плотная дисперсная фаза вытесняется к оси вращения.

брасываются к стенкам барабана и отлагаются в виде осадка на его внутренней поверхности. Менее плотная осветленная жидкость (фугат) вытесняется к оси вращения и переливается в неподвижный корпус (кожух) 3, а затем удаляется через патрубок в его нижней части. По окончании отстаивания, когда слой осадка достигнет критического значения (поверхность осадка близка к краю бортов ротора), центрифугу останавливают и выгружают осадок с помощью лопаты или совка.

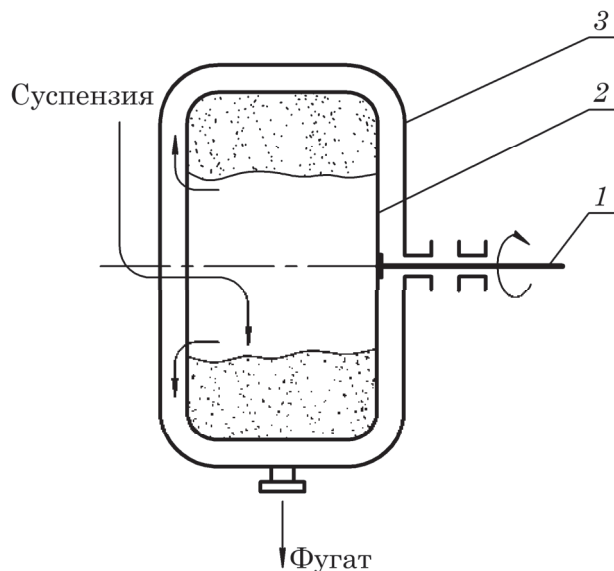


Рис. 4.7. Схема отстойной центрифуги периодического действия с горизонтальным валом и ручной выгрузкой осадка:
1 – вращающийся вал; 2 – барабан; 3 – кожух

К недостаткам таких центрифуг относятся невысокая производительность и необходимость ручного труда.

На рис. 4.8 показана горизонтальная отстойная центрифуга непрерывного действия со шнековой выгрузкой осадка. Она состоит из конического отстойного барабана 1, вращающегося на полом внешнем валу 3, и внутреннего барабана 2 со шнековыми лопастями 4, вращающегося на полом внутреннем валу с частотой меньшей, чем у отстойного барабана. Суспензия вводится по трубе во внутренний барабан 2, откуда через окна 7 под действием центробежной силы попадает на внутреннюю поверхность отстойного конического барабана 1, где происходит ее разделение. Менее плотная осветленная жидкость (фугат) перетекает в кожух 6 через окна 8 и удаляется из него через патрубок. Более плотный осадок осаждается на внутренней поверхности отстойного барабана 1, перемещается в нем справа налево с помощью лопастей вращающегося шнека 4, а благодаря различию частот вращения шнека и барабана выбрасывается в кожух 6 через окна 9 и удаляется через патрубок. Использование цилиндрического барабана 2 с окнами 7 позволяет более равномерно распределить исходную суспензию по внутренней поверхности конического отстойного барабана 1, тем самым улучшая качество разделения.

Достоинством этих центрифуг являются непрерывность действия, высокая производительность и возможность обработки суспензий с большой концентрацией

дисперсных частиц. Основным недостатком их является высокое содержание жидкости в осадке и твердой фазы – в осветленной жидкости, т. е. они отличаются относительно невысокой эффективностью разделения. Кроме того, центрифуги этого типа характеризуются повышенным расходом энергии.

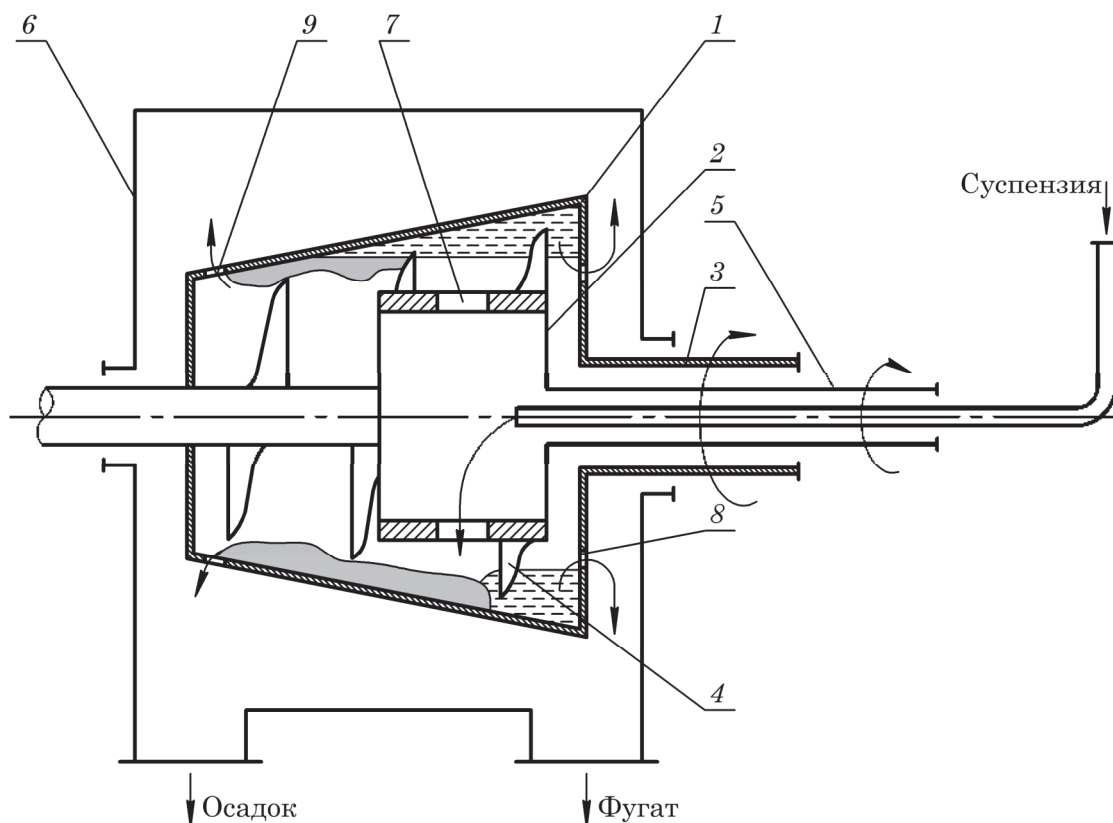


Рис. 4.8. Схема отстойной центрифуги непрерывного действия с горизонтальным валом и шнековой выгрузкой осадка:

- 1 – конический барабан; 2 – внутренний барабан; 3 – полый внешний вал;
4 – лопасти шнека; 5 – полый внутренний вал; 6 – кожух;
7 – окна для подачи в ротор центрифуги разделяемой суспензии;
8 – окна для удаления фугата; 9 – окна для удаления осадка

Отстойные центрифуги для разделения суспензий и эмульсий часто называют *сепараторами*. Широко распространены тарельчатые сепараторы (рис. 4.9). Подаваемая на разделение эмульсия по центральной трубе 3 попадает в нижнюю часть вращающегося барабана (ротора) 1, снабженного рядом конических перегородок – тарелок 2, которые делят смесь на несколько слоев. Часть плотной фазы при этом сразу отбрасывается центробежными силами на внутреннюю поверхность барабана 1. Остальная эмульсия в виде слоев поступает в зазоры между соседними тарелками, где происходит ее частичное расслоение под действием силы тяжести. Более плотная фаза осаждается на нижней тарелке, вращается вместе с ней и под действием центробежной силы отбрасывается на внутреннюю поверхность барабана 1. Вытесняемая плотной фазой легкая фаза движется к центру ротора и удаляется из аппарата через кольцевой канал. Как показано на рис. 4.9, разделившиеся жидкости не соприкасаются и поэтому не могут вновь смешиваться. Деление потока эмульсии на слои с помощью конических тарелок 2

уменьшает путь гравитационного разделения, повышая общую эффективность данного процесса.

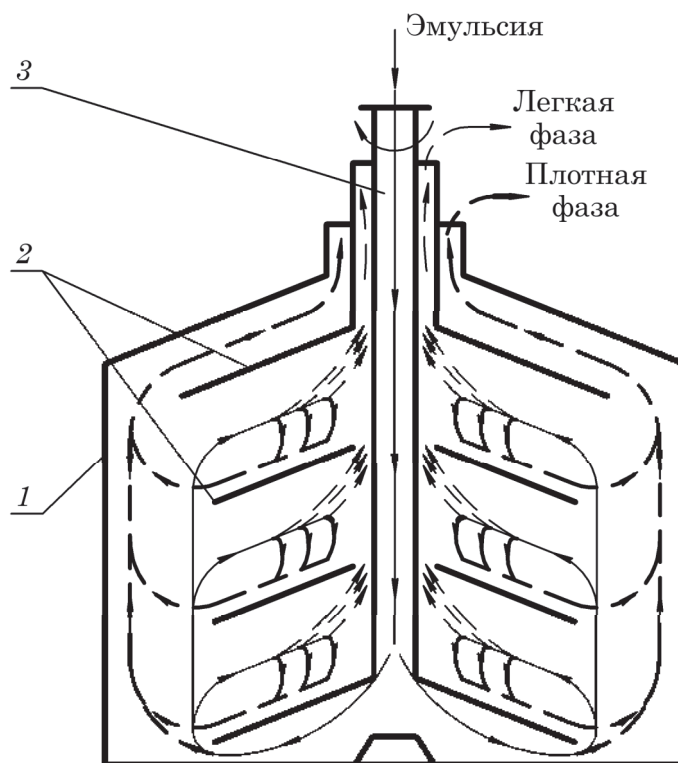


Рис. 4.9. Схема тарельчатого сепаратора:
1 – корпус (ротор); 2 – тарелки; 3 – центральная труба

Тарельчатые сепараторы характеризуются высокой производительностью и высоким качеством разделения, однако имеют достаточно сложное устройство.

Значительное увеличение центробежной силы путем уменьшения радиуса вращения и одновременного увеличения частоты вращения достигнуто в центрифугах, называемых *сверхцентрифугами*. Фактор разделения в них $K_p > 3000$ и часто достигает нескольких десятков тысяч, благодаря чему оказывается возможным разделение тонкодисперсных суспензий и эмульсий.

Схема *трубчатой сверхцентрифуги периодического действия* представлена на рис. 4.10. В кожухе 2 вращается трубчатый барабан (ротор) 1 со сплошными стенками, внутри которого имеются радиальные лопасти 3, препятствующие отставанию жидкости от стенок барабана при его вращении. Барабан жестко соединен с коническим шпинделем 7, подвешенном на опоре 6, и приводится во вращение от шкива 5. В нижней части центрифуги установлен подпятник 4, через который в барабан проходит труба для ввода суспензии. Твердые частицы суспензии оседают на стенках барабана, а осветленная жидкость выбрасывается из него через отверстия сверху и удаляется из верхней части кожуха. Осадок удаляют вручную периодически после остановки центрифуги и разборки ротора. Ввиду небольшого рабочего объема подобные центрифуги применяют только для разделения суспензии с небольшим содержанием твердой фазы (не более 1%). В некоторых случаях эти центрифуги применяются для разделения эмульсий (например, на молокоперерабатывающих заводах).

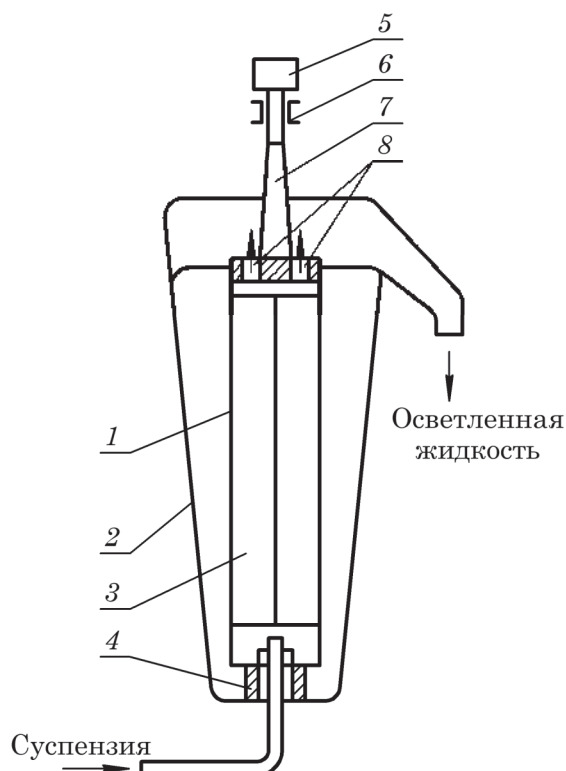


Рис. 4.10. Схема трубчатой сверхцентрифуги периодического действия для осветления жидкостей:
 1 – трубчатый барабан (ротор); 2 – кожух; 3 – радиальные лопасти;
 4 – подпятник; 5 – шкив; 6 – опора; 7 – шпиндель;
 8 – отверстия для вывода осветленной жидкости

Для разделения эмульсий применяют трубчатые сверхцентрифуги непрерывного действия, отличающиеся более сложным устройством верхней части ротора, позволяющим отдельно отводить расслоившиеся жидкости.

4.2.2.2. Расчет основных параметров отстойных центрифуг

Производительность отстойной центрифуги по подаваемой суспензии при заданной крупности разделения определяется по полуэмпирическому уравнению

$$Q_c = \pi D_{\text{ср}} l w_{\text{ос}} K_p \eta_0, \quad (4.20)$$

где $D_{\text{ср}}$ – средний диаметр потока суспензии в барабане центрифуги, м; l – длина пути осаждения, м; $w_{\text{ос}}$ – скорость свободного осаждения под действием силы тяжести твердых частиц размером, равным заданной крупности разделения (обычно в качестве крупности выступает эквивалентный диаметр частиц), м/с; K_p – фактор разделения, рассчитанный по $D_{\text{ср}}$; η_0 – коэффициент эффективности разделения, учитывающий отставание вращения суспензии от вращения ротора, неравномерность подачи суспензии и ее течения по поверхности ротора, а также образование турбулентных возмущений с последующим срывом частиц с поверхности осадка ($\eta_0 = 0,35\text{--}0,45$ – для центрифуг периодического действия; $\eta_0 = 0,2\text{--}0,25$ – для центрифуг непрерывного действия).

Величину среднего диаметра потока жидкости в цилиндрическом барабане центрифуги можно определить, как

$$D_{\text{ср}} = \frac{D_{\text{в}} + D_{\text{б}}}{2}, \quad (4.21)$$

где $D_{\text{в}}$, $D_{\text{б}}$ – внутренний диаметр барабана и диаметр сливного борта соответственно, м.

Для центрифуг с коническо-цилиндрическим барабаном за величину l принимают длину цилиндрической части барабана ($l = L_{\text{ц}}$).

Вид зависимости для расчета скорости осаждения $w_{\text{ос}}$ определяется значением критерия Архимеда Ar :

– $Ar < 36$ (ламинарный режим):

$$w_{\text{ос}} = \frac{d^2 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}}) g}{18\mu}; \quad (4.22)$$

– $36 \leq Ar \leq 83\,328$ (переходный режим):

$$w_{\text{ос}} = \frac{d^{1,143} g^{0,714} (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}})^{0,714}}{6,545\mu^{0,429} \rho_{\text{ж}}^{0,286}}. \quad (4.23)$$

– $Ar > 83\,328$ (турбулентный режим):

$$w_{\text{ос}} = 1,741 \sqrt{\frac{dg(\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}})}{\rho_{\text{ж}}}}. \quad (4.24)$$

При этом значение критерия Архимеда Ar можно рассчитать с помощью формулы

$$Ar = \frac{d^3 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}}) \rho_{\text{ж}} g}{\mu^2}. \quad (4.25)$$

В уравнениях (4.22)–(4.25) d – эквивалентный диаметр осаждаемой частицы*, м; $\rho_{\text{т}}$ и $\rho_{\text{ж}}$ – плотности твердой и жидкой фаз суспензии соответственно, кг/м³; μ – коэффициент динамической вязкости жидкой фазы суспензии, Па·с.

Максимальная производительность отстойной центрифуги по твердой фазе

$$G_{\text{т max}} = Q_{\text{с}} \rho_{\text{с}} \bar{x}, \quad (4.26)$$

где $Q_{\text{с}}$ – объемная производительность по суспензии, м³/с; $\rho_{\text{с}}$ – плотность суспензии, кг/м³; \bar{x} – массовая доля твердой фазы в исходной суспензии.

Плотность суспензии удобно определять по формуле, полученной на основании уравнения (1.50):

$$\rho_{\text{с}} = \frac{\rho_{\text{т}} \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{т}} - (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}}) \bar{x}}. \quad (4.27)$$

В реальных производствах параметры процесса (массовая доля твердой фазы \bar{x} , плотность суспензии $\rho_{\text{с}}$, объемная производительность $Q_{\text{с}}$ и др.) могут

* Если суспензия содержит полидисперсные твердые частицы, обычно в качестве d принимают осредненный эквивалентный диаметр. Методы определения осредненных диаметров более подробно описаны в главе 5.

несколько меняться, поэтому рабочая производительность по твердой фазе G_T оказывается несколько меньше максимальной $G_{T \max}$ и рассчитывается по зависимости

$$G_T = (0,5 - 0,8) G_{T \max}, \quad (4.28)$$

где $G_{T \max}$ – максимальная производительность отстойной центрифуги по твердой фазе, $\text{м}^3/\text{с}$.

Для периодически действующих отстойных центрифуг производительность рассчитывают по формуле (4.8). При этом коэффициент заполнения барабана осадком принимают $\varphi = 0,5 - 0,6$.

Время полного цикла

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{з}} + \tau_{\text{от}} + \tau_{\text{всп}}, \quad (4.29)$$

где $\tau_{\text{з}}$, $\tau_{\text{от}}$, $\tau_{\text{всп}}$ – время загрузки суспензии в центрифугу, отсоса жидкости, оставшейся над осадком, и время вспомогательных операций соответственно, с.

Время $\tau_{\text{з}}$ рассчитывают по формуле

$$\tau_{\text{з}} = \frac{V_p \varphi}{V_c \bar{x}}, \quad (4.30)$$

где φ – коэффициент заполнения барабана; \bar{x} – массовая доля твердой фазы в исходной суспензии.

ПРИМЕР 4.2

На комплексе параллельно работающих одинаковых фильтрующих центрифуг производится разделение суспензии, массовый расход которой составляет $G_c = 9630 \text{ кг/ч}$.

Определить толщину осадка твердых частиц и среднюю объемную производительность одной центрифуги по исходной суспензии, а также необходимое их количество при следующих данных: массовая доля твердой фазы в исходной суспензии $\bar{x} = 0,23$, плотность твердой фазы $\rho_T = 1500 \text{ кг/м}^3$, плотность жидкой фазы $\rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3$, отношение объема осадка к объему отфильтрованной суспензии $x_0 = 0,47$, время полного цикла обработки суспензии $\tau_{\text{ц}} = 10 \text{ мин}$, рабочий объем барабана центрифуги $V_p = 0,32 \text{ м}^3$, его внутренний диаметр $D_{\text{в}} = 1250 \text{ мм}$, а длина $L = 600 \text{ мм}$. Коэффициент заполнения барабана $\varphi = 0,75$.

Решение

Толщину слоя осадка определим по формуле (4.10):

$$h_{\text{ос}} = \frac{V_p \varphi}{F_{\text{ф}}} = \frac{V_p \varphi}{\pi D_{\text{в}} L} = \frac{0,32 \cdot 0,75}{3,14 \cdot 1,25 \cdot 0,6} = 0,102 \text{ м}.$$

Плотность суспензии рассчитывается по формуле (4.27):

$$\rho_c = \frac{\rho_T \rho_{\text{ж}}}{\rho_T - \bar{x}(\rho_T - \rho_{\text{ж}})} = \frac{1500 \cdot 1000}{1500 - 0,23 \cdot (1500 - 1000)} = 1083 \text{ кг/м}^3.$$

Тогда объемная производительность комплекса центрифуг по исходной суспензии согласно формуле (1.4) равна

$$Q_c = \frac{G_c}{\rho_c} = \frac{9630}{1083} = 8,892 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Среднюю объемную производительность центрифуги по исходной суспензии определяем по формуле (4.8):

$$Q_{\text{с.ср}} = \frac{V_p \Phi}{x_0 \tau_{\text{ц}}} K_{\text{ц}} = \frac{0,32 \cdot 0,75}{0,47 \cdot 60 \cdot 10} \cdot 0,8 = 0,000681 \text{ м}^3/\text{с} = 2,45 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Требуемое количество центрифуг

$$n_{\text{ц}} = \frac{Q_{\text{с}}}{Q_{\text{с.ср}}} = \frac{8,892}{2,45} = 3,63.$$

Принимаем количество работающих центрифуг $n_{\text{ц}} = 4$.

Ответ: $n_{\text{ц}} = 4$.

ПРИМЕР 4.3

Рассчитать производительность отстойной центрифуги по подаваемой суспензии при заданной крупности разделения $d = 6$ мкм. Плотность твердой фазы $\rho_{\text{т}} = 1700 \text{ кг/м}^3$, плотность жидкой фазы $\rho_{\text{ж}} = 998 \text{ кг/м}^3$, вязкость жидкой фазы $\mu = 0,88 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$, длина зоны осаждения $l = 375 \text{ мм}$. Внутренний диаметр барабана центрифуги $D_{\text{в}} = 350 \text{ мм}$, диаметр бортовой окружности $D_{\text{б}} = 260 \text{ мм}$, частота вращения барабана $n = 69 \text{ с}^{-1}$, а коэффициент эффективности разделения $\eta_0 = 0,25$.

Решение

Производительность отстойной центрифуги по подаваемой суспензии можно определить по формуле (4.20):

$$Q_{\text{с}} = \pi D_{\text{ср}} l w_{\text{ос}} K_{\text{р}} \eta_0. \quad (\text{a})$$

При этом средний диаметр потока суспензии в барабане определим из очевидного выражения

$$D_{\text{ср}} = \frac{D_{\text{в}} + D_{\text{б}}}{2} = \frac{350 + 260}{2} = 305 \text{ мм}.$$

Для нахождения скорости свободного осаждения $w_{\text{ос}}$ под действием силы тяжести рассчитаем по уравнению (4.25) критерий Архимеда для частиц с диаметром $d = 6$ мкм:

$$\text{Ar} = \frac{d^3 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}}) \rho_{\text{ж}} g}{\mu^2} = \frac{(6 \cdot 10^{-6})^3 \cdot (1700 - 998) \cdot 998 \cdot 9,81}{(0,88 \cdot 10^{-3})^2} = 1,9 \cdot 10^{-3}.$$

Поскольку рассчитанное значение $\text{Ar} = 1,9 \cdot 10^{-3} < 36$, то режим осаждения твердых частиц в центрифуге будет ламинарным, а значит, скорость осаждения $w_{\text{ос}}$ твердых частиц в аппарате можно рассчитать по формуле (4.22):

$$w_{\text{ос}} = \frac{d^2 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}}) g}{18\mu} = \frac{(6 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (1700 - 998) \cdot 9,81}{18 \cdot 0,88 \cdot 10^{-3}} \cong 1,56 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}.$$

Осредненный фактор разделения K_p определяем по уравнению (4.2):

$$K_p = \frac{2\pi^2 n^2 D_{cp}}{g} = \frac{2 \cdot 3,14^2 \cdot 69^2 \cdot 0,305}{9,81} = 2919.$$

Подставляя численные значения в формулу (а), рассчитаем искомую Q_c :

$$Q_c = 3,14 \cdot 0,305 \cdot 0,375 \cdot 1,56 \cdot 10^{-5} \cdot 2919 \cdot 0,25 = 4,1 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Ответ: $Q_c = 4,1 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$

ПРИМЕР 4.4

В параллельно работающих отстойных центрифугах производится разделение $Q_c = 8,0 \text{ м}^3/\text{ч}$ суспензии. Плотность твердой фазы $\rho_t = 1420 \text{ кг}/\text{м}^3$, плотность жидкой фазы $\rho_{ж} = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$, массовая доля твердой дисперсной фазы в исходной суспензии составляет $\bar{x} = 0,2$. Производительность всей установки по получаемому осадку $G_{т уст} = 2000 \text{ кг}/\text{ч}$.

Определить количество центрифуг в установке.

Решение

Максимальную производительность отстойной центрифуги по твердой фазе рассчитываем по формуле (4.26):

$$G_{т max} = Q_c \rho_c \bar{x}.$$

Плотность исходной суспензии определим по формуле (4.27):

$$\rho_c = \frac{\rho_t \rho_{ж}}{\rho_t - (\rho_t - \rho_{ж}) \bar{x}} = \frac{1420 \cdot 1000}{1420 - (1420 - 1000) \cdot 0,2} = 1063 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

Тогда

$$G_{т max} = 8 \cdot 1063 \cdot 0,2 = 1700 \text{ кг}/\text{ч}.$$

Согласно зависимости (4.28) принимаем рабочую производительность центрифуги по осадку равной $0,6G_{т max}$, т. е.

$$G_t = 0,6G_{т max} = 0,6 \cdot 1700 = 1020 \text{ кг}/\text{ч}.$$

Тогда количество центрифуг

$$n = \frac{G_{т уст}}{G_t} = \frac{2000}{1020} = 1,96.$$

Принимаем $n = 2$ центрифуги.

Ответ: $n = 2$

ПРИМЕР 4.5

Какого наименьшего размера (крупности разделения) будут осаждаться твердые частицы плотностью $\rho_t = 1600 \text{ кг}/\text{м}^3$ в отстойной центрифуге при разделении водной суспензии. Коэффициент эффективности разделения $\eta_0 = 0,25$. Производи-

тельность центрифуги по суспензии $Q_c = 9,2 \text{ м}^3/\text{ч}$. Частота вращения барабана ротора $n = 66,7 \text{ с}^{-1}$, плотность жидкой фазы в суспензии $\rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3$, ее динамическая вязкость $\mu = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$. Внутренний диаметр барабана $D_{\text{в}} = 500 \text{ мм}$, а диаметр бортовой окружности $D_{\text{б}} = 380 \text{ мм}$. Длина зоны (пути) осаждения $l = 450 \text{ мм}$.

Решение

Для определения диаметра осаждаемых частиц d следует воспользоваться одной из формул (4.22)–(4.24).

При этом для выбора конкретной формулы необходимо знать гидродинамический режим осаждения частиц. Но поскольку диаметр частиц d неизвестен, то предварительно необходимо задаться режимом осаждения.

Предполагая, что осаждаемые в центрифуге твердые частицы имеют небольшой диаметр, принимаем ламинарный режим осаждения. Тогда для расчета диаметра частиц можно воспользоваться формулой (4.22):

$$d = \sqrt{\frac{w_{\text{ос}} \cdot 18\mu}{(\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}})g}}. \quad (\text{а})$$

При этом скорость осаждения можно определить, используя зависимость (4.20):

$$w_{\text{ос}} = \frac{Q_c}{\pi D_{\text{ср}} l K_p \eta_0}. \quad (\text{б})$$

Средний диаметр потока суспензии в барабане центрифуги определится по очевидному уравнению:

$$D_{\text{ср}} = \frac{D_{\text{в}} + D_{\text{б}}}{2} = \frac{500 + 380}{2} = 440 \text{ мм}.$$

Фактор разделения на среднем диаметре, согласно уравнению (4.2), составит

$$K_p = \frac{2\pi^2 n^2 D_{\text{ср}}}{g} = \frac{2 \cdot 3,14^2 \cdot 66,7^2 \cdot 0,44}{9,81} = 3935.$$

Тогда, подставляя численные значения в (б) и (а), получим:

$$w_{\text{ос}} = \frac{\frac{9,2}{3600}}{3,14 \cdot 0,44 \cdot 0,45 \cdot 3935 \cdot 0,25} = 4,178 \cdot 10^{-6} \text{ м/с};$$

$$d = \sqrt{\frac{4,178 \cdot 10^{-6} \cdot 18 \cdot 10^{-3}}{(1600 - 1000) \cdot 9,81}} = 3,6 \cdot 10^{-6} \text{ м} = 3,6 \text{ мкм}.$$

Для проверки принятого режима осаждения определим критерий Архимеда по формуле (4.25):

$$\text{Ar} = \frac{d^3 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}}) \rho_{\text{ж}} g}{\mu^2} = \frac{(3,6 \cdot 10^{-6})^3 \cdot (1600 - 1000) \cdot 1000 \cdot 9,81}{(10^{-3})^2} = 2,75 \cdot 10^{-4}.$$

Поскольку $Ar = 2,75 \cdot 10^{-4} < 36$, следовательно режим осаждения частиц выбран верно.

Вполне понятно, что в данной центрифуге будут осаждаться все твердые частицы, размер которых будет больше найденного диаметра $d = 3,6$ мкм.

Ответ: $d = 3,6 \cdot 10^{-6}$ м = 3,6 мкм.

4.2.3. Определение расхода энергии

При проведении процесса центрифугирования расход энергии состоит из следующих потерь мощности:

- на придание кинетической энергии суспензии, которая поступает в барабан;
- на преодоление сопротивления на трение в подшипниках и о поверхность барабана;
- на срезание осадка и его выгрузку.

Обычно расход энергии при разделении суспензии с помощью центрифуг (в киловатт-часах на 1 м^3 жидкости) приблизительно равен:

- для трубчатых и тарельчатых центрифуг – 0,22–2,2;
- для центрифуг со шнековой выгрузкой осадка – 0,44–0,88.

Потери энергии в киловатт-часах на 1000 кг сухого вещества при работе центрифуг по разделению концентрированных суспензий с получением очень жатых осадков:

- для центрифуг со шнековой выгрузкой осадка (при диаметре ротора до 610 мм) 12–15;
- для вибрационных центрифуг – 0,2–0,3;
- для центрифуг с пульсационной выгрузкой – 2–4.

4.3. ВОПРОСЫ И ЗАДАНИЯ ДЛЯ САМОПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. В чем суть разделения неоднородных систем в поле центробежных сил?
2. Циклонные процессы. Гидроциклоны.
3. Центрифугирование. Процессы, протекающие в фильтрующих и отстойных центрифугах.
4. Устройство и принцип действия различных фильтрующих центрифуг, области их применения.
5. Конструкции и принцип действия отстойных центрифуг, области их применения.
6. Расчет фильтрующих центрифуг.
7. Расчет основных параметров отстойных центрифуг.
8. Определение расхода энергии при центрифугировании.
9. В непрерывно действующей центрифуге с цилиндрическим ротором происходит разделение суспензии. Внутренний радиус ротора центрифуги $R = 0,2$ м, а диаметр бортовой окружности $D_6 = 300$ мм. Установить, является ли данная центрифуга нормальной. Задачу решить для двух частот вращения ротора: 1) $n_1 = 55 \text{ с}^{-1}$; 2) $n_2 = 43 \text{ с}^{-1}$.

Глава 5

ГИДРОДИНАМИКА ДВУХФАЗНЫХ ПОТОКОВ

Данная глава посвящена изучению закономерностей движения и взаимодействия двухфазных потоков, включающих: 1) движение текучих сред через зернистые слои твердых материалов; 2) барботаж; 3) пленочное течение жидких сред; 4) диспергирование жидкости в потоке газа. В главе приведены конструкции и дано описание работы аппаратов неподвижного и кипящего зернистых слоев, аппаратов пневмотранспорта, а также аппаратов с диспергирующими устройствами. Глава также содержит типовые примеры расчетов.

Rozdział 5

HYDRODYNAMIKA PRZEPŁYWÓW DWUFAZOWYCH

Rozdział ten poświęcony jest analizie przepływów w układach dwufazowych, w tym: 1) przepływu cieczy przez warstwy ziarniste materiałów stałych; 2) barbotażu; 3) przepływu warstwowego cieczy; 4) dyspergowania cieczy w strumieniu gazu (inaczej: atomizacji). W rozdziale przedstawiono konstrukcje i podano opis działania urządzeń zawierających warstwę ziarnistą nieruchomą lub fluidalną, aparatów do transportu pneumatycznego oraz urządzeń z elementami dyspergującymi. Rozdział zawiera również typowe przykłady obliczeń.

5.1. ФИЗИЧЕСКАЯ СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССА

Большое распространение в химической промышленности получили процессы, связанные с пропусканием газа (иногда жидкости) через слои зернистых сыпучих материалов. Это такие процессы, как сушка, адсорбция, горение, каталитические процессы и др.

Форма и размеры зернистых слоев различны. Это могут быть гранулы, таблетки, кусочки материала неправильной формы и др. Также это могут быть крупные насадочные тела специальной формы (кольца, седла и т. д.).

Зернистые слои могут быть *монодисперсными* или *полидисперсными* в зависимости от того, одинаковы или различны по размеру составляющие их частицы.

Зернистый слой характеризуется размером его частиц, а также удельной поверхностью и долей свободного объема.

Порозность, или *доля свободного объема* ε , – это объем свободного пространства между частицами в единице объема, занятого слоем:

$$\varepsilon = \frac{V - V_0}{V}, \quad (5.1)$$

где V – общий объем зернистого слоя, м^3 ; V_0 – объем, занимаемый частицами, м^3 .

Основными параметрами, влияющими на порозность, являются форма и размеры частиц слоя. Кроме того, на величину ε влияет способ размещения частиц в слое (например, свободная засыпка либо засыпка с дальнейшим уплотнением), природа оживающего агента (газ либо жидкость: если это жидкость, то возникает существенная подъемная архимедова сила, увеличивающая порозность). На порозность также влияет диаметр аппарата и шероховатость элементов слоя. В пристеночном пространстве порозность всегда больше, чем в центре аппарата.

Удельная поверхность a , $\text{м}^2/\text{м}^3$, представляет собой площадь поверхности элементов или частиц материала, которые находятся в единице объема, занятого слоем материала:

$$a = \frac{F}{V}, \quad (5.2)$$

где F – суммарная площадь поверхности всех частиц слоя, м^2 .

Обычно значения удельной поверхности a зависят от формы и размеров частиц слоя и являются справочными величинами. В случае отсутствия справочных данных ее можно рассчитать по зависимости

$$a = \frac{6(1 - \varepsilon)}{\Phi d_{\text{эк}}}, \quad (5.3)$$

где ε – порозность слоя; $d_{\text{эк}}$ – эквивалентный диаметр частиц, м; Φ – фактор формы частиц слоя.

Как правило, форма частиц зернистого слоя отличается от шарообразной. В этом случае в качестве размера частиц принимается их эквивалентный диаметр:

$$d_{\text{эк}} = \frac{2}{3} \frac{d_{\text{ш}} \Phi \varepsilon}{(1 - \varepsilon)}, \quad (5.4)$$

где $d_{\text{ш}}$ – диаметр эквивалентного шара, который имеет тот же объем, что и частица, м; Φ – фактор формы (для сферических частиц $\Phi = 1$)*.

Величину $d_{\text{ш}}$ можно определить по формуле

$$d_{\text{ш}} = \sqrt[3]{\frac{6V_{\text{ч}}}{\pi}}, \quad (5.5)$$

где $V_{\text{ч}}$ – объем частицы, м^3 .

Если зернистый слой состоит из полидисперсных частиц, то эквивалентный диаметр можно рассчитать по формуле для среднегармонической величины:

$$d_{\text{эк}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{\bar{x}_i}{d_i}}, \quad (5.6)$$

где \bar{x}_i – массовая доля частиц i -й фракции в слое со средним размером d_i .

Величину d_i определяют как среднегеометрический размер:

$$d_i = \sqrt{d_{\text{max } i} d_{\text{min } i}}, \quad (5.7)$$

где $d_{\text{max } i}$ – максимальный размер частиц i -й фракции, м; $d_{\text{min } i}$ – минимальный размер частиц i -й фракции, м.

При пропускании газа через слой зернистого сыпучего материала возможны три состояния этого слоя в зависимости от скорости газа.

Если скорость газа относительно невелика, то зернистый слой остается *неподвижным* (рис. 5.1, а), а его параметры (ε , a) остаются неизменными.

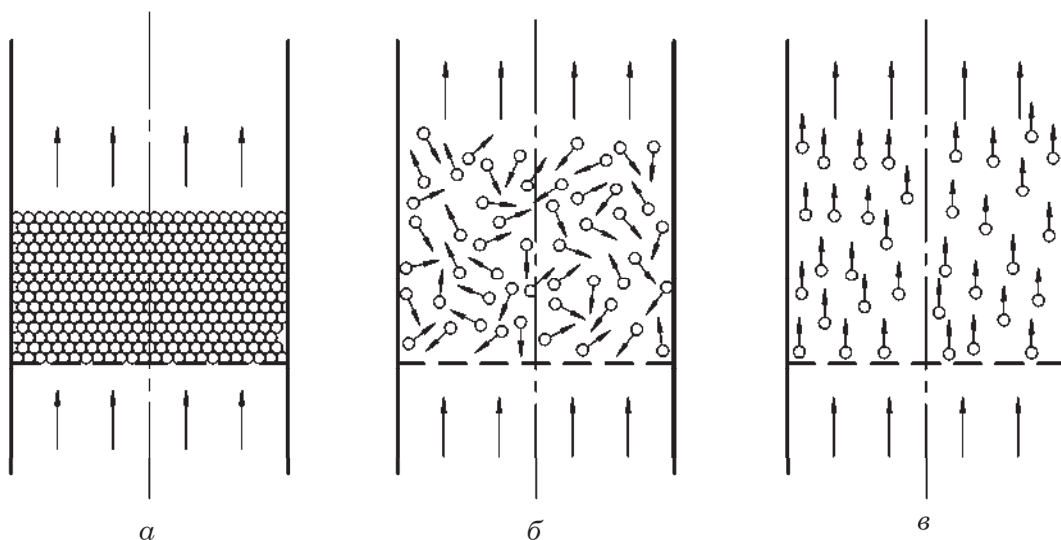


Рис. 5.1. Движение газа (жидкости) через слой зернистого материала:

а – неподвижный слой; б – кипящий (псевдооживленный) слой;

в – унос твердых частиц потоком

* Подробнее о факторе формы Φ см. в главе 2 «Осаждение».

С увеличением скорости газа и по достижении им некоторой критической величины скорости слой перестает быть неподвижным, частицы начинают подбрасываться вверх, а также беспорядочно перемещаются в потоке в различных направлениях (рис. 5.1, б). Это происходит тогда, когда сила аэродинамического воздействия восходящего газового потока (потока жидкости) на зернистый слой станет равной силе тяжести всего слоя за вычетом *архимедовой силы, действующей на слой*. Такой слой называется *кипящим* (взвешенным или псевдооживленным), а скорость начала псевдооживления называется *первой критической скоростью* $w_{кр1}$.

При дальнейшем увеличении скорости газа высота слоя увеличивается, подброс частиц и их перемешивание интенсифицируется вплоть до того момента, когда скорость достигает второй критической величины, при которой частицы слоя находятся в состоянии витания (зависают). Это наблюдается, когда сила аэродинамического воздействия газового потока на отдельную частицу становится равна силе тяжести частицы за вычетом *архимедовой силы, действующей на эту частицу*. Дальнейшее увеличение скорости приводит к разрушению слоя, и твердые частицы начинают уноситься потоком газа. Это происходит, когда сила аэродинамического воздействия восходящего потока газа на частицу станет больше силы тяжести частицы за вычетом архимедовой силы, действующей на эту частицу. Этот режим называется режимом *уноса* либо *пневмотранспорта*, а скорость начала уноса частиц называют *второй критической скоростью* $w_{кр2}$.

Важно Значения $w_{кр1}$ и $w_{кр2}$ являются среднерасходными фиктивными скоростями, рассчитанными на полное поперечное сечение аппарата (слоя).

Описанные состояния слоя характерны для монодисперсных частиц. В случае полидисперсных слоев вначале подвисают самые мелкие частицы, а крупные могут находиться в псевдооживленном и даже в неподвижном состоянии.

5.2. ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ НЕПОДВИЖНОГО ЗЕРНИСТОГО СЛОЯ

При расчете гидравлического сопротивления *неподвижного* зернистого слоя можно воспользоваться уравнением, полученным при преобразовании уравнения Дарси – Вейсбаха:

$$\Delta p = \frac{3(1-\epsilon)}{2\epsilon^2\Phi} \lambda \frac{H}{d_{эк}} \frac{\rho w_0^2}{2}, \quad (5.8)$$

где Φ – фактор формы (для сферических частиц $\Phi = 1$); λ – обобщающий коэффициент сопротивления, который отражает не только влияние сопротивления трения, но и дополнительных местных сопротивлений, возникающих при движении газа или жидкости в каналах сложной формы между частицами; H – высота слоя, м; $d_{эк}$ – эквивалентный диаметр частиц (**не каналов!**), м; ρ – плотность газа (жидкости), движущегося через слой, кг/м³; w_0 – фиктивная среднерасходная скорость газа, которая согласно уравнению (1.3) равна отношению объемного расхода газа (жидкости) ко всей площади поперечного сечения слоя, м/с.

Обобщенный коэффициент сопротивления λ зависит от величины критерия Рейнольдса Re , определяющего гидродинамический режим. А гидродинамический режим определяет зависимость величины λ от числа Рейнольдса.

Значение критерия Рейнольдса Re можно определить по уравнениям:

$$Re = \frac{4w_0\rho}{a\mu} \quad (5.9)$$

или

$$Re = \frac{2}{3} \frac{\Phi}{1 - \varepsilon} Re_0. \quad (5.10)$$

В уравнении (5.10) значение фиктивного критерия Рейнольдса Re_0 определяется по формуле

$$Re_0 = \frac{w_0 d\rho}{\mu}. \quad (5.11)$$

Существует ряд зависимостей для расчета коэффициента сопротивления λ при различных режимах движения газа (жидкости) через зернистый слой. Эти уравнения получены при обобщении экспериментальных данных различных исследователей и дают более или менее согласующиеся между собой результаты.

В качестве примера можно привести зависимость

$$\lambda = \frac{133}{Re} + 2,34. \quad (5.12)$$

5.3. ГИДРОДИНАМИКА ПСЕВДООЖИЖЕННОГО СЛОЯ. УНОС ЧАСТИЦ

Как видно из зависимости (5.8), сопротивление неподвижного гидравлического слоя в первом приближении зависит от квадрата скорости w_0^2 . При достижении скорости газа, равной первой критической скорости $w_{кр1}$, слой переходит в псевдоожигенное состояние, а его гидравлическое сопротивление при дальнейшем увеличении скорости практически не изменяется.

Причем в момент перехода слоя из неподвижного в псевдоожигенное состояние при $w_{кр1}$ его высота $H_{кр1}$ становится несколько больше высоты неподвижного слоя H_0 , а порозность достигает критического значения $\varepsilon_{кр}$, которое несколько больше порозности неподвижного слоя ε_0 .

Состояния зернистого слоя можно наглядно показать, если провести эксперимент и построить зависимость потерь давления Δp слоя от фиктивной скорости проходящего через него газа (жидкости) w_0 (рис. 5.2).

В состоянии псевдоожигения можно условно выделить три режима:

– когда скорость газа ненамного больше $w_{кр1}$, наблюдается спокойное однородное псевдоожигение, высота слоя при этом $H_1 > H_{кр1}$; порозность слоя при этом $\varepsilon_1 > \varepsilon_{кр}$;

– при увеличении скорости газа в псевдоожиженном слое появляются восходящие пузыри газа – так называемый пузырьковый режим; высота слоя при этом $H_2 > H_1$, порозность слоя $\varepsilon_2 > \varepsilon_1$;

– при дальнейшем увеличении скорости газа пузыри сливаются, увеличиваются, а при небольшом поперечном сечении аппарата могут занять все сечение, разделившись по высоте на газовые пробки, при этом часть слоя, находящаяся над пробкой, подбрасывается вверх, а при выходе газовой пробки слой опускается вниз – такой режим называется поршневым или пульсационным. При этом гидравлическое сопротивление несколько возрастает. Порозность слоя также увеличивается: $\varepsilon_3 > \varepsilon_2$.

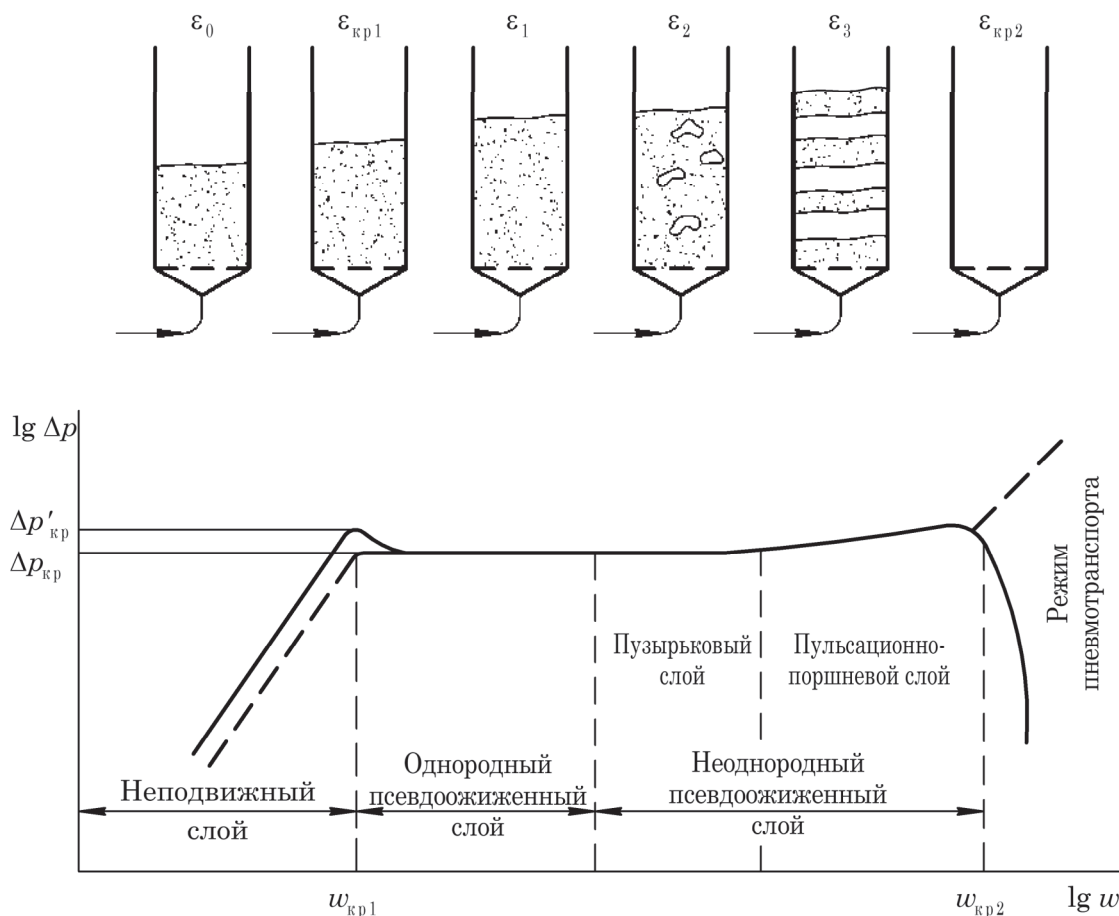


Рис. 5.2. Режимы зернистого слоя в зависимости от скорости газа

Если зернистый материал склонен к слеживанию (например, влажный, липкий материал), то в режиме псевдоожижения в слое могут образовываться сквозные каналы, через которые проходит газ, в то время как остальная часть материала может быть слабо псевдоожижена или неподвижна, т. е. в ней наблюдаются так называемые застойные зоны, в которых процессы тепло- и массообмена протекают недостаточно интенсивно (рис. 5.3).

При увеличении скорости газа эти каналы могут исчезнуть, но могут и остаться возле газораспределительной решетки.

При увеличении скорости газа до второй критической скорости $w_{кр2}$, начинается режим подвисания с последующим уносом. При этом сопротивление слоя

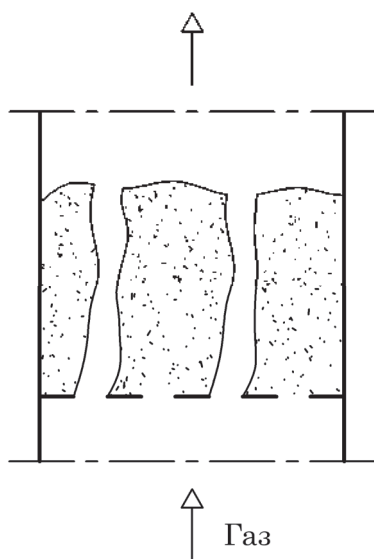


Рис. 5.3. Каналообразование
в зернистых
псевдооживленных слоях

резко уменьшается вследствие уноса из него частиц материала. Но сопротивление всего аппарата (штриховая линия) растет, вследствие прежде всего трения газового потока о стенки аппарата. Порозность слоя стремится к единице ($\epsilon \rightarrow 1$).

Как показано на рис. 5.2, в режимах спокойного и пузырькового псевдооживления гидравлическое сопротивление слоя не изменяется и равно $\Delta p_{кр}$. Но следует отметить, что в момент перехода из неподвижного во взвешенное состояние сопротивление слоя несколько выше и равно $\Delta p'_{кр}$. Это объясняется тем, что между частицами неподвижного зернистого слоя, а также между частицами и поверхностью аппарата действуют силы сцепления, а для их разрыва требуется затратить больше энергии.

В случае уменьшения скорости газа после псевдооживления слоя наблюдается явление гистерезиса: зависимость гидравлического сопротивления неподвижного слоя от скоростей газа выражается штриховым отрезком. Это объясняется тем, что порозность неподвижного слоя по окончании его псевдооживления становится несколько выше, чем до псевдооживления, вследствие уменьшения действия сил сцепления.

Довольно часто частицы зернистого слоя имеют шарообразную форму. Поэтому с достаточной для инженерных расчетов точностью можно принять, что порозность неподвижного зернистого слоя

$$\epsilon_0 = 0,4.$$

Для псевдооживленного слоя

$$0,4 < \epsilon < 1,0.$$

Для режима уноса частиц

$$\epsilon = 1.$$

Т. е. критическими значениями порозности являются:

- $\epsilon_{кр1} = 0,4$ – переход слоя из неподвижного состояния в псевдооживленное;
- $\epsilon_{кр2} = 1,0$ – переход слоя из псевдооживленного состояния в режим пневмотранспорта.

5.4. АППАРАТЫ С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ

Аппараты с кипящим слоем получили широкое применение при смешивании сыпучих материалов, проведении массообменных процессов (сушки, адсорбции и др.) и химических реакций. Интенсивное движение частиц внутри взвешенного слоя, а также их перемешивание способствуют выравниванию параметров во всем объеме слоя (концентрации, температуры, влажности и др.), пре-

пятствуют возникновению застойных зон и зон проскока, повышают кинетические коэффициенты тепло- и массопереноса.

Вместе с тем следует отметить и недостатки данного типа аппаратов. Интенсивное трение частиц друг о друга, а также их соударение между собой и с корпусом аппарата приводят к измельчению частиц и появлению мелкодисперсной пыли. Это обуславливает необходимость установки дополнительных систем очистки. Кроме того, в результате трения частиц в некоторых случаях возникает эффект электризации, что ограничивает использование данных аппаратов в пожаро- и взрывоопасных производствах.

5.4.1. Конструкции аппаратов кипящего слоя

На рис. 5.4 показана схема смесителя кипящего слоя. Исходный сыпучий материал загружается в аппарат сверху, заполняя весь его объем. Псевдоожижающий агент (газ) подается под распределительную решетку 2. Для организации интенсивной циркуляции материала снизу через центральный газовый патрубок 3 с относительно высокой скоростью в циркуляционную трубу 4 подается также газ, который увлекает вверх частицы твердого материала. На выходе сверху из циркуляционной трубы частицы теряют скорость, попадают в пространство между циркуляционной трубой и корпусом 1 и опускаются вниз.

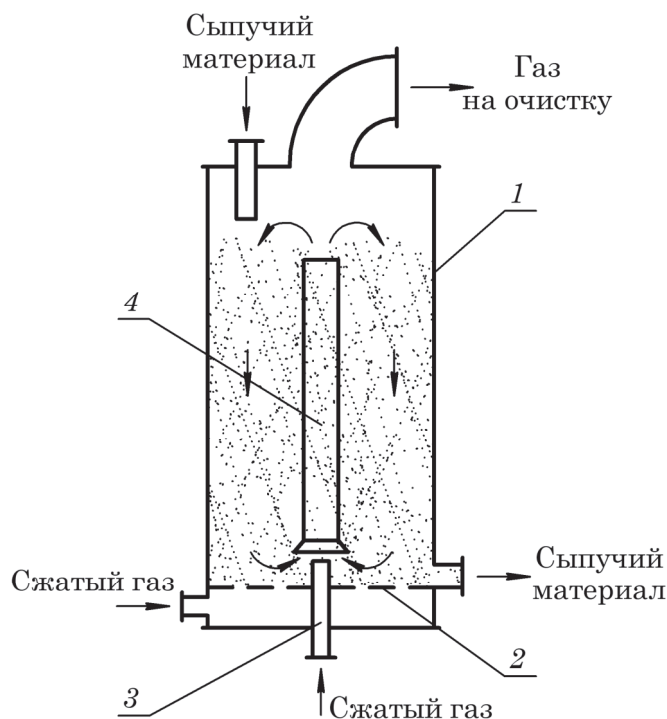


Рис. 5.4. Смеситель кипящего слоя:
1 – корпус; 2 – распределительная решетка;
3 – центральный газовый патрубок;
4 – циркуляционная труба

Отметим, что в данном аппарате наряду с перемешиванием могут происходить и другие процессы (например сушка, адсорбция и т. п.).

На рис. 5.5 показана схема двухступенчатой сушилки кипящего слоя. В вертикальном корпусе размещены перфорированные решетки под некоторым углом к горизонту. Влажный материал подается в аппарат на верхнюю решетку, образуя зернистый слой. Снизу вверх по аппарату проходит сушильный газ, псевдоожижая слой на полотне решетки. Одновременно происходит процесс сушки. Поскольку полотно решетки наклонено к горизонту, то материал перемещается и сыпается на нижнюю решетку, где процесс повторяется.

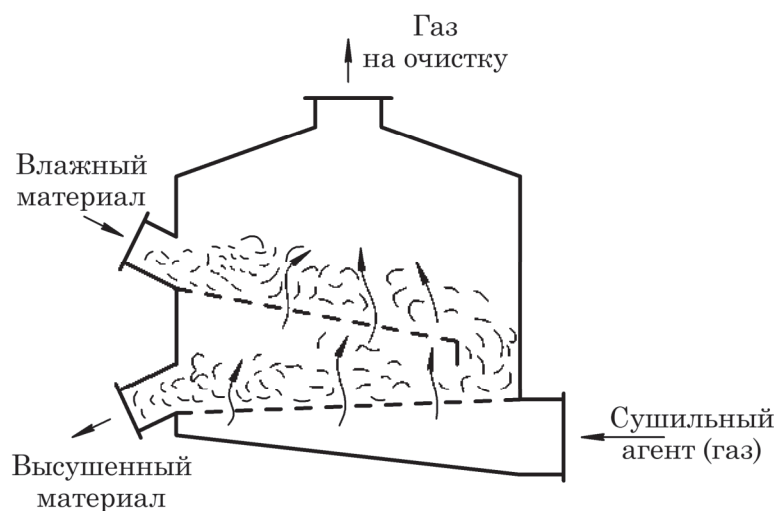


Рис. 5.5. Сушилка кипящего слоя двухступенчатая

Высушенный материал удаляется из сушилки, а отработанный газ направляется на очистку от унесенных мелких частиц.

На рис. 5.6 изображена схема реактора кипящего слоя. В вертикальном корпусе 1 установлена перфорированная решетка 2, разделенная на секции вертикальными перегородками 3. К каждой секции имеется индивидуальный подвод реакционного газа.

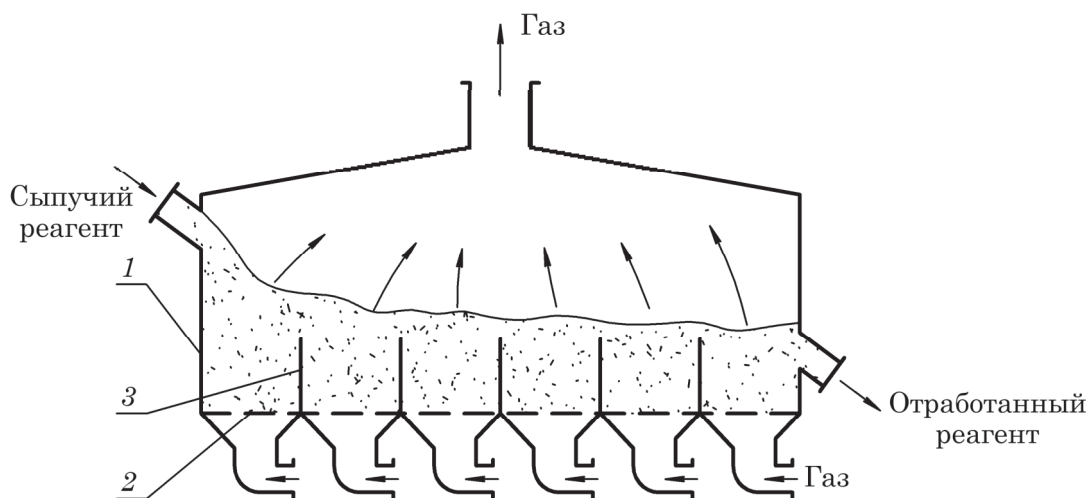


Рис. 5.6. Реактор кипящего слоя:
1 – корпус; 2 – решетка;
3 – перегородка

Твердый сыпучий реагент подается через верхний штуцер на решетку в первую секцию аппарата. Реакционный газ подается снизу вверх и псевдоожижает слои во всех секциях аппарата. При этом высота кипящего слоя больше высоты перегородок, поэтому частицы твердого материала пересыпаются из секции в секцию. Так как скорость газа уменьшается от первой секции к последней, то организуется направленное движение твердой фазы к выходному штуцеру. При этом непрерывно протекает химическая реакция между твердым материалом и газом.

Данный аппарат является примером общего перекрестно-ступенчатого движения и взаимодействия фаз. Достоинством его считается возможность регулирования параметров реакционного газа в каждой секции, что позволяет более эффективно проводить процесс химической реакции. Отметим, что данный аппарат можно применять и для процессов адсорбции и сушки.

В многоступенчатом адсорбере кипящего слоя (рис. 5.7) газ последовательно проходит снизу вверх через перфорированные тарелки 3, которые имеют переточные трубы 2. При этом на каждой тарелке создается кипящий слой, где протекает процесс адсорбции.

Твердые частицы адсорбента «стекают» по переточным трубам со ступени на ступень, противоток к потоку газа.

Общим достоинством рассмотренных конструкций аппаратов является то, что взаимодействие фаз на каждой ступени приближается к режиму идеального смешения, что обеспечивает выравнивание параметров зернистого слоя и повышает значения кинетических коэффициентов тепло- и массообмена, а также ускоряют химическую реакцию.

Важную роль в аппаратах с псевдоожиженным слоем играет конструкция опорно-распределительной решетки. К ней предъявляются требования, которые выражаются в том, что решетка должна:

- равномерно распределять оживающий поток по сечению аппарата (а для этого иметь не очень низкое гидравлическое сопротивление) и исключать образование застойных зон в слое;
- предотвращать провал твердых частиц при внезапном уменьшении скорости потока;
- иметь не очень большое гидравлическое сопротивление с целью уменьшения энергозатрат;
- быть конструктивно простой и легко эксплуатироваться.

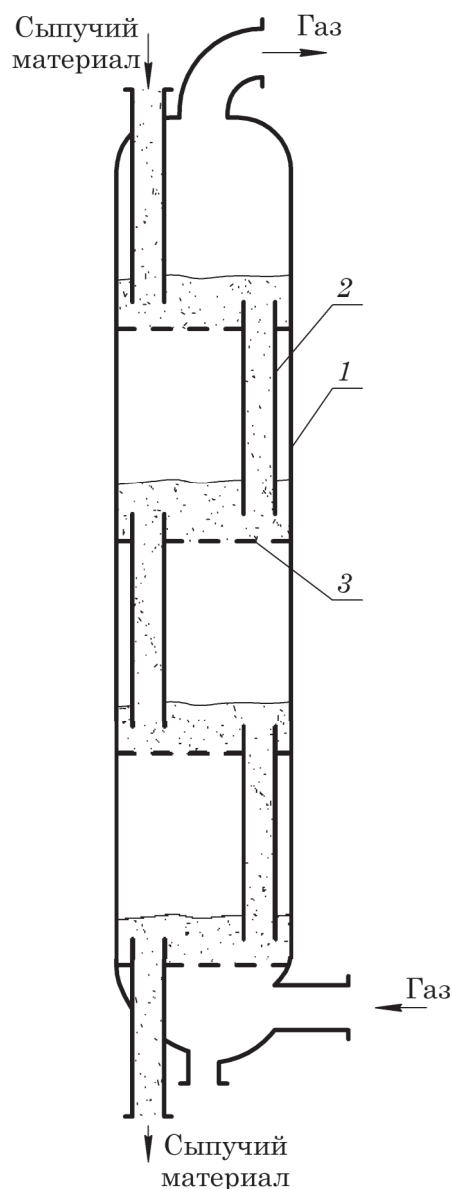


Рис. 5.7. Многоступенчатый адсорбер кипящего слоя:

- 1 – корпус;
2 – переточные трубы;
3 – перфорированные тарелки

Поэтому предлагаются различные конструкции решеток для отдельных технологических процессов. На рис. 5.8 показаны некоторые из этих конструкций.

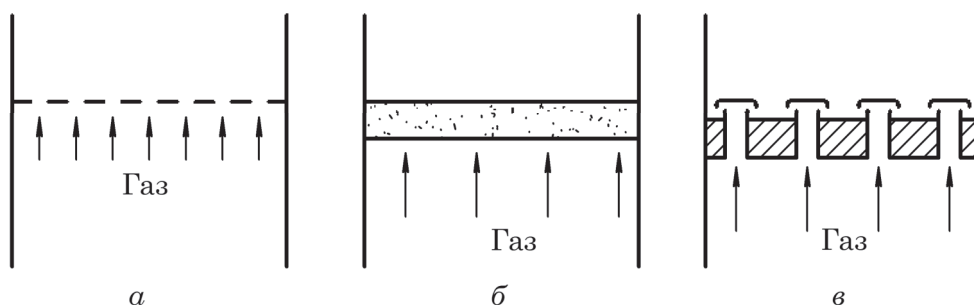


Рис. 5.8. Конструкции опорно-распределительных решеток:
а – ситчатая; б – пористая; в – колпачковая

В промышленности также используются аппараты с подвижными опорно-распределительными решетками, например аппараты виброкипящего слоя. Использование таких аппаратов позволяет снизить каналообразование и образование застойных зон, а также дает возможность работать при гораздо меньших рабочих скоростях газового потока и меньших гидравлических сопротивлениях аппарата. Это происходит благодаря подводу внешней механической энергии к кипящему зернистому слою. Однако использование внешнего механического устройства усложняет конструкцию аппарата и приводит к увеличению затрат.

5.4.2. Расчет аппаратов с псевдоожиженным слоем

Основными расчетными параметрами данных аппаратов являются диаметр корпуса D , высота аппарата H и гидравлическое сопротивление Δp .

Перечисленные параметры зависят от скорости ожижающего агента w и порозности слоя ϵ .

5.4.2.1. Аналитический метод определения критических и рабочей скоростей газа (жидкости) и порозности зернистого слоя

Для слоя монодисперсных частиц *скорость начала псевдоожижения* $w_{кр1}$ (первую критическую скорость) рассчитывают с помощью выражения для первого критического значения критерия Рейнольдса:

$$Re_{кр1} = \frac{Ar}{150 \frac{1 - \epsilon_{кр1}}{\epsilon_{кр1}^3} + \sqrt{\frac{1,75}{\epsilon_{кр1}^3} Ar}}, \quad (5.13)$$

где Ar – критерий Архимеда; $\epsilon_{кр1}$ – критическое состояние порозности, соответствующее переходу слоя из неподвижного состояния в псевдоожиженное.

Значение критерия Архимеда можно определить по формуле, аналогичной зависимости (2.29):

$$Ar = \frac{gd_q^3 \rho (\rho_q - \rho)}{\mu^2}, \quad (5.14)$$

где $d_{\text{ч}}$ – эквивалентный диаметр частиц слоя, м; $\rho_{\text{ч}}, \rho$ – плотности материала частиц и газа (жидкости) соответственно, кг/м³; μ – коэффициент динамической вязкости газа (жидкости), Па·с.

В случае псевдооживления монодисперсного зернистого слоя, состоящего из частиц сферической или шарообразной формы, для которого $\epsilon_{\text{кр1}} = 0,4$, уравнение (5.13) принимает более простой вид:

$$\text{Re}_{\text{кр1}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt{\text{Ar}}}. \quad (5.15)$$

На основании теории гидродинамического подобия (глава 1, формула (1.96)) можно записать выражение для определения значения первого критического критерия Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\text{кр1}} = \frac{w_{\text{кр1}} d_{\text{ч}} \rho}{\mu}. \quad (5.16)$$

Из последнего выражения можем найти значение первой критической скорости (скорости начала псевдооживления):

$$w_{\text{кр1}} = \frac{\text{Re}_{\text{кр1}} \mu}{d_{\text{ч}} \rho}. \quad (5.17)$$

Скорость свободного витания (вторая критическая скорость) $w_{\text{кр2}}$ монодисперсного слоя определяется так же, как и скорость осаждения $w_{\text{ос}}$ по уравнению для критического критерия Рейнольдса, которое пригодно для всех режимов движения частиц:

$$\text{Re}_{\text{кр2}} = \frac{\text{Ar}}{18 + 0,61\sqrt{\text{Ar}}}, \quad (5.18)$$

$$w_{\text{кр2}} = \frac{\text{Re}_{\text{кр2}} \mu}{d_{\text{ч}} \rho}. \quad (5.19)$$

Скорость газа, при которой должен работать аппарат с псевдооживленным слоем, называют *рабочей скоростью*. Рабочую скорость $w_{\text{р}}$ выбирают в пределах от $w_{\text{кр1}}$ до $w_{\text{кр2}}$. Эта скорость зависит от предельного числа псевдооживления $K_{\text{пр}}$, которое представляет собой отношение скорости свободного витания $w_{\text{кр2}}$ к скорости начала псевдооживления $w_{\text{кр1}}$:

$$K_{\text{пр}} = \frac{w_{\text{кр2}}}{w_{\text{кр1}}}. \quad (5.20)$$

В расчетной практике также используют понятие рабочего числа псевдооживления $K_{\text{р}}$:

$$K_{\text{р}} = \frac{w_{\text{р}}}{w_{\text{кр1}}}. \quad (5.21)$$

Если $K_{\text{пр}} > 40\text{--}50$, то рабочее число псевдооживления рекомендуют выбирать в интервале от 3 до 7; если $K_{\text{пр}} < 20\text{--}30$, то значение $K_{\text{р}}$ можно выбирать в пределах от 1,5 до 3 при условии отсутствия опытных данных.

Для определения рабочей скорости w_p рассчитывают скорость псевдоожижения $w_{кр1}$ и свободного витания $w_{кр2}$. Затем по уравнению (5.20) определяют $K_{пр}$ и задаются соответствующим значением K_p .

Порозность псевдоожиженного слоя рассчитывают по интерполяционной формуле Тодеса:

$$\varepsilon = \left(\frac{18Re + 0,36Re^2}{Ar} \right)^{0,21}, \quad (5.22)$$

где Re – критерий Рейнольдса, определяемый для рабочей скорости w_p :

$$Re = \frac{w_p d_{\text{ч}} \rho}{\mu}. \quad (5.23)$$

В случае полидисперсных слоев рабочую скорость w_p принимают меньше скорости уноса самых мелких частиц слоя и больше скорости начала псевдоожижения самых крупных частиц слоя. Это обеспечивает псевдоожиженное состояние всех частиц зернистого слоя.

5.4.2.2. Графический метод нахождения критических и рабочей скорости газа (жидкости) и порозности зернистого слоя. Решение прямой и обратной задач

Для приближенных расчетов зернистых слоев, состоящих из частиц шарообразной формы (**важно!!!**), с точностью $\pm 20\%$ удобно использовать графическую зависимость $Ly = f(Ar, \varepsilon)$ (рис. 5.9), где Ly – число Лященко, определяемое по формуле

$$Ly = \frac{w^3 \rho^2}{\mu(\rho_{\text{ч}} - \rho)g}. \quad (5.24)$$

По уравнению (5.14) рассчитывают величину критерия Ar , а затем по графической зависимости (рис. 5.9) находят при порозности $\varepsilon_{кр1} = 0,4$ значение критерия Лященко $Ly_{кр1}$, а при порозности $\varepsilon_{кр2} = 1$ – значение критерия Лященко $Ly_{кр2}$. Из выражения (5.24) для определения значения критерия Ly рассчитывают скорость псевдоожижения $w_{кр1}$ и (или) скорость свободного витания $w_{кр2}$, подставляя соответствующее значение $Ly_{кр1}$ и (или) $Ly_{кр2}$.

Величину рабочей скорости w_p определяют, используя зависимости (5.20), (5.21).

Величина *порозности* псевдоожиженного слоя изменяется от 0,4 до 1 с изменением скорости газового потока. Для определения порозности слоя при рабочей скорости газа w_p рассчитывают по формуле (5.24) значение критерия Лященко Ly , а по формуле (5.14) – значение критерия Архимеда Ar .

Точка пересечения значений Ly и Ar на графической зависимости (рис. 5.9) дает величину искомой порозности слоя ε .

Отметим, что нахождение рабочей скорости w_p при известных параметрах зернистого слоя ($d_{\text{ч}}$ и $\rho_{\text{ч}}$), а также при определенных свойствах газа или жидкости (ρ и μ) называется *прямой задачей*.

Обратная задача состоит в определении среднего диаметра частиц $d_{\text{ч}}$, которые будут переходить в псевдоожиженное состояние при заданной скорости газа w , а также заданных $\rho_{\text{ч}}$, ρ и μ .

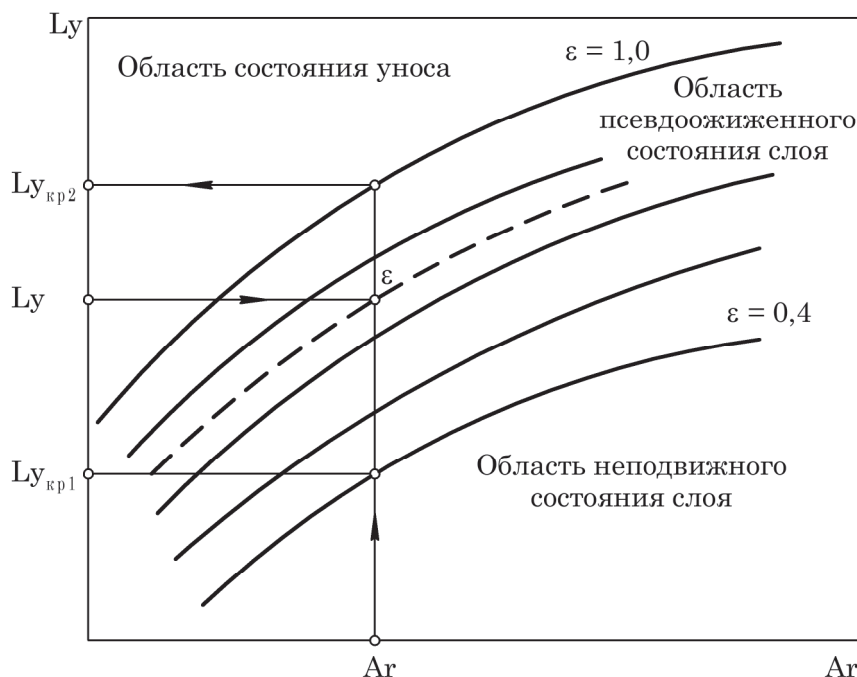


Рис. 5.9. Зависимость критерия Lu от критерия Ar при различных значениях порозности ε

Решают обратную задачу следующим образом.

По уравнению (5.24) рассчитывают значение Lu , откладывают эту величину на оси ординат графической зависимости (рис. 5.9). Из этой точки проводят горизонталь до пересечения с линией порозности, равной 0,4, и находят значение Ar . Затем, используя зависимость (5.14), рассчитывают диаметр частиц d_q .

Для полидисперсных слоев определяют максимальный диаметр частиц d_{\max} , которые будут переходить в псевдоожиженное состояние из полидисперсного слоя при фиксированной скорости газа. Минимальный диаметр частиц d_{\min} , которые будут уноситься из слоя при заданной скорости, определяют путем пересечения горизонтали, проведенной по рассчитанному значению Lu , до пересечения с линией порозности, $\varepsilon = 1$, с последующей проекцией на ось Ar .

ПРИМЕР 5.1

В каком состоянии будет находиться слой шарообразных частиц фаолита со средним диаметром частиц $d_q = 1,8 \cdot 10^{-3}$ м, если через него пропускать *n*-бутан с температурой $T = 400$ К и давлением p , близким к атмосферному. Среднерасходная скорость газа в аппарате $w = 0,39$ м/с.

Решение

Установить состояние зернистого слоя можно по величине его порозности ε . Определить ε можно с помощью методики, использующей графическую зависимость критерия Lu от критерия Ar (рис. 5.9).

Критерий Архимеда можно рассчитать по формуле (5.14):

$$Ar = \frac{gd_q^3 \rho (\rho_q - \rho)}{\mu^2},$$

а критерий Лященко по уравнению (5.24):

$$Ly = \frac{w^3 \rho^2}{\mu(\rho_{\text{ч}} - \rho)g}.$$

По табл. 4 приложения находим плотность частиц фаолита $\rho_{\text{ч}} = 1730 \text{ кг/м}^3$ – плотность фаолита. По табл. 6 приложения находим плотность бутана при нормальных условиях $\rho_0 = 2,599 \text{ кг/м}^3$. Для расчета плотности бутана при рабочих условиях в аппарате воспользуемся уравнением Менделеева – Клапейрона (1.32):

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0}{T} \frac{p}{p_0}.$$

Поскольку $p = p_0$, то последнее уравнение примет вид

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0}{T} = 2,599 \cdot \frac{273,15}{400} = 1,77 \text{ кг/м}^3.$$

Для определения коэффициента динамической вязкости бутана при рабочих условиях воспользуемся формулой Сатерленда (1.61):

$$\mu = \mu_0 \frac{273,15 + C}{T + C} \cdot \left(\frac{T}{273,15} \right)^{3/2},$$

где $\mu_0 = 8,1 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ – коэффициент динамической вязкости бутана при нормальных условиях (табл. 6 приложения); $C = 377$ – константа Сатерленда для бутана (табл. 6 приложения).

$$\mu = 8,1 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{273,15 + 377}{400 + 377} \cdot \left(\frac{400}{273,15} \right)^{3/2} = 12 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Тогда значения критериев Архимеда Ar и Лященко Ly будут равны:

$$Ar = \frac{9,81 \cdot (1,8 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (1730 - 1,77) \cdot 1,77}{(12 \cdot 10^{-6})^2} = 1,22 \cdot 10^6;$$

$$Ly = \frac{0,39^3 \cdot 1,77^2}{9,81 \cdot 12 \cdot 10^{-6} \cdot (1730 - 1,77)} = 0,913.$$

Точка пересечения значений Ar и Ly на графической зависимости $Ly = f(Ar, \epsilon)$ (рис. 4 приложения) находится ниже линии, соответствующей $\epsilon = 0,4$, т. е. слой неподвижен.

Ответ: слой находится в неподвижном состоянии.

5.4.2.3. Расчет гидравлического сопротивления установки взвешенного слоя

Гидравлическое сопротивление установки кипящего слоя Δp состоит из сопротивления зернистого слоя $\Delta p_{\text{сл}}$, потерь давления в распределительной решетке $\Delta p_{\text{р}}$ и гидравлического сопротивления вспомогательных устройств

$\Delta p_{\text{всп}}$ (входного и выходного патрубков, сепаратора, циклона, трубопроводов и др.):

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сл}} + \Delta p_{\text{р}} + \Delta p_{\text{всп}}. \quad (5.25)$$

Основную долю общего гидравлического сопротивления аппарата с псевдоожиженным слоем Δp обычно составляет гидравлическое сопротивление псевдоожиженного слоя $\Delta p_{\text{сл}}$ и распределительной решетки $\Delta p_{\text{р}}$, поэтому часто величиной $\Delta p_{\text{всп}}$ пренебрегают.

В случае расчета гидравлического сопротивления многоступенчатого аппарата в качестве $\Delta p_{\text{сл}}$ берется суммарное сопротивление всех слоев, а в качестве $\Delta p_{\text{р}}$ – сумма сопротивлений всех решеток.

Величину гидравлического сопротивления псевдоожиженного слоя $\Delta p_{\text{сл}}$ находят на основании равенства силы тяжести слоя частиц за вычетом подъемной архимедовой силы и силы аэродинамического давления газа (сопротивления слоя):

$$G_{\text{сл}} = \Delta p_{\text{сл}} F_{\text{сл}}, \quad (5.26)$$

где $G_{\text{сл}}$ – результирующая силы тяжести и архимедовой силы, Н; $F_{\text{сл}}$ – площадь поперечного сечения слоя (аппарата), м².

С другой стороны, величину $G_{\text{сл}}$ можно определить как

$$G_{\text{сл}} = g(\rho_{\text{ч}} - \rho)(1 - \varepsilon) H_{\text{сл}} F_{\text{сл}}, \quad (5.27)$$

где $\rho_{\text{ч}}$, ρ – плотности частиц и ожижающего агента, кг/м³; ε – порозность псевдоожиженного слоя, м³/м³; $H_{\text{сл}}$ – высота псевдоожиженного слоя, м.

Тогда, учитывая (5.26), запишем

$$\Delta p_{\text{сл}} = g(\rho_{\text{ч}} - \rho)(1 - \varepsilon) H_{\text{сл}}. \quad (5.28)$$

С увеличением скорости газа w порозность ε и высота $H_{\text{сл}}$ возрастают, но произведение $(1 - \varepsilon) H_{\text{сл}}$ остается неизменным. Следовательно, можно записать

$$g(\rho_{\text{ч}} - \rho)(1 - \varepsilon) H_{\text{сл}} \approx g(\rho_{\text{ч}} - \rho)(1 - \varepsilon_0) H_0, \quad (5.29)$$

тогда сопротивление кипящего слоя можно определить и через параметры (высоту H_0 и порозность ε_0) неподвижного зернистого слоя:

$$\Delta p_{\text{сл}} = g(\rho_{\text{ч}} - \rho)(1 - \varepsilon_0) H_0. \quad (5.30)$$

Гидравлическое сопротивление распределительной решетки $\Delta p_{\text{р}}$ рассчитывают по формуле

$$\Delta p_{\text{р}} = \xi \frac{\rho}{2} \left(\frac{w_{\text{р}}}{f_{\text{с}}} \right)^2, \quad (5.31)$$

где ξ – коэффициент гидравлического сопротивления решетки, который обычно принимают равным 1,5; $w_{\text{р}}$ – рабочая среднерасходная скорость газа, м/с; $f_{\text{с}}$ – доля живого (свободного) сечения решетки, м²/м².

Чем больше сопротивление решетки, тем равномернее распределяется газ по отверстиям. Обычно сопротивление решетки равно или несколько меньше сопротивления псевдоожиженного слоя.

5.4.2.4. Определение высоты аппарата кипящего слоя

Высота аппарата кипящего слоя H рассчитывается исходя из особенности конструкции (см. рис. 5.4–5.7) и процессов, протекающих в них. Но при этом всегда учитывается высота псевдоожиженного слоя $H_{\text{сл}}$, которую можно определить с помощью уравнения (5.29):

$$H_{\text{сл}} = H_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}. \quad (5.32)$$

5.4.2.5. Определение диаметра аппарата взвешенного слоя

Диаметр аппарата D определяют с помощью формулы (1.21):

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}}, \quad (5.33)$$

где F – площадь поперечного сечения аппарата.

Площадь поперечного сечения F аппарата кипящего слоя можно найти с помощью уравнения (1.21):

$$F = \frac{Q}{w_p}. \quad (5.34)$$

ПРИМЕР 5.2

В непрерывно действующем аппарате кипящего слоя слой шарообразных твердых частиц, плотность материала которых $\rho_t = 1670 \text{ кг/м}^3$, псевдоожижается воздухом, температура которого $t = 120^\circ \text{C}$, а давление $p = 1,3 \cdot 10^5 \text{ Па}$. Фракционный состав зернистого слоя приведен в табл. 5. 1.

Таблица 5.1

Фракционный состав зернистого слоя

Диапазон размеров i -й фракции, мм	0,8–1,4	1,4–2,0	2,0–2,6
Массовая доля i -й фракции, m_i	0,15	0,55	0,3

Массовый расход воздуха составляет $G = 0,47 \text{ кг/с}$. Высота зернистого слоя в аппарате в неподвижном состоянии $H_0 = 0,3 \text{ м}$. Доля живого (свободного) сечения распределительной решетки $f_c = 0,09$, а коэффициент сопротивления $\xi = 1,5$.

Определить:

- 1) внутренний диаметр корпуса аппарата;
- 2) будут ли находиться в состоянии псевдоожижения самые крупные и самые мелкие частицы зернистого слоя;
- 3) высоту взвешенного зернистого слоя;
- 4) мощность, потребляемую электродвигателем вентилятора при перемещении воздуха через установку кипящего слоя, если дополнительное гидравлическое сопротивление трубопроводов, входа в аппарат и выхода из него, циклона и других аппаратов для очистки воздуха составляет 30% от суммарных потерь давления в псевдоожиженном слое и распределительной решетке. КПД вентиляторной установки $\eta_b = 0,5$.

Решение

1. Вначале по формуле (5.6) рассчитаем эквивалентный диаметр твердых частиц полидисперсного зернистого слоя:

$$d_s = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{\bar{x}_i}{d_i}},$$

где $n = 3$ – число фракций в полидисперсном слое; \bar{x}_i – массовая доля i -й фракции, средний диаметр частиц которой d_i .

Согласно данным табл. 5.1 средний диаметр частиц 1-й фракции ($i = 1$) будет

$$d_1 = \frac{0,8 + 1,4}{2} = 1,1 \text{ мм};$$

2-й фракции:

$$d_2 = \frac{1,4 + 2}{2} = 1,7 \text{ мм};$$

3-й фракции:

$$d_3 = \frac{2 + 2,6}{2} = 2,3 \text{ мм}.$$

Тогда

$$d_s = \frac{1}{\frac{\bar{x}_1}{d_1} + \frac{\bar{x}_2}{d_2} + \frac{\bar{x}_3}{d_3}} = \frac{1}{\frac{0,15}{1,1} + \frac{0,55}{1,7} + \frac{0,3}{2,3}} = 1,694 \text{ мм} = 1,694 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$$

Как видно, твердые частицы с линейным размером $d_s = 1,694$ мм попадают во вторую фракцию с диапазоном размеров 1,4–2,0 мм, массовая доля которой наибольшая ($\bar{x}_2 = 0,55$), и найденное значение d_s достаточно адекватно отражает осредненный эквивалентный диаметр твердых частиц зернистого слоя.

2. С помощью уравнений (5.14), (5.15) и (5.17) для найденного значения d_s рассчитываем критерий Архимеда Ar , критическое число Рейнольдса $Re_{кр1}$ и скорость начала псевдоожижения (первую критическую скорость) $w_{кр1}$. Причем при температуре $t = 120$ °С и давлении $p = 1,3 \cdot 10^5$ Па коэффициент динамической вязкости воздуха $\mu = 22,9 \cdot 10^{-6}$ Па · с (табл. 9 приложения).

Плотность газа при рабочих условиях определим по уравнению Менделеева – Клапейрона (1.32):

$$\rho = \rho_0 \frac{p}{p_0} \frac{T_0}{T_0 + t} = 1,293 \cdot \frac{1,3 \cdot 10^5}{101\,325} \cdot \frac{273,15}{273,15 + 120} = 1,153 \text{ кг/м}^3,$$

где $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при нормальных температуре $T_0 = 273,15$ К и давлении $p_0 = 101\,325$ Па (табл. 6 приложения).

Тогда

$$Ar = \frac{d_s^3 (\rho_t - \rho) \rho g}{\mu^2} = \frac{(1,694 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (1670 - 1,153) \cdot 1,153 \cdot 9,81}{(22,9 \cdot 10^{-6})^2} = 1,75 \cdot 10^5;$$

$$\text{Re}_{\text{кр1}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt{\text{Ar}}} = \frac{1,75 \cdot 10^5}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{1,75 \cdot 10^5}} = 48,832;$$

$$w_{\text{кр1}} = \frac{\text{Re}_{\text{кр1}} \mu}{d_3 \rho} = \frac{48,832 \cdot 22,9 \cdot 10^{-6}}{1,694 \cdot 10^{-3} \cdot 1,153} = 0,573 \text{ м/с}.$$

С помощью формул (5.18) и (5.19) для d_3 найдем скорость свободного витания (вторую критическую скорость) $w_{\text{кр2}}$:

$$\text{Re}_{\text{кр2}} = \frac{\text{Ar}}{18 + 0,61\sqrt{\text{Ar}}} = \frac{1,75 \cdot 10^5}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{1,75 \cdot 10^5}} = 640,6;$$

$$w_{\text{кр2}} = \frac{\text{Re}_{\text{кр2}} \mu}{d_3 \rho} = \frac{640,6 \cdot 22,9 \cdot 10^{-6}}{1,694 \cdot 10^{-3} \cdot 1,153} = 7,51 \text{ м/с}.$$

Согласно формуле (5.20), предельное число псевдооживления будет

$$K_{\text{пр}} = \frac{w_{\text{кр2}}}{w_{\text{кр1}}} = \frac{7,51}{0,573} = 13,1.$$

Поскольку $K_{\text{пр}} = 13,1 < 20$, то значение рабочего числа псевдооживления берем из условия $1,5 < K_p < 3$. Принимаем к расчету $K_p = 2,5$.

Тогда рабочую скорость газа в аппарате согласно уравнению (5.21) определяем так:

$$w_p = w_{\text{кр1}} K_p = 0,573 \cdot 2,5 = 1,4325 \text{ м/с}.$$

3. Площадь поперечного сечения цилиндрического корпуса аппарата кипящего слоя найдем по уравнению (5.34):

$$F = \frac{Q}{w_p}.$$

Объемный расход газа Q связан с его массовым расходом G уравнением (1.4):

$$Q = \frac{G}{\rho} = \frac{0,47}{1,153} = 0,408 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тогда

$$F = \frac{0,408}{1,4325} = 0,285 \text{ м}^2.$$

Внутренний диаметр корпуса аппарата определяем по уравнению (5.33):

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,285}{3,14}} = 0,603.$$

Полученное значение D округляем до ближайшего стандартного. Принимаем $D_d = 0,6 \text{ м}$.

Следовательно, действительная площадь поперечного сечения аппарата

$$S_d = \frac{\pi D_d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,6^2}{4} = 0,283 \text{ м}^2.$$

Тогда действительная рабочая скорость газа в аппарате будет

$$w_d = \frac{Q}{S_d} = \frac{0,408}{0,283} = 1,442 \text{ м/с}.$$

В результате значение критерия Рейнольдса, соответствующего действительной рабочей скорости w_d , согласно уравнению (5.23) будет равно

$$\text{Re}_p = \frac{w_d d_p \rho}{\mu} = \frac{1,442 \cdot 1,694 \cdot 10^{-3} \cdot 1,153}{22,9 \cdot 10^{-6}} = 122,99.$$

4. С помощью зависимостей (5.14), (5.15) и (5.19) рассчитаем скорость начала псевдоожижения самых крупных частиц и скорость начала уноса для самых мелких частиц, находящихся в данном зернистом слое.

Исходя из данных табл. 5.1 заключаем, что самые крупные частицы зернистого слоя имеют размер $d_{\max} = 2,6 \text{ мм}$, а самые мелкие — $d_{\min} = 0,8 \text{ мм}$. Тогда для самых крупных частиц критерий Архимеда будет иметь значение

$$\text{Ar}_{\max} = \frac{d_{\max}^3 (\rho_T - \rho) \rho g}{\mu^2} = \frac{(2,6 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (1670 - 1,153) \cdot 1,153 \cdot 9,81}{(22,9 \cdot 10^{-6})^2} = 6,327 \cdot 10^5.$$

Значение критерия Рейнольдса для самых крупных частиц будет

$$\text{Re}_{\text{кр1 max}} = \frac{\text{Ar}_{\max}}{1400 + 5,22 \sqrt{\text{Ar}_{\max}}} = \frac{6,327 \cdot 10^5}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{6,327 \cdot 10^5}} = 113,96,$$

а, следовательно, значение первой критической скорости для самых крупных частиц составит

$$w_{\text{кр1 max}} = \frac{\text{Re}_{\text{кр1 max}} \mu}{d_{\max} \rho} = \frac{113,96 \cdot 22,9 \cdot 10^{-6}}{2,6 \cdot 10^{-3} \cdot 1,153} = 0,871 \text{ м/с}.$$

Для самых мелких частиц критерий Архимеда будет равен

$$\text{Ar}_{\min} = \frac{d_{\min}^3 (\rho_T - \rho) \rho g}{\mu^2} = \frac{(0,8 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (1670 - 1,153) \cdot 1,153 \cdot 9,81}{(22,9 \cdot 10^{-6})^2} = 18\,429,5.$$

Значение второго критического числа Рейнольдса для самых мелких частиц определится по уравнению (5.18):

$$\text{Re}_{\text{кр2 min}} = \frac{\text{Ar}_{\min}}{18 + 0,61 \sqrt{\text{Ar}_{\min}}} = \frac{18\,429,5}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{18\,429,5}} = 182,81,$$

а, следовательно, скорость уноса (вторая критическая скорость) согласно (5.19)

$$w_{\text{кр}2 \text{ min}} = \frac{\text{Re}_{\text{кр}2 \text{ min}} \mu}{d_{\text{min}} \rho} = \frac{182,81 \cdot 22,9 \cdot 10^{-6}}{0,8 \cdot 10^{-3} \cdot 1,153} = 4,538 \text{ м/с}.$$

Так как

$$w_{\text{д}} = 1,442 \text{ м/с} > w_{\text{кр}1 \text{ max}} = 0,871 \text{ м/с};$$

$$w_{\text{д}} = 1,442 \text{ м/с} < w_{\text{кр}2 \text{ min}} = 4,538 \text{ м/с},$$

то крупные и мелкие частицы (а значит, и все остальные частицы) будут находиться в псевдооживленном состоянии в зернистом слое (мелкие частицы не будут уноситься из слоя газовым потоком, а крупные будут псевдооживленными).

5. По уравнению (5.22) для $d_{\text{э}} = 1,694 \text{ мм}$ рассчитываем осредненную порозность ε кипящего слоя:

$$\begin{aligned} \varepsilon &= \left(\frac{18 \text{Re}_p + 0,36 \text{Re}_p^2}{\text{Ar}} \right)^{0,21} = \\ &= \left(\frac{18 \cdot 122,99 + 0,36 \cdot 122,99^2}{1,75 \cdot 10^5} \right)^{0,21} = 0,517. \end{aligned}$$

Высоту псевдооживленного слоя $H_{\text{сл}}$ рассчитаем по формуле (5.32), учитывая, что порозность неподвижного слоя шарообразных частиц $\varepsilon_0 = 0,4$:

$$H_{\text{сл}} = H_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} = 0,3 \frac{1 - 0,4}{1 - 0,517} = 0,373 \text{ м} = 37,3 \text{ см}.$$

Суммарное гидравлическое сопротивление установки псевдооживленного слоя Δp определится по уравнению (5.25):

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сл}} + \Delta p_{\text{р}} + \Delta p_{\text{всп}}. \quad (\text{a})$$

При этом сопротивление псевдооживленного слоя согласно (5.30) составит

$$\Delta p_{\text{сл}} = g(\rho_{\text{т}} - \rho)(1 - \varepsilon_0)H_0 = 9,81 \cdot (1670 - 1,153) \cdot (1 - 0,4) \cdot 0,3 = 2946,9 \text{ Па}.$$

Величину гидравлического сопротивления распределительной решетки $\Delta p_{\text{р}}$ найдем по уравнению (5.31):

$$\Delta p_{\text{р}} = \xi \frac{\rho}{2} \left(\frac{w_{\text{д}}}{f_{\text{с}}} \right)^2 = 1,5 \cdot \frac{1,153}{2} \left(\frac{1,442}{0,09} \right)^2 = 219,1 \text{ Па}.$$

Величина гидравлического сопротивления вспомогательных устройств будет равна

$$\Delta p_{\text{всп}} = 0,3(\Delta p_{\text{сл}} + \Delta p_{\text{р}}) = 0,3 \cdot (2946,9 + 219,1) = 949,8 \text{ Па}.$$

Тогда согласно уравнению (a) значение суммарного гидравлического сопротивления установки псевдооживленного слоя составит

$$\Delta p = 2946,9 + 219,1 + 949,8 = 4115,8 \text{ Па}.$$

6. Мощность, потребляемую электродвигателем вентилятора, определим по уравнению (1.16):

$$N_{\text{дв}} = \frac{\Delta p Q}{\eta_{\text{в}}} = \frac{4115,8 \cdot 0,408}{0,5} = 3358,5 \text{ Вт.}$$

Ответ: 1) $D_{\text{д}} = 0,6 \text{ м}$; 2) все частицы зернистого слоя находятся в псевдоожигенным состоянии; 3) $H_{\text{сл}} = 0,373 \text{ м}$; 4) $N_{\text{дв}} = 3358,5 \text{ Вт}$.

5.5. ПНЕВМОТРАНСПОРТ И ЕГО РАСЧЕТ

Перемещение твердых зернистых материалов в режиме пневмотранспорта применяется в тех случаях, когда остальные методы их перемещения невозможны или затруднены (например, сложности установки конвейерных лент и т. д.).

По назначению и расстоянию перемещения зернистого материала различают три вида пневмотранспорта: для перемещения материала на расстояние до 100 м, больше 100 м и на значительно большее расстояние ($\gg 100 \text{ м}$). На перемещение материала до 100 м используют, как правило, всасывающий пневмотранспорт при разрежении примерно до 0,05–0,06 МПа. На рис. 5.10, а схематично показан процесс пневмотранспорта при использовании всасывающей установки. Зернистый материал захватывается в нескольких точках потоком газа (воздуха) с помощью отбирающего устройства 1 и транспортируется к циклону 2, где твердый зернистый материал отделяется от газового потока и собирается в бункере 3. Чтобы отделить от газового потока те частицы зернистого материала, которые выносятся из циклона, дополнительно предусматривается фильтр 4.

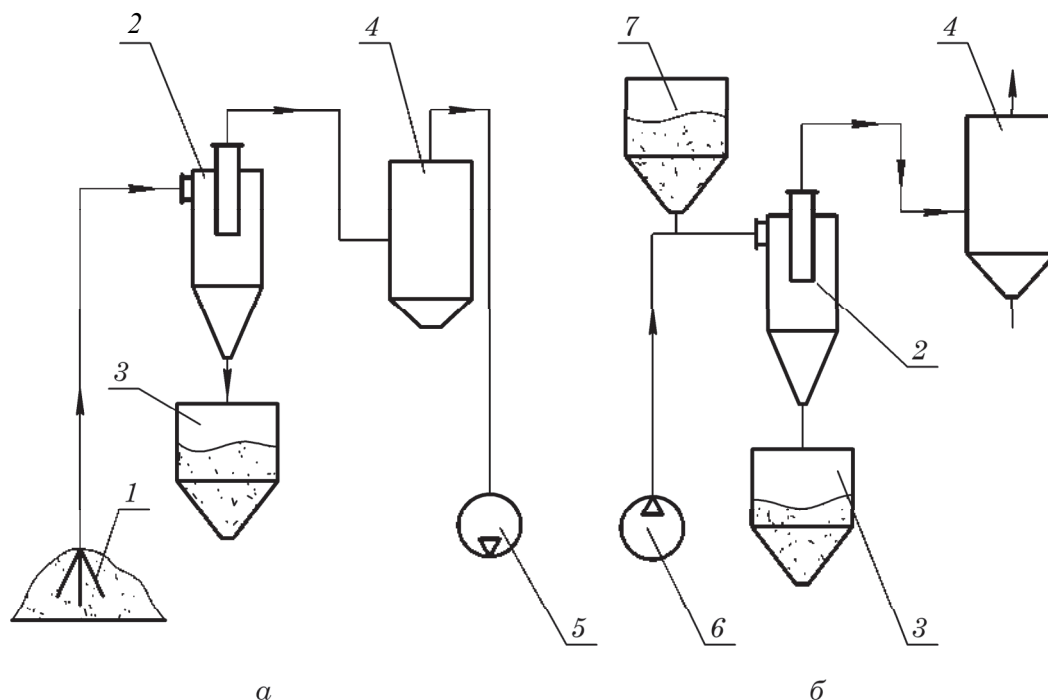


Рис. 5.10. Схема пневмотранспортных установок:

- а – всасывающая установка; б – нагнетательная установка;
 1 – отбирающее устройство; 2 – циклон; 3 – бункер; 4 – фильтр;
 5 – вакуум-насос; 6 – компрессор; 7 – загрузочное устройство

Для транспортировки материала на сотни метров (> 100 м) используют схему с нагнетательной установкой, которая работает при давлении, равным примерно 0,3–0,4 МПа (рис. 5.10, б). Зернистый материал непрерывно вводится в нагнетательную линию и отводится по ответвленному трубопроводу для каждого потребителя.

При транспортировке зернистого материала на значительное расстояние (≈ 100 м), при необходимости его забора из различных точек и доставки различным потребителям используют схему смешанного пневмотранспорта, который последовательно соединяет первую и вторую схемы.

При транспортировке материала по горизонтальному трубопроводу твердые частицы под действием силы тяжести сдвигаются ближе к его основанию и при малых скоростях газа значительная часть сечения трубы оказывается заполненной неподвижным слоем материала. Движение потока фактически осуществляется только по верхнему сечению трубы (рис. 5.11, а). После превышения некоторой критической скорости ($w_{кр}$), при которой примерно половина сечения заполнена газом, происходит скачкообразное изменение хода процесса. Неподвижный слой переходит во взвешенное состояние, и поток газозвеси занимает все сечение трубы ($w_{п} > w_{кр}$). Потери давления, которые зависят от скорости газового потока, показаны на рис. 5.11, б. На рисунке показано, что при увеличении скорости газа гидравлическое сопротивление трубопровода сначала уменьшается, так как увеличивает сечение для прохода газа, а затем после резкого уменьшения Δp при $w_{п} < w_{кр}$ происходит его увеличение, обусловленное ростом сопротивления движения потока.

Задачей расчета пневмотранспортной установки является определение диаметра трубопровода $d_{тр}$, расхода воздуха V_v , общих потерь давления Δp , а также выбор оборудования (типов воздуходувки, питателя, системы очистки и т. д.).

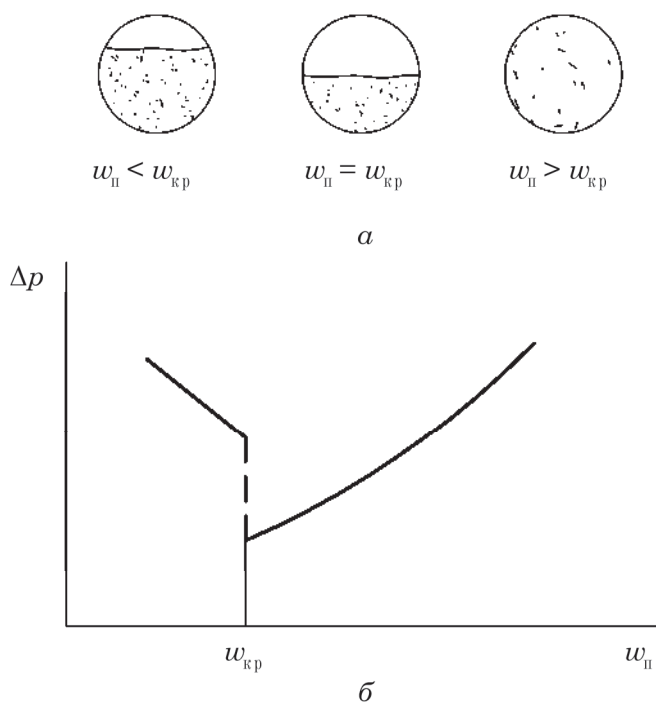


Рис. 5.11. К описанию режима пневмотранспорта:
 а – распределение фаз в трубопроводе
 при их движении в режиме пневмотранспорта;
 б – зависимость потерь давления от скорости воздуха

Задачей расчета пневмотранспортной установки является определение диаметра трубопровода $d_{\text{тр}}$, расхода воздуха $V_{\text{в}}$, общих потерь давления Δp , а также выбор оборудования (типов воздухоподувки, питателя, системы очистки и т. д.).

На данный момент нет достаточно обоснованной методики расчета пневмотранспорта. Поэтому приблизительно расчет необходимых параметров проводят следующим образом. Сначала определяют расчетную производительность установки по материалу. Последнюю обычно принимают значительно большей, чем эксплуатационная, так как процесс перемещения материала неравномерен ни по времени, ни по интенсивности, а также учитывают некоторый гарантированный запас. В общем случае расчетную производительность $Q_{\text{м}}$ по массе материала принимают приблизительно в 1,5 раза больше эксплуатационной $Q_{\text{экс}}$:

$$Q_{\text{м}} = 1,5Q_{\text{экс}}. \quad (5.35)$$

После того как принята величина $Q_{\text{м}}$ и определены характеристики трубопровода, необходимо найти среднерасходную скорость воздуха $w_{\text{в}}$ в трубопроводе, для чего рассчитывают скорость витания самых больших частиц и принимают скорость воздуха в 1,2–1,5 раза больше расчетной или используют опытные данные.

Расход газа $Q_{\text{в}}$ рассчитывают по уравнению

$$Q_{\text{в}} = \frac{Q_{\text{м}}}{K_{\text{тв}}}, \quad (5.36)$$

где $Q_{\text{м}}$ – объемный расход твердого материала, перемещаемого в установке для пневмотранспорта, $\text{м}^3/\text{с}$; $K_{\text{тв}}$ – средняя относительная объемная доля твердой фазы в движущемся в режиме пневмотранспорта газе.

Связь относительной объемной доли $K_{\text{тв}}$ с объемной долей ϕ выражается зависимостью

$$K_{\text{тв}} = \frac{1}{\frac{1}{\phi} - 1}. \quad (5.37)$$

Внутренний диаметр трубопровода

$$d_{\text{тр}} = \sqrt{\frac{4Q_{\text{в}}}{\pi w_{\text{г}}}}. \quad (5.38)$$

Далее согласно стандарту выбирают трубу с внутренним диаметром, равным или наиболее близким к рассчитанному. Затем по выбранному диаметру трубопровода при той же скорости газа уточняют расход газа и концентрацию по массе материала.

Преимуществами пневмо- и гидротранспорта зернистых материалов являются простота конструкции и большая относительная производительность. К недостаткам можно отнести эрозию трубопроводов и повышенный расход энергии (в сравнении с механическими транспортерами). Кроме того, возможно возникновения электростатических зарядов.

ПРИМЕР 5.3

В качестве газа для транспортировки твердого материала используется воздух, движущийся в трубопроводе при среднем давлении $p = 1,7$ атм и температуре $t = 15$ °С.

Частицы зернистого материала имеют шарообразную форму. Эквивалентный диаметр самых крупных твердых частиц $d_{\text{эк max}} = 2$ мм. Средняя объемная доля перемещаемых в трубопроводе твердых частиц $\phi = 0,45\%$. Массовый расход перемещаемого твердого материала $G_T = 0,35$ кг/с, а его плотность $\rho_T = 1758$ кг/м³.

Определить диаметр трубопровода $d_{\text{тр}}$ и среднерасходную скорость газа в нем.

Решение

По уравнению (5.36) рассчитаем объемный расход воздуха Q_B при пневмотранспорте твердого материала:

$$Q_B = \frac{Q_M}{K_{\text{ТВ}}}.$$

При этом объемный расход Q_M перемещаемого твердого материала связан с его массовым расходом G_M зависимостью (1.4):

$$Q_M = \frac{G_T}{\rho_T} = \frac{0,35}{1758} = 1,991 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Относительную объемную долю $K_{\text{ТВ}}$ твердых частиц в газе найдем по формуле (5.37):

$$K_{\text{ТВ}} = \frac{1}{\frac{1}{\phi} - 1} = \frac{1}{\frac{1}{0,0045} - 1} = 0,00452.$$

Тогда

$$Q_B = \frac{1,991 \cdot 10^{-4}}{0,00452} = 0,044 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Для определения внутреннего диаметра трубопровода $d_{\text{тр}}$, по которому в режиме пневмотранспорта перемещается твердый материал, воспользуемся уравнением (5.38):

$$d_{\text{тр}} = \sqrt{\frac{4Q_B}{\pi w_r}}. \quad (\text{a})$$

Чтобы найти среднерасходную скорость газа в трубопроводе w_r , сначала с помощью формул (5.14), (5.18) и (5.19) рассчитаем скорость начала уноса твердых частиц (вторую критическую скорость):

$$\text{Ar} = \frac{g d_q^3 \rho (\rho_q - \rho)}{\mu^2};$$

$$\text{Re}_{\text{кр}2} = \frac{\text{Ar}}{18 + 0,61 \sqrt{\text{Ar}}};$$

$$w_{\text{кр}2} = \frac{\text{Re}_{\text{кр}2} \mu}{d_{\text{ч}} \rho}.$$

Далее определим значения величин, входящих в приведенные уравнения.

Плотность газа (воздуха) определи по модифицированному уравнению Менделеева – Клапейрона (1.32):

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0}{T} \frac{p}{p_0},$$

где $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при нормальной температуре $T_0 = 273,15 \text{ K}$ и нормальном давлении $p_0 = 1 \text{ атм}$ (табл. 6 приложения).

$$\rho = 1,293 \cdot \frac{273,15}{(273,15+15)} \cdot \frac{1,7}{1} = 2,084 \text{ кг/м}^3.$$

При рабочих условиях в аппарате коэффициент динамической вязкости воздуха $\mu = 18,05 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (рис. 2 приложения).

Тогда

$$\text{Ar} = \frac{9,81 \cdot (2 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 2,084 \cdot (1758 - 2,084)}{(18,05 \cdot 10^{-6})^2} = 8,815 \cdot 10^5;$$

$$\text{Re}_{\text{кр}2} = \frac{8,815 \cdot 10^5}{18 + 0,61 \sqrt{8,815 \cdot 10^5}} = 1492,3;$$

$$w_{\text{кр}2} = \frac{1492,3 \cdot 18,05 \cdot 10^{-6}}{2 \cdot 10^{-3} \cdot 2,084} = 6,46 \text{ м/с}.$$

Среднерасходную рабочую скорость газа $w_{\text{г}}$ примем на 30% больше скорости начала уноса самых крупных частиц $w_{\text{кр}2}$:

$$w_{\text{г}} = 1,3 w_{\text{кр}2} = 1,3 \cdot 6,46 = 8,4 \text{ м/с}.$$

Так как при данной скорости будут уноситься самые крупные частицы, то вполне очевидно, что также будут уноситься и более мелкие частицы.

Значение искомого внутреннего диаметра трубопровода определим из уравнения (а):

$$d_{\text{тр}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,044}{3,14 \cdot 8,4}} = 0,082 \text{ м}.$$

Принимаем трубу 90×4 , где 90 – наружный диаметр трубы, мм; 4 – толщина стенки, мм. При этом величина внутреннего диаметра не изменилась:

$$d_{\text{тр}} = 90 - 2 \cdot 4 = 82 \text{ мм} = 0,082 \text{ м}.$$

Если же принятая величина внутреннего диаметра отличается от рассчитанного $d_{\text{тр}}$, то необходимо выполнить проверку, будут ли находиться в режиме пневмотранспорта самые крупные частицы.

Ответ: диаметр трубопровода $90 \times 4 \text{ мм}$, $w_{\text{г}} = 8,4 \text{ м/с}$.

5.6. ГИДРОДИНАМИКА ДВУХФАЗНЫХ ГАЗОЖИДКОСТНЫХ ПОТОКОВ

В химической технологии многие процессы протекают при движении по трубопроводам или в аппаратах двухфазных потоков. При этом одна из фаз является *дисперсной*, а вторая – *сплошной*. Обычно дисперсная фаза распределена в сплошной в виде твердых частиц, струй, капель, пузырей, пленок. Взаимное направление этих фаз может быть различным. Например, движение твердых частиц и потока газа при пневмотранспорте, пузырей пара и капель кипящей жидкости в вертикальных трубах выпарных аппаратов с естественной циркуляцией направлено в одну сторону и является *прямоточным*. Во многих случаях фазы движутся в противоположных направлениях, т. е. их движение является *противоточным*. Примером противоточного движения может служить взаимодействие стекающей вниз пленки жидкости с восходящими потоками газа или пара в пленочных или насадочных массообменных колоннах, взаимодействие капель с потоком другой жидкости (сплошной фазой) в полых или насадочных колонных экстракторах.

В зависимости от вида фаз различают два вида двухфазных потоков:

- потоки, в которых сплошной фазой является газ или жидкость, а дисперсной – твердая фаза;
- потоки систем газ – жидкость и жидкость – жидкость (потоки двух несмешивающихся жидкостей).

Основное различие механизмов движения двухфазных потоков первого вида состоит в том, что твердые частицы в таких процессах, как осаждение, псевдоожижение, пневмотранспорт, практически не меняют своей формы и массы, в то время как элементы дисперсных фаз в потоках газ – жидкость и жидкость – жидкость (пузыри, струи, капли, пленки) обычно меняют свою форму (из-за подвижности границы раздела фаз), а часто и массу (вследствие слияния или дробления отдельных пузырей, струй и капель).

Математическое описание движения систем газ – жидкость и жидкость – жидкость и получение уравнений для гидравлического расчета аппаратов, в которых они движутся, является гораздо более сложным, чем для однофазных потоков. Поэтому изучают двухфазные потоки в основном экспериментально, проводя опыты на моделях с последующей обработкой результатов экспериментов. Одна из главных трудностей таких исследований заключается в том, что характеристика течения каждой фазы часто зависит от условий течения другой фазы.

Рассмотрим некоторые характеристики двух распространенных двухфазных процессов – барботажа и пленочного течения жидкости.

5.6.1. Теоретические основы барботажа

При барботаже газовая (паровая) фаза, распределяемая через отверстия различных устройств, диспергируется в жидкой фазе в виде пузырей. Возникающую при этом двухфазную систему называют *пенной*. Она нестабильная и разрушается сразу же после прекращения подачи газа. Для стабилизации таких пен используют поверхностно-активные вещества.

Барботаж широко распространен при пневмоперемешивании, при мокрой очистке газов, в процессах тепло- и массообмена на барботажных контактных

тарелках различных конструкций (ситчатых, колпачковых, клапанных и др.), при кипении жидкости и т. п.

Основные характеристики пены – газосодержание и удельная поверхность контакта газа и жидкости.

Газосодержание (паросодержание) ϵ – это доля объема газовой фазы в общем объеме пены:

$$\epsilon = \frac{V_{\text{св}}}{V_{\text{п}}}, \quad (5.39)$$

где $V_{\text{св}}$ – объем, занимаемый газовой (паровой) фазой, м^3 ; $V_{\text{п}}$ – объем пены, м^3 . Размерность ϵ , как видно из формулы (5.39), составляет

$$[\epsilon] = \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}.$$

Удельная поверхность a , $\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$, – поверхность фазового контакта между газом (паром) и жидкостью в единице объема пены:

$$a = \frac{F_{\text{мф}}}{V_{\text{п}}}, \quad (5.40)$$

где $F_{\text{мф}}$ – площадь межфазной поверхности контакта фаз в пене, м^2 .

Зная эти характеристики, можем определить *средний поверхностно-объемный диаметр пузыря*, считая его шаром.

Допустим, что в объеме пены $V_{\text{п}}$ содержится n пузырей. Тогда учитывая, что объем одного осредненного пузыря равен $\frac{\pi d_{\text{ср}}^3}{6}$, а площадь его поверхности $\pi d_{\text{ср}}^2$, и используя формулы (5.39) и (5.40), выразим объем пены:

$$V_{\text{п}} = \frac{n\pi d_{\text{ср}}^3}{6\epsilon} = \frac{n\pi d_{\text{ср}}^2}{a}. \quad (5.41)$$

После сокращения получим

$$d_{\text{ср}} = \frac{6\epsilon}{a}. \quad (5.42)$$

Рассмотрим барботаж газа с плотностью $\rho_{\text{г}}$ через слой жидкости с плотностью $\rho_{\text{ж}}$ и поверхностным натяжением σ из одиночного отверстия диаметром $d_{\text{отв}}$. В этом случае при относительно небольшом расходе он барботирует сквозь жидкость в виде отдельных свободно всплывающих пузырей (свободное движение) (рис 5.12).

Образующийся у отверстия пузырь сначала увеличивается в размере, а затем отрывается.

На образующийся и растущий пузырек газа диаметром d действуют три силы: – сила тяжести G , направленная вниз:

$$G = \frac{\pi d^3}{6} \rho_{\text{г}} g; \quad (5.43)$$

– сила Архимеда A , выталкивающая пузырь вверх:

$$A = \frac{\pi d^3}{6} \rho_{\text{ж}} g; \quad (5.44)$$

– сила сопротивления отрыву пузыря (сила поверхностного натяжения) R , направленная вниз:

$$R = \pi d_{\text{отв}} \sigma. \quad (5.45)$$

Причем по мере увеличения диаметра пузыря будет возрастать суммарная выталкивающая сила, равная $A - G$:

$$A - G = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) g. \quad (5.46)$$

Когда диаметр пузыря d станет равным $d_{\text{ср}}$, наступает равновесие действующих на пузырь сил:

$$R = A - G; \quad (5.47)$$

$$\pi d_{\text{отв}} \sigma = \frac{\pi d_{\text{ср}}^3}{6} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) g, \quad (5.48)$$

откуда

$$d_{\text{ср}} = \sqrt[3]{\frac{6 d_{\text{отв}} \sigma}{g (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})}}. \quad (5.49)$$

Как следует из полученного уравнения, при свободном барботаже диаметр пузыря $d_{\text{ср}}$ не зависит от расхода газа Q , а определяется лишь диаметром отверстия $d_{\text{отв}}$ и физическими свойствами жидкости и газа.

Но при достижении критического значения расхода газа $Q_{\text{кр}}$, последовательно образующиеся у отверстия пузыри не успевают оторваться один от другого и движутся вверх в виде цепочки, соприкасаясь друг с другом (рис. 5.13).

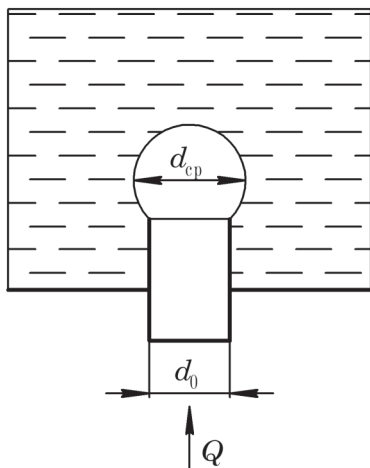


Рис. 5.12. Схема образования пузыря при барботаже из одиночного отверстия

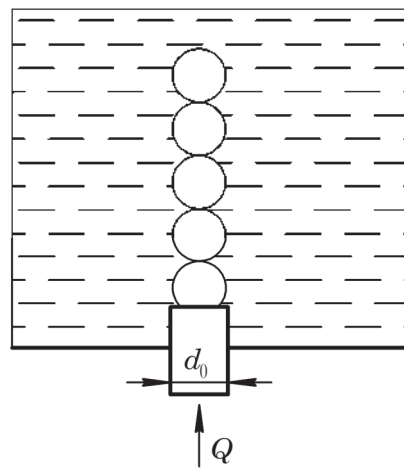


Рис. 5.13. Движение пузырей из одиночного отверстия при $Q \geq Q_{\text{кр}}$

Значение $Q_{кр}$ при этом равно

$$Q_{кр} = \frac{\pi d_{кр}^2}{6} w_{п},^* \quad (5.50)$$

где $w_{п}$ – скорость подъема пузыря, м/с.

Подставляя в уравнение (5.50) значение $d_{кр}$ из формулы (5.49), запишем

$$Q_{кр} = \frac{\pi w_{п}}{6} \left[\frac{6 d_{отв} \sigma}{g (\rho_{ж} - \rho_{г})} \right]^{\frac{2}{3}}. \quad (5.51)$$

Скорость движения (подъема) пузырей $w_{п}$ небольшого диаметра находится аналогично скорости свободного осаждения частиц (см. главу 2). Но при этом необходимо учесть, что в соответствующих уравнениях для расчета скорости подъема пузырей $w_{п}$ вместо $(\rho_{т} - \rho_{ж})$ используется выражение $(\rho_{ж} - \rho_{г})$, где $\rho_{ж}$, $\rho_{г}$ и $\rho_{т}$ – плотности жидкости, газа и твердой фазы соответственно.

При расходе газа выше критического значения ($Q \geq Q_{кр}$) диаметр пузырей $d_{кр}$ возрастает с увеличением Q и составляет

$$d_{кр} = \sqrt{\frac{6Q}{w_{п}}}. \quad (5.52)$$

В то же время от расхода газа зависит частота отрыва пузырей (число пузырей в единицу времени):

$$n = \frac{Q}{\frac{\pi d_{кр}^3}{6}}. \quad (5.53)$$

Подставляя в уравнение (5.53) вместо $d_{кр}$ его значение из формулы (5.49), получим

$$n = \frac{Q (\rho_{ж} - \rho_{г}) g}{\pi d_{отв} \sigma}. \quad (5.54)$$

Ван Кравелен (Van Kravelen) выделяет три условные области движения одиночного пузырька газа в слое неподвижной жидкости в зависимости от его среднего диаметра (рис. 5.14).

Для барботаж в системе воздух – вода он отметил следующее. Маленькие пузыри ($d_{кр} < 1,5$ мм) при всплытии практически не деформируются и имеют форму, близкую к сферической. Это объясняется тем, что силы поверхностного натяжения на границе раздела фаз гораздо больше по величине, чем силы сопротивления, деформирующие пузырек (силы гидродинамического воздействия жидкости на поверхность пузырька и силы трения). Траектория всплытия таких

* Выражение $\frac{\pi d_{кр}^2}{6}$ представляет собой величину осредненного поперечного сечения цепочки

всплывающих пузырей, которая, как видим, меньше площади поперечного сечения $\frac{\pi d_{кр}^2}{4}$ сплошной цилиндрической струи диаметром $d_{кр}$.

пузырей близка к линейной, а скорость их всплытия практически пропорциональна диаметру пузырька в квадрате – действует закон Стокса (см. уравнение (2.20)). Эта область носит название *упорядоченного движения пузырьков*.

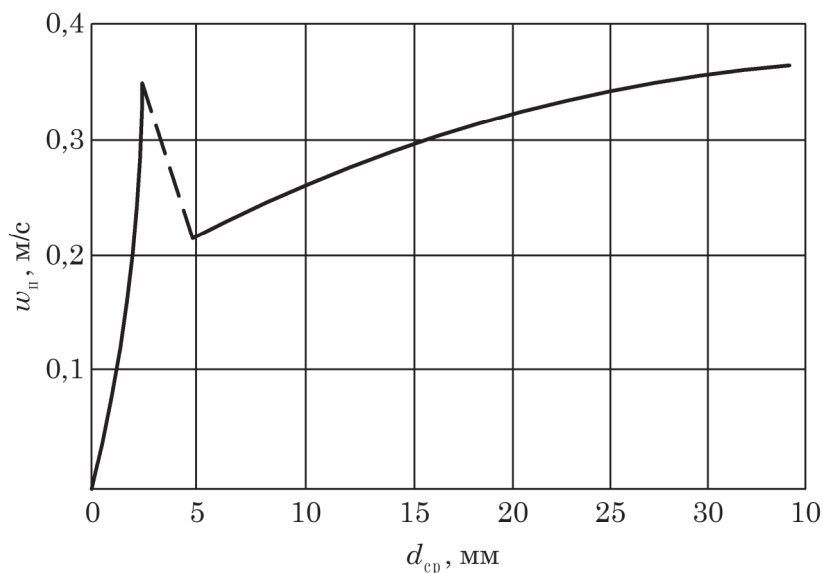


Рис. 5.14. Зависимость между скоростью всплытия $w_{\text{п}}$ и средним диаметром пузырьков $d_{\text{ср}}$

Для пузырьков диаметром 1,5–6 мм наблюдается выраженная деформация их формы. Скорость всплытия пузырьков $w_{\text{п}}$ уменьшается с увеличением диаметра, что обусловлено, в первую очередь, увеличением сил сопротивления вследствие возрастания площади проекции пузыря на плоскость, перпендикулярную направлению движения (см. уравнение (2.1)). При этом наблюдается так называемое *переходное движение пузырьков*.

Для пузырьков газа с диаметром больше 6 мм доминируют выталкивающие Архимедовы силы, а пузырьки приобретают грибовидный вид (рис. 5.15). При этом увеличение скорости их всплытия пропорционально корню квадратному их среднего диаметра пузырьков (см. уравнение (2.24)). К тому же наблюдается турбулентная область всплытия пузырей.

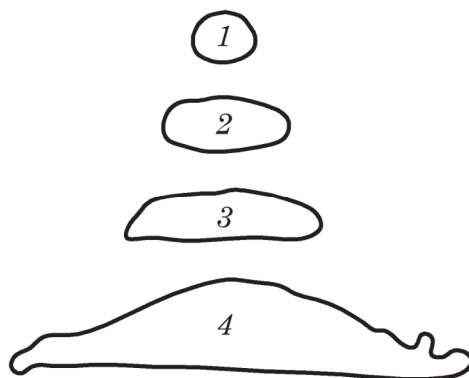


Рис. 5.15. Форма всплывающих пузырей:

1 – $d < 1,5$ мм; 2 – $1,5 < d < 5$ мм;

3 – $5 < d < 25$ мм; 4 – $d > 25$ мм

Гидродинамический режим движения пузыря определяется значением критерия Рейнольдса:

$$\text{Re}_\Pi = \frac{w_\Pi d \rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}}, \quad (5.55)$$

где w_Π – скорость подъема пузыря, м/с; d – диаметр пузыря, м; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкой фазы, кг/м³; $\mu_{\text{ж}}$ – коэффициент динамической вязкости жидкости, Па·с.

По аналогии с движением твердых частиц в жидкости (см. формулы (2.20) и (2.24)) для определения скорости всплытия шароподобных пузырей в двух основных гидродинамических режимах используют следующие формулы:

– для ламинарного режима ($\text{Re}_\Pi < 9$)

$$w_\Pi = \frac{d_{\text{ср}}^2 (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) g}{18 \mu_{\text{ж}}}; \quad (5.56)$$

– для турбулентного режима ($\text{Re}_\Pi > 9$)

$$w_\Pi = \sqrt{\frac{d_{\text{ср}} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) g}{2 \rho_{\text{ж}}}}. \quad (5.57)$$

Расчет среднего диаметра пузырей $d_{\text{ср}}$ при условии, что в процессе движения они также сохраняют шарообразную форму, можно провести по следующим зависимостям:

– при ламинарном движении ($\text{Re}_\Pi < 9$)

$$d = \sqrt[4]{\frac{108 \mu_{\text{ж}} Q}{\pi g (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})}}; \quad (5.58)$$

– при неламинарном (переходном или турбулентном) движении ($\text{Re}_\Pi > 9$):

$$d = \sqrt[5]{\frac{72 \rho_{\text{ж}} Q^2}{\pi^2 g (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})}}. \quad (5.59)$$

Средний диаметр $d_{\text{ср}}$, а также диаметры пузырей, определяемые по формулам (5.42), (5.58) и (5.59), позволяют оценить площадь межфазной поверхности контакта газа и жидкости в пене, скорость движения (всплытия) пузырей, что, в свою очередь, влияет на интенсивность перемешивания и процессов тепло- и массообмена.

Очевидно, что с уменьшением диаметров пузырей, скорость их движения снижается, а площадь поверхности контакта фаз увеличивается.

Следует отметить, что приведенные уравнения (5.58) и (5.59) пригодны для пузырей диаметром не более 1,5 мм в условиях малоинтенсивного барботажа (который редко встречается на практике). В противном случае применяют другие, более сложные и трудоемкие методы расчета (например, статистические).

В промышленности барботаж жидкости из одиночных или находящихся на значительном расстоянии друг от друга отверстий используется редко (в этом случае пузыри, выходящие из соседних отверстий, не влияют друг на друга и их движение можно рассматривать как свободное одиночное всплытие).

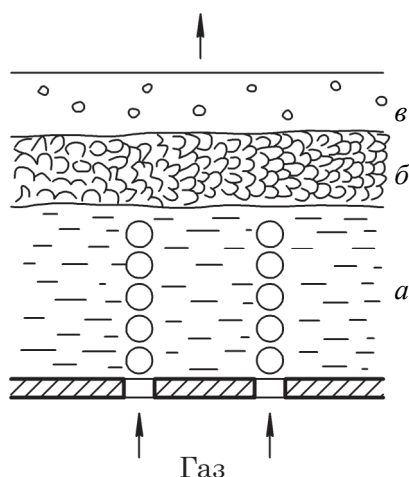


Рис. 5.16. Области контакта фаз при массовом барботаже:

- а — область жидкости;
- б — область пены;
- в — область брызг

Широкое распространение в химической технологии нашли процессы, сопровождающиеся массовым барботажем, прежде всего в аппаратах, содержащих барботажные тарелки различных конструкций. Такие тарелки устанавливаются в барботажных тепло- и массообменных тарельчатых колоннах, аппаратах для очистки запыленных газов – скрубберах и т. д. При этом в рассматриваемой системе можно условно выделить три области (рис. 5.16):

1) область условно светлой жидкости, через которую газ проходит относительно быстро в виде цепочек пузырей или струй;

2) область пены; причем пена заполняет все пространство над светлой жидкостью, скорость прохождения газом этой области меньше, чем предыдущей, а время контакта фаз больше; в первой и второй областях сплошной фазой является жидкость, а дисперсной – газ;

3) область брызг и капель; следует отметить, что в этой области сплошной фазой является газ, а дисперсной – жидкость.

Высота и структура указанных областей зависит от расходов газовой и жидкой фаз, физических свойств жидкости и газа, а также от геометрических и конструктивных параметров элементов тарелок (например, переливных устройств).

В то же время высота и структура указанных областей определяет площадь поверхности контакта фаз и степень их турбулизации, что влияет на интенсивность протекающих процессов.

В зависимости от скоростей газа и жидкой фазы различают три основных гидродинамических режима работы барботажных тарелок: пузырьковый, пенный и струйный (инжекционный).

Пузырьковый режим. Такой режим наблюдается при небольших скоростях газа, когда он движется сквозь слой жидкости в виде отдельных пузырьков. В этом режиме наблюдается практически только одна область контакта фаз – область светлой жидкости. Области пены и брызг практически отсутствуют. Вследствие этого поверхность контакта фаз на тарелке, работающей в пузырьковом режиме, а следовательно, и эффективность ее работы невелики. Поэтому в таком режиме тарельчатые аппараты практически не работают.

Пенный режим. С увеличением скорости газа выходящие из отверстия и прорези отдельные пузырьки сливаются в сплошную струю, которая на определенном расстоянии от места истечения разрушается вследствие аэродинамического воздействия сил трения и сил инерции в барботажном слое с образованием большого количества пузырьков. При этом над светлым слоем жидкости возникает газожидкостная дисперсная система – пена, которая является, как правило, неустойчивой* и разрушается сразу же после прекращения подачи газа. Кроме

* Наличие в жидкой фазе поверхностно-активных веществ (ПАВ) стабилизирует пену даже после прекращения либо резкого снижения подачи газа.

того, над поверхностью пены начинает формироваться зона брызг из капель, отрывааемых восходящим газовым потоком от жидкости. Причем с увеличением скорости газа в этой области высота зоны светлой жидкости снижается, а высота пенной зоны и зоны брызг увеличивается. В указанном режиме контактирование газа и жидкости происходит на поверхности многочисленных пузырьков и струй газа, а также на поверхности капель жидкости в зоне брызг. В пенном режиме поверхность контакта фаз максимальна, а гидравлическое сопротивление тарелок относительно невелико. Поэтому именно в пенном режиме работает большинство барботажных тарелок.

Струйный (инжекционный) режим. При дальнейшем повышении скорости газа длина газовых струй увеличивается и они выходят на поверхность барботажного слоя, практически не разрушаясь и образуя большое количество брызг, некоторые из которых уносятся из аппарата или на вышележащую тарелку. Область светлой жидкости практически исчезает, а область пены резко уменьшается в объеме. Поверхность контакта фаз в условиях такого гидродинамического режима значительно уменьшается, а гидравлическое сопротивление увеличивается. Кроме того, унос капель жидкости восходящим газовым потоком нарушает противоточное движение газа и жидкости в аппарате и снижает эффективность проводимых в нем технологических процессов*. Поэтому такой гидродинамический режим, как правило, не используется при работе барботажных тарелок.

Следует отметить, что переход от одного режима к другому происходит постепенно.

Общие методы расчета границ гидродинамических режимов (критических точек) для барботажных тарелок отсутствуют, поскольку движение газа и жидкости в вышеприведенных газожидкостных системах весьма сложно (пузыри могут сцепливаться, дробиться, менять траекторию движения, форму поверхности, размеры и др. То же самое можно сказать в отношении капель жидкости и струй газа и жидкости). Вследствие этого до сих пор не разработано четких теоретических зависимостей, описывающих гидродинамику стесненного барботажа, позволяющего достаточно точно определить в первую очередь поверхность контакта фаз и степень их турбулизации. Поэтому *практический расчет* процесса интенсивного барботажа проводят чаще всего по эмпирическим зависимостям, полученным при моделировании промышленных процессов и аппаратов.

5.6.2. Основные конструкции аппаратов с барботажными тарелками

Барботажные тарелки широко применяются в аппаратах колоного типа и бывают с переливными устройствами и без них.

Непрерывно действующие тарельчатые колонны с переливными устройствами (рис. 5.17) представляют собой аппараты, содержащие вертикальный цилиндрический корпус 1, днище 2 и крышку 3. По высоте корпуса на некотором расстоянии одна от другой расположены горизонтальные контактные тарелки 4. Тарелки соединены между собой переливными устройствами 5, по которым жидкость перетекает с одной тарелки на другую. Переливные устройства сверху

* Чтобы уменьшить нежелательный эффект брызгоуноса, на практике применяют различные сепараторы и отбойники.

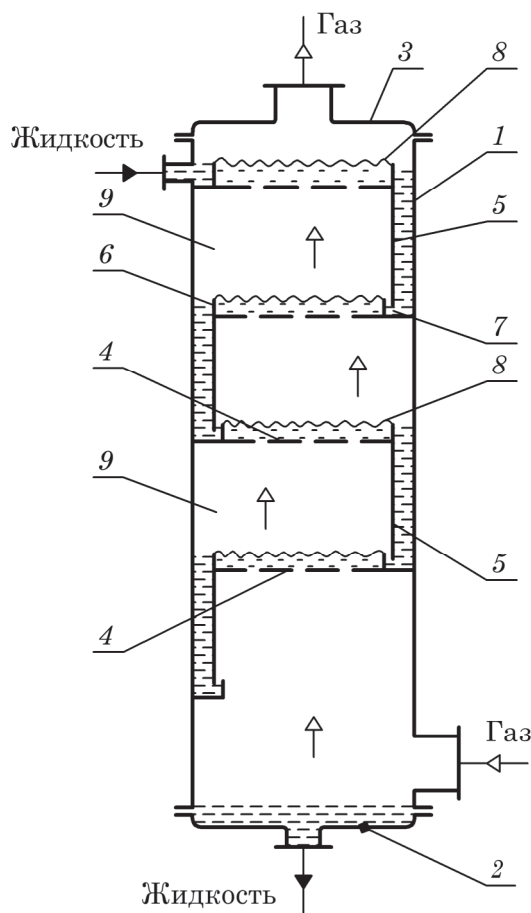


Рис. 5.17. Схема тарельчатой колонны с переливными устройствами:

- 1 – цилиндрический корпус;
- 2 – днище; 3 – крышка;
- 4 – контактные тарелки;
- 5 – переливные устройства;
- 6 – планка; 7 – гидрозатвор;
- 8 – газожидкостный пенный слой;
- 9 – сепарационное пространство

снабжены планкой 6, создающей на полотне тарелки слой жидкости определенной толщины. Снизу каждый перелив снабжен гидрозатвором 7, предназначенным для того, чтобы газ не смог пройти через переливное устройство 5, а двигался снизу вверх по колонне.

Жидкая фаза с вышележащей тарелки по переливному устройству 5 попадает в гидрозатвор 7, переливается через планку гидрозатвора, попадает на полотно тарелки и образует на нем слой определенной толщины. Газовая фаза, проходя через отверстия в полотне тарелки (ситчатые, клапанные и другие тарелки) или отверстия элементов тарелок (например, отверстия колпачков колпачковых тарелок), попадает в жидкостный слой на полотне тарелки с образованием на нем газожидкостного пенного слоя 8.

Контакт газа и жидкости осуществляется в основном на поверхности множественных пузырей и газовых струй в пенном слое, а также на поверхности множества капель и брызг над пенным слоем* (как было рассмотрено выше, такие тарелки работают в пенном режиме). Жидкость отрывается в виде капель и брызг от поверхности барботажного слоя восходящими потоками газа, капли и брызги подбрасываются и попадают в так называемое сепарационное пространство 9 над пенным слоем, где под действием силы тяжести отделяются от газа и возвращаются в барботажный слой.

Часть жидкости после контакта с газом переливается через планку и стекает на нижележащую тарелку, где движение и взаимодействие фаз повторяется.

Таким образом, колонна работает в режиме общего противотока при ступенчатом контакте фаз.

Рабочей высотой колонны является расстояние от полотна нижней тарелки до полотна верхней части тарелки.

В некоторых случаях (например, очистка газов от пыли) аппарат содержит только одну барботажную тарелку, тогда понятие рабочей высоты колонны не используется.

Несмотря на многообразие типов насадок и тарелок все они характеризуются общими закономерностями. Следовательно, и методы их расчета подобны.

* Частичный контакт между фазами осуществляется и на поверхности жидкой пленки, находящейся на внутренней поверхности корпуса колонны и переливных устройствах.

Основными расчетными параметрами непрерывно действующих колонн являются их диаметр и высота (геометрические параметры), а также гидравлическое сопротивление, возникающее при движении газовой фазы через аппарат.

Геометрические параметры (диаметр и высота) определяют капитальные затраты на изготовление колонны (в первую очередь, затраты на материал и его обработку), затраты на транспортировку к месту установки, монтаж, эксплуатацию*, техническое обслуживание и ремонт.

Гидравлическое сопротивление колонны представляет собой потери давления в газовой фазе при ее движении в аппарате. Указанные потери давления определяют энергетические затраты на перемещение газа через аппарат, учитываются при выборе компрессорного и насосного оборудования, электродвигателей к компрессам и насосам. Кроме того, потери давления при движении газовой фазы приводят к тому, что давление уменьшается снизу вверх по высоте колонны. Это изменяет условия проведения процесса, прежде всего физико-химические свойства веществ (плотность газовой фазы и др.), а также условия равновесия.

Выделяют тарелки с переливными устройствами (колпачковые, ситчатые, клапанные, пластинчатые и др.), а также провальные тарелки без сливных устройств.

Рассмотрим более подробно основные конструкции барботажных тарелок с переливными устройствами, их принцип действия и условия работы.

Ситчатые тарелки (рис. 5.18) являются наиболее простыми по конструкции и представляют собой перфорированные диски (полотна) с большим числом отверстий диаметром 2–8 мм, которые равномерно просверлены по всей поверхности.

Уровень газожидкостной смеси определяется в первую очередь высотой переливного устройства 2 над полотном тарелки 1. Газ (пар) проходит через отверстия в полотне тарелки, барботирует через слой жидкости и контактирует с ней.

При слишком малой скорости газа (пара) создаваемое им аэродинамическое давление в отверстиях полотна может не удерживать слой жидкости, соответствующий высоте перелива, и жидкость может просачиваться («проваливаться») через отверстия тарелки на нижерасположенную тарелку, что приводит к существенному снижению эффективности процесса (в месте провала жидкости не происходит барботажа, поверхность контакта мала, турбулизация потоков слабая). Поэтому рабочая скорость газа должна быть выше минимально допустимой скорости, при которой начинается провал жидкости.

Однако при слишком больших скоростях (нагрузках) газа жидкость будет интенсивно уноситься потоком газа (пара) на вышележащие тарелки или из аппарата. Поэтому рабочая скорость газа должна быть ниже скорости интенсивного уноса.

Ситчатые тарелки обладают относительно узким диапазоном устойчивой работы прежде всего по газу**, но отличаются простотой устройства, надежностью

* Например, высота колонны определяет энергетические затраты на подачу в верхнюю часть орошающей жидкости, внутренний диаметр корпуса колонны влияет на расход жидкой фазы, подаваемой на орошение.

** Для расширения диапазона устойчивой работы ситчатых тарелок в современных аппаратах над полотном тарелок устанавливают различные сепараторы и отбойники, что позволяет увеличить рабочую скорость газа.

работы, низким гидравлическим сопротивлением, легкостью монтажа, осмотра и ремонта.

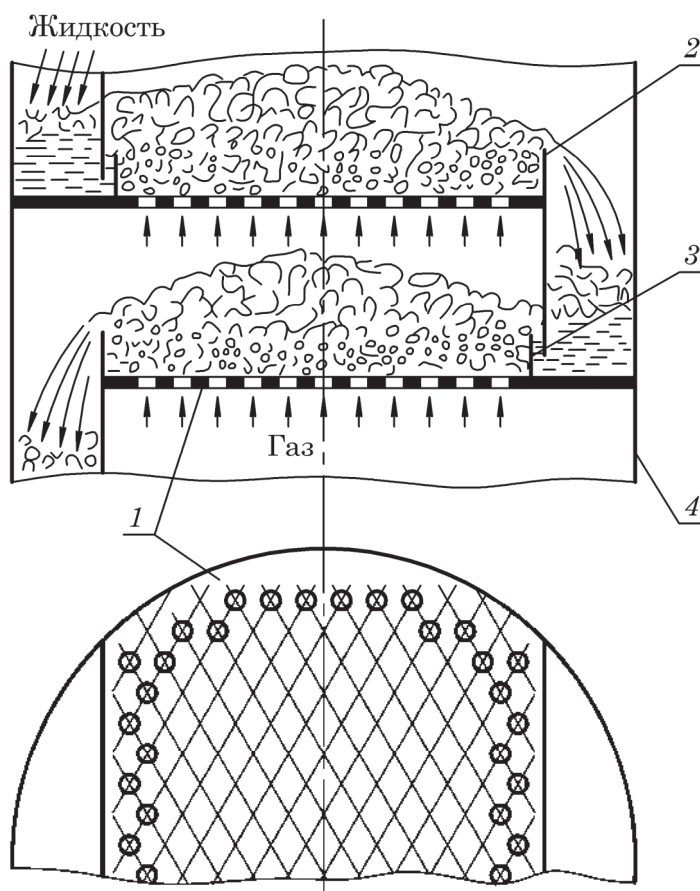


Рис. 5.18. Устройство ситчатой тарелки с переливными устройствами:

1 – полотно тарелки; 2 – переливные устройства;
3 – планка гидрозатвора; 4 – корпус колонны

Колпачковая тарелка (рис. 5.19) включает в себя полотно 1 с относительно большими отверстиями, в которые вставлены газовые (паровые) патрубки 2, закрытые сверху колпачками 3 с прорезями 4. Жидкость, как и в ситчатых тарелках, поступает на полотно тарелки, переливаясь через планку гидрозатвора 6, а удаляется с тарелки, переливаясь через перегородки 5.

Газ (пар) поступает через патрубки в пространство под колпачком, а затем проходит через прорези и барботирует через слой жидкости на полотне, где и происходит контакт фаз.

Колпачковые тарелки различаются между собой в основном конструкциями колпачков и прорезей (рис. 5.19, в). Чаще всего в промышленности используются тарелки с круглыми колпачками диаметром 80–150 мм.

Колпачковые тарелки устойчиво работают при значительных изменениях нагрузки по газу и жидкости. Поскольку на тарелках всегда остается определенный объем жидкости (высота слоя жидкости на полотне тарелки ограничена высотой газового патрубка), то колонны с колпачковыми тарелками быстро выходят на рабочий режим.

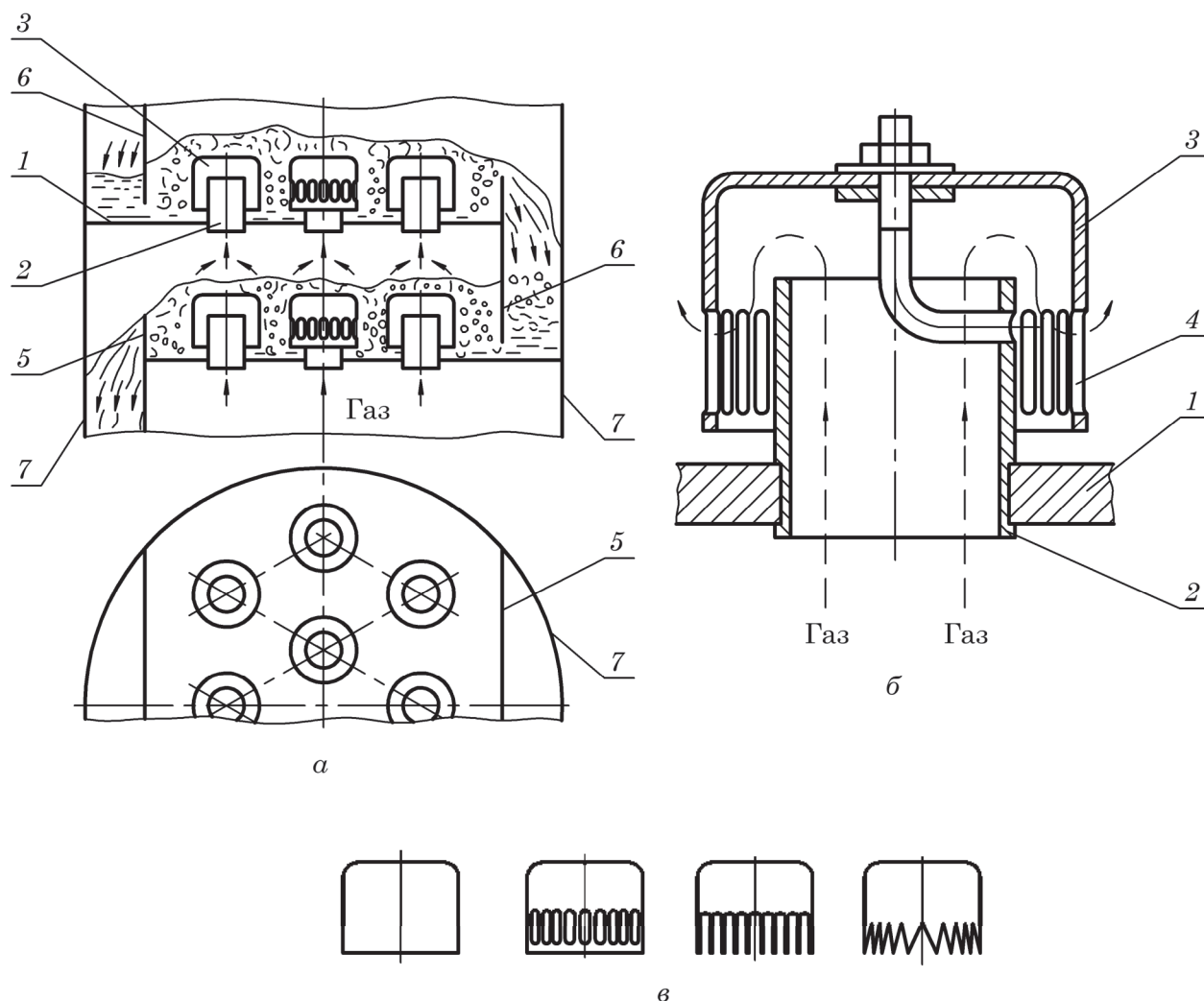


Рис. 5.19. Устройство колпачковой тарелки с капсульными колпачками:

а – две соседние тарелки;

б – капсульный колпачок; *в* – формы капсульных колпачков;

1 – полотно тарелки; 2 – газовые (паровые) патрубки;

3 – колпачки; 4 – прорезы; 5 – переливные перегородки с порогами;

6 – планка гидрозатвора; 7 – корпус колонны

К недостаткам колпачковых тарелок стоит отнести сложность конструкции и относительно высокую стоимость, трудность очистки и повышенное гидравлическое сопротивление.

Клапанные тарелки (рис. 5.20) состоят из полотна 1 с отверстиями 2, над которыми размещены клапаны 3. Принцип действия клапанных тарелок заключается в том, что клапаны при подаче газа (пара) в отверстия приподнимаются, при этом создаются зазоры между клапанами и полотном тарелки. При прохождении газа через указанные зазоры возникает барботаж и возникает контакт жидкой и газовой фаз.

Чем больше расход газа, тем выше поднимаются клапаны над полотном, тем больше величина зазоров для прохода газа, и наоборот – чем меньше расход газа, тем меньше зазоры между клапанами и полотном тарелки. Поэтому скорость

газа в зазорах остается практически постоянной. Следовательно, с изменением расхода газа, а значит, и среднерасходной скорости газа в колонне условия барботажа, гидравлическое сопротивление и величина брызгоуноса жидкой фазы меняются не столь резко, чем в ситчатых и колпачковых тарелках. Именно этим обусловлен более широкий диапазон устойчивой работы клапанных тарелок и их широкое распространение в промышленности.

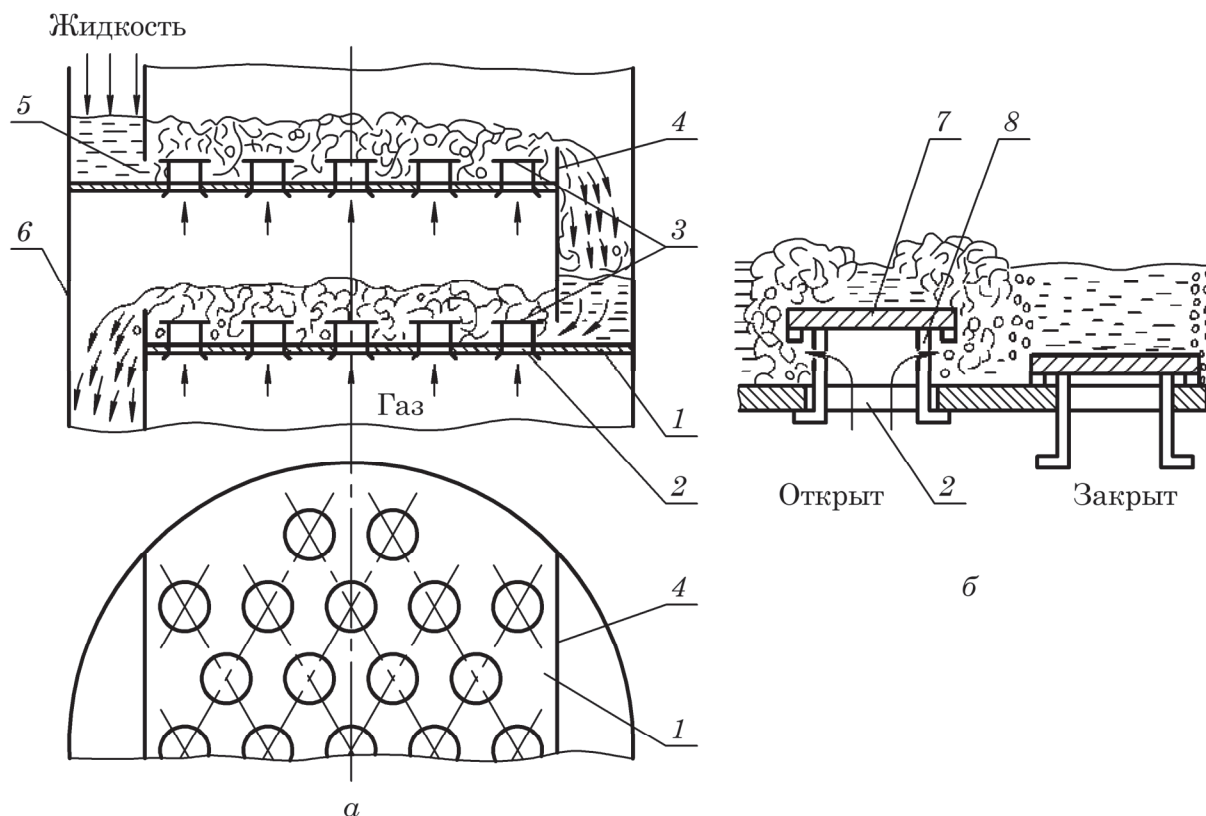


Рис. 5.20. Устройство клапанных тарелок:

- а* – две соседние тарелки с клапанами; *б* – принцип работы клапана;
 1 – полотно тарелки; 2 – отверстия в полотне тарелки;
 3 – клапан; 4 – переточная перегородка с порогом;
 5 – гидравлический затвор; 6 – корпус колонны;
 7 – диск клапана; 8 – ограничитель подъема клапана

В промышленности также применяются тарелки с пластинчатыми клапанами (рис. 5.21), имеющими форму неравнобокого уголка, одна из полок которого (более длинная) закрывает прямоугольное отверстие в тарелке. Под воздействием восходящего потока газа свободный край клапана 1 поднимается вверх, а при снижении скорости – опускается.

В балластных тарелках между легким круглым клапаном 1 и кронштейном-ограничителем 2 установлен на коротких стойках, опирающихся на тарелку, более тяжелый, чем клапан, балласт 3 (рис. 5.22). При небольших скоростях газа клапан начинает подниматься. С дальнейшим увеличением скорости газа клапан упирается в балласт и затем поднимается вместе с ним. Балластные тарелки характеризуются более равномерной работой и практически полным отсутствием провала жидкости во всем интервале скоростей газа.

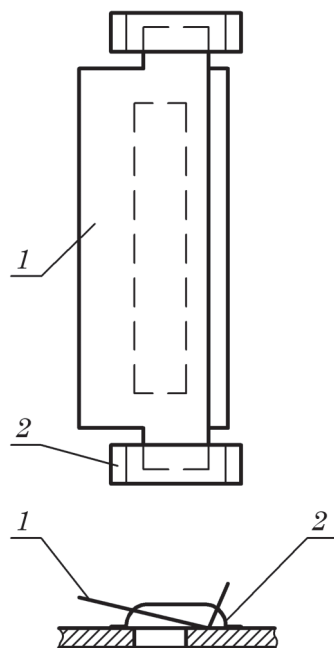


Рис. 5.21. Пластинчатый клапан:
1 – клапан; 2 – кронштейн-ограничитель

Клапанные и балластные тарелки отличаются сравнительно высокой пропускной способностью по газу и гидродинамической устойчивостью, постоянной и высокой эффективностью в широком интервале нагрузок по газу. К недостаткам этих тарелок следует отнести их повышенное гидравлическое сопротивление, обусловленное весом клапана или балласта.

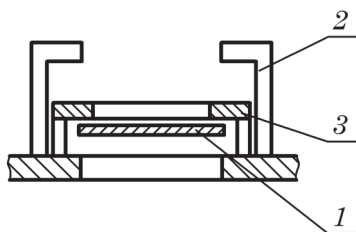


Рис. 5.22. Круглый клапан с балластом:
1 – дисковый клапан; 2 – ограничитель; 3 – балласт

На пластинчатых тарелках осуществляется однонаправленное движение фаз. Это позволяет резко повысить нагрузки по газу и жидкости, в то время как колонна в целом работает с противотоком фаз. В колонне с пластинчатыми тарелками (рис. 5.23) жидкость (движение которой показано на рисунке сплошными стрелками) поступает с вышележащей тарелки в гидравлический затвор и через планку гидрозатвора 1 попадает на полотно тарелки 3, состоящей из ряда наклонных пластин 4. Дойдя до первой щели, образованной наклонными пластинами, жидкость встречается с газом (пунктирные стрелки), который с большой скоростью 20–40 м/с проходит сквозь щели. Вследствие небольшого угла наклона пластин $\alpha = 10\text{--}15^\circ$ газ выходит на тарелку в направлении, близком к параллельному по отношению к плоскости тарелки. При этом происходит эжектирование жидкости, которая диспергируется газовым потоком на мелкие капли

и отбрасывается вдоль тарелки к следующей щели, где процесс взаимодействия жидкости и газа или пара повторяется. В результате жидкость с большой скоростью движется вдоль тарелки от переливной перегородки 2 к сливному карману 5. Поскольку отсутствует сливной порог у кармана, то толщина слоя жидкости на полотне тарелки невелика, что приводит к уменьшению гидравлического сопротивления тарелки.

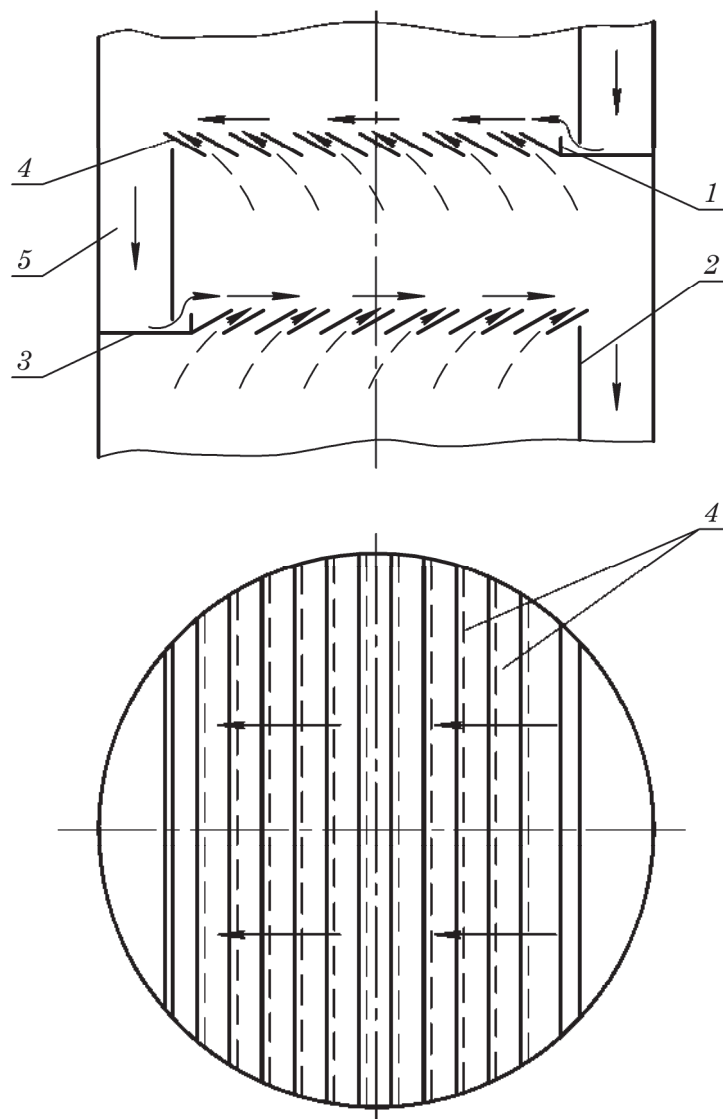


Рис. 5.23. Пластинчатая тарелка:

1 – планка гидрозатвора; 2 – переливная перегородка;
3 – полотно тарелки; 4 – пластины; 5 – сливной карман

В отличие от тарелок ранее рассмотренных конструкций на пластинчатой тарелке жидкость является дисперсной фазой, а газ – сплошной, и контактирование жидкости и газа осуществляется на поверхности капель и брызг.

К числу других достоинств пластинчатых тарелок можно отнести возможность работы с загрязненными жидкостями, низкий расход металла при их изготовлении. На тарелках этого типа уменьшается продольное перемешивание жидкости, что приводит к увеличению движущей силы массопередачи.

Недостатками пластинчатых тарелок являются трудность отвода и подвода тепла, снижение эффективности при небольших расходах жидкости.

В тарелках без сливных устройств газ и жидкость проходят через одни и те же отверстия или щели. На тарелке одновременно с взаимодействием жидкости и газа путем барботажного происходит сток части жидкости на нижерасположенную тарелку – «проваливание» жидкости. Поэтому тарелки такого типа обычно называют *провальными*. К ним относятся дырчатые, решетчатые и другие тарелки (рис. 5.24).

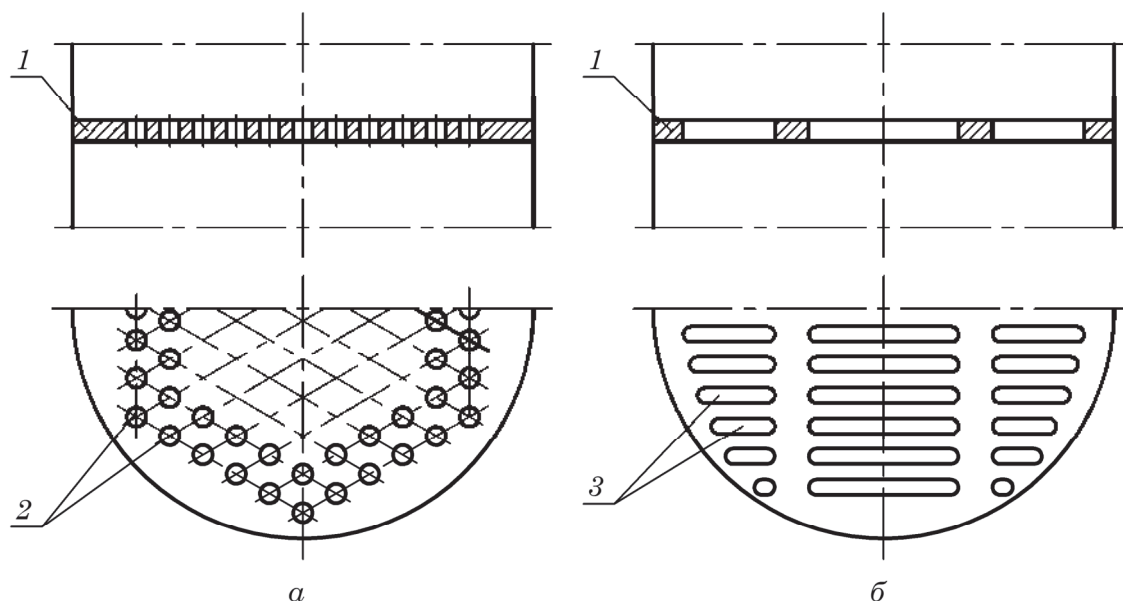


Рис. 5.24. Провальные тарелки:
а – дырчатая; б – решетчатая;
1 – тарелка; 2 – отверстия; 3 – щели

При малых скоростях газа w_r жидкость на тарелке не задерживается, так как мала сила аэродинамического воздействия газа на жидкость. При этом она стекает из отверстий и щелей в виде сплошных струй. Газ проходит через те отверстия, где меньше гидравлическое сопротивление*.

С увеличением скорости газа и его аэродинамического воздействия жидкость начинает накапливаться на тарелке и газ барботирует сквозь жидкость – тарелка работает в нормальном (чаще всего в пенном) режиме. При этом газ и жидкость попеременно проходят через одни и те же отверстия: если уровень жидкости на полотне тарелки небольшой, то ее гидростатическое давление меньше аэродинамического воздействия газа, и газ проходит через отверстия. При этом жидкость накапливается на полотне – ее уровень возрастает. Как только гидростатическое давление превысит аэродинамическое давление газа, то жидкость начнет вытекать из щелей и отверстий.

Если скорость газа еще больше возрастает, то вследствие увеличения аэродинамического воздействия газа на жидкость резко увеличивается накопление ее

* Как правило, колонные аппараты не могут быть идеально выровнены и жидкость стекает через те отверстия, которые оказались ниже при монтаже тарелки и уровень жидкости над которыми выше, а газ проходит через отверстия, расположенные выше.

на тарелке и соответственно гидравлическое сопротивление тарелки, что способствует наступлению состояния захлебывания.

Дырчатые тарелки (см. рис. 5.24, *а*) аналогичны по устройству ситчатым. Отличие заключается лишь в отсутствии сливных устройств. Как правило, диаметр отверстий в этих тарелках равен 4–10 мм, а суммарная площадь всех отверстий по отношению к сечению колонны составляет 10–25%.

Решетчатые тарелки (рис. 5.24, *б*) имеют отверстия в виде выфрезированных или выштампованных щелей шириной 3–8 мм.

Дырчатые и решетчатые провальные тарелки отличаются простотой конструкции, низкой стоимостью изготовления и монтажа, сравнительно небольшим гидравлическим сопротивлением.

Основной недостаток колонн с дырчатыми и решетчатыми провальными тарелками – небольшой интервал изменения скоростей газа и жидкости, в пределах которого поддерживается устойчивая и эффективная их работа, кроме того, поверхность контакта фаз является неустойчивой, поскольку в моменты провала жидкости через отверстия пена на полотне тарелки не образуется, поверхность контакта невелика и процессы, протекающие на этой поверхности, малоинтенсивны.

5.6.3. Рабочая скорость газа и гидравлическое сопротивление противоточных аппаратов тарельчатого типа

Общее гидравлическое сопротивление тарельчатых колонн рассчитывается по формуле

$$\Delta p_{\text{кол}} = \Delta p_{\text{тар}} + \Delta p_{\text{всп}}, \quad (5.60)$$

где $\Delta p_{\text{тар}}$ – гидравлическое сопротивление тарельчатой части колонн, Па; $\Delta p_{\text{всп}}$ – гидравлическое сопротивление вспомогательных устройств колонны (штуцеров, сепараторов, распределителей и т. д.).

Гидравлическое сопротивление тарельчатой части определяется по формуле

$$\Delta p_{\text{тар}} = \Delta p_{\text{т}} n, \quad (5.61)$$

где $\Delta p_{\text{т}}$ – гидравлическое сопротивление одной тарелки, Па; n – число тарелок в колонне.

Для ситчатых, клапанных и колпачковых тарелок величина $\Delta p_{\text{т}}$ определяется по уравнению

$$\Delta p_{\text{т}} = \Delta p_{\text{с}} + \Delta p_{\text{с}} + \Delta p_{\text{гж}}, \quad (5.62)$$

где $\Delta p_{\text{с}}$ – гидравлическое сопротивление сухой тарелки, Па; $\Delta p_{\text{с}}$ – гидравлическое сопротивление, обусловленное действием сил поверхностного натяжения жидкости, Па; $\Delta p_{\text{гж}}$ – гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на тарелке, Па.

Величину $\Delta p_{\text{с}}$ можно определить с помощью уравнения

$$\Delta p_{\text{с}} = \xi \frac{\rho_{\text{г}}}{2} \left(\frac{w_{\text{ф}}}{f_{\text{св}}} \right)^2, \quad (5.63)$$

где ξ – коэффициент сопротивления тарелки; $\rho_{\text{г}}$ – осредненная плотность газа в колонне, кг/м³; $w_{\text{ф}}$ – среднерасходная фиктивная скорость газа в колонне, м/с; $f_{\text{св}}$ – доля свободного сечения тарелки (относительное свободное сечение), м²/м².

Значения ξ зависят от типа и исполнения тарелки, а также от $f_{\text{св}}$. Так, например, для колпачковых тарелок с капсульными колпачками при полностью открытых прорезях принимают $\xi = 4,2-4,5$. Для ситчатых тарелок при $f_{\text{св}} = 0,03-0,05 \text{ м}^2/\text{м}^2$ принимают $\xi = 1,95-2$; при $f_{\text{св}} = 0,05-0,1 \text{ м}^2/\text{м}^2$ принимают $\xi = 1,82$; при $f_{\text{св}} = 0,1-0,2 \text{ м}^2/\text{м}^2$ — $\xi = 1,4-1,5$. Для клапанных при полностью открытых клапанах $\xi = 3,6$. Для решетчатых и дырчатых провальных тарелок $\xi = 1,4-1,5$.

Значение Δp_{σ} определяют по зависимости

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4\sigma_{\text{ж}}}{d_{\text{э}}}, \quad (5.64)$$

где $\sigma_{\text{ж}}$ — коэффициент поверхностного натяжения жидкости, Н/м; $d_{\text{э}}$ — эквивалентный диаметр отверстий или щелей тарелки для прохода газа (пара), м.

Для круглых отверстий $d_{\text{э}} = d_0$ (d_0 — диаметр отверстий, м). Для решетчатой и колпачковой тарелок с прямоугольными щелями $d_{\text{э}} \leq 2b_{\text{щ}}$, где $b_{\text{щ}}$ — ширина щели (отверстия) в решетчатой тарелке или в стенке колпачка. Для колпачковых тарелок со щелями трапецевидной формы в качестве $b_{\text{щ}}$ принимается средняя ширина прорези в стенке колпачка.

Величину $\Delta p_{\text{гж}}$ можно рассчитать по уравнению

$$\Delta p_{\text{гж}} = \rho_{\text{ж}} g h_0, \quad (5.65)$$

где $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкой фазы, кг/м³; h_0 — высота светлого слоя жидкости на полотне тарелки, м.

Для колпачковых тарелок высоту светлого слоя жидкости можно найти по уравнению

$$h_0 = 0,0419 + 0,19h_{\text{пер}} - 0,0135w_{\text{р}}\sqrt{\rho_{\text{г}}} + 2,46q; \quad (5.66)$$

для ситчатых и клапанных — с помощью зависимости

$$h_0 = 0,787q^{0,2}h_{\text{пер}}^{0,56}w_{\text{р}}^f \left[1 - 0,31e^{-0,11\mu_{\text{ж}}} \right] \left(\frac{\sigma_{\text{ж}}}{\sigma_{\text{в}}} \right)^{0,09}, \quad (5.67)$$

где q — линейная объемная плотность орошения, м³/(м·с); $h_{\text{пер}}$ — высота сливной перегородки над полотном тарелки, м; $w_{\text{р}}$ — рабочая фиктивная скорость газа, отнесенная к рабочему сечению тарелки, м/с (рабочим сечением считают полное поперечное сечение колонны за вычетом площадей сечений переливов); $\mu_{\text{ж}}$ — коэффициент динамической вязкости жидкости, мПа·с; $\sigma_{\text{ж}}$ и $\sigma_{\text{в}}$ — коэффициенты поверхностного натяжения жидкой фазы и воды при 20 °С соответственно, Н/м.

Значение $w_{\text{р}}$ можно определить по зависимости

$$w_{\text{р}} = w_{\text{ф}} \frac{S}{S_{\text{т}}},$$

где $w_{\text{ф}}$ — фиктивная среднерасходная скорость газа, рассчитанная на полное поперечное сечение колонны, м/с; S — площадь поперечного сечения колонны, м²; $S_{\text{т}}$ — площадь рабочего сечения тарелки; $\rho_{\text{г}}$ — плотность газовой фазы, кг/м³.

При этом

$$q = \frac{Q_{\text{ж}}}{\Pi_{\text{сл}}}, \quad (5.68)$$

где $Q_{\text{ж}}$ – объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; $\Pi_{\text{сл}}$ – периметр слива (ширина переливной перегородки), м.

Значение коэффициента f в уравнении (5.67) определится по уравнению

$$f = 0,05 - 4,6h_{\text{пер}}. \quad (5.69)$$

При нахождении действительной фиктивной среднерасходной скорости газа $w_{\text{ф}}$ для ситчатых или клапанных тарелок вначале рассчитывают рабочую скорость газа w , а для колпачковых тарелок – максимальную предельно допустимую скорость газа $w_{\text{пр}}$.

Для ситчатых тарелок рабочую скорость газа w можно рассчитать по уравнению

$$w = c \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}}}}, \quad (5.70)$$

где c – коэффициент, определяемый по графику (рис. Рис. 25) в зависимости от межтарельчатого расстояния $h_{\text{мтр}}$.

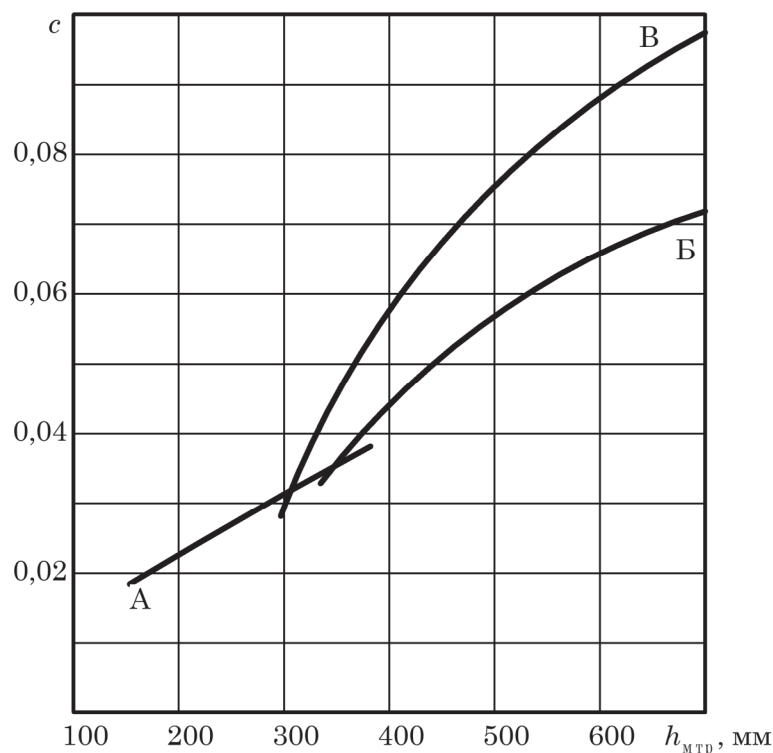


Рис. 5.25. Значение константы c в формуле (5.70):

А, Б – колпачковые тарелки с круглыми колпачками; В – ситчатые тарелки

Для клапанных тарелок

$$w = F_c^{1,85} \sqrt{\frac{2gm_{\text{кл}}}{S_0 \xi \rho_{\text{г}}}}, \quad (5.71)$$

где F_c – относительно свободное сечение тарелки, $\text{м}^2/\text{м}^2$; $m_{\text{кл}}$ – масса клапана, кг; S_0 – площадь отверстия под клапаном, м^2 ; ξ – коэффициент сопротивления, который в практических расчетах может быть принят равным 3,6. Масса круглого клапана $m_{\text{кл}}$ при его диаметре 48 мм равна 0,032 кг, а прямоугольного длиной 100 мм и шириной 23 мм – 0,035 кг. Диаметр отверстий $d_{\text{отв}}$ под круглый клапан равен 46 мм, а размеры отверстий под прямоугольный – 100×13 мм.

Для колпачковых тарелок максимальную предельно допустимую скорость $w_{\text{пр}}$ газа рассчитывают по формуле

$$w_{\text{пр}} = \frac{0,0155}{d_{\text{к}}^{0,67}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{г}}} h_{\text{к}}}, \quad (5.72)$$

где $d_{\text{к}}$ – диаметр колпачка, м; $h_{\text{к}}$ – расстояние от верхнего края колпачка до вышерасположенной тарелки, м.

Рабочая скорость газа

$$w = (0,8-0,95)w_{\text{пр}}. \quad (5.73)$$

Действительная среднерасходная скорость газа $w_{\text{ф}}$ в колонне близка к w (но обычно несколько меньше); w и $w_{\text{ф}}$ определяются на основании уравнения объемного расхода

$$w_{\text{ф}} = \frac{Q_{\text{г}}}{S} = \frac{G}{\rho_{\text{г}} S}, \quad w = \frac{Q_{\text{г}}}{S'} = \frac{G}{\rho_{\text{г}} S'}, \quad (5.74)$$

где $Q_{\text{г}}$ – осредненный объемный расход газа в колонне, $\text{м}^3/\text{с}$; S – площадь поперечного сечения колонны, м^2 ; G – осредненный массовый расход газовой фазы в колонне, кг/с. Значение S , как правило, приводится к стандартному ряду размеров. В качестве стандартного размера обычно выступает внутренний диаметр корпуса колонны, который обычно принимается несколько больше расчетного диаметра, причем расчетный диаметр соответствует площади поперечного сечения колоны S' .

ПРИМЕР 5.4

Горизонтальная труба барботера имеет $n = 96$ одинаковых небольших отверстий, через которые происходит барботаж воздуха в воду. Диаметр отверстий меньше 1 мм. Температура воздуха и воды $t = 20^\circ\text{C}$. Глубина погружения отверстий над свободной поверхностью воды составляет $h = 2$ м, а давление газа над свободной поверхностью равно атмосферному $p_{\text{атм}} = 10^5$ Па. Расход барботируемого в воду воздуха равен $Q = 0,0087 \text{ м}^3/\text{ч}$. Расстояние между отверстиями барботера намного больше размера отверстий.

Оценить площадь поверхности контакта воздуха и воды при данном барботаже.

Решение

Поскольку отверстия барботера расположены между собой на расстоянии, значительно превышающем размер отверстий, через которые в жидкость входит газ, то движение пузырей, выходящих из одного отверстия, практически не влияет на движение пузырей из других отверстий.

Предполагаем, что движение всплывающих пузырей происходит не в ламинарном режиме. Тогда диаметр пузырей можно рассчитать, используя уравнение (5.59):

$$d = \sqrt[5]{\frac{72\rho_{\text{ж}}Q_0^2}{\pi^2 g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})}};$$

здесь Q_0 – объемный расход газа, выходящего из одного отверстия барботера, $\text{м}^3/\text{с}$.

Поскольку все отверстия барботера одинаковы и расположены на одной глубине (труба барботера горизонтальная), то

$$Q_0 = \frac{Q}{n},$$

где $Q = \frac{0,004}{3600} = 1,111 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3/\text{с}$ – общий расход воздуха, выходящего через все $n = 96$ отверстий барботера.

$$Q_0 = \frac{1,111 \cdot 10^{-6}}{96} = 1,1573 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3/\text{с}.$$

При температуре воздуха и воды $t = 20^\circ\text{C}$ плотность жидкости $\rho_{\text{ж}} = 998 \text{ кг}/\text{м}^3$, а ее динамическая вязкость $\mu_{\text{ж}} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Поскольку давление газа в пузырях будет уменьшаться по мере их всплывания от отверстий к свободной поверхности жидкости, то для проведения расчетов по уравнению (1.36) находим среднее давление воздуха $p_{\text{ср}}$ в пузырях на средней глубине:

$$p_{\text{ср}} = p_{\text{атм}} + \rho_{\text{ж}} g h_{\text{ср}},$$

где $h_{\text{ср}}$ – средняя глубина траектории движения пузыря, м:

$$h_{\text{ср}} = \frac{h}{2} = \frac{2}{2} = 1 \text{ м}.$$

$$p_{\text{ср}} = 10^5 + 998 \cdot 9,81 \cdot 1 = 10\,979,0 \text{ Па}.$$

Среднюю плотность газа в пузырях определим по формуле (1.32):

$$\rho_{\text{г}} = \rho_0 \frac{T_0}{T} \frac{p_{\text{ср}}}{p_0},$$

где $\rho_0 = 1,293 \text{ кг}/\text{м}^3$ – плотность воздуха при нормальных температуре $T_0 = 273,15 \text{ К}$ и давлении $p_0 = 1 \text{ атм} = 101\,325 \text{ Па}$; $T = 20^\circ\text{C} = 293,15 \text{ К}$ – температура газа.

$$\rho_{\text{г}} = 1,293 \cdot \frac{273,15}{293,15} \cdot \frac{10^5}{101\,325} = 1,189 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

Тогда

$$d = \sqrt[5]{\frac{72 \cdot 998 \cdot (1,1573 \cdot 10^{-8})^2}{3,14^2 \cdot 9,81 \cdot (998 - 1,189)}} = 6,306 \cdot 10^{-4} \text{ м}.$$

Так как $d = 6,306 \cdot 10^{-4}$ м $\approx 0,63$ мм < 1 мм, то зависимость (5.59) для нахождения d использована корректно.

Предполагая переходный режим всплывания пузырей и используя зависимость (2.23), рассчитаем скорость всплывания пузырей w_{Π} :

$$w_{\Pi} = \frac{d^{1,143} g^{0,714} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})^{0,714}}{6,545 \mu_{\text{ж}}^{0,429} \rho_{\text{ж}}^{0,286}} = \frac{(6,306 \cdot 10^{-4})^{1,143} \cdot 9,81^{0,714} \cdot (998 - 1,189)^{0,714}}{6,545 \cdot (10^{-3})^{0,429} \cdot 998^{0,286}} = 0,06376 \text{ м/с}.$$

По уравнению рассчитываем число Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\Pi} = \frac{w_{\Pi} d \rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}} = \frac{0,06376 \cdot 6,306 \cdot 10^{-4} \cdot 998}{10^{-3}} = 40,13.$$

Поскольку $2 < \text{Re}_{\Pi} = 40,13 < 500$, то режим движения пузырей действительно переходный и формула для нахождения скорости всплытия пузырей выбрана верно. Кроме того, выполняется и условие неламинарного движения пузырей:

$$\text{Re}_{\Pi} = 78 > 9.$$

Время движения (всплывания) пузырей от отверстий барботера до свободной поверхности воды будет

$$\tau = \frac{h}{w_{\Pi}} = \frac{2}{0,06376} = 31,37 \text{ с}.$$

Найденное время τ является, очевидно, временем заполнения барботажного пространства аппарата (от момента выхода пузыря из отверстия барботера до достижения им свободной поверхности воды).

Именно за это время заполняется и обновляется пузырями весь контактный объем V , и именно в этом объеме вмещается газовая фаза.

Тогда объем воздуха в барботажном слое, согласно (1.1), будет

$$V = Q\tau = 1,111 \cdot 10^{-6} \cdot 31,37 = 3,485 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3.$$

Количество пузырей в барботажном слое найдем по уравнению

$$N = \frac{V}{V_{\Pi}},$$

где V_{Π} – объем пузыря, м^3 .

Считая, что пузыри при всплывании сохраняют шарообразную форму, запишем

$$V_{\Pi} = \frac{\pi d^3}{6} = \frac{3,14 \cdot (6,306 \cdot 10^{-4})^3}{6} = 1,313 \cdot 10^{-10} \text{ м}^3.$$

Тогда

$$N = \frac{3,485 \cdot 10^{-5}}{1,313 \cdot 10^{-10}} = 2,654 \cdot 10^5.$$

Площадь поверхности одного пузыря:

$$S_{\Pi} = \pi d^2 = 3,14 \cdot (6,306 \cdot 10^{-4})^2 = 1,249 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2.$$

Следовательно, суммарная площадь поверхности контакта газа и жидкости (площадь поверхности всех пузырей) будет

$$S = NS_{\Pi} = 2,654 \cdot 10^5 \cdot 1,249 \cdot 10^{-6} = 0,3315 \text{ м}^2.$$

Действительная площадь поверхности контакта воздуха и воды может отличаться от рассчитанной прежде всего из-за того, что при всплытии возможна деформация поверхности пузырей, ведущая к изменению площади поверхности пузыря, скорости и траектории его всплывания, а значит, и времени нахождения в барботажном слое. Благодаря массовому движению пузырей жидкость в аппарате несколько турбулизируется, что окажет влияние на скорость движения пузырей. Указанные факторы приведут к изменению количества пузырей в барботажном слое, а значит, и площади поверхности контакта фаз.

Ответ: $S = 0,3315 \text{ м}^2$.

5.6.4. Теоретические основы пленочного течения жидкостей

При проведении ряда процессов химической технологии (мокрая очистка газов, выпаривание, абсорбция, ректификация) применяются аппараты, в которых жидкость движется по поверхности в виде тонких пленок. Скорость протекания этих процессов в значительной мере зависит от характера (режима) течения пленок, их толщины и скорости движения.

Гидродинамический режим движения пленки определяется критерием Рейнольдса для пленки:

$$\text{Re}_{\text{пл}} = \frac{4\Gamma}{\mu_{\text{ж}}}, \quad (5.75)$$

где $\mu_{\text{ж}}$ – коэффициент динамической вязкости жидкости, Па·с.

Величину Γ , $\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}}$, называют *линейной массовой плотностью орошения*.

Она представляет собой массу жидкости, проходящей в единицу времени через единицу длины периметра поверхности, по которой течет пленка:

$$\Gamma = \frac{L}{\Pi}, \quad (5.76)$$

где L – массовый расход жидкости, стекающей по поверхности в виде пленки, кг/с; Π – смоченный периметр пленки*, м.

* Во многих книгах величину Π называют смоченным периметром (или контуром), что на наш взгляд, в общем случае неверно, поскольку понятие периметра применяется для замкнутых линий, а данная линия может быть незамкнутой. Поэтому более верным определением величины Π является длина линии, лежащей на смоченной поверхности, в каждой точке которой направление скорости движения жидкости перпендикулярно данной линии (при движении пленки по внутренней поверхности трубы $\Pi = \pi d$, где d – внутренний диаметр; при движении пленки по плоской листовой насадке величина Π равна ширине насадки).

Опытным путем было установлено наличие трех основных режимов движения пленки (рис. 5.26):

- ламинарное течение пленки с гладкой (безволновой) поверхностью ($Re_{пл} < 12$) (рис. 5.26, а);
- ламинарное течение пленки с волнистой поверхностью ($12 < Re_{пл} < 1600$). При этом с увеличением значения $Re_{пл}$ размеры волн увеличиваются (рис. 5.26, б, в);
- турбулентное течение пленки ($Re_{пл} > 1600$) (рис. 5.26, г).

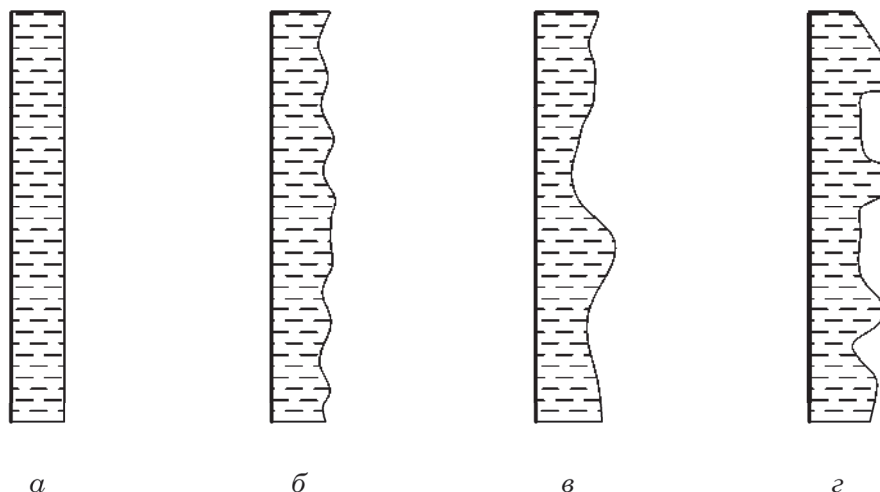


Рис. 5.26. Профиль стекающей пленки в зависимости от режима движения:

- а – ламинарное безволновое течение пленки;
 б, в – ламинарное течение с волнистой поверхностью;
 г – турбулентное течение пленки

Если пленка жидкости стекает под действием силы тяжести при небольших скоростях газа, т. е. влияние газа на движение жидкости пренебрежимо мало, расчет средней скорости движения пленки w , м/с, и ее толщины δ , м, можно проводить в зависимости от режима движения пленки по уравнениям:

- для ламинарного режима

$$w = \frac{\Gamma}{\rho_{ж} \delta} = \sqrt[3]{\frac{\Gamma^2 g}{3\mu_{ж} \rho_{ж}}}; \quad (5.77)$$

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma\mu_{ж}}{\rho_{ж}^2 g}}; \quad (5.78)$$

- для турбулентного режима:

$$w = 2,3 \left(\frac{g}{\rho_{ж}} \right)^{0,333} \frac{\Gamma^{0,467}}{\mu_{ж}^{0,133}}, \quad (5.79)$$

$$\delta = 0,433 \frac{\mu_{ж}^{0,133} \Gamma^{0,533}}{g^{0,333} \rho_{ж}^{0,667}}, \quad (5.80)$$

где $\rho_{ж}$ – плотность жидкости, кг/м³; g – ускорение свободного падения, м²/с.

При стекании пленки жидкости по внутренней поверхности вертикальной трубы, по которой противотоком к жидкости, т. е. снизу вверх, движется поток газа, скорость пленки и ее толщина не зависят от скорости газа до тех пор, пока эта скорость достаточно мала. В данном случае касательное напряжение трения в пленке максимально у твердой стенки и уменьшается до нуля на свободной поверхности. Однако с возрастанием скорости газа сила его трения о поверхность жидкости увеличивается. Как в газе, так и в жидкости у поверхности их раздела возникают равные, но противоположные по направлению касательные напряжения. При этом движение жидкой пленки начинает тормозиться, причем ее толщина увеличивается, средняя скорость снижается, а гидравлическое сопротивление аппарата газовому потоку возрастает. На поверхности пленки может возникнуть волнообразование, и площадь свободной поверхности увеличится. При определенной скорости газа (5–10 м/с) достигается равновесие между силой тяжести, под действием которой движется пленка, и силой трения у поверхности пленки, тормозящей ее движение. Это приводит к *захлебыванию* аппарата, которое выражается в накоплении жидкости в нем, начале ее выброса и резком возрастании гидравлического сопротивления.

Противоточное движение взаимодействующих фаз при скоростях выше точки захлебывания невозможно. В связи с этим точка захлебывания соответствует верхнему пределу скорости для противоточных процессов в аппаратах любых типов.

При дальнейшем увеличении скорости газа в вертикальной трубе движение пленки жидкости обращается, и она начинает подниматься снизу вверх. Наступает режим *восходящего прямотока* газа и жидкости. Гидравлическое сопротивление при этом сначала снижается (по сравнению с сопротивлением, отвечающим точке захлебывания) до некоторого минимального значения, а затем снова возрастает. При дальнейшем увеличении скорости газа (выше 15–40 м/с) начинается *брызгоунос*, при котором жидкость отрывается от поверхности пленки и уносится газом в виде брызг.

В случае движения сверху вниз (*нисходящий прямоток*) газ увлекает пленку жидкости, увеличивая скорость пленки и уменьшая ее толщину. При одних и тех же скоростях газа гидравлическое сопротивление для нисходящего потока ниже, чем для восходящего. Устойчивый режим нисходящего прямотока существует при скоростях газа около 15–30 м/с выше которых происходит брызгоунос.

Часто пленочное движение происходит в насадочных аппаратах (тепло- и массообменные процессы, мокрая очистка газов и др.). В этом случае профиль поверхности, по которой стекает пленка, является сложным – пленка стекает по элементам насадки различной формы, часто прерывается и перетекает с элемента на элемент в виде капелек и струек, а затем образуется вновь.

Поэтому уравнения (5.77)–(5.80) являются оценочными. Определив скорость движения и толщину пленки, можно оценить значения коэффициентов тепло- и массоотдачи в жидкой фазе, и значения коэффициентов тепло- и массопередачи в целом. В практических расчетах используют другие, в основном эмпирические зависимости.

5.6.5. Пленочные трубчатые аппараты

В химической промышленности получили широкое распространение трубчатые пленочные аппараты. В качестве примера таких аппаратов на рис. 5.27 приведена схема пленочного трубчатого абсорбера*.

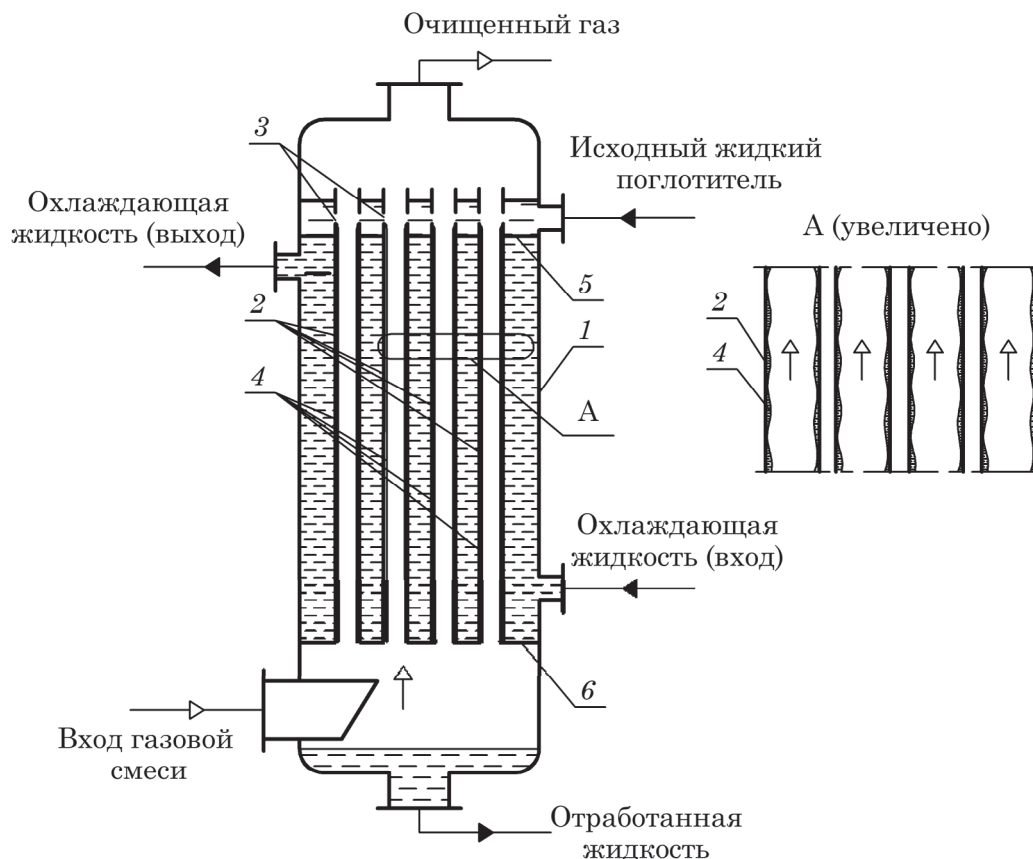


Рис. 5.27. Схема трубчатого пленочного абсорбера:

- 1 – вертикальный корпус; 2 – вертикальные контактные трубки;
- 3 – отверстия для входа в трубки жидкого поглотителя;
- 4 – жидкая пленка, стекающая по внутренней поверхности трубок;
- 5 и 6 – верхняя и нижняя трубные решетки

При работе такого аппарата жидкий поглотитель поступает на плотно верхней решетки 5, входит через отверстия 3 внутрь трубок 2 и стекает по их внутренней поверхности под действием силы тяжести вниз в виде тонкой пленки. Газовая фаза движется снизу вверх в свободном пространстве трубок и на поверхности пленки 4 протекает абсорбция. Выделившееся при абсорбции тепло забирается охлаждающей жидкостью, двигающейся снаружи труб.

Важной характеристикой пленочных трубчатых аппаратов является их гидравлическое сопротивление в газовой фазе $\Delta p_{пл}$.

Гидравлическое сопротивление $\Delta p_{пл}$ рассчитывают по уравнению, подобному формуле (5.8):

* В процессе абсорбции распределяемый компонент преимущественно переходит из газовой фазы в жидкую.

$$\Delta p_{\text{пл}} = \lambda \frac{H}{d_{\text{эк}}} \frac{w_{\text{отн}}^2 \rho_{\text{г}}}{2}, \quad (5.81)$$

где λ – коэффициент трения; H – высота поверхности, по которой стекает пленка (высота трубы), м; $d_{\text{эк}}$ – эквивалентный диаметр канала, по которому движется газ, в общем случае для его расчета можно использовать уравнение (1.22), м; $w_{\text{отн}} = w + w_{\text{ж. ср}}$ – относительная скорость газа (при противотоке), м/с; $w_{\text{ж. ср}}$ – средняя скорость движения жидкой пленки, определяемая по уравнениям (5.77) и (5.79) в зависимости от режима стекания пленки, м/с; $\rho_{\text{г}}$ – плотность газа, кг/м³.

Для определения величины λ вначале определяют критическое значение критерия Рейнольдса $Re_{\text{г. кр}}$ для газа, поскольку движение восходящего газового потока влияет на стекание пленки:

$$Re_{\text{г. кр}} = \left[\frac{86}{0,11 + 0,9 \left(\frac{w_{\text{ж. ср}} \mu_{\text{ж}}}{\sigma} \right)^{\frac{2}{3}}} \right]^{1,19}. \quad (5.82)$$

Далее рассчитывают действительное значение критерия Рейнольдса для газового потока в трубах аппарата:

$$Re_{\text{г}} = \frac{w_{\text{отн}} d_{\text{эк}} \rho_{\text{г}}}{\mu_{\text{г}}}. \quad (5.83)$$

Затем величину λ рассчитывают по уравнениям:

– если $Re_{\text{г}} < Re_{\text{г. кр}}$, то

$$\lambda = \frac{86}{Re_{\text{г}}}; \quad (5.84)$$

– если $Re_{\text{г}} > Re_{\text{г. кр}}$, то

$$\lambda = \frac{0,11 + 0,9 \left(\frac{w_{\text{ж. ср}} \mu_{\text{ж}}}{\sigma} \right)^{\frac{2}{3}}}{Re_{\text{г}}^{0,16}}. \quad (5.85)$$

В уравнениях (5.82) и (5.85) $\mu_{\text{ж}}$ – вязкость жидкости, Па·с, а σ – ее поверхностное натяжение, Н/м.

5.6.6. Насадочные пленочные аппараты

Еще одним распространенным типом пленочных аппаратов, используемых в химической промышленности, являются насадочные аппараты. Эти аппараты наиболее широко применяются при проведении тепло- и массообменных процессов (абсорбции, хемосорбции, ректификации, экстракции, в качестве регенеративных

теплообменников), а также для очистки газов от механических примесей.

Схема насадочного колонного аппарата представлена на рис. 5.28.

Насадочная колонна содержит цилиндрический корпус 1, заполненный слоями насадки 2, элементы которой представляют собой твердые тела различной формы: кольца, седла, кусковые материалы и т. д. (рис. 5.29).

Требования, предъявляемые к насадке: 1) она должна обладать большой поверхностью в единице объема; 2) хорошо смачиваться орошающей жидкостью; 3) оказывать малое гидравлическое сопротивление газовому потоку; 4) равномерно распределять орошающую жидкость; 5) быть стойкой к химическому воздействию жидкости и газа, движущихся в колонне; 6) иметь малый удельный вес; 7) обладать высокой механической прочностью; 8) иметь невысокую стоимость.

Насадок, полностью удовлетворяющих всем указанным требованиям, не существует, так как, например, увеличение удельной поверхности насадки влечет за собой увеличение гидравлического сопротивления аппарата и снижение предельных нагрузок. Насадки, применяемые в промышленности лишь частично удовлетворяют указанным требованиям, поэтому при выборе насадок решают задачу оптимизации. При этом следует учитывать, что чем больше размеры элементов насадки, тем выше допустимая скорость газа (и соответственно – производительность аппарата) и ниже его гидравлическое сопротивление. Общая стоимость аппаратов с насадкой из элементов больших размеров будет ниже за счет уменьшения диаметра аппарата, несмотря на то, что его высота несколько увеличится по сравнению с высотой аппарата, имеющего насадку меньших размеров (вследствие снижения удельной поверхности насадки и интенсивности протекания процесса).

Мелкая насадка предпочтительнее также при проведении различных процессов под повышенным давлением, так как в этом случае гидравлическое сопротивление (потери давления) аппарата не приводит к существенному изменению давления по высоте колонны. Кроме того, мелкая насадка, обладающая большей удельной поверхностью, имеет преимущества перед крупной, поскольку обеспечивает более интенсивное протекание процесса.

Для изготовления насадок используют разнообразные материалы – керамика, фарфор, сталь, пластмасса и др.

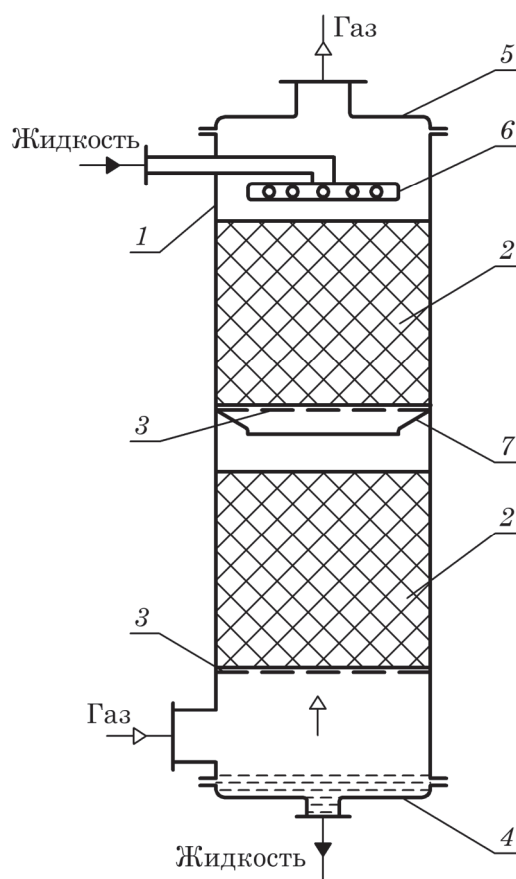


Рис. 5.28. Схема насадочного пленочного абсорбера:

- 1 – цилиндрический корпус;
- 2 – слой насадки;
- 3 – опорная решетка;
- 4 – днище; 5 – крышка;
- 6 – распределительное устройство;
- 7 – перераспределительное устройство

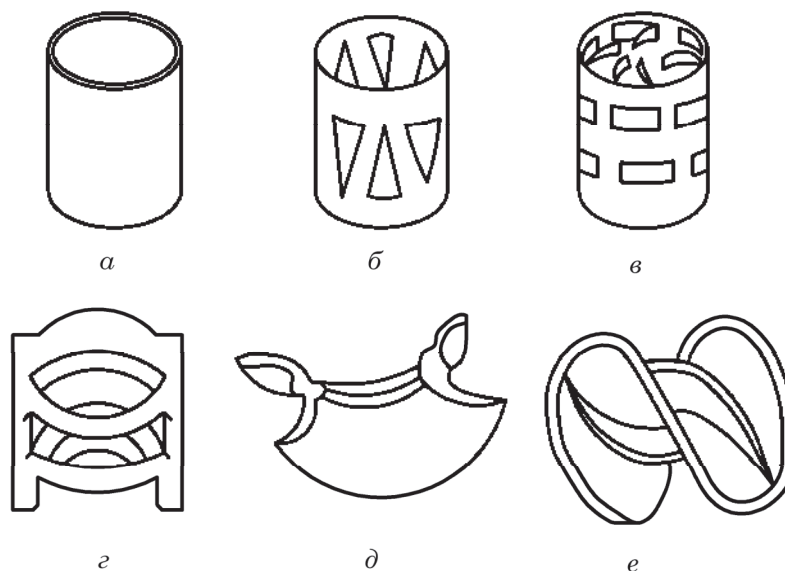


Рис. 5.29. Виды насадок:

a – кольца Рашига; *б* – кольца Белецкого; *в* – кольца Палля;
г – кольца Интерпак; *д* – седла Инталокс; *е* – седла Берля

Широко распространена насадка в виде тонкостенных керамических колец высотой, равной диаметру (кольца Рашига), который изменяется в пределах 15–150 мм. Кольца малых размеров засыпают в абсорбер навалом. Большие кольца (размерами не менее 50×50 мм) укладывают правильными рядами, сдвинутыми друг относительно друга. Этот способ заполнения аппарата насадкой называют загрузкой в укладку, а загруженную таким способом насадку – регулярной. Регулярная насадка имеет ряд преимуществ перед нерегулярной, засыпанной в аппарат навалом: обладает меньшим гидравлическим сопротивлением, допускает большие скорости газа. Однако для улучшения смачивания регулярных насадок необходимо применять более сложные по конструкции оросители.

В настоящее время применяются спиральные насадки, выполненные из металлических лент и проволоки, различные металлические сетчатые насадки, а также насадка из стеклянного волокна.

Основным достоинством насадочных колонн является простота устройства. Недостатки: трудность отвода тепла и плохая смачиваемость насадки при низких плотностях орошения; для проведения одного и того же процесса требуются насадочные колонны обычно большего объема, чем барботажные. Кроме того, насадочные колонны обычно не используют при работе с жидкостями, загрязненными механическими примесями.

Если аппарат достаточно высокий, то обычно насадка в нем размещается не в одном, а в нескольких слоях 2 (см. рис. 5.28), лежащих на соответствующих перфорированных решетках 3.

Снизу к корпусу 1 жестко прикрепляется (чаще всего с помощью болтовых соединений) днище 4, а сверху – крышка 5.

Газовая фаза подается в нижнюю часть колонны, проходит через перфорации в решетке и далее – в зазорах между элементами насадки. Жидкая фаза с помощью распределителя 6 орошает верхний слой насадки 2 и под действием силы тяжести стекает вниз по твердым телам насадки в виде пленки, струек и

капелек, на поверхности которых и протекает соответствующий процесс. Чтобы обеспечить как можно большую поверхность контакта фаз, а значит, и интенсивность процесса, насадка должна обладать большой удельной поверхностью a ($\text{м}^2/\text{м}^3$). Переток жидкости с вышележащего слоя насадки на нижележащий осуществляется с помощью перераспределительных устройств 7, позволяющих снизить пристеночный эффект*. Проконтактировавшие между собой фазы выходят из колонны: газ – сверху, а жидкость – снизу.

Насадочные пленочные аппараты могут работать в различных **гидродинамических режимах**. Эти режимы легко установить, построив графическую зависимость гидравлического сопротивления слоя насадки от скорости газа, проходящего через него (рис. 5.30).

Величина потерь давления в газе Δp зависит от его действительной скорости движения и обусловлена силами трения и аэродинамического воздействия газа на жидкость, возникающими между движущейся газовой фазой и стекающей жидкостью или несмоченной поверхностью насадки.

Первый режим – *пленочный*. Он наблюдается при относительно малых скоростях газа и небольших расходах жидкости, когда влияние сил трения незначительно. Количество задерживаемой в насадке жидкости при этом режиме практически не зависит от скорости газа, а площадь поверхности контакта фаз практически равна площади поверхности смоченной насадки. Поскольку скорость газовой фазы в этом режиме невелика, то и гидравлическое сопротивление слоя насадки небольшое. Пленочный режим заканчивается в первой переходной точке (точка А, рис. 5.30), называемой *точкой подвисания*.

Следует отметить, что данный режим практически аналогичен режиму сухой насадки (линия 1), так как углы наклона к оси абсцисс линии 1 и отрезка орошаемой насадки до точки А одинаковы.

Второй режим – *режим подвисания*. При противотоке фаз вследствие увеличения скорости движения газа происходит возрастание сил трения газа о жидкость на поверхности контакта фаз. В результате этого скорость течения жидкости уменьшается, а толщина ее пленки и количество удерживаемой в насадке жидкости увеличиваются. На поверхности стекающей пленки наблюдается волнообразование, что приводит к турбулизации жидкости и увеличению площади

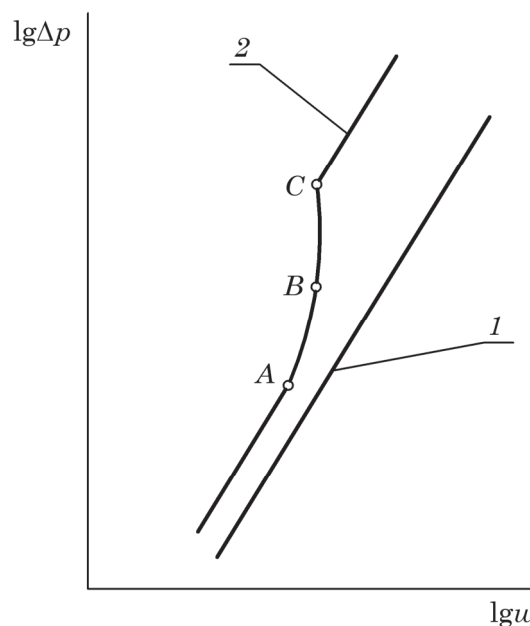


Рис. 5.30. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от скорости газа в колонне:
1 – сухая насадка;
2 – орошаемая насадка

* При стекании жидкости по насадке она стремится к периферии колонны, в которой образуется большой свободный объем слоя насадки, чем в центральных областях. В результате центральные области насадки хуже орошаются жидкостью, а в пристеночных областях затруднено движение газа, что приводит к ухудшению массообмена.

поверхности контакта фаз. Это приводит к интенсификации процессов, протекающих в колонне. Согласно рис. 5.30 в режиме подвисяния (участок *AB*) очень сильно по сравнению с пленочным режимом, увеличивается среднерасходная скорость газа и возрастает гидравлическое сопротивление орошаемой насадки. Это связано в первую очередь с тем, что накопление в свободном пространстве между элементами насадки жидкости приводит к существенному уменьшению доли свободного объема ϵ слоя насадки и проходного сечения для газа. Тем самым значительно увеличиваются действительная скорость движения газовой фазы и силы трения о поверхность стекающей жидкости, а также аэродинамическое воздействие газа на поверхность жидкости – см. уравнение (5.8)*. Режим подвисяния заканчивается во второй переходной точке (точка *B*, рис. 5.30), причем в области этой точки спокойное течение пленки нарушается: появляются завихрения, брызги, т. е. создаются условия перехода к барботажу.

Третий режим – *режим эмульгирования* – возникает в результате накопления жидкости в свободном объеме насадки до практически полного перекрытия проходного сечения для газа. Накопление жидкости происходит до тех пор, пока сила трения между стекающей жидкостью и поднимающимся по колонне газом не уравнивает силу тяжести жидкости, находящейся в слое насадки. При этом наступает обращение, или *инверсия фаз* (жидкость становится сплошной фазой, а газ – дисперсной). Образуется газожидкостная дисперсная система, по внешнему виду напоминающая барботажный слой (пену) или газожидкостную эмульсию. Режим эмульгирования начинается в самом узком сечении насадки, плотность засыпки которой неравномерна по сечению колонны. Путем тщательного регулирования подачи газа режим эмульгирования может быть установлен по всей высоте насадки. Гидравлическое сопротивление колонны при этом резко возрастает (на рис. 5.30 этот режим характеризуется почти вертикальным отрезком *BC*).

Режим эмульгирования соответствует максимальной эффективности насадочных колонн, прежде всего за счет увеличения поверхности контакта фаз, которая в этом случае определяется не только (и не столько) геометрической поверхностью насадки, но и поверхностью пузырьков и струй газа в жидкости, заполняющей весь свободный объем насадки. Кроме того, фазовые потоки сильно турбулизованы, что способствует более интенсивному протеканию процессов в слое насадки. Однако при работе колонны в таком режиме ее гидравлическое сопротивление значительно.

В обычных насадочных колоннах режим эмульгирования неустойчив и сразу переходит в захлебывание. Пределом нагрузки насадочных абсорберов, работающих в пленочных режимах, является точка окончания режима эмульгирования, или инверсии (точка *C* на рис. 5.30). При дальнейшем увеличении скорости газа (участок графика правее точки *C*) происходит интенсивный вынос жидкости из слоя насадки, насадка практически не орошается, и поверхность контакта фаз практически не образуется – колонна не работает, «захлебывается». Поэтому эту точку называют *точкой захлебывания* насадочных колонн.

Четвертый режим – *режим уноса*, при котором жидкость и газ двигаются прямоточно – снизу вверх, т. е. уносятся из аппарата. На практике этот режим

* Пленочный режим и отчасти режим подвисяния в насадочных колонных аппаратах подобны режиму движения газового потока через неподвижные зернистые слои (см. раздел 5.2).

не используется. Следует отметить, что режим уноса соответствует режиму пневмотранспорта.

Скорость захлебывания w_3 рассчитывают с помощью уравнения

$$\lg \left[\frac{w_3^2 a \rho_{\Gamma}}{g \epsilon^3 \rho_{\text{ж}}} (1000 \mu_{\text{ж}})^{0,16} \right] = A - B \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (5.86)$$

где a – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; $\mu_{\text{ж}}$ – коэффициент динамической вязкости жидкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкой фазы, $\text{кг}/\text{м}^3$; A, B – коэффициенты, зависящие от типа насадки; L – массовый расход жидкой фазы в колонне, $\text{кг}/\text{с}$; G – массовый расход газа, проходящего по колонне, $\text{кг}/\text{с}$.

Значения коэффициентов A и B приведены в табл. 5.2.

Таблица 5.2

Значения коэффициентов A и B

Тип насадки	A	B
Плоскопараллельная хордовая	0	1,75
Пакетная	0,062	1,55
Кольца Рашига внавал	–0,073	1,75
Кольца Палля	–0,49	1,04
Седла размером:		
25 мм	–0,33	1,04
50 мм	–0,58	1,04

В режимах подвисяния и эмульгирования целесообразно работать, если повышение гидравлического сопротивления не имеет существенного значения (например, в процессах абсорбции, проводимых при повышенных давлениях). Для насадочных колонных аппаратов, работающих при атмосферном давлении, гидравлическое сопротивление может оказаться недопустимо большим, что вызовет необходимость работать в пленочном режиме. Поэтому наиболее эффективный гидродинамический режим в каждом конкретном случае можно установить только путем технико-экономического расчета.

Поэтому рабочая фиктивная скорость газа $w_{\text{ср}}$ меньше скорости захлебывания w_3 и обычно составляет

$$w_{\text{ср}} = (0,75 - 0,95) w_3. \quad (5.87)$$

Эквивалентный диаметр элемента насадки можно определить по зависимости

$$d_{\text{эк}} = \frac{4\epsilon}{a}, \quad (5.88)$$

где ϵ – доля свободного объема насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; a – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Важной расчетной характеристикой насадочных колонных аппаратов является их гидравлическое сопротивление (т. е. потери давления $\Delta p_{\text{кол}}$ в газовой фазе). Величина $\Delta p_{\text{кол}}$ определяют энергетические затраты на перемещение газа через аппарат, влияет на подбор компрессорного оборудования. Кроме того, потери давления $\Delta p_{\text{кол}}$ приводят к изменению давления в аппарате, что влияет на

условия протекания процесса (так как изменяются физические свойства веществ, условия равновесия и др.).

Общее гидравлическое сопротивление насадочной колонны $\Delta p_{\text{кол}}$ есть сумма гидравлических сопротивлений контактной (насадочной) части $\Delta p_{\text{нас}}$ и вспомогательных устройств (штуцеров, сепараторов, распределителей и др.) $\Delta p_{\text{всп}}$:

$$\Delta p_{\text{кол}} = \Delta p_{\text{нас}} + \Delta p_{\text{всп}}. \quad (5.89)$$

Методы расчета $\Delta p_{\text{всп}}$ приведены в специальной литературе.

Величину $\Delta p_{\text{нас}}$ определяют с помощью уравнения

$$\Delta p_{\text{нас}} = A \Delta p_{\text{сух}}, \quad (5.90)$$

где A – коэффициент, учитывающий увеличение гидравлического сопротивления из-за наличия в свободном объеме насадки орошающей жидкости; $\Delta p_{\text{сух}}$ – гидравлическое сопротивление сухой (неорошаемой насадки):

$$\Delta p_{\text{сух}} = \lambda \frac{H_{\text{нас}}}{d_{\text{эк}}} \frac{\rho_{\text{г}}}{2} \left(\frac{w_{\text{ф}}}{\varepsilon} \right)^2, \quad (5.91)$$

где λ – обобщенный коэффициент трения насадки; $H_{\text{нас}}$ – высота насадочной части колонны, м; $d_{\text{эк}}$ – эквивалентный диаметр элемента насадки, м; $\rho_{\text{г}}$ – осредненная плотность газовой (паровой) фазы в аппарате, кг/м³; $w_{\text{ф}}$ – действительная среднерасходная фиктивная скорость газа в аппарате, м/с; ε – доля свободного объема насадки, м³/м³.

Величину обобщенного коэффициента трения насадки λ можно определить по следующим зависимостям:

– при $\text{Re}_{\text{г}} < 80$

$$\lambda = \frac{400}{\text{Re}_{\text{г}}^{0,85}}; \quad (5.92)$$

– при $80 < \text{Re}_{\text{г}} < 400$

$$\lambda = \frac{70}{\text{Re}_{\text{г}}^{0,45}}; \quad (5.93)$$

– при $\text{Re}_{\text{г}} > 400$

$$\lambda = \frac{16,5}{\text{Re}_{\text{г}}^{0,2}}. \quad (5.94)$$

Число Рейнольдса для газовой (или паровой) фазы рассчитывается по уравнениям

$$\text{Re}_{\text{г}} = \frac{4w_{\text{ф}}\rho_{\text{г}}}{a\mu_{\text{г}}} \text{ или } \text{Re}_{\text{г}} = \frac{w_{\text{ф}}d_{\text{эк}}\rho_{\text{г}}}{\varepsilon\mu_{\text{г}}}, \quad (5.95)$$

где a – удельная поверхность насадки, м²/м³; $\mu_{\text{г}}$ – коэффициент динамической вязкости газа (пара), Па·с; $d_{\text{эк}}$ – эквивалентный диаметр элемента насадки, м; ε – доля свободного объема насадки, м³/м³.

Для определения коэффициента A в уравнении (5.90) необходимо предварительно вычислить *плотность орошения*:

$$U = \frac{Q_{\text{ж}}}{S} = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} S}, \quad (5.96)$$

где $Q_{\text{ж}}$ – объемный расход жидкости в колонне, $\text{м}^3/\text{с}$; L – массовый расход жидкости в колонне, $\text{кг}/\text{с}$; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости в колонне, $\text{кг}/\text{м}^3$.

При плотности орошения $U < 0,02 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$ можно воспользоваться формулой Лева:

$$A = 10^{bU}, \quad (5.97)$$

где b – коэффициент, зависящий от типа насадки и размеров ее элементов.

Значение коэффициента b для некоторых типов насадок приведены в табл. 5.3.

Таблица 5.3

Значение коэффициента b для насадок

Тип насадки	Способ укладки насадки	Размер насадочных тел, мм	b
Кольца Рашига	Упорядоченно	50	173
		80	144
		100	119
	Внавал	25	184
		50	169
Кольца Палля	Внавал	50	126
Седла Инталокс	Внавал	25	33
		50	28
Седла Берля	Внавал	25	30

При величине плотности орошения $U \geq 0,02 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$ необходимо рассчитать фактор Φ :

$$\Phi = \left(\frac{L}{G} \right)^{1,8} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right) \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{г}}} \right)^{0,2}, \quad (5.98)$$

где L – осредненный массовый расход жидкой фазы, $\text{кг}/\text{с}$; G – осредненный массовый расход газовой (паровой) фазы, $\text{кг}/\text{с}$; $\rho_{\text{г}}$ и $\rho_{\text{ж}}$ – плотность газовой и жидкой фазы соответственно, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\mu_{\text{ж}}$ и $\mu_{\text{г}}$ – коэффициент динамической вязкости жидкой и газовой фазы соответственно, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

При $\Phi \leq 0,5$

$$A = 1 + 8,4 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,405} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,225} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{г}}} \right)^{0,045}; \quad (5.99)$$

при $\Phi > 0,5$

$$A = 1 + 10 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,945} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,525} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{г}}} \right)^{0,105}. \quad (5.100)$$

ПРИМЕР 5.5

В трубчатом непрерывно действующем абсорбционном аппарате при средней температуре $t = 20^\circ\text{C}$ и среднем давлении $p = 3$ атм протекает процесс абсорбции. В качестве инертной жидкости используется вода, стекающая по внутренней поверхности труб. В качестве инертного газа – воздух, поднимающийся внутри труб и контактирующий с газом.

Массовый расход жидкой фазы в абсорбере $L = 7$ кг/с, а газовой фазы – $G = 0,52$ кг/с. Количество труб диаметром $d = 25 \times 2$ мм составляет $n = 404$, а высота труб $H = 7,5$ м.

Пренебрегая содержанием распределяемого компонента в фазах, явлением волнообразования на поверхности стекающей жидкой пленки и считая, что вся внутренняя поверхность труб покрыта жидкостью, определить:

- 1) среднюю толщину и среднюю скорость стекания жидкой пленки;
- 2) минимальную поверхность контакта жидкой и газовой фаз;
- 3) гидравлическое сопротивление, возникающее при прохождении газовой фазы в трубах абсорбера.

Решение

Для определения средней толщины δ и средней (среднерасходной) скорости w стекания жидкой пленки вначале с помощью формулы (5.76) рассчитаем линейную массовую плотность орошения Γ :

$$\Gamma = \frac{L}{\Pi},$$

где L – массовый расход орошающей жидкости, кг/с; Π – суммарный периметр поверхности, по которой стекает пленка, м.

Поскольку вся внутренняя поверхность труб покрыта стекающей жидкой пленкой, то периметром слива является сумма длин окружностей труб с внутренним диаметром $d = 25 - 2 \cdot 2 = 21$ мм = 0,021 м:

$$\Pi = n\pi d = 404 \cdot 3,14 \cdot 0,021 = 26,653 \text{ м},$$

$$\Gamma = \frac{7}{26,653} = 0,2626 \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}}.$$

По уравнению (5.75) находим критерий Рейнольдса и устанавливаем гидродинамический режим стекания пленки:

$$\text{Re}_{\text{пл}} = \frac{4\Gamma}{\mu_{\text{ж}}},$$

где $\mu_{\text{ж}} = 10^{-3}$ Па·с – коэффициент динамической вязкости жидкости (воды) при средней температуре абсорбции $t = 20^\circ\text{C}$ (табл. 8 приложения).

Тогда

$$\text{Re}_{\text{пл}} = \frac{4 \cdot 0,2626}{10^{-3}} = 1050,4 < 1600,$$

следовательно, режим стекания жидкой пленки будет ламинарным с волнистой поверхностью.

Среднюю толщину стекающей в ламинарном режиме пленки определим с помощью зависимости (5.78)

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}^2 g}}.$$

При этом плотность жидкости (воды) при $t = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ $\rho_{\text{ж}} = 998 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ (табл. 5 приложения).

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3 \cdot 0,2626 \cdot 10^{-3}}{998^2 \cdot 9,81}} = 4,32 \cdot 10^{-4} \text{ м} = 0,432 \text{ мм}.$$

Согласно формуле (5.77) средняя (среднерасходная) скорость стекания жидкой пленки будет

$$w_{\text{ж}} = \frac{\Gamma}{\rho_{\text{ж}} \delta} = \frac{0,2626}{998 \cdot 4,32 \cdot 10^{-4}} = 0,6091 \text{ м/с}.$$

Для определения эквивалентного диаметра $d_{\text{э}}$ рассмотрим поперечное сечение трубы, через которое проходит газовая фаза (воздух) и взаимодействует со стекающей жидкой пленкой.

Поскольку, согласно условию, жидкость равномерно смачивает поверхность труб аппарата и стекает по ним пленкой постоянной толщины δ , а волнообразие на ее поверхности отсутствует, то эквивалентный диаметр этого сечения $d_{\text{э}}$ будет

$$d_{\text{э}} = d - 2\delta = 21 - 2 \cdot 0,432 = 20,136 \text{ мм} = 2,0136 \cdot 10^{-2} \text{ м}.$$

Площадь этого поперечного сечения $S_{\text{э}}$ определится как

$$S_{\text{э}} = \frac{\pi d_{\text{э}}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot (2,0136 \cdot 10^{-2})^2}{4} = 3,184 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

Периметр этого сечения определится по уравнению:

$$\Pi_{\text{э}} = \pi d_{\text{э}} = 3,14 \cdot 2,0136 \cdot 10^{-2} = 6,326 \cdot 10^{-2} \text{ м}.$$

Тогда минимальная площадь поверхности контакта фаз во всех трубах ($n = 404$) будет

$$S_{\text{min}} = n\Pi_{\text{э}}H = 404 \cdot 6,326 \cdot 10^{-2} \cdot 7,5 = 191,68 \text{ м}^2.$$

На самом деле, вследствие волнообразия на поверхности пленки действительная площадь контактной поверхности будет больше, чем $S_{\text{min}} = 191,68 \text{ м}^2$.

Среднерасходную скорость газа (воздуха) в аппарате $w_{\text{г}}$ найдем с помощью уравнения (1.5):

$$w_{\text{г}} = \frac{G}{\rho_{\text{г}} n S_{\text{э}}},$$

где $\rho_{\text{г}}$ – плотность газовой фазы при температуре $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C} = 293 \text{ К}$ и давлении $p = 3 \text{ атм} = 3 \cdot 101\,325 = 303\,975 \text{ Па}$.

Причем согласно зависимости (1.32) и пренебрегая содержанием распределяемого компонента в газовой фазе, запишем

$$\rho_r = \rho_0 \frac{p}{p_0} \frac{T_0}{T},$$

где $\rho_0 = 1,293 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ – плотность воздуха при нормальной температуре $T_0 = 273,15 \text{ К}$ и нормальном давлении $p_0 = 101\,325 \text{ Па}$ (табл. 6 приложения).

$$\rho_r = 1,293 \cdot \frac{303\,975}{101\,325} \cdot \frac{273,15}{293,15} = 3,614 \text{ кг/м}^3;$$

$$w_r = \frac{0,52}{3,614 \cdot 404 \cdot 3,184 \cdot 10^{-4}} = 1,119 \text{ м/с}.$$

При таких относительно невысоких скоростях ($w_r = 1,119 \text{ м/с}$) движение газа не оказывает существенного влияния на стекание пленки, а поэтому $w_{\text{ж}}$ и δ определены достаточно точно.

Гидравлическое сопротивление $\Delta p_{\text{пл}}$, возникающее при прохождении газовой фазы в трубах абсорбера, определим по уравнению (5.81):

$$\Delta p_{\text{пл}} = \lambda \frac{H}{d_{\text{эк}}} \frac{w_{\text{отн}}^2 \rho_r}{2}.$$

В этом уравнении $d_{\text{эк}} = 2,0136 \cdot 10^{-2} \text{ м}$ – эквивалентный диаметр канала, по которому проходит газ; $w_{\text{отн}}$ – относительная скорость газа, м/с; λ – коэффициент трения.

Так как газ и жидкость двигаются противотоком (газ – снизу вверх, а жидкость – сверху вниз), то

$$w_{\text{отн}} = w_r + w_{\text{ж}} = 1,119 + 0,6091 = 1,7281 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Для нахождения λ вначале рассчитаем критическое значение числа Рейнольдса для газа по уравнению (5.82):

$$\text{Re}_{\text{г. кр}} = \left[\frac{86}{0,11 + 0,9 \left(\frac{w_{\text{ж}} \mu_{\text{ж}}}{\sigma_{\text{ж}}} \right)^{2/3}} \right]^{1,19}.$$

Коэффициент поверхностного натяжения жидкости (воды) при $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ $\sigma_{\text{ж}} = 72,8 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$ (табл. 11 приложения).

Тогда

$$\text{Re}_{\text{г. кр}} = \left[\frac{86}{0,11 + 0,9 \cdot \left(\frac{0,6091 \cdot 10^{-3}}{72,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{2/3}} \right]^{1,19} = 1962,6.$$

При этом значение критерия Рейнольдса газа найдем с помощью формулы (5.83):

$$\text{Re}_\Gamma = \frac{w_{\text{отн}} d_{\text{эк}} \rho_\Gamma}{\mu_\Gamma}.$$

Коэффициент динамической вязкости газа (воздуха) при $t = 20^\circ\text{C}$ будет $\mu_\Gamma = 18,3 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. 9 приложения).

Следовательно,

$$\text{Re}_\Gamma = \frac{1,7281 \cdot 2,0136 \cdot 10^{-2} \cdot 3,614}{18,3 \cdot 10^{-6}} = 6872.$$

Поскольку $\text{Re}_\Gamma = 6872 > \text{Re}_{\Gamma, \text{кр}} = 1962,6$, то коэффициент трения можно определить по зависимости (5.85):

$$\lambda = \frac{0,11 + 0,9 \left(\frac{w_{\text{ж}} \mu_{\text{ж}}}{\sigma_{\text{ж}}} \right)^{2/3}}{\text{Re}_\Gamma^{0,16}} = \frac{0,11 + 0,9 \cdot \left(\frac{0,6091 \cdot 10^{-3}}{72,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{2/3}}{6872^{0,16}} = 0,03577.$$

Подставляя численные значения в уравнение (5.81), окончательно находим

$$\Delta p_{\text{пл}} = 0,03577 \cdot \frac{7,5 \cdot 3,614}{2,0136 \cdot 10^{-2}} \cdot \frac{1,7281^2}{2} = 71,9 \text{ Па}.$$

Ответ: $\delta = 0,432 \text{ мм}$; $w_{\text{ж}} = 0,6091 \text{ м/с}$; $S_{\text{мин}} = 191,68 \text{ м}^2$; $\Delta p_{\text{пл}} = 71,9 \text{ Па}$.

5.6.7. Диспергирование жидкостей

Одним из распространенных способов создания поверхности контакта между жидкостью и газом (паром) является диспергирование – распыление (дробление) достаточно большого объема жидкости на капли. Этот же способ используется при образовании контактной поверхности в системе жидкость – жидкость.

Следует учесть, что при таком диспергировании:

- 1) форма капли при движении ее в газе может существенно изменяться под действием аэродинамического воздействия со стороны газа, при этом изменения могут быть циклическими (при которых происходит колебание поверхности капли) и направленными (форма капли из шарообразной переходит в сфероид, тор и т. д.);
- 2) внутри капли могут возникать переменные циркуляционные токи жидкости;
- 3) капли могут разрушаться с образованием более мелких капель;
- 4) при массовом движении капель они могут сталкиваться между собой, что приводит к взаимному отскоку, слиянию капель в одну, слиянию с последующим диспергированием вследствие сильного возмущения поверхности.

Выделяют следующие способы диспергирования.

Гидравлическое диспергирование. Основным энергетическим фактором данного вида диспергирования является давление, создаваемое в жидкости. При

этом обычно жидкость в диспергирующем устройстве приобретает достаточно большую скорость и преобразуется в промежуточную форму (струи, пленка и т. д.), которая затем быстро и эффективно распадается на капли.

Разрушение струи (пленки) является в основном следствием развития в ней колебательных процессов под воздействием аэродинамических сил и сил поверхностного натяжения, стремящихся деформировать и разорвать струю (пленку), а также результатом возмущений, обусловленных конструктивными особенностями диспергирующего устройства, качеством его изготовления и режимов работы. Силы вязкостного трения, наоборот, препятствуют диспергированию.

На процесс диспергирования также влияют физические свойства жидкости и газа (пара). Так, например, вязкость оказывает стабилизирующее воздействие, затрудняя развитие волновых явлений, при увеличении поверхностного натяжения также наблюдается замедление распада струй и пленок жидкости.

Механизм дробления жидкости, покинувшей диспергирующий элемент, зависит прежде всего от формы вытекающей струи или пленки и соотношения скоростей жидкости и окружающей среды, которые определяются конструкцией и режимами работы диспергирующего устройства.

При гидравлическом диспергировании скорость окружающего газа (пара) обычно значительно ниже скорости истечения жидкости, вытекающей из диспергирующего устройства обычно в виде цилиндрической струи или пленки различной формы.

При незначительных скоростях истечения жидкости из диспергирующего устройства ($w \approx 0$) она выходит из отверстий диспергирующего устройства в виде отдельных капель (рис. 5.31, а). Увеличение скорости истечения до 1,5 м/с приводит к образованию короткой струи, которая разрушается с образованием капель различных размеров (рис. 5.31, б). Это обусловлено медленным перетеканием жидкости в струе из более узких мест в более широкие под действием сил поверхностного натяжения. При скорости истечения 1,5–2,5 м/с струя вытягивается и разрушается с образованием капель примерно одинакового размера (рис. 5.31, в). При скорости истечения более 2,5 м/с длина струи увеличивается до максимума (рис. 5.31, г), число капель одинакового размера при этом уменьшается, происходит образование дополнительных мелких капелек. С ростом скорости истечения увеличивается число таких капель, при этом возрастает и количество крупных капель.

Отметим, что со снижением вязкости жидкости и ее поверхностного натяжения длина струи увеличивается, а диаметр образующихся капель уменьшается.

Распад пленки жидкости обусловлен двумя основными причинами:

1) возникновением на пленке отдельных разрывов, величина и число которых постепенно увеличиваются до образования сетки, состоящей из тонких нитей, распадающихся на множество мелких капель (рис. 5.32, а, б);

2) образованием на пленке перпендикулярно направлению потока неустойчивых волн (амплитуда которых возрастает при удалении от кромки диспергатора), что приводит к разрушению пленки на параллельные нити, которые дробятся на капли (рис. 5.32, в).

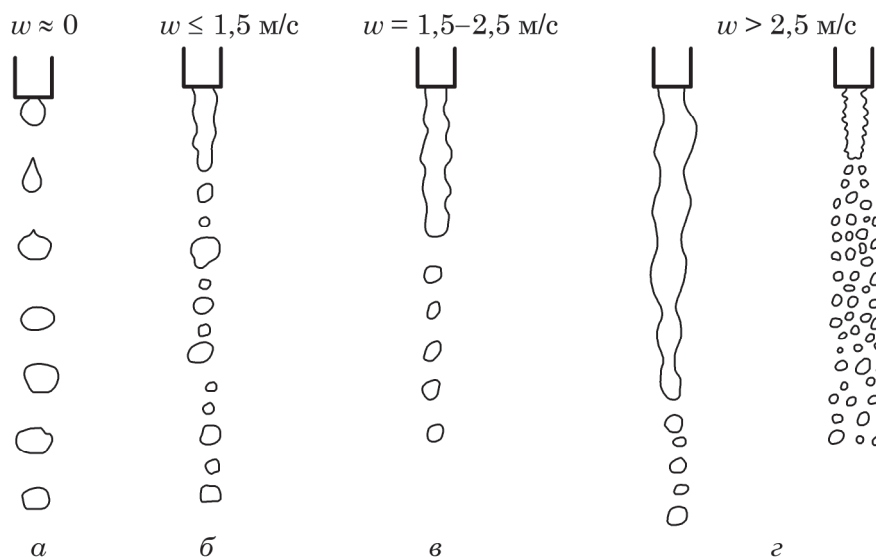


Рис. 5.31. Схема разрушения цилиндрической струи при постепенном увеличении скорости ее истечения из сопла

Чаще всего устройствами для гидравлического диспергирования являются форсунки, которые подразделяются на струйные, форсунки с соударением струй, центробежные форсунки.

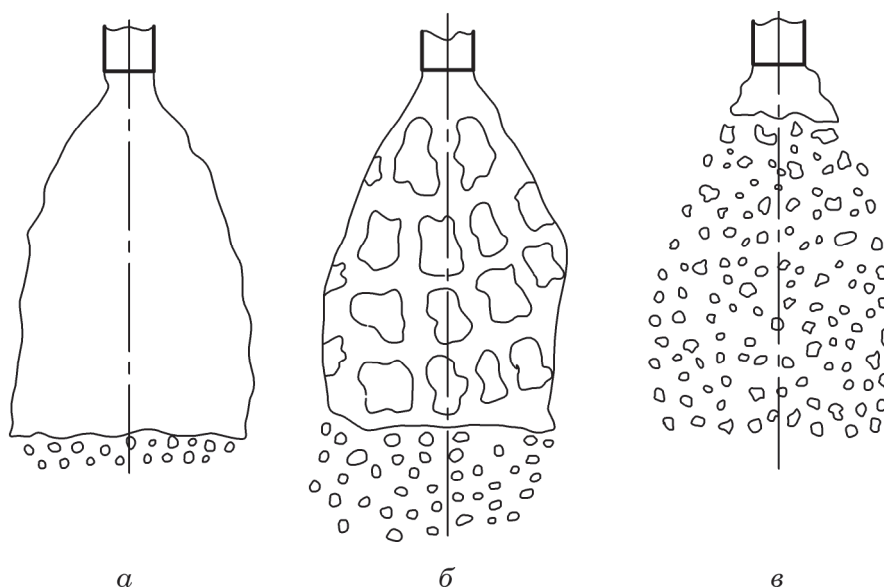


Рис. 5.32. Схема разрушения плоской пленки при увеличении скорости истечения жидкости из сопла

Струйные форсунки представляют собой насадок с цилиндрическим или другой формы отверстием (соплом). Вытекающая из него под действием перепада давления струя распадается на капли с достаточно большим разбросом размеров. На рис. 5.33 в качестве примера приведены схемы струйных форсунок с цилиндрическим, щелевым, кольцевым соплами и соплом в виде круговой прорези.

Форсунки с соударением струй работают по принципу разбивания на капли нескольких струй, вытекающих из соответствующих насадков. Из точки столкновения

двух цилиндрических струй результирующий поток рассекается радиально, образуя плоскую пленку, распадающуюся на капли.

Центробежные форсунки обычно имеют тангенциально расположенные к цилиндрической поверхности выходные отверстия, что способствует более интенсивному распаду струи из сопла.

Гидравлическое диспергирование является самым простым экономичным способом дробления жидкости, поэтому оно наиболее широко распространено в технике.

Недостатками гидравлического диспергирования являются довольно грубое и неоднородное дробление жидкости, трудность диспергирования высоковязких жидкостей.

Повысить эффективность гидравлического диспергирования можно путем создания пульсации давления и расхода диспергируемой жидкости. Возникающие при этом дополнительные колебания струй или пленки способствуют увеличению поверхностной энергии, приводящей к потере устойчивости потока.

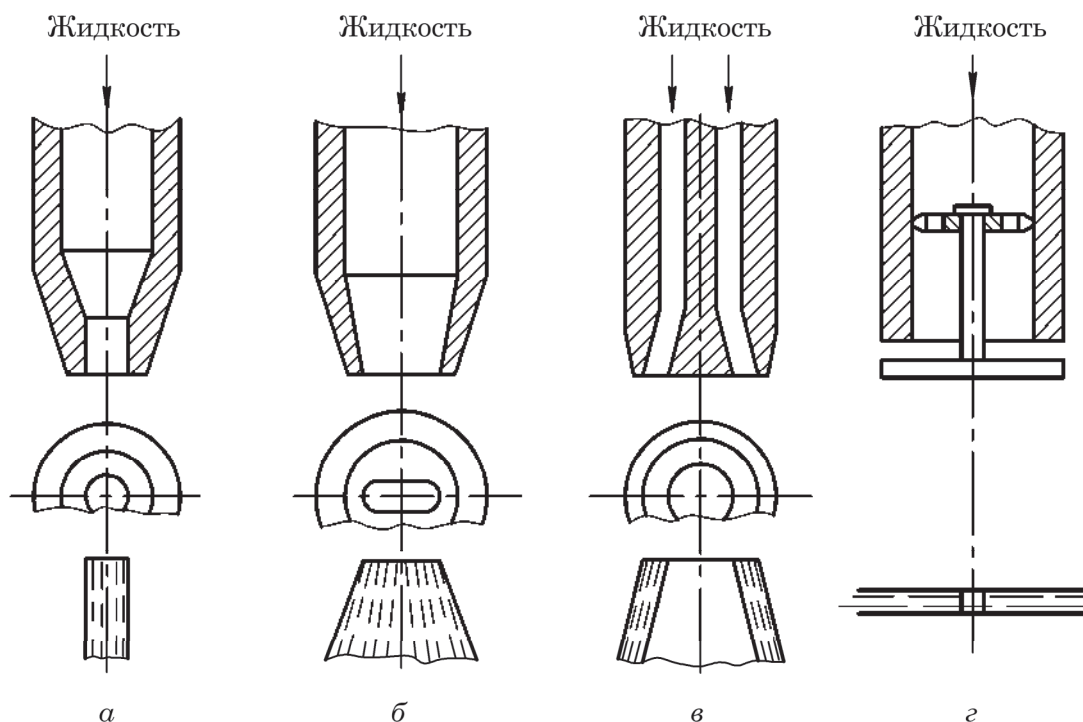


Рис. 5.33. Формы сопловых каналов
и образующихся струй в струйных форсунках:
а – цилиндрическое сопло; б – щелевидное сопло;
в – кольцевое сопло; г – сопло в виде круглой прорези

Механическое диспергирование. В этом случае жидкость получает энергию вследствие трения о быстровращающийся рабочий элемент. Далее под действием центробежных сил жидкость срывается в виде пленки и струй с рабочего элемента и дробится на капли.

На рис. 5.34 представлена схема механического диспергатора, содержащего вращающийся тарельчатый диск. Жидкость попадает через отверстие 3 патрубка 2 на вращающийся диск 1, раскручивается им и под действием центробежных

сил движется по поверхности диска к периферии, далее срывается с кромок диска в виде пленки и струек, которые впоследствии дробятся на капли.

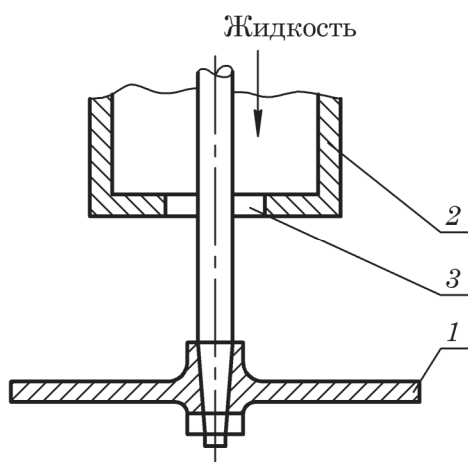


Рис. 5.34. Схема тарельчатого рабочего элемента:
1 – диск; 2 – патрубок; 3 – отверстие

Пневматическое диспергирование широко используется в пневматических форсунках (рис. 5.35). При этом газ с большой скоростью движется в узких каналах патрубка 1. Жидкость под давлением подается на поверхность направляющего диска 3. Газовый поток, воздействуя на жидкость, интенсивно ее диспергирует с образованием большого количества мелких капель.

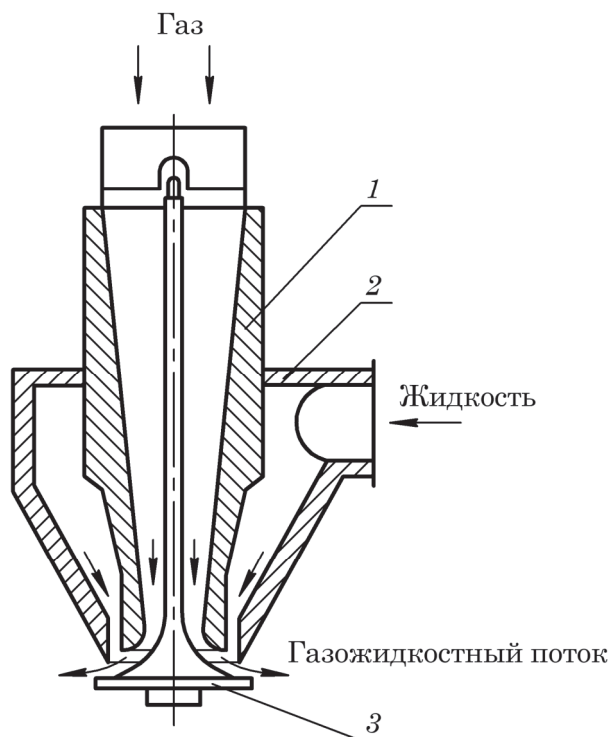


Рис. 5.35. Схема пневматической форсунки:
1 – патрубок для подачи сжатого воздуха;
2 – патрубок для подачи диспергируемой жидкости;
3 – направляющий диск (тарелка)

ПРИМЕР 5.6

В полном распыливающем непрерывно действующем абсорбере высотой $H = 5$ м (рис. 5.36) в режиме общего противотока происходит движение и взаимодействие инертных газа (воздуха) и жидкости (воды).

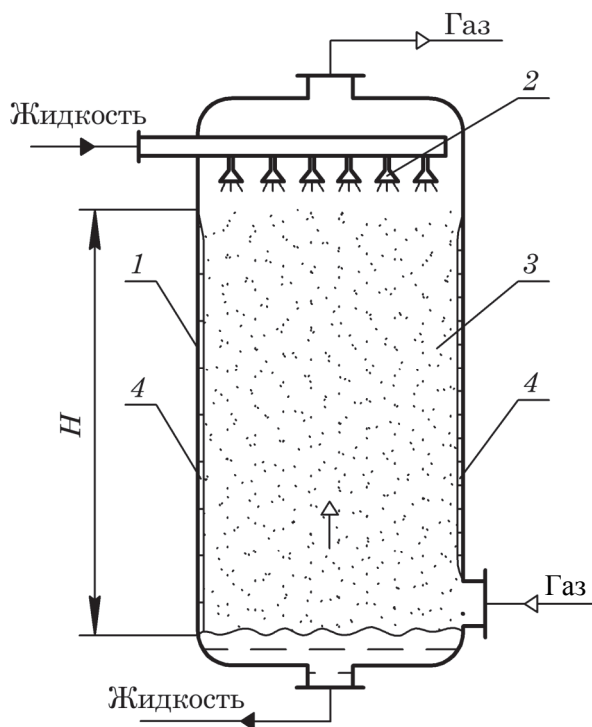


Рис. 5.36. Полный непрерывно действующий распыливающий абсорбер:

- 1 – корпус абсорбера;
- 2 – диспергаторы (форсунки);
- 3 – капельки жидкости;
- 4 – стекающая вниз пленка

Рабочее давление в абсорбере $p = 1$ атм, а рабочая температура $t = 20$ °С.

Средний диаметр капелек жидкости, образующихся при диспергировании (дроблении) подаваемой на орошение жидкой фазы форсунками, составляет $d_{\text{ср}} = 0,15$ мм. Образующиеся при диспергировании капельки жидкости осаждаются под действием силы тяжести вниз в восходящем потоке газа, средняя скорость движения которого $w_r = 0,25$ м/с. На поверхности капелек протекает абсорбция.

Часть капелек жидкости попадает на внутреннюю поверхность корпуса аппарата, образуя пленку, которая стекает вниз. На поверхности пленки также протекает процесс абсорбции.

Массовый расход подаваемой на орошение жидкости составляет $L = 10$ кг/с.

Считая, что 10% подаваемой в аппарат жидкости образует жидкую пленку, определить площадь поверхности всех капель жидкой фазы, находящихся в аппарате и взаимодействующих с газом.

Рассчитать также затраты полезной мощности на диспергирование жидкости форсунками.

Решение

Основную долю поверхности контакта газа и жидкости в аппарате составляет поверхность капелек, получаемых при диспергировании жидкой фазы форсунками. Эта доля является разностью общей поверхности контакта фаз и поверхности стекающей пленки. Таким образом, $100 - 10 = 90\%$ подаваемой в абсорбер жидкости идет на образование капель, т. е. массовый расход жидкости, затрачиваемой на образование капель будет

$$L_{\text{ж}} = 0,9L = 0,9 \cdot 10 = 9 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Общую площадь поверхности всех капель $F_{\text{к}}$ найдем как

$$F_{\text{к}} = n f_{\text{к}},$$

где n – число всех этих капель; $f_{\text{к}}$ – площадь поверхности одной усредненной капли со средним диаметром $d_{\text{ср}}$.

Так как диаметр капли невелик ($d_{\text{ср}} \ll 1$ мм), то с достаточной точностью капельки можно считать шарами, следовательно

$$f_{\text{к}} = \pi d_{\text{ср}}^2.$$

Кроме того, $V_{\text{ж}} = n V_{\text{к}}$, где $V_{\text{ж}}$ – объем жидкой фазы, находящейся в виде капелек в аппарате, м^3 ; $V_{\text{к}}$ – объем одной капли, м^3 .

При этом

$$V_{\text{к}} = \frac{\pi d_{\text{ср}}^3}{6}.$$

Для определения $V_{\text{ж}}$ учтем, что усредненная капля проходит сверху вниз через рабочее пространство аппарата объемом V и высотой H за время пребывания $\tau_{\text{пр}}$ с некоторой осредненной скоростью $w_{\text{ср}}$ относительно абсорбера. За это время $\tau_{\text{пр}}$ заполняется и обновляется весь контактный объем V и именно в этом объеме вмещается диспергированная жидкость объемом $V_{\text{ж}}$.

Причем

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{H}{w_{\text{ср}}};$$

$$w_{\text{ср}} = w_{\text{ос}} - w_{\text{г}},$$

где $w_{\text{ос}}$ – скорость свободного осаждения капельки в поле сил тяжести относительно восходящего потока газа. Поэтому в последнем уравнении между $w_{\text{ос}}$ и $w_{\text{г}}$ берется знак «–», так как капельки и газ двигаются противоточно друг другу

Причем согласно (1.1) и (1.4)

$$V_{\text{ж}} = Q_{\text{ж}} \tau_{\text{пр}};$$

$$Q_{\text{ж}} = \frac{L_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}}.$$

Кроме того,

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{H}{w_{\text{ср}}}.$$

Тогда

$$V_{\text{ж}} = Q_{\text{ж}} \tau_{\text{пр}} = \frac{L_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} \frac{H}{w_{\text{ср}}},$$

здесь $Q_{\text{ж}}$ – объемный расход жидкости с плотностью $\rho_{\text{ж}}$, подаваемой в аппарат и идущей на образование капелек.

Следовательно,

$$\frac{L_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} \frac{H}{w_{\text{ос}} - w_{\Gamma}} = n \frac{\pi d_{\text{ср}}^3}{6};$$

$$n = \frac{6L_{\text{ж}}H}{\pi d_{\text{ср}}^3 \rho_{\text{ж}} (w_{\text{ос}} - w_{\Gamma})};$$

$$F_{\text{к}} = \frac{6L_{\text{ж}}H}{\pi d_{\text{ср}}^3 \rho_{\text{ж}} (w_{\text{ос}} - w_{\Gamma})} \pi d_{\text{ср}}^2 = \frac{6L_{\text{ж}}H}{d_{\text{ср}} \rho_{\text{ж}} (w_{\text{ос}} - w_{\Gamma})}.$$

Так как средний размер капелек $d_{\text{ср}}$ и скорость движения газа w_{Γ} невелики, то предполагаем, что осаждение этих капелек происходит в ламинарном режиме. Следовательно, для нахождения $w_{\text{ос}}$ используем формулу Стокса (2.20):

$$w_{\text{ос}} = \frac{d_{\text{ср}}^2 (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}) g}{18\mu_{\Gamma}}.$$

При $p = 1 \text{ атм} = p_0$ и $t = 20^\circ \text{C}$ плотность жидкости $\rho_{\text{ж}} = 998 \text{ кг/м}^3$ (табл. 5 приложения); динамическая вязкость газа $\mu_{\Gamma} = 18,3 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. 9 приложения); плотность газа рассчитаем по уравнению (1.32):

$$\rho_{\Gamma} = \rho_0 \frac{p}{p_0} \frac{T_0}{T} = 1,293 \cdot \frac{101\,325}{101\,325} \cdot \frac{273,15}{273,15 + 20} = 1,205 \text{ кг/м}^3,$$

где $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при нормальных температуре $T_0 = 273,15 \text{ К}$ и давлении $p_0 = 1 \text{ атм} = 101\,325 \text{ Па}$ (табл. 6 приложения).

$$w_{\text{ос}} = \frac{(0,15 \cdot 10^{-3})^2 \cdot (998 - 1,205) \cdot 9,81}{18 \cdot 18,3 \cdot 10^{-6}} = 0,6679 \text{ м/с}.$$

С помощью уравнения (2.3) рассчитаем число Re :

$$\text{Re} = \frac{w_{\text{ос}} d_{\text{ср}} \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma}} = \frac{0,6679 \cdot 0,15 \cdot 10^{-3} \cdot 1,205}{18,3 \cdot 10^{-6}} = 6,6 > 2.$$

Следовательно, режим осаждения переходный и формула для нахождения $w_{\text{ос}}$ выбрана неверно.

По уравнению (2.23) рассчитаем w_{oc} для переходного режима:

$$w_{oc} = \frac{d_{cp}^{1,143} (\rho_{ж} - \rho_{г})^{0,714} g^{0,714}}{6,545 \mu_{г}^{0,429} \rho_{г}^{0,286}};$$

$$w_{oc} = \frac{(0,15 \cdot 10^3)^{1,143} \cdot (998 - 1,205)^{0,714} \cdot 9,81^{0,714}}{6,545 \cdot (18,3 \cdot 10^{-6})^{0,429} \cdot 1,205^{0,286}} = 0,47 \text{ м/с}.$$

Тогда для переходного режима значение критерия Рейнольдса составит

$$Re = \frac{0,47 \cdot 0,15 \cdot 10^{-3} \cdot 1,205}{18,3 \cdot 10^{-6}} = 4,642 > 2.$$

Следовательно, режим осаждения действительно переходный и скорость $w_{oc} = 0,47 \text{ м/с}$ определена верно.

Тогда

$$F_k = \frac{6 \cdot 9 \cdot 5}{0,15 \cdot 10^{-3} \cdot 998 \cdot (0,47 - 0,25)} = 8198,2 \text{ м}^2.$$

Полезную мощность $N_{п}$, затрачиваемую на диспергирование жидкости форсунками, определим как

$$N_{п} = \frac{A}{\tau},$$

где A – работа диспергирования жидкости в единицу времени $\tau = 1 \text{ с}$. Причем согласно (1.76)

$$A = \sigma_{ж} F,$$

где $\sigma_{ж} = 72,8 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$ – коэффициент поверхностного натяжения жидкости (воды) при $t = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$; (табл. 11 приложения); F – площадь вновь образованной поверхности капель, м^2 .

При этом

$$F = n' f_k = n' \pi d_{cp}^2,$$

где n' – количество капелек со средним диаметром d_{cp} , образующихся в единицу времени $\tau = 1 \text{ с}$:

$$n' = \frac{V'_{ж}}{V_k},$$

где $V'_{ж}$ – объем жидкости, диспергируемой форсунками в аппарате в единицу времени $\tau = 1 \text{ с}$; V_k – объем одной капли, м^3 .

Согласно формулам (1.1) и (1.4)

$$V_k = \frac{\pi d_{cp}^3}{6};$$

$$V'_{\text{ж}} = \frac{L\tau}{\rho_{\text{ж}}}.$$

Тогда

$$n' = \frac{\frac{L\tau}{\rho_{\text{ж}}}}{\frac{\pi d_{\text{ср}}^3}{6}} = \frac{6L\tau}{\rho_{\text{ж}} \pi d_{\text{ср}}^3};$$

Следовательно, площадь вновь образованной поверхности капель будет

$$F = \frac{6L\tau}{\rho_{\text{ж}} \pi d_{\text{ср}}^3} \pi d_{\text{ср}}^2 = \frac{6L\tau}{\rho_{\text{ж}} d_{\text{ср}}},$$

а полезная мощность составит

$$N_{\text{п}} = \frac{A}{\tau} = \frac{\sigma_{\text{ж}} F}{\tau},$$

тогда

$$N_{\text{п}} = \frac{\sigma_{\text{ж}} 6L\tau}{\rho_{\text{ж}} d_{\text{ср}} \tau} = \frac{6L\sigma_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} d_{\text{ср}}} = \frac{6 \cdot 10 \cdot 72,8 \cdot 10^{-3}}{998 \cdot 0,15 \cdot 10^{-3}} = 29,2 \text{ Вт.}$$

Ответ: $F_{\text{к}} = 8198,2 \text{ м}^2$; $N_{\text{п}} = 29,2 \text{ Вт}$.

5.7. ВОПРОСЫ И ЗАДАНИЯ ДЛЯ САМОПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. Виды зернистых слоев в зависимости от формы и размеров твердых частиц.
2. Что такое порозность и удельная поверхность зернистого слоя? От чего они зависят и как рассчитываются?
3. Что такое эквивалентный диаметр частиц зернистого слоя? Как рассчитывается данная величина для моно- и полидисперсных зернистых слоев?
4. Дайте характеристику трех основных состояний зернистого слоя при пропускании через них восходящего газового потока. Что такое критические скорости?
5. Как определяется гидравлическое сопротивление неподвижного зернистого слоя?
6. Что из себя представляет псевдооживленный зернистый слой? Аппараты с псевдооживленным слоем, достоинства, недостатки, область их применения.
7. Аналитический и графический методы определения критических скоростей и порозности зернистого слоя.
8. Расчет гидравлического сопротивления аппаратов кипящего слоя.
9. Определение высоты и диаметра аппаратов кипящего слоя.
10. Пневмотранспорт и его расчет.
11. Через зернистый монодисперсный слой сферических частиц стекла проходит восходящий поток аргона при температуре $t = 30^\circ\text{C}$ и давлении $p = 1,2 \text{ атм}$. В каком состоянии будут находиться частицы стекла, если средняя скорость газа $w = 3 \text{ м/с}$, а диаметр зерен равен: $d_1 = 0,5 \text{ м}$; $d_2 = 2,5 \text{ м}$.

Глава 6

ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

В данной главе рассмотрены процессы механического и пневматического перемешивания. Приведены основные конструкции и области применения механических и пневматических устройств, а также методики расчета основных параметров механических вращающихся и пневматических устройств и аппаратов, содержащих такие устройства. Рассмотрены основы гидродинамического подобия при механическом перемешивании вращающимися мешалками, даны типовые примеры расчета аппаратов с механическими и пневматическими перемешивающими устройствами.

Rozdział 6

MIESZANIE

W tym rozdziale rozpatrzono procesy mieszania mechanicznego i pneumatycznego. Przedstawiono główne konstrukcje i obszary zastosowań urządzeń mechanicznych i pneumatycznych oraz metody obliczania podstawowych parametrów aparatów z mieszaniem mechanicznym i pneumatycznym. Przedstawiono podstawy podobieństwa hydrodynamicznego podczas mieszania mechanicznego za pomocą mieszadeł obrotowych oraz podano typowe przykłady obliczeń dla aparatów z mechanicznymi i pneumatycznymi urządzeniami mieszającymi.

Перемешивание является очень распространенным процессом в химической и смежных с ней отраслях промышленности. В зависимости от системы выделяют перемешивание жидкостей, паст, тестообразующих масс и твердых сыпучих материалов. Наиболее распространено перемешивание жидкостей и жидких смесей – однородных растворов, а также неоднородных смесей с жидкой дисперсионной фазой – суспензий, эмульсий.

При перемешивании достигаются следующие цели:

1) выравниваются свойства перемешиваемой среды (концентрации компонентов смеси, температуры, плотности, вязкости и др.) во всем ее объеме;

2) благодаря подводу внешней механической энергии усиливается турбулизация жидких фаз в перемешиваемой смеси, уменьшается толщина пограничных слоев с высоким гидродинамическим, тепловым и диффузионным сопротивлением (между фазами в случае массообменных процессов либо между поверхностью стенки аппарата и перемешиваемой жидкостью). Это способствует интенсификации гидродинамических, тепловых, массообменных и химических процессов;

3) происходит интенсивное дробление дисперсной фазы, если дисперсной фазой является жидкость или газ и увеличивается площадь поверхности ее контакта со сплошной фазой.

Наиболее важными характеристиками перемешивающих устройств являются их эффективность и интенсивность действия.

Эффективность перемешивающего устройства характеризует качество проведения процесса перемешивания и может быть выражена по-разному в зависимости от цели перемешивания. Например, в случае образования суспензий и эмульсий эффективность перемешивания определяется тем, как близки между собой концентрации целевого компонента в различных точках сосуда, т. е. однородностью полей концентраций. При интенсификации тепловых и диффузионных (массообменных) процессов эффективность характеризуется отношением коэффициентов теплоотдачи и массоотдачи при перемешивании и без него.

Интенсивность перемешивания определяется временем достижения заданного технологического результата.

Перемешивание осуществляется в аппаратах, название которых обусловлено, как правило, названием главных процессов, протекающих в них (например, реакторы, нейтрализаторы, ферментеры и т. д.). Наиболее широко в химической промышленности используется перемешивание в жидких средах. Этот процесс лучше всего разработан теоретически. Для его осуществления создано наиболее совершенное оборудование и разработаны методы определения основных характеристик. Для перемешивания жидких сред применяют следующие способы: механический с помощью мешалок, пневматический и циркуляционный.

6.1. МЕХАНИЧЕСКОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Наибольшее распространение получили механические способы перемешивания с помощью мешалок, совершающих вращательное движение. Рабочим органом таких мешалок являются лопасти различных конструкций, вращающиеся вместе с валом. Также используются мешалки с возвратно-поступательным движением рабочего органа.

Рабочий орган мешалки, например лопасти различных конструкций, двигаясь в жидкой среде, передают ей механическую энергию, реализуя цели перемешивания. При этом можно установить явную аналогию воздействия рабочего органа мешалки на перемешиваемую жидкую среду с воздействием на жидкость осаждаемой твердой частицы (см. подглаву 2.1).

При перемешивании вращающимися механическими мешалками перемешиваемая среда двигается по сложным траекториям, причем величина и направление ее скорости существенно меняются в пространстве и времени. Тем не менее можно обозначить следующие основные пространственные составляющие такого движения для любого выделенного относительно небольшого объема перемешиваемой среды (рис. 6.1):

1) *окружная скорость* $\vec{v}_{\text{окр}}$, перпендикулярная радиусу r , проведенному от заданного объема жидкости к оси вращения. Эта скорость обусловлена вращением лопастей мешалки и воздействием их на жидкую среду. При этом благодаря действию сил вязкостного трения вращательное движение передается и в отдаленные от мешалки области перемешиваемой среды с постепенным затуханием;

2) *радиальная составляющая скорости* \vec{v}_r , направленная по радиусу r от оси вращения к периферии в области вращающихся лопастей мешалки. Скорость \vec{v}_r обусловлена в первую очередь действием центробежных сил из-за наличия окружной скорости $\vec{v}_{\text{окр}}$, поэтому влияние \vec{v}_r на периферии аппарата, а также в областях, удаленных от лопастей мешалки, менее существенно;

3) *осевая скорость* $\vec{v}_{\text{ос}}$, которая направлена вдоль оси вращения и обусловлена появлением осевой силы воздействия лопастей мешалки на жидкость. При этом осевая скорость может изменять направление на противоположное. Так, согласно рис. 6.1, осевая скорость ближе к оси вращения направлена сверху вниз, а у периферии корпуса аппарата снизу вверх. Таким образом, возникает циркуляционное движение жидкости в большом ее объеме, что способствует реализации целей перемешивания.

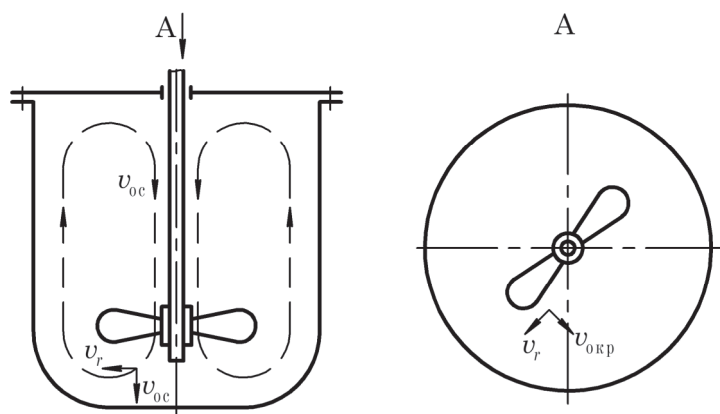


Рис. 6.1. Составляющие движения перемешиваемой среды

Следует также учесть, что при достаточно большой окружной скорости вращения $\vec{v}_{\text{окр}}$ происходит отрыв пограничного слоя от поверхности лопастей (обычно на периферии мешалки, где значение $\vec{v}_{\text{окр}}$ максимально и силы инерции мо-

гут превзойти силы поверхностного натяжения*). При этом образуется турбулентный кормовой след, где возникает зона пониженного давления, куда устремляется жидкость, усиливая перемешивание.

Заметим, что соотношения между составляющими скорости зависят прежде всего от конструкций мешалок и аппаратов, в которых они установлены.

Необходимо отметить, что в зависимости от конструктивных особенностей аппарата могут возникать и другие формы движения перемешиваемой жидкости (например, при наличии перегородок возникают зоны турбулентности и застойные зоны).

Зоны турбулентности нередко возникают спонтанно, в нестационарном режиме. Именно в этих зонах происходит наиболее интенсивное перемешивание жидких сред.

6.1.1. Основные конструкции и область применения вращающихся механических мешалок

Механическое перемешивающее устройство состоит из трех основных частей: собственно мешалки, вала и привода. Мешалка может быть закреплена на вертикальном, горизонтальном или наклонном валу. Привод мешалки обычно состоит из двигателя и редуктора.

При механическом перемешивании используют различные мешалки. По скорости вращения мешалки подразделяются на *тихоходные* ($\omega < 20 \text{ с}^{-1}$) и *быстроходные* ($\omega \geq 20 \text{ с}^{-1}$). К первым относятся мешалки лопастного типа (лопастные, листовые, якорные, рамные). Схематически они показаны на рис. 6.2.

Наиболее простыми являются лопастные мешалки (рис. 6.2, а), у которых лопасти выполнены в виде прямоугольников. Часто для увеличения интенсивности осевого движения перемешиваемой среды лопасти мешалки устанавливают под наклоном к плоскости, перпендикулярной оси вала. Но и в этом случае осевое движение перемешиваемой среды не всегда достаточно интенсивно.

Поскольку наиболее интенсивное перемешивание происходит в плоскости мешалки, а аппараты, в которых установлены мешалки могут быть высокими ($\frac{H}{D} > 2$), то в областях среды, где отсутствует вертикальная циркуляция, перемешивание практически не наблюдается. Поэтому для решения этой проблемы на валу закрепляют несколько мешалок (часто повернутых друг относительно друга на 90°).

Данный недостаток лопастной мешалки также можно решить, применив листовую, якорную либо рамную мешалки (рис. 6.2, б, в, г), позволяющие перемешивать жидкую среду в значительно большем ее объеме.

Мешалки лопастного типа используются для растворения взаиморастворимых жидкостей, взмучивания легких осадков, растворения кристаллических веществ и т. д.

Листовые мешалки (рис. 6.2, б) можно рассматривать как лопастные, но с большей высотой лопасти. Для интенсификации процесса перемешивания

* По сути, эти силы являются силами прилипания.

последние иногда выполняют с отверстиями, через которые жидкость вытекает струями, интенсифицируя перемешивание. Используются листовые мешалки для смешивания жидкостей небольшой вязкости, растворения кристаллизуемых веществ, интенсификации тепло- и массообмена и т. д.

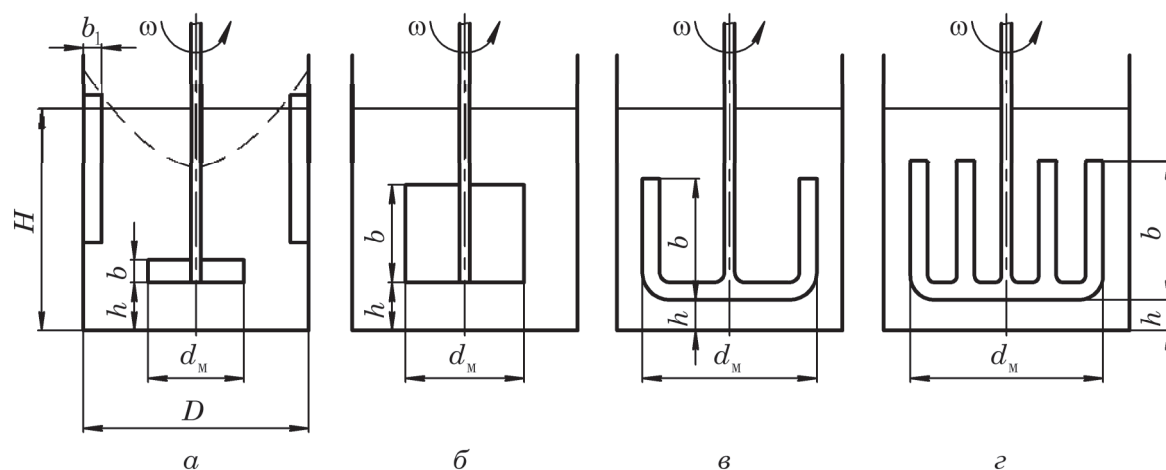


Рис. 6.2. Тихоходные мешалки:

а – лопастная; *б* – листовая; *в* – якорная; *г* – рамная

Якорные и рамные мешалки (рис. 6.2, *в*, *г*) создают интенсивное тангенциальное движение жидкости и используются при перемешивании вязких жидкостей, предупреждения выпадения осадка на стенке и днище аппарата, интенсификации тепло- и массообмена и т. д.

К быстроходным можно отнести пропеллерные и турбинные мешалки открытого, а также закрытого типов (рис. 6.3).

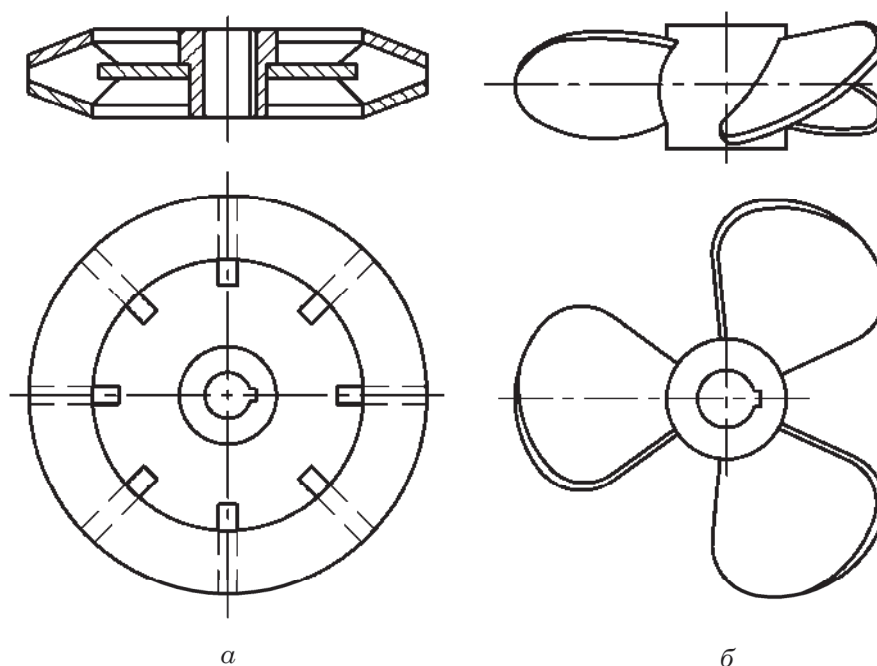


Рис. 6.3. Быстроходные мешалки:

а – турбинная; *б* – пропеллерная

Турбинные мешалки могут использоваться для тех же процессов, что и лопастные, но они более эффективны при диспергировании жидкостей и газов. Турбинная мешалка по принципу действия близка к действию рабочего колеса центробежного насоса.

Пропеллерные мешалки используются для гомогенизации больших объемов жидкости, создания маловязких эмульсий, суспензий, для процессов растворения, диспергирования газов в жидкости и т. д. Необходимо отметить, что лучше использовать их в аппаратах с выпуклыми днищами, потому что в аппаратах с плоскими или вогнутыми днищами (также, как и в аппаратах прямоугольной формы) интенсивность перемешивания падает, поскольку появляются застойные зоны.

Для улучшения перемешивания больших объемов жидкости и организации ее направленного течения в аппаратах с большим отношением высоты к диаметру корпуса устанавливают направляющий аппарат – диффузор (рис. 6.4).

Применение диффузора 4 способствует организации интенсивной вертикальной циркуляции жидкости в аппарате. В области общей циркуляции между диффузором и стенкой корпуса 1, как правило, не происходит интенсивного перемешивания. Но жидкая среда из данной области благодаря общей циркуляции попадает в область движущихся лопастей мешалки 3, где и происходит ее интенсивное перемешивание.

При $\frac{H}{D} > 2$ нередко на валу закрепляют несколько турбинных или пропеллерных мешалок.

При перемешивании высоковязких жидкостей используются шнековые (до $\mu = 500 \text{ Па} \cdot \text{с}$) и ленточные (до $\mu = 3000 \text{ Па} \cdot \text{с}$) мешалки, обеспечивающие направленные осевые токи жидкости (рис. 6.5). В шнековых $\frac{d_m}{D} \cong 0,65$, $\frac{s}{d_m} = 1,4$; в ленточ-

ных $\frac{d_m}{D} \cong 0,94$, $\frac{s}{d_m} = 1,1$ (s – шаг винтовой линии), ширина ленты $b = 0,1d_m$.

Чтобы улучшить контакт газа с жидкостью и тем самым интенсифицировать процесс массо- или теплопереноса, используются самовсасывающие мешалки (рис. 6.6), с помощью которых осуществляется как перемешивание жидкости, так и циркуляция газовой фазы.

Негативным явлением при перемешивании считается то, что при вращении мешалки с большой скоростью возникает воронка. При этом вращающаяся жидкость под действием центробежных сил поднимается по периферии сосуда (рис. 6.7), и опускается ближе к оси вращения. Если сосуд открытый, то перемешиваемая среда может переливаться через края сосуда, что в большинстве технологических процессов неприемлемо.

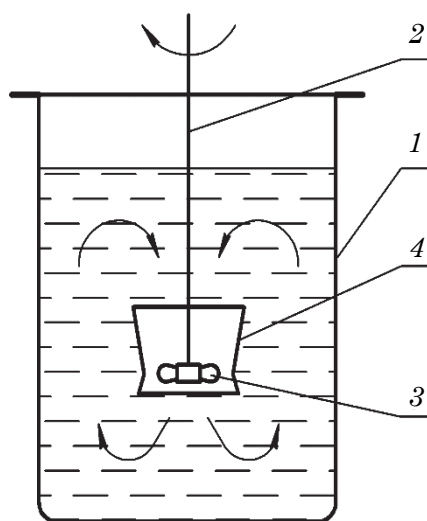


Рис. 6.4. Пропеллерная мешалка с диффузором:
1 – корпус аппарата; 2 – вал;
3 – пропеллерная мешалка;
4 – диффузор

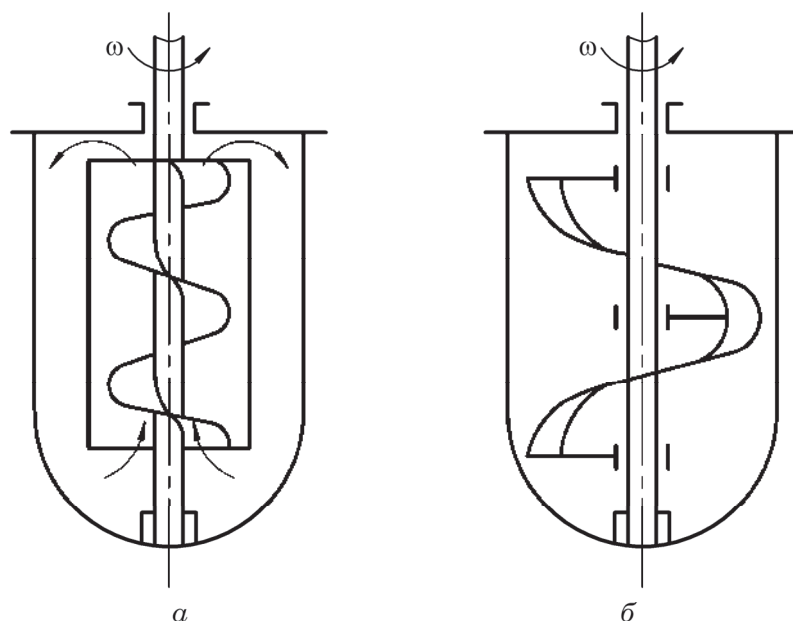


Рис. 6.5. Мешалки для перемешивания вязких жидкостей:
а – шнековая; б – ленточная

При дальнейшем увеличении частоты вращения может случиться так, что низ воронки достигнет лопастей мешалки. В этом случае в жидкость будет интенсивно засасываться газовая фаза, и она будет насыщаться пузырьками газа. Если перемешиваемая среда склонна к пенообразованию (например, перемешиваются растворы, содержащие ПАВ), то возникает пена. Плотность пены значительно ниже плотности чистой жидкости, что приведет к ухудшению подвода механической энергии от лопастей мешалки к перемешиваемой среде. Пена может заполнить весь объем аппарата, и цели перемешивания будут достигнуты не в полной мере.

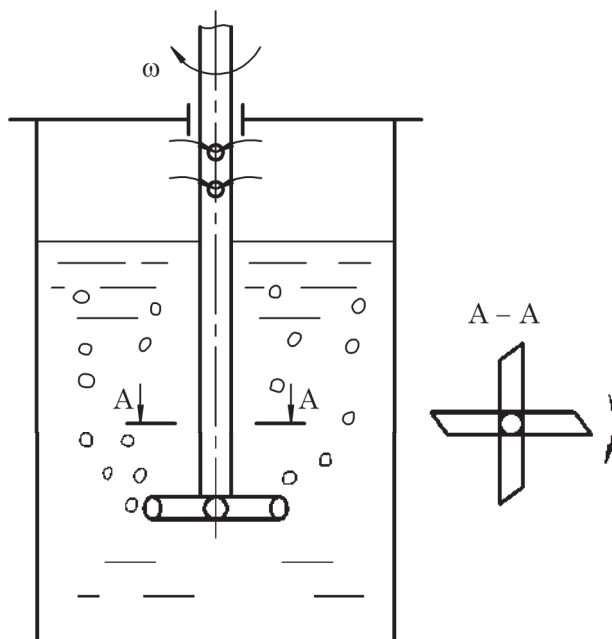


Рис. 6.6. Самовсасывающая мешалка

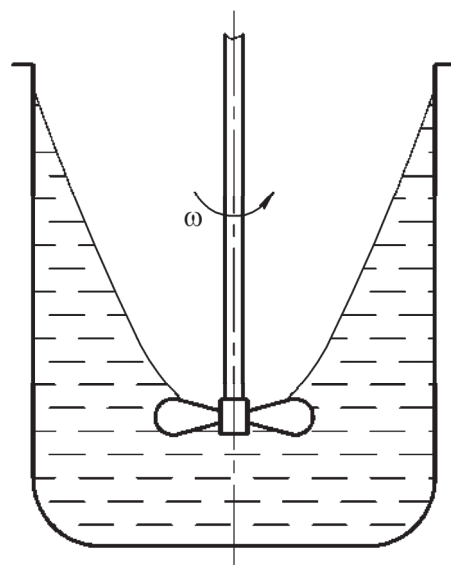


Рис. 6.7. Воронкообразование в сосудах с вращающимися мешалками

Чтобы избежать появления воронки, на внутренней стенке аппарата перпендикулярно к ней закрепляют 2–8 плоских отбойных пластин шириной примерно $0,1D$ (рис. 6.8).

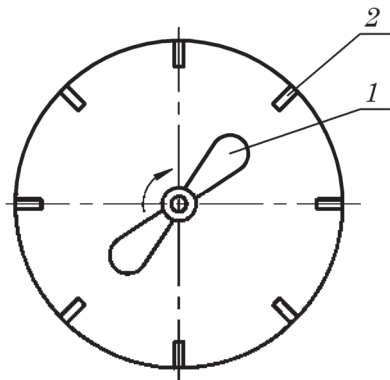


Рис. 6.8. Схема
установки отбойных пластин:
1 – мешалка; 2 – отбойные пластины

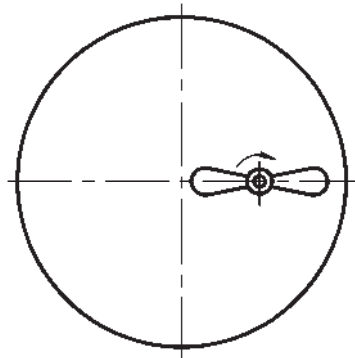


Рис. 6.9. Схема
ассиметричного расположения
вала мешалки

Эти пластины препятствуют вращению жидкости на внутренней поверхности сосуда, и воронка практически не образуется. Но применение таких пластин приводит к образованию возле них застойных зон, что ухудшает перемешивание. Поэтому применение таких перегородок ограничено, как правило, перемешиванием сильнопенящихся растворов при высоких частотах вращения.

Уменьшить эффект воронкообразования можно путем расположения вала мешалки с некоторым смещением относительно оси аппарата (рис. 6.9).

При работе такого аппарата образуется ассиметричная воронка, высота которой значительно меньше, чем при симметричном расположении вала. Максимальная высота подъема жидкости в воронке будет наблюдаться на поверхности стенки в районе расположения самой мешалки. Поэтому в этом месте часто устанавливают две отбойные пластины.

Для уменьшения эффекта воронкообразования при повышенных частотах вращения также разработаны конструкции мешалок с шарнирно закрепленным валом (рис. 6.10). При работе такой мешалки ось воронки, совпадающая с осью вала, перемещается вместе с ним, что приводит к нестационарному характеру образования воронки, а следовательно, невозможности развития ее размеров.

При использовании таких мешалок не нужно устанавливать отбойные пластины, но нужны ограничительные приспособления, чтобы мешалка не цеплялась за корпус емкости. Это является недостатком

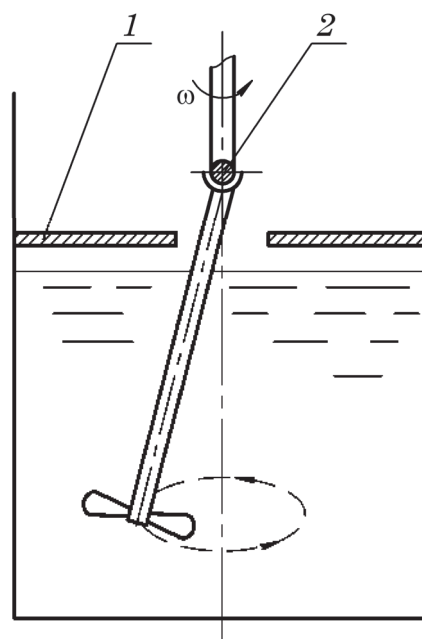


Рис. 6.10. Мешалка
с шарнирно
закрепленным валом:
1 – ограничительное
приспособление;
2 – шарнир

таких мешалок. Кроме того, такие мешалки более сложны в изготовлении, менее надежны и имеют более высокую стоимость.

Рекомендации по использованию наиболее распространенных в промышленности аппаратов с мешалками, их основные геометрические параметры и условия работы представлены в табл. 6.1.

Таблица 6.1

Основные параметры и условия работы перемешивающих устройств

Тип мешалки	Основные параметры	Условия работы
Лопастная	$\frac{D}{d_m} = 1,4-1,7$ $\frac{h_m}{d_m} = 0,1$ $\frac{h}{d_m} = 0,4-0,1$ $\frac{b}{d_m} = 0,1$ $\xi_m = 0,86$	Перемешивание взаиморастворимых жидкостей, взвешивание твердых и волокнистых частиц в жидкости, взмучивание легких осадков, медленное растворение кристаллических и волокнистых веществ. При $\mu \leq 0,5 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $w = 1,5-5 \text{ м/с}$; при $\mu = 0,5-3 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $w = 1,5-3,2 \text{ м/с}$
Турбинная	$\frac{d_m}{D} = 0,27-0,7$ $\frac{h_m}{d_m} = 0,1$ $\frac{h}{d_m} = 0,4-0,1$ $\frac{l}{d_m} = 0,25$ $\frac{b}{d_m} = 0,1$ $\xi_m = 0,84$	Взвешивание и растворение твердых кристаллических частиц (с массовым содержанием до 80%) и волокнистых (с массовым содержанием 5%), эмульгирование жидкостей с большой разностью плотностей, диспергирование газа в жидкости, перемешивание ньютоновских жидкостей. При $\mu \leq 10 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $w = 2,5-10 \text{ м/с}$; при $\mu = 10-40 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $w = 2,5-7 \text{ м/с}$
Винтовая (трехлопастная либо пропеллерная)	$\frac{D}{d_m} = 3-4$ $\frac{h}{d_m} = 0,4-1$ $\frac{b}{d_m} = 0,1$ $\xi_m = 0,56$	Взвешивание твердых частиц (с массовым содержанием до 50%) и волокнистых частиц, взмучивание шлаков, эмульгирование жидкостей, интенсификация теплообмена. При $\mu = 0,1-4 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $w = 3,8-16 \text{ м/с}$

Примечание: D – диаметр аппарата, м; d_m – диаметр мешалки, м; h_m – высота мешалки, м; h – высота установки мешалки от дна аппарата, м; b – ширина отражательной перегородки, м; ξ_m – коэффициент гидравлического сопротивления мешалки; μ – вязкость перемешиваемой среды, $\text{Па} \cdot \text{с}$; w – окружная скорость вращения мешалки, м/с .

6.1.2. Расчет аппаратов с механическими вращающимися мешалками

6.1.2.1 Номинальный объем аппарата и диаметр мешалки

Номинальным объемом аппарата с перемешивающим устройством называют внутренний объем аппарата за вычетом внутренних устройств (змеевики, уровнемеры, трубы).

Номинальный объем V_n , диаметр корпуса аппарата D и диаметр мешалки d_m обычно соответствуют стандартным.

Расчет номинального объема аппаратов периодического действия проводят по формуле

$$V_n = \frac{Q\tau_{\text{ц}}}{zf}, \quad (6.1)$$

где V_n – номинальный объем аппарата, м^3 ; Q – условная производительность установки при протекании перемешивания, $\text{м}^3/\text{с}$; $\tau_{\text{ц}}$ – общее время цикла работы аппарата, с; z – число параллельно работающих аппаратов в установке; f – коэффициент заполнения аппарата.

Коэффициент заполнения цилиндрического аппарата определяется по формуле

$$f = \frac{H_{\text{ж}}}{H}, \quad (6.2)$$

где $H_{\text{ж}}$ – высота уровня жидкости, м; H – высота аппарата, м.

В расчетах обычно принимают:

- для непенящихся жидкостей $f = 0,75$;
- для пенящихся жидкостей $f = 0,5$.

Величину условной производительности установки Q , $\text{м}^3/\text{с}$, определяют по формуле

$$Q = \frac{Q_c \cdot 0,85}{24 \cdot 3600}, \quad (6.3)$$

где Q_c – заданная осредненная суточная производительность, $\text{м}^3/\text{сут}$, т. е. объем жидкой текучей среды, перемешанной в аппарате за одни сутки; 0,85 – коэффициент, учитывающий длительность простоя аппарата на техобслуживание, ремонт и т. д.*

Анализируя уравнение (6.3), можно отметить, что условная производительность относится ко времени фактической работы аппарата на перемешивание. А суточная производительность кроме времени фактической работы учитывает и время условного простоя (техобслуживание, ремонт, загрузка, выгрузка) в течение суток.

Для аппаратов непрерывного действия номинальный объем можно рассчитать по уравнению

$$V_n = \frac{Q\tau_{\text{ср}}}{f}, \quad (6.4)$$

где Q – заданный расход смеси, $\text{м}^3/\text{с}$; $\tau_{\text{ср}}$ – среднее время пребывания смеси в аппарате, с.

* Величина коэффициента 0,85 является условной и в зависимости от вида производства может принимать другие значения.

Окончательно номинальный объем выбирают из стандарта*.

Диаметр корпуса D – и высоту уровня жидкости $H_{\text{ж}}$ определяют по выбранному номинальному объему и обычно также округляют до стандартного.

Пример стандартных значений размеров аппаратов с эллиптическими днищами приведен в табл. 6.2.

Таблица 6.2

**Номинальный объем и диаметр аппаратов
для перемешивания с эллиптической крышкой и днищем**

Номинальный объем $V_n, \text{м}^3$	Диаметр аппарата $D, \text{мм}$	Высота уровня жидкости $H_{\text{ж}}, \text{м}$	
		$f = 0,75$	$f = 0,5$
0,1	500	0,42	0,29
0,16	600	0,47	0,33
0,25	700	0,5	0,38
0,4	800	0,66	0,46
0,63	1000	0,68	0,48
1,0	1200	0,76	0,54
1,25		0,93	0,65
1,6		1,16	0,81
2,0	1400	1,19	0,87
2,5		1,33	0,93
3,2	1600	1,33	0,93
4,0		1,63	1,11
5,0	1800	1,63	1,13
6,3		2,01	1,39
8,0	2000	2,08	1,44
10,0	2200	2,16	1,50
12,5	2400	2,27	1,58
16,0	2400	2,86	1,97
20,0	2600	3,04	2,10
25,0	2800	3,28	2,26
32,0	3000	3,64	2,51
40,0	3200	4,00	2,76
50,0	3000	5,57	3,79
63,0	3200	6,14	4,18

6.1.2.2. Частота вращения мешалки

Частоту вращения вала мешалки выбирают с учетом назначения процесса, его эффективности и интенсивности, типа и конструкции перемешивающего устройства.

В первом приближении частоту вращения мешалки n определяют по величине окружной скорости вращения концов лопастей w из выражения

$$w = \pi d_{\text{м}} n. \quad (6.5)$$

Например, значения рекомендуемых окружных скоростей w для различных мешалок и перемешиваемых сред указана в табл. 6.1.

* В каждой отрасли, стране имеются свои стандарты, иногда существенно различающиеся.

Диаметр мешалки d_m определяют по соотношению $\frac{D}{d_m}$, указанному в табл. 6.1 (здесь D – внутренний диаметр корпуса), и обычно округляют до стандартного диаметра. Пример стандартного ряда диаметров приведен в табл. 6.3.

Таблица 6.3

Диаметры стандартизированных мешалок

Тип мешалки	Диаметр мешалки d_m , мм
Лопастная; винтовая; турбинная	80; 100; 125; 160; 180; 200; 220; 250; 280; 320; 360; 400; 450; 500; 560; 630; 710; 800; 900; 1000; 1120; 1250; 1400; 1600; 1800; 2000; 2240; 2500

Поскольку перемешивание маловязких жидких сред осуществляется, как правило, в развитом турбулентном режиме, то частоту вращения, обеспечивающую выравнивание концентраций, температур и других параметров в рабочем объеме аппарата, можно определить, используя зависимость

$$Re_{\text{ц}} = \frac{nd_m^2 \rho_{\text{см}}}{\mu_{\text{см}}} \geq 10^4, \quad (6.6)$$

где $Re_{\text{ц}}$ – центробежный критерий Рейнольдса; $\rho_{\text{см}}$ – плотность перемешиваемой смеси, кг/м³; $\mu_{\text{см}}$ – коэффициент динамической вязкости перемешиваемой смеси, Па·с.

На практике минимальную (определяющую) частоту вращения $n_{\text{оп}}$, при которой достигается практически равномерное распределение концентраций в объеме аппарата, рассчитывают с помощью приведенных ниже зависимостей.

В случае **суспензирования** равномерное распределение частиц твердой фазы в жидкости достигается при такой частоте вращения мешалки, при которой осевая составляющая скорости потока жидкости становится несколько больше скорости отстаивания частиц. В данном случае восходящий поток жидкой среды обеспечивает восходящее движение твердых частиц.

При этом частоту вращения мешалки можно определить с помощью уравнения

$$Re_{\text{ц}} = \frac{n_{\text{оп}} d_m^2 \rho_{\text{см}}}{\mu_{\text{см}}} = K_{c1} Ar^{0,5} \left(\frac{d_{\text{ч}}}{d_m} \right)^{0,5} \left(\frac{D}{d_m} \right)^{\alpha_1}, \quad (6.7)$$

где Ar – критерий Архимеда; $d_{\text{ч}}$ – максимальный эквивалентный диаметр твердых частиц в суспензии, м.

Значение критерия Архимеда можно определить по формуле

$$Ar = \frac{d_m^3 g \rho_{\text{см}} \Delta \rho}{\mu_{\text{см}}^2}, \quad (6.8)$$

где $\Delta \rho = |\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}}|$ – модуль разности плотностей дисперсной (твердой) и сплошной (дисперсионной) жидкой фаз, кг/м³; $\rho_{\text{т}}$ – плотность материала частиц твердой фазы, кг/м³; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность сплошной жидкой фазы, кг/м³.

В уравнениях (6.7), (6.8) D – внутренний диаметр корпуса аппарата, м; d_m – диаметр лопастей мешалки; $\rho_{см}$ – плотность перемешиваемой смеси, кг/м³; $\mu_{см}$ – коэффициент динамической вязкости перемешиваемой смеси, Па·с.

Зависимость (6.7) может быть представлена в виде

$$n_{оп} = K_{c2} \Delta \rho^{0,5} d_{ч}^{0,5} D^{\alpha_1} \rho_{см}^{-0,5} d_m^{-\alpha_2}. \quad (6.9)$$

Постоянные K_{c1} , K_{c2} , α_1 , α_2 являются экспериментально определенными константами, зависят от типа мешалки и приводятся в специальной литературе. Для некоторых типов мешалок значения этих коэффициентов приведены в табл. 6.4.

Таблица 6.4

Значения постоянных K_c и α для разных типов мешалок

Тип мешалки	K_{c1}	K_{c2}	K_{c3}	K_{c4}	α_1	α_2	α_3	α_4
Лопастная	14,8	46,4	1,47	3,02	0	1,0	1,3	2,17
Турбинная	4,7	14,7	2,3	4,72	1,0	2,0	0,67	1,54
Винтовая (трехлопастная)	6,6	20,6	2,95	6,05	1,0	2,0	0,67	1,54

Уравнения (6.7) и (6.9) применимы при следующих условиях протекания процесса перемешивания:

$$5 \cdot 10^2 \leq Re_{ц} \leq 1,3 \cdot 10^5; \quad (6.10)$$

$$2,4 \cdot 10^4 \leq Ar \leq 4 \cdot 10^{11}; \quad (6.11)$$

$$2,33 \cdot 10^{-4} \leq \frac{d_{ч}}{d_m} \leq 1,2 \cdot 10^{-2}. \quad (6.12)$$

При **создании эмульсий** частоту вращения мешалки можно определить с использованием следующих зависимостей:

$$Re_{ц} = K_{c3} \cdot Ar^{0,315} \left(\frac{Re_{ц}^2}{We_{ц}} \right)^{0,185} \left(\frac{D}{d_m} \right)^{\alpha_3}, \quad (6.13)$$

где $We_{ц}$ – центробежный критерий Вебера, который определяется уравнением

$$We_{ц} = \frac{n_{оп}^2 d_m^3 \rho_{см}}{\sigma_m}, \quad (6.14)$$

где σ_m – коэффициент межфазного поверхностного натяжения на границе между дисперсной и дисперсионной фазами перемешиваемой эмульсии, Н/м.

Поскольку согласно формуле (6.6) значение критерия центробежного Рейнольдса: $Re_{ц} = \frac{n_{оп} d_m^2 \rho_{см}}{\mu_{см}}$, то симплекс $\frac{Re_{ц}^2}{We_{ц}}$, используемый в уравнении (6.13), можно записать как

$$\frac{\text{Re}_{\text{ц}}^2}{\text{We}_{\text{ц}}} = \frac{\rho_{\text{см}} d_{\text{м}} \sigma}{\mu_{\text{см}}^2}. \quad (6.15)$$

Выражение (6.13) можно привести к виду:

$$n_{\text{оп}} = K_{c4} \Delta \rho^{0,315} \sigma^{0,185} D^{\alpha_3} \rho_{\text{см}}^{-0,5} d_{\text{м}}^{-\alpha_4}, \quad (6.16)$$

где постоянные K_{c3} , K_{c4} , α_3 , α_4 определены опытным путем и приведены в специальной справочной литературе. Для некоторых случаев они приведены в табл. 6.4.

Область применения уравнений (6.13) и (6.16):

$$5 \cdot 10^2 \leq \text{Re}_{\text{ц}} \leq 3 \cdot 10^5; \quad (6.17)$$

$$8,9 \cdot 10^3 \leq \text{Ar} \leq 3,4 \cdot 10^{10}; \quad (6.18)$$

$$6,15 \leq \frac{\text{Re}_{\text{ц}}}{\text{We}_{\text{ц}}} \leq 1,18 \cdot 10^7. \quad (6.19)$$

В случае **гомогенизации** частота вращения мешалки при перемешивании в однофазной системе с целью снижения температурных и концентрационных градиентов может быть определена из зависимости

$$n_{\text{оп}} \tau = c_{\tau} = \text{const}, \quad (6.20)$$

где τ – время перемешивания (гомогенизации), с.

Значения константы c_{τ} для различных мешалок приведены в специальной литературе. Например, для турбинных, лопастных и винтовых мешалок можно воспользоваться данными табл. 6.5.

Таблица 6.5

Значение константы c_{τ} для разных типов мешалок

Тип мешалки	$D/d_{\text{м}}$	c_{τ}
Турбинная закрытая	3	4,6
	4	81,5
Турбинная открытая	3	56,0
	4	99,5
Лопастная	3	96,5
	1,5	20,7
Винтовая	3	96,5
	4	170

Как отмечалось в подпункте 6.1.1, механическая вращающаяся мешалка при своем движении вызывает вращательное движение всего объема жидкости в сосуде, поэтому на поверхности жидкости возникает воронка. Глубина воронки растет с увеличением частоты вращения мешалки и может достичь самой мешалки, оголив ее лопасти, в результате чего эффективность перемешивания резко снизится. Кроме того, усиливается вибрация вала.

Поэтому в расчетах используют величину $n_{\text{пр}}$, называемую *предельной частотой вращения*, при которой воронка достигает лопастей мешалки.

Предельную частоту вращения определяют из значения предельного критерия Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\text{ц.пр}} = \frac{\rho_{\text{см}} n_{\text{пр}} d_{\text{м}}^2}{\mu_{\text{см}}}. \quad (6.21)$$

Значение $\text{Re}_{\text{ц.пр}}$ определяют из уравнения

$$\text{Re}_{\text{ц.пр}} = B_3 h_{\text{м1}}^{0,75} d_{\text{м}}^{-0,75} \text{Ga}^{0,5}, \quad (6.22)$$

где B_3 – коэффициент, значения которого для гладкостенных аппаратов определяются типом мешалок, например, для лопастных мешалок $B_3 = 0,52$, для пропеллерных $B_3 = 0,58$, для турбинных $B_3 = 0,35$; $h_{\text{м1}}$ – расстояние мешалки от уровня жидкости (глубина погружения мешалки), м; Ga – критерий Галилея.

Критерий Галилея определится по уравнению

$$\text{Ga} = \frac{d_{\text{м}}^3 g \rho_{\text{см}}^2}{\mu_{\text{см}}^2}. \quad (6.23)$$

Величину $h_{\text{м1}}$ определим как

$$h_{\text{м1}} = H_{\text{ж}} - h, \quad (6.24)$$

где $H_{\text{ж}}$ – высота уровня жидкости в аппарате, которая зависит от коэффициента заполнения ϕ аппарата, м; h – расстояние мешалки от днища аппарата, м.

При соответствующих преобразованиях выражения (6.22) можно получить более простую зависимость для расчета предельной частоты вращения вала:

$$n_{\text{пр}} = B h_{\text{м1}}^{0,75} d_{\text{м}}^{-1,25}. \quad (6.25)$$

Значение коэффициента B зависит от типа мешалки. Так, для лопастных мешалок $B = 1,63$; для винтовых $B = 1,82$; для турбинных $B = 1,1$.

Вполне понятно, что при $n \geq n_{\text{пр}}$ необходимо использовать аппарат с перегородками.

Окончательно частоту вращения мешалки определяют при подборе привода, обеспечивающего вращение механической мешалки.

Так, для быстроходных мешалок ($n > 4,2 \text{ с}^{-1}$) при непосредственном соединении ее с валом электродвигателя частоту вращения обычно выбирают из ряда 12; 16; 24; 47 с^{-1} .

ПРИМЕР 6.1

Определить диаметр D и высоту H аппарата для перемешивания смеси пенящихся жидкостей с заданной осредненной суточной производительностью

установки $Q_{\text{с}} = 600 \frac{\text{м}^3}{\text{сут}}$. Установка включает в себя $z = 4$ аппарата. Время цикла

работы установки $\tau_{\text{ц}} = 9$ мин.

Решение

Рассчитаем условную производительность установки по формуле (6.3):

$$Q = \frac{Q_c \cdot 0,85}{24 \cdot 3600} = \frac{600 \cdot 0,85}{24 \cdot 3600} = 0,0059 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Далее определим номинальный объем одного аппарата по формуле (6.1):

$$V_H = \frac{Q \tau_{\text{ц}}}{z f} = \frac{0,0059 \cdot 540}{4 \cdot 0,5} = 1,59 \text{ м}^3.$$

Полученное значение $V_H = 1,59 \text{ м}^3$ округляем до стандартного, согласно данным табл. 6.2.

$$V_H = 1,60 \text{ м}^3.$$

По принятому стандартному объему, согласно данным этой же таблицы, определим диаметр аппарата $D = 1,2 \text{ м}$, и высоту уровня жидкости при $f = 0,5$ для пенящихся жидкостей $H_{\text{ж}} = 0,81 \text{ м}$.

Из соотношения, характеризующего заполнение аппарата перемешиваемой средой для пенящихся жидкостей, $f = \frac{H_{\text{ж}}}{H} = 0,5$ находим высоту аппарата:

$$H = \frac{H_{\text{ж}}}{0,5} = \frac{0,81}{0,5} = 1,62 \text{ м}.$$

Ответ: $D = 1,2 \text{ м}$; $H = 1,62 \text{ м}$.

ПРИМЕР 6.2

В вертикальном эмульгаторе с номинальным объемом $V_H = 1,6 \text{ м}^3$ осуществляется интенсивное диспергирование гексана в воде при температуре $t = 10^\circ\text{C}$ с массовой долей гексана $\bar{x} = 0,3 \text{ кг/кг}$. Подобрать механическую вращающуюся мешалку, рассчитать ее частоту вращения и проверить необходимость установки отражательных перегородок в аппарате.

Решение

Для обоснования выбора мешалки необходимо определить физические свойства эмульсии.

Из табл. 5 приложения определим плотность воды (сплошной фазы) и гексана (дисперсной фазы) при температуре 25°C :

- плотность воды $\rho_c = 999 \text{ кг/м}^3$;
- плотность гексана $\rho_d = 668,5 \text{ кг/м}^3$.

По номограмме (рис. 1 приложения) определим вязкость воды $\mu_c = 1,31 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ и гексана $\mu_d = 0,355 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ при температуре $t = 10^\circ\text{C}$.

Поскольку плотности воды и гексана отличаются более чем на 30% $\left(\frac{999 - 668,5}{999} \cdot 100 = 33,1\% \right)$, то плотность эмульсии $\rho_{\text{см}}$ рассчитаем по формуле (1.49):

$$\rho_{\text{см}} = \varphi \rho_{\text{д}} + (1 - \varphi) \rho_{\text{с}},$$

где φ – объемная доля гексана в эмульсии.

Величину φ определим по уравнению (1.54):

$$\varphi = \frac{\frac{\bar{x}}{\rho_{\text{д}}}}{\frac{\bar{x}}{\rho_{\text{д}}} + \frac{1 - \bar{x}}{\rho_{\text{с}}}} = \frac{\frac{0,3}{668,5}}{\frac{0,3}{668,5} + \frac{1 - 0,3}{999}} = 0,39 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3 \text{ смеси}}.$$

Тогда

$$\rho_{\text{см}} = 0,39 \cdot 668,5 + (1 - 0,39) \cdot 998 = 869,5 \text{ кг/м}^3.$$

Вязкость эмульсии определяем по формуле (1.68):

$$\begin{aligned} \mu_{\text{э}} &= \mu_{\text{с}} \left[1 + 2,5 \varphi \left(\frac{\mu_{\text{д}} + 0,4 \mu_{\text{с}}}{\mu_{\text{д}} + \mu_{\text{с}}} \right) \right] = \\ &= 1,31 \cdot 10^{-3} \cdot \left[1 + 2,5 \cdot 0,39 \left(\frac{0,355 \cdot 10^{-3} + 0,4 \cdot 1,31 \cdot 10^{-3}}{0,355 \cdot 10^{-3} + 1,31 \cdot 10^{-3}} \right) \right] = 1,98 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}. \end{aligned}$$

Из табл. 6.1 выбираем винтовую мешалку, которую применяют для интенсивного эмульгирования.

По табл. 6.2 определяем диаметр аппарата $D = 1,2 \text{ м}$, соответствующий номинальному объему $V_{\text{н}} = 1,6 \text{ м}^3$. Согласно табл. 6.1 для винтовой мешалки при-

нимаем $\frac{D}{d_{\text{м}}} = 4$.

Отсюда

$$d_{\text{м}} = \frac{D}{4} = \frac{1,2}{4} = 0,3 \text{ м}.$$

Согласно табл. 6.3 принимаем стандартный диаметр $d_{\text{м}} = 320 \text{ мм}$.

По табл. 6.1 принимаем окружную скорость вращения концов лопастей мешалки $w = 4 \text{ м/с}$, так как вязкость эмульсии меньше $0,1 \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Частоту вращения мешалки определяем с помощью формулы (6.5):

$$n = \frac{w}{\pi d_{\text{м}}} = \frac{4}{3,14 \cdot 0,32} = 3,98 \text{ с}^{-1}.$$

Затем вычисляем определяющую частоту вращения по зависимости (6.16):

$$n_{\text{оп}} = K_{\text{с4}} \Delta \rho^{0,315} \sigma_{\text{м}}^{0,185} D^{\alpha_3} \rho_{\text{см}}^{-0,5} d_{\text{м}}^{-\alpha_4}. \quad (\text{а})$$

Определяем входящие в уравнение (а) величины.

Разность плотностей $\Delta \rho$ сплошной и дисперсной фаз определим как

$$\Delta \rho = \rho_{\text{с}} - \rho_{\text{д}} = 999 - 668,5 = 330,5 \text{ кг/м}^3.$$

Межфазное натяжение рассчитываем с помощью формулы (1.77) как разность поверхностного натяжения воды и гексана:

$$\sigma_{\text{м}} = \sigma_{\text{с}} - \sigma_{\text{д}},$$

где $\sigma_{\text{с}} = 74,2 \cdot 10^{-3}$ Н/м – поверхностное натяжение сплошной фазы (воды) при $t = 10^\circ\text{C}$ (табл. 11 приложения); $\sigma_{\text{д}} = 19,5 \cdot 10^{-3}$ Н/м – поверхностное натяжение дисперсной фазы (гексана) при $t = 10^\circ\text{C}$ (табл. 11 приложения).

$$\sigma_{\text{м}} = 74,2 \cdot 10^{-3} - 19,5 \cdot 10^{-3} = 54,7 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}.$$

Согласно табл. 6.4 для винтовой мешалки $K_{\text{с4}} = 6,05$, $\alpha_3 = 0,67$, $\alpha_4 = 1,54$. Подставляя численные значения в формулу (а), получим

$$n_{\text{оп}} = 6,05 \cdot 330,5^{0,315} \cdot (54,7 \cdot 10^{-3})^{0,185} \cdot 1,2^{0,67} \cdot 869,5^{-0,5} \cdot 0,32^{-1,54} = 4,87 \text{ с}^{-1}.$$

Проверим правомочность применения формулы (а).

Рассчитаем центробежный критерий Рейнольдса по формуле (6.6):

$$\text{Re}_{\text{ц}} = \frac{n_{\text{оп}} d_{\text{м}}^2 \rho_{\text{см}}}{\mu_{\text{ж}}} = \frac{4,87 \cdot 0,32^2 \cdot 869,5}{1,98 \cdot 10^{-3}} = 2,19 \cdot 10^5.$$

С помощью уравнения (6.8) рассчитываем критерий Архимеда Ar :

$$\text{Ar} = \frac{d_{\text{м}}^3 g \rho_{\text{см}} \Delta \rho}{\mu_{\text{ж}}^2} = \frac{0,32^3 \cdot 9,81 \cdot 869,5 \cdot 330,5}{(1,98 \cdot 10^{-3})^2} = 2,36 \cdot 10^{10}.$$

Далее с помощью уравнения (6.14) определяем критерий Вебера:

$$\text{We}_{\text{ц}} = \frac{n_{\text{оп}}^2 d_{\text{м}}^3 \rho_{\text{см}}}{\sigma_{\text{м}}} = \frac{4,87^2 \cdot 0,32^3 \cdot 869,5}{54,7 \cdot 10^{-3}} = 12\,354.$$

Тогда, согласно условиям (6.17)–(6.19) можем записать

$$5 \cdot 10^2 \leq \text{Re}_{\text{ц}} = 2,19 \cdot 10^5 \leq 3 \cdot 10^5;$$

$$8,9 \cdot 10^3 \leq \text{Ar} = 2,36 \cdot 10^{10} \leq 3,4 \cdot 10^{10};$$

$$6,15 \leq \frac{\text{Re}_{\text{ц}}}{\text{We}_{\text{ц}}} = \frac{2,19 \cdot 10^5}{12\,354} = 17,7 \leq 1,18 \cdot 10^7.$$

Принимаем номинальную частоту вращения мешалки $n = 4,17 \text{ с}^{-1}$, близкую к $n_{\text{опт}}$.

Для того чтобы определить, следует ли устанавливать в аппарате отражательные перегородки, необходимо сравнить номинальную частоту вращения мешалки n с предельно допустимой $n_{\text{пр}}$ для гладкостенных аппаратов.

Для этого по формуле (6.22) рассчитаем предельный центробежный критерий Рейнольдса $\text{Re}_{\text{ц,пр}}$:

$$\text{Re}_{\text{ц,пр}} = B_3 h_{\text{м1}}^{0,75} d_{\text{м}}^{-0,75} \text{Ga}^{0,5}, \quad (6)$$

где Ga – критерий Галилея, который определяется по формуле (6.23):

$$Ga = \frac{d_m^3 \rho_{см}^2 g}{\mu_a^2} = \frac{0,32^3 \cdot 869,5^2 \cdot 9,81}{(1,98 \cdot 10^{-3})^2} = 6,2 \cdot 10^{10}.$$

Для винтовых (пропеллерных) мешалок коэффициент $B_3 = 0,58$.

Величину $h_{м1}$ определяем по формуле

$$h_{м1} = H_{ж} - h. \quad (в)$$

В уравнении (в) $H_{ж}$ – высота уровня жидкости в аппарате, м, которая зависит от коэффициента заполнения f аппарата. Согласно данным табл. 6.2 принимаем $f = 0,75$, тогда для аппарата с номинальным объемом $V_H = 1,6 \text{ м}^3$ величина $H_{ж} = 1,16$. Величина h – расстояние мешалки от днища аппарата, м. Ее значение определяем согласно рекомендациям, приведенным в табл. 6.1:

$$\frac{h}{d_m} = 0,8.$$

Тогда

$$h = 0,8 d_m = 0,8 \cdot 0,32 = 0,256 \text{ м}.$$

Подставляя численные значения в уравнение (в), получаем

$$h_{м1} = 1,16 - 0,256 = 0,904 \text{ м}.$$

Численное значение предельного критерия Рейнольдса из уравнения (б):

$$Re_{ц,пр} = 0,58 \cdot 0,904^{0,75} \cdot 0,32^{-0,75} \cdot (6,2 \cdot 10^{10})^{0,5} = 3,15 \cdot 10^5.$$

По формуле (6.21) определяем предельную частоту:

$$n_{пр} = \frac{Re_{ц,пр} \mu_a}{\rho_{см} d_m^2} = \frac{3,15 \cdot 10^5 \cdot 1,98 \cdot 10^{-3}}{869,5 \cdot 0,32^2} = 7,005 \text{ с}^{-1}.$$

Так как предельная частота $n_{пр} = 7,005 \text{ с}^{-1} > n = 4,17 \text{ с}^{-1}$, то необходимости в установке отражательных перегородок нет.

Ответ: диаметр подобранной винтовой мешалки $d_m = 320 \text{ мм}$; частота вращения мешалки $n = 4,17 \text{ с}^{-1}$; установки отражательных перегородок не требуется.

6.1.2.3. Гидродинамическое подобие при перемешивании механическими вращающимися мешалками. Мощность, затрачиваемая на перемешивание

Подведенная полезная мощность определяет интенсивность турбулизации перемешиваемой среды, а значит, является одним из основных параметров, влияющих на эффективность и интенсивность перемешивания. Вместе с тем совершенство конструкции мешалки и аппарата также определяет интенсивность турбулизации во всем объеме перемешиваемой среды (если мешалка или аппарат, в котором она установлена, конструктивно несовершенны, то эффективно перемешиваться будут только области среды непосредственно в месте установки

мешалки, а удаленные от мешалки районы жидкости будут перемешиваться слабо, прежде всего вследствие слабой циркуляции жидкости).

Поскольку перемешивание зависит от движения твердого тела (лопастей мешалки) в текучей среде, то этот процесс связан с гидродинамикой (задача внешнего обтекания). При этом, как было рассмотрено в подглаве 6.1, процесс перемешивания характеризуется сложным распределением скоростей текучей среды во всем ее объеме, зависящем от формы и размеров аппарата и мешалки, ее скорости вращения, а также от физических свойств перемешиваемой среды.

Невозможность точного теоретического описания этой сложной гидродинамической обстановки не позволяет разработать строгий теоретический метод расчета расхода энергии на механическое перемешивание вращающимися мешалками. Поэтому в большинстве случаев используется упрощенный подход к решению данной задачи с применением элементов теории подобия (см. главу 1), основанный на замене вращательного движения лопасти мешалки на ее поступательное движение.

Для описания процесса перемешивания применяют модифицированный критерий Эйлера Eu_m , Рейнольдса Re_m и Фруда Fr_m . Эти критерии могут быть получены при преобразовании соответствующих критериев Eu, Re, Fr . При этом преобразовании линейные скорости перемешиваемой среды, средние значения которых при перемешивании установить практически невозможно, заменяют эквивалентной величиной nd , прямо пропорциональной окружной скорости концов лопастей мешалки w :

$$w = \pi n d_m, \quad (6.26)$$

где n – частота вращения вала мешалки, s^{-1} ; d_m – диаметр мешалки, м (рис. 6.2).

В качестве определяющего линейного размера во всех рассматриваемых критериях и расчетных зависимостях используется диаметр мешалки d_m .

Применяя выражения для критериев Рейнольдса Re (см. уравнение (1.96)), Фруда Fr (см. уравнение (1.94)) и Эйлера (см. (1.95)) и подставляя в них в качестве характерного размера l величину d_m , вместо окружной скорости вращения лопасти – величину nd_m , а в качестве плотности и вязкости – плотность смеси $\rho_{см}$ и вязкость смеси $\mu_{см}$, получим соответствующие модифицированные критерии:

– Рейнольдса:

$$Re_m = \frac{nd_m \cdot d_m \rho_{см}}{\mu_{см}} = \frac{nd_m^2 \rho_{см}}{\mu_{см}}; \quad (6.27)$$

– Фруда:

$$Fr_m = \frac{(nd_m)^2}{gd_m} = \frac{n^2 d_m}{g}; \quad (6.28)$$

– Эйлера:

$$Eu_m = \frac{\Delta p}{\rho_{см} (nd_m)^2}. \quad (6.29)$$

Анализируя полученные выражения (6.27)–(6.29) можно отметить, что критерий Эйлера содержит разность давлений Δp между передней (со стороны

набегания перемешиваемого потока) и задней поверхностями лопасти мешалки. Величина Δp преодолевается усилием F , приложенным к лопасти мешалки и передаваемым от вращающегося вала. При этом полезная мощность N , передаваемая перемешиваемой жидкости пропорционально произведению усилия на лопасти и окружной скорости вращения лопасти,

$$N \sim F(nd_{\text{м}}),$$

откуда можем записать

$$F \sim \frac{N}{nd_{\text{м}}}. \quad (6.30)$$

Перепад давлений Δp , входящий в выражение для модифицированного критерия Эйлера (6.29), можно заменить пропорциональной величиной:

$$\Delta p = \frac{F}{S}, \quad (6.31)$$

где F – усилие, которое распределено на площади S .

Очевидно, что величина S пропорциональна квадрату линейного размера, т. е.

$$S \sim d_{\text{м}}^2.$$

Следовательно, уравнение (6.31) с учетом уравнения (6.30) может быть записано в виде

$$\Delta p = \frac{F}{S} \sim \frac{N}{(nd_{\text{м}})d_{\text{м}}^2} \sim \frac{N}{nd_{\text{м}}^3}. \quad (6.32)$$

Подставив полученное выражение для Δp в уравнение (6.29), запишем

$$\text{Eu}_{\text{м}} = \frac{\frac{N}{nd_{\text{м}}^3}}{\rho_{\text{см}}(nd_{\text{м}})^2} = \frac{N}{\rho_{\text{см}}n^3d_{\text{м}}^5}. \quad (6.33)$$

Модифицированный критерий Эйлера, полученный в таком виде, называют *критерием мощности* и обозначают K_N .

Таким образом,

$$K_N = \frac{N}{\rho_{\text{см}}n^3d_{\text{м}}^5}. \quad (6.34)$$

В то же время согласно теории подобия (см. формулу (1.101))

$$K_N = f(\text{Re}_{\text{м}}, \text{Fr}_{\text{м}}, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \quad (6.35)$$

или

$$K_N = A \text{Re}_{\text{м}}^m \text{Fr}_{\text{м}}^n \Gamma_1^p \Gamma_2^q \dots \quad (6.36)$$

Значения коэффициента A и показателей степеней m, n, p, q конкретного процесса перемешивания и его аппаратного оформления рассчитываются

путем обработки экспериментальных данных, полученных согласно теории подобия на моделях, аналогичных оригиналу, и приводятся в справочной литературе.

Как было показано выше (подпункт 6.1.1), при перемешивании под действием сил инерции и силы тяжести возможно образование воронки. А как известно (подпункт 1.4.3), действие этих сил учитывает модифицированный критерий Фруда Fr_m . При наличии в аппарате перегородок, препятствующих образованию воронок, влиянием модифицированного критерия Фруда Fr_m можно пренебречь, и уравнение (6.36) примет более простой вид:

$$K_N = A Re_m^m \Gamma_1^p \Gamma_2^q \dots \quad (6.37)$$

Для геометрически подобных мешалок и аппаратов при соблюдении условий подобия на входе среды в аппарат и выходе из него величина K_N часто не зависит от геометрических симплексов Γ_1, Γ_2 и т. д.

В таком случае критериальное уравнение для определения K_N упрощается:

$$K_N = A Re_m^m. \quad (6.38)$$

В качестве примера приведем уравнение для расчета коэффициента мощности K_N для наиболее распространенных типов мешалок.

Мешалка лопастная в гладкостенном аппарате при $Re_{\text{ц}} = 6-10^2$:

$$K_N = \frac{36}{Re_{\text{ц}}}. \quad (6.39)$$

Мешалка винтовая в гладкостенном аппарате при $Re_{\text{ц}} = 0,4-10^2$:

$$K_N = \frac{40}{Re_{\text{ц}}}. \quad (6.40)$$

Мешалка винтовая в гладкостенном аппарате при $Re_{\text{ц}} = 10^2-7 \cdot 10^5$:

$$K_N = 0,65 \frac{Re_{\text{ц}}^{-0,2} D}{d_m}. \quad (6.41)$$

Мешалка винтовая в аппарате с перегородками при $Re_{\text{ц}} > 10^4$:

$$K_N = 0,253 \left(\frac{t_1}{d_m} \right)^{1,7} \left(\frac{b}{d_m} \right)^{0,3} z_2^{0,43}, \quad (6.42)$$

где t_1 – шаг винта, м; z_2 – число перегородок в аппарате.

Мешалка турбинная открытая в гладкостенном аппарате при $Re_{\text{ц}} = 10^2-2 \cdot 10^4$:

$$K_N = 14,5 Re_{\text{ц}}^{-0,27}; \quad (6.43)$$

в аппарате с перегородками при $Re_{\text{ц}} > 10^4$:

$$K_N = C \left(\frac{l}{d_m} \right)^{1,5} \left(\frac{b}{d_m} \right)^{0,3} z_1^{0,8} z_2^{0,43}, \quad (6.44)$$

где C – коэффициент, зависящий от типа лопастей: если лопасти мешалки плоские, то $C = 9,4$; если лопасти изогнутые, то $C = 7,27$; z_1 – число лопастей мешалки; z_2 – число перегородок в аппарате.

Обозначения всех остальных величин, входящих в уравнения (6.39)–(6.44) соответствуют обозначениям этих величин в подпункте 6.1.2.2.

При проведении практических расчетов удобно пользоваться графической зависимостью критерия мощности K_N от критерия Рейнольдса Re_M (рис. 6.11).

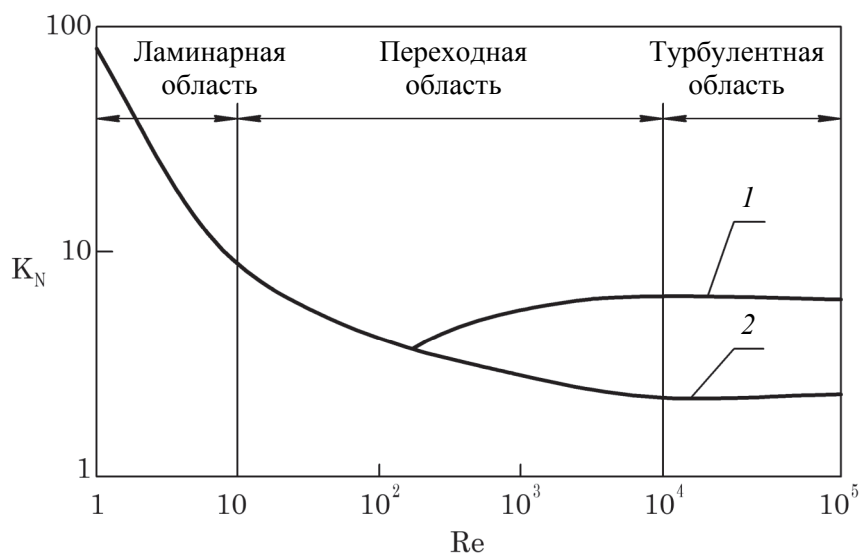


Рис. 6.11. Зависимость критерия мощности K_N от критерия Рейнольдса Re_M :

1 – мешалка с перегородками; 2 – мешалка без перегородок

Анализируя рис. 6.11, можно выделить два основных гидродинамических режима перемешивания механическими вращающимися мешалками: ламинарный и турбулентный. Ламинарный режим наблюдается в зависимости от типа мешалки при $Re_M < 10$ – 30 . Текучая среда при этом плавно обтекает кромки лопастей мешалки, захватывается лопастями и вращается вместе с ними. В этом режиме перемешиваются только те области среды, которые непосредственно примыкают к лопастям мешалки. Поэтому проводить процесс в данном режиме не рекомендуется, за исключением перемешивания вязких сред.

При значениях $Re_M > 10^4$ наблюдается развитый турбулентный режим. В этом режиме значение K_N практически не зависит от Re_M , перемешивание, а следовательно, и потребляемая мощность определяются действием инерционных сил (см. главу 2). Под их воздействием в перемешиваемой среде в зоне движущихся лопаток возникают вихри* и протекает интенсивное перемешивание. Кроме того, при больших частотах вращения вала мешалки и значительных показателях Re_M вихреобразование усиливается и турбулентные вихри могут проникать в отдаленные от мешалки области аппарата, интенсивно перемешивая среду.

Однако следует отметить, что увеличение частоты вращения вала мешалки приводит к непропорциональному росту мощности, затрачиваемой на перемешивание, а результат перемешивания увеличивается не столь интенсивно. Кроме

* Особенно интенсивное вихреобразование наблюдается за задними поверхностями лопаток.

того, при высоких частотах вращения может наблюдаться такое нежелательное явление, как кавитация*. Окончательно частоту вращения мешалки выбирают из технико-экономических соображений, нередко решая задачу оптимизации.

Если $10-30 < Re_m < 10^4$, то наблюдается переходный режим, характеризующийся неустойчивым характером перемешивания, т. е. при одних и тех же значениях Re_m режим перемешивания в данный момент времени может быть либо ламинарный, либо турбулентный.

Также можно отметить, что в переходной и турбулентной областях на величину критерия мощности K_N оказывают влияние отражательные перегородки. При их наличии значение K_N существенно увеличивается (кривая 1 на рис. 6.11), что обусловлено потерями энергии в перемешиваемой жидкости при обтекании препятствий – отражательных перегородок.

При проведении расчетов K_N для различных типов аппаратов с вращающимися мешалками можно воспользоваться графическими зависимостями, приведенными в приложении на рис. 5 и 6.

На этих рисунках приведены данные для основных типов промышленных мешалок: трехлопастной, винтовой (устаревшее название – пропеллерная), турбинной открытой, тубринной закрытой шестилопастной и двухлопастной. Условные обозначения мешалок при установке их в гладкостенных (без внутренних устройств) аппаратах: трехлопастная – 01, винтовая – 02, турбинная открытая – 03, турбинная закрытая – 04, шестилопастная – 05, двухлопастная – 07. Обозначения мешалок, установленных в аппаратах с вертикальными отбойными перегородками: трехлопастная – 21; турбинная закрытая – 24; шестилопастная – 25.

Геометрический симплекс мешалки равен

$$\Gamma_D = \frac{d_m}{D_a}. \quad (6.45)$$

Мощность, затрачиваемую на перемешивание (полезную мощность) N , определяют по зависимости

$$N = K_N \rho n^3 d_m^5, \quad (6.46)$$

где K_N – критерий мощности.

6.1.2.4. Мощность привода

Мощность $N_{дв}$, потребляемую двигателем, приводящим во вращение мешалку, рассчитывают по формуле

$$N_{дв} = \frac{N}{\eta_{пр} \eta_{упл}}, \quad (6.47)$$

где N – полезная мощность (мощность затрачиваемая на перемешивание), определяемое по уравнению (6.46); $\eta_{пр}$ – коэффициент полезного действия (КПД)

* При кавитации на задней поверхности лопастей мешалки возникают зоны низкого давления, что приводит к интенсивному парообразованию с появлением многочисленных пузырьков пара жидкости. Пузырьки пара, попадая в область более высокого давления, разрушаются со сверхзвуковой скоростью, повреждая при этом поверхность лопастей мешалки.

привода; $\eta_{\text{упл}}$ – КПД уплотнения. В зависимости от конструкции привода $\eta_{\text{пр}} = 0,75-0,95$; $\eta_{\text{упл}} = 0,9-0,98$.

В ряде случаев необходимо учитывать увеличение мощности в пусковой период. По сравнению с установившимся режимом работы в пусковой период двигатель испытывает дополнительную нагрузку, затрачиваемую на раскрутку перемешиваемой в аппарате текучей среды.

Для аппаратов без отражательных перегородок (с гладкими стенками) пусковая мощность может существенно превышать расчетную.

Для таких аппаратов мощность в пусковой период

$$N_{\text{пуск}} = N_{\text{дв}} K_{\text{п}}, \quad (6.48)$$

где $K_{\text{п}} = 2-2,5$ – коэффициент, учитывающий увеличение мощности в период пуска.

Для аппаратов с отражательными перегородками вследствие незначительного вращения жидкой фазы пусковая мощность несущественно отличается от мощности двигателя $N_{\text{дв}}$, рассчитанной по формуле (6.47).

По пусковой мощности привода $N_{\text{пуск}}$ из справочных таблиц определяют номинальную мощность электродвигателя $N_{\text{дв}}$.

ПРИМЕР 6.3

В аппарате с номинальным объемом $V_{\text{н}} = 3,2 \text{ м}^3$ с помощью вращающейся механической мешалки при температуре 20°C следует произвести перемешивание 50%-ного глицерина с частицами фаолита, максимальный эквивалентный диаметр которых $d_{\text{ч}} = 1,3 \text{ мм}$. Объемная доля твердой фазы в перемешиваемой суспензии $\phi = 0,1$.

1. Подобрать тип мешалки.
2. Определить основные геометрические параметры аппарата.
3. Установить номинальную частоту вращения мешалки.
4. Рассчитать пусковую мощность двигателя привода мешалки и подобрать двигатель, если КПД привода $\eta_{\text{пр}} = 0,85$, а КПД уплотнений $\eta_{\text{упл}} = 0,94$.

Решение

1. Как следует из табл. 6.1, для образования однородной суспензии можно использовать турбинную или винтовую мешалки. Анализ зависимости (6.9) показывает, что турбинная мешалка обеспечивает взвешивание твердых частиц при меньшей частоте вращения, поскольку у нее константа $K_{c2} = 14,7$, что меньше, чем у винтовой мешалки ($K_{c2} = 20,6$), а показатели степени α_1 и α_2 одинаковы. Поэтому подбираем для установки в аппарате открытую турбинную мешалку.

2. По табл. 6.2 находим, что для аппарата с номинальным объемом $V_{\text{н}} = 3,2 \text{ м}^3$, внутренний диаметр корпуса можно принять равным $D = 1,6 \text{ м}$.

Для определения диаметра мешалки воспользуемся соотношением, приведенным в табл. 6.1:

$$\frac{d_{\text{м}}}{D} = 0,3,$$

тогда диаметр мешалки будет

$$d_{\text{м}} = 0,3 \cdot 1,6 = 0,48 \text{ м}.$$

Согласно табл. 6.3 принимаем стандартизованный диаметр мешалки $d_m = 0,5$ м.

3. Для определения кинематических характеристик мешалки предварительно определим физические свойства перемешиваемой суспензии.

На основании данных табл. 5 приложения плотность 50%-ного глицерина при 20 °С $\rho_{ж} = 1136$ кг/м³, а по табл. 4 плотность фаолита $\rho_t = 1730$ кг/м³.

Плотности фаолита и 50%-ного глицерина отличаются более чем на 30% $\left(\frac{1730-1136}{1730} \cdot 100 = 35\% \right)$, следовательно, плотность суспензии рассчитаем по формуле (1.51):

$$\rho_{\text{сусп}} = \varphi \rho_t + (1 - \varphi) \rho_{ж} = 0,1 \cdot 1730 + (1 - 0,1) \cdot 1136 = 1190,9 \text{ кг/м}^3.$$

По номограмме (рис. 1 приложения) определим динамическую вязкость 50%-ного глицерина при 20 °С: $\mu_c = 6,4 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Вязкость суспензии рассчитаем по формуле (1.66):

$$\mu_{\text{сусп}} = \mu_c (1 + 2,5\varphi) = 6,4 \cdot 10^{-3} (1 + 2,5 \cdot 0,1) = 8 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Поскольку рассчитанная вязкость суспензии $\mu_{\text{сусп}} = 8 \cdot 10^{-3}$ Па·с, то на основании табл. 6.1 примем окружную скорость концов лопастей мешалки $w = 2,5$ м/с и по формуле (6.5) рассчитаем частоту вращения мешалки:

$$n = \frac{w}{\pi d_m} = \frac{2,5}{3,14 \cdot 0,5} = 1,592 \text{ с}^{-1}.$$

Определяющую частоту вращения закрытой турбинной мешалки рассчитаем с помощью зависимости (6.7):

$$\text{Re}_{\text{ц}} = \frac{n_{\text{оп}} d_m^2 \rho_{\text{сусп}}}{\mu_{\text{сусп}}} = K_{c1} \text{Ar}^{0,5} \left(\frac{d_{\text{ч}}}{d_m} \right)^{0,5} \left(\frac{D}{d_m} \right)^{\alpha_1}. \quad (\text{a})$$

Критерий Архимеда Ar определим по уравнению (6.8):

$$\text{Ar} = \frac{d_m^3 g \rho_{\text{сусп}} \Delta \rho}{\mu_{\text{сусп}}^2},$$

где $\Delta \rho$ – разность плотностей входящих в суспензию фаз:

$$\Delta \rho = \rho_t - \rho_{ж} = 1730 - 1136 = 594 \text{ кг/м}^3;$$

$$\text{Ar} = \frac{0,5^3 \cdot 9,81 \cdot 1190,9 \cdot 594}{(8 \cdot 10^{-3})^2} = 1,3668 \cdot 10^{10}.$$

Согласно табл. 6.4 значения коэффициентов, входящих в уравнение (а), следующие: $K_{c1} = 4,7$, а $\alpha_1 = 1$.

Тогда

$$\text{Re}_{\text{ц}} = 4,7 \cdot (1,3668 \cdot 10^{10})^{0,5} \cdot \left(\frac{1,3 \cdot 10^{-3}}{0,5} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{1,6}{0,5} \right)^1 = 89\,658.$$

Проверим правомерность применения формулы (а) согласно условиям (6.10)– (6.12):

$$\begin{aligned} 5 \cdot 10^2 &\leq \text{Re}_{\text{ц}} = 89\,658 \leq 1,3 \cdot 10^5; \\ 2,4 \cdot 10^4 &\leq \text{Ar} = 1,3668 \cdot 10^{10} \leq 4 \cdot 10^{11}; \\ 2,33 \cdot 10^{-4} &\leq \frac{d_{\text{ч}}}{d_{\text{м}}} = \frac{1,3 \cdot 10^{-3}}{0,5} \leq 1,2 \cdot 10^{-2}. \end{aligned}$$

Как видим, формула (а) применена адекватно.

Тогда из этой формулы выразим и найдем определяющую частоту вращения:

$$n_{\text{оп}} = \frac{\text{Re}_{\text{ц}} \mu_{\text{сусп}}}{d_{\text{м}}^2 \rho_{\text{сусп}}} = \frac{89\,658 \cdot 8 \cdot 10^{-3}}{0,5^2 \cdot 1190,9} = 2,409 \text{ с}^{-1}.$$

По найденному значению $n_{\text{оп}} = 2,409 \text{ с}^{-1}$ примем мотор-редуктор с номинальной частотой вращения вала $n = 2,67 \text{ с}^{-1}$ и номинальной мощностью $N_{\text{ном}} = 3 \text{ кВт}$.

4. Поскольку при перемешивании турбинной мешалкой возможно образование воронки, что нежелательно, установим необходимость применения в аппарате отражательных перегородок.

Для этого по формуле (6.22) рассчитаем предельный критерий Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\text{ц,пр}} = B_3 h_{\text{м1}}^{0,75} d_{\text{м}}^{-0,75} \text{Ga}^{0,5}, \quad (\text{б})$$

где Ga – критерий Галилея, которые можно определить по формуле (6.23):

$$\text{Ga} = \frac{d_{\text{м}}^3 \rho_{\text{сусп}}^2 g}{\mu_{\text{сусп}}^2} = \frac{0,5^3 \cdot 1190,9^2 \cdot 9,81}{(8 \cdot 10^{-3})^2} = 2,717 \cdot 10^{10}.$$

Для турбинных мешалок коэффициент $B_3 = 0,35$.

Величину $h_{\text{м1}}$ определим по формуле (6.24):

$$h_{\text{м1}} = H_{\text{ж}} - h. \quad (\text{в})$$

В уравнении (в) $H_{\text{ж}}$ – высота уровня жидкости в аппарате, м, которая зависит от коэффициента заполнения f аппарата. Согласно данным табл. 6.2 примем $f = 0,75$, тогда для аппарата с номинальным объемом $V_{\text{н}} = 3,2 \text{ м}^3$ величина $H_{\text{ж}} = 1,33$. Величина h – расстояние мешалки от днища аппарата, м. Ее значение определим согласно рекомендациям, приведенным в табл. 6.1:

$$\frac{h}{d_{\text{м}}} = 0,2.$$

Тогда

$$h = 0,2 d_{\text{м}} = 0,2 \cdot 0,5 = 0,1 \text{ м}.$$

Подставляя численные значения в уравнение (в), получим

$$h_{\text{м1}} = 1,33 - 0,1 = 1,23.$$

Численное значение предельного критерия Рейнольдса из уравнения (б):

$$\text{Re}_{\text{ц,пр}} = 0,35 \cdot 1,23^{0,75} \cdot 0,5^{-0,75} \cdot (2,717 \cdot 10^{10})^{0,5} = 1,133 \cdot 10^5.$$

По формуле (6.21) определим предельную частоту:

$$n_{\text{пр}} = \frac{\text{Re}_{\text{ц, пред}} \mu_{\text{сусп}}}{\rho_{\text{сусп}} d_{\text{м}}^2} = \frac{1,133 \cdot 10^5 \cdot 8 \cdot 10^{-3}}{1190,9 \cdot 0,5^2} = 3,044 \text{ с}^{-1}.$$

Так как предельная частота $n_{\text{пр}} = 3,044 \text{ с}^{-1}$ больше принятой частоты $n = 2,67 \text{ с}^{-1}$, то необходимости в установке отражательных перегородок нет.

5. Рассчитать полезную мощность (мощность, затрачиваемую на перемешивание) можно по формуле (6.46)

$$N = K_N \rho_{\text{сусп}} n^3 d_{\text{м}}^5, \quad (\text{г})$$

где K_N – критерий мощности. Значение K_N можно определить с помощью графической зависимости $K_N = f(\text{Re}_{\text{ц}})$ (рис. 6 приложения).

Для того, чтобы воспользоваться этой зависимостью, рассчитаем центробежный критерий Рейнольдса $\text{Re}_{\text{ц}}$ по формуле (6.6):

$$\text{Re}_{\text{ц}} = \frac{\rho_{\text{сусп}} n d_{\text{м}}^2}{\mu_{\text{сусп}}} = \frac{1190,9 \cdot 2,67 \cdot 0,5^2}{8 \cdot 10^{-3}} = 99\,366.$$

Критерий мощности для открытой турбинной мешалки в гладкостенном аппарате (без отражательных перегородок) при $\text{Re}_{\text{ц}} = 99\,366$ и $\frac{D}{d_{\text{м}}} = \frac{1,6}{0,5} = 3,2$ (рис. 6 приложения) $K_N = 0,9$.

Тогда, подставляя численные значения в уравнение (г), получим

$$N = 0,9 \cdot 1190,9 \cdot 2,67^3 \cdot 0,5^5 = 637,5 \text{ Вт}.$$

Мощность двигателя привода мешалки определим по формуле (6.47):

$$N_{\text{пр}} = \frac{N}{\eta_{\text{пр}} \eta_{\text{упл}}} = \frac{637,5}{0,85 \cdot 0,94} = 797,9 \text{ Вт}.$$

Для аппаратов без отражательных перегородок (с гладкими стенками) пусковая мощность может существенно превышать расчетную, поэтому по уравнению (6.48) рассчитываем мощность двигателя в пусковой период:

$$N_{\text{пуск}} = N_{\text{дв}} K_{\text{п}},$$

где $K_{\text{п}} = 2-2,5$ – коэффициент, учитывающий увеличение мощности в период пуска. Принимаем $K_{\text{п}} = 2,3$. Тогда

$$N_{\text{пуск}} = 797,9 \cdot 2,3 = 1835,2 \text{ Вт}.$$

Принятая ранее номинальная мощность 3 кВт с запасом обеспечивает пусковую мощность $N_{\text{пуск}} = 1835,2 \text{ Вт}$.

Ответ: 1) диаметр аппарата $D = 1,6 \text{ м}$; диаметр мешалки $d_{\text{м}} = 0,5 \text{ м}$; 2) номинальная частота вращения $n = 2,67 \text{ с}^{-1}$; 3) $N_{\text{пуск}} = 1835,2 \text{ Вт}$; $N_{\text{ном}} = 3 \text{ кВт}$.

6.1.3. Мешалки, совершающие возвратно-поступательные движения

В отличие от ранее описанных мешалок, при работе которых создаются вращательные потоки, вибрационные мешалки создают возвратно-поступательное движение рабочего органа, а соответственно и перемешиваемой среды.

На рис. 6.12 схематически изображен аппарат с вибрационной мешалкой. Двигатель 1 приводит во вращение коленчатый вал 2, который сообщает посредством шатунов 3 возвратно-поступательное движение двум перфорированным дискам (рабочим органам мешалки) 5. При схождении дисков жидкость вытесняется из объема между ними, проходит в зазорах между дисками и корпусом аппарата, вызывая перемешивание во всем объеме аппарата. При обратном движении дисков (расхождении) жидкость под действием образовавшегося разрежения поступает в пространство между дисками, что также способствует движению и перемешиванию жидкости во всем объеме аппарата. Кроме того, жидкость двигается через перфорации дисков 5 в виде многочисленных струй, приводящих к турбулизации и интенсивному перемешиванию жидкости.

Недостатком этой конструкции является обилие подшипников и наличие трех сальников, испытывающих боковое давление при работе кривошипного механизма.

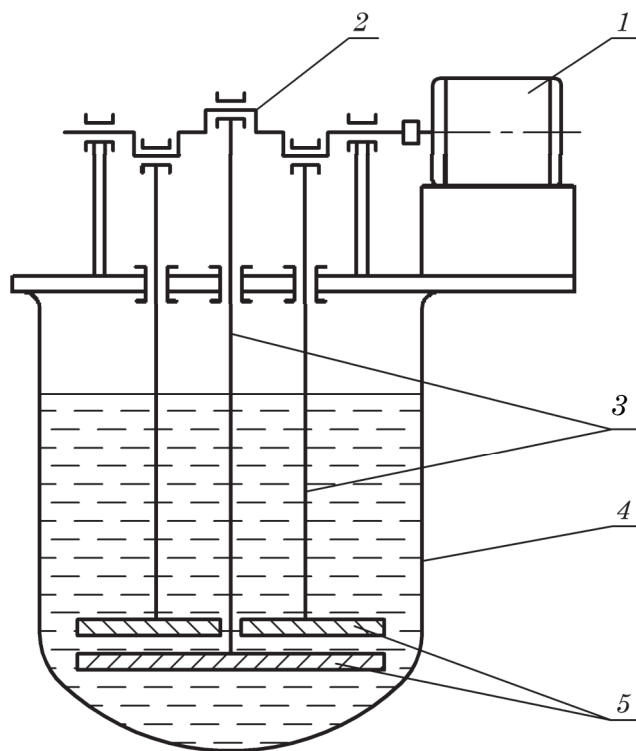


Рис. 6.12. Схема перемешивания вибрационной мешалкой:

1 – двигатель; 2 – коленчатый вал; 3 – шатуны;
4 – корпус мешалки; 5 – диски

Очень интенсивное перемешивание достигается в вибрационной мешалке, получающей импульсы от вибратора переменного тока. При частоте 50 Гц положение мешалок изменяется 100 раз в секунду. Отсутствие сальников обеспечивает надежную герметизацию. Коэффициент полезного действия этих мешалок очень высок. Эти мешалки обеспечивают интенсивное перемешивание жидкости по всему

объему аппаратов не только цилиндрической, но и овальной и прямоугольной формы. Причем форма рабочего органа мешалки, как правило, повторяет форму корпуса аппарата. Поэтому даже в углах аппаратов не образуется застойных зон.

Рассмотренные вибрационные мешалки в основном применяют для перемешивания сред с повышенной вязкостью.

6.2. ДРУГИЕ СПОСОБЫ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ

6.2.1. Циркуляционное перемешивание

Для обеспечения эффективного перемешивания жидкой среды ее можно многократно перекачивать по замкнутому контуру: аппарат – циркуляционный насос – аппарат. Такое перемешивание называется *циркуляционным*. Трубопроводы, по которым жидкость нагнетается в аппарат, устанавливают под некоторым углом к горизонтали и касательно к стенкам аппарата, что будет способствовать созданию вращательного движения среды в аппарате подобно циклонам. Контурные трубопроводов могут снабжаться специальными насадками, через которые жидкость распыляется в объеме аппарата. Такие устройства применяют взамен механического перемешивания для образования неоднородных систем – приготовления суспензий или эмульсий.

Следует учесть, что перемешивание текучих сред происходит не только в насадках и аппарате, но и в трубопроводе за счет турбулентных пульсаций. Для обеспечения этого жидкость в трубопроводе должна перемещаться с достаточно большой скоростью в турбулентном режиме.

Схемы циркуляционного перемешивания показаны на рис. 6.13.

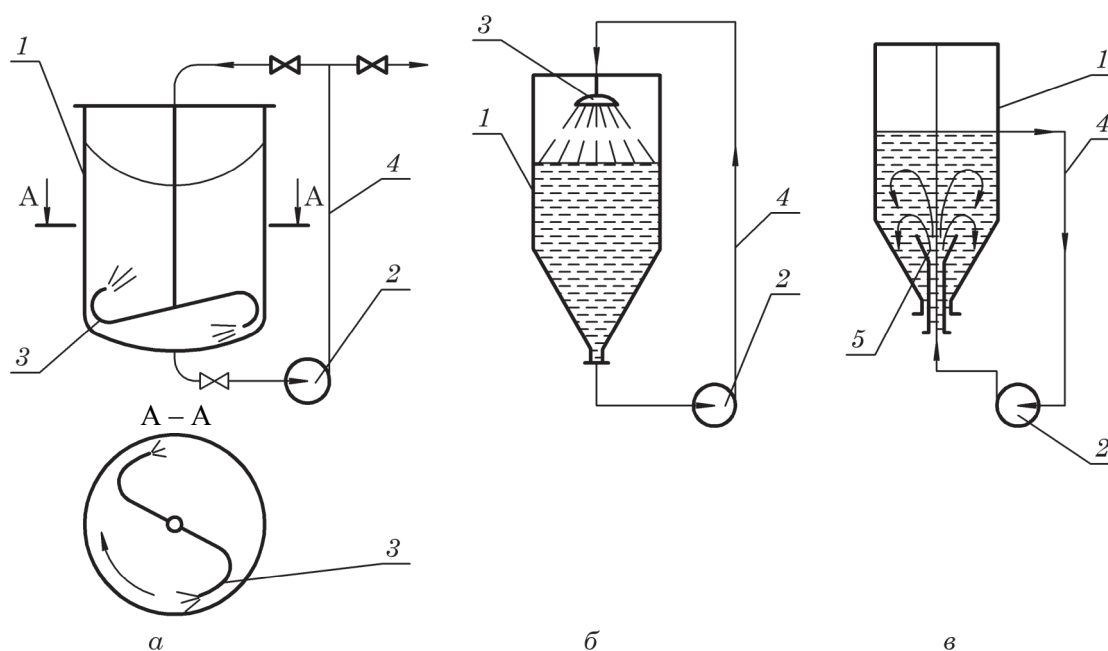


Рис. 6.13. Схемы циркуляционного перемешивания:
 а, б – с циркуляционным насосом; в – с циркуляционным насосом и эжектором;
 1 – аппарат; 2 – циркуляционный насос; 3 – разбрызгиватель;
 4 – трубопровод; 5 – эжектор

В качестве циркуляционных обычно используют центробежные или струйные насосы. Циркуляция усиливается по мере увеличения производительности насоса.

Более предпочтительно выглядит схема, представленная на рис. 6.13, б, по которой нижние слои жидкости содержат больше тяжелого компонента и всасываются центробежным насосом. Затем они нагнетаются в верхнюю часть аппарата и разбрызгиваются, смешиваясь с менее концентрированной жидкостью.

6.2.2. Поточное перемешивание

Многократное смешение потока на диафрагмах со смещенными отверстиями, полуперегородках, рассекателях (рис. 6.14) и других турбулизаторах может осуществляться как непосредственно в трубопроводах, так и в специально установленных на них смесителях.

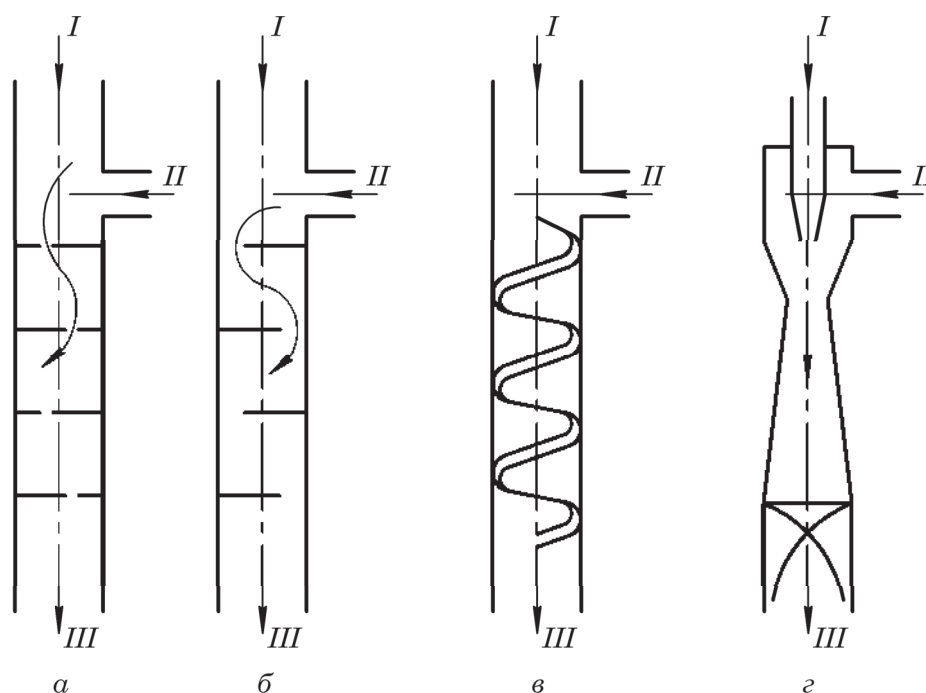


Рис. 6.14. Схемы устройств для перемешивания в потоке:
 а – диафрагмовая вставка; б – вставка из полуперегородок;
 в – винтовая вставка; г – винтовая вставка в струйном смесителе;
 I, II – вход компонентов смеси; III – выход смеси

В таких устройствах поток изменяет величину и направление при поступлении (после ввода) на различные неподвижные детали, состоящие, например, из чередующихся правых и левых винтовых элементов. Очевидно, что при таком перемешивании используется энергия потока жидкости. Поточное перемешивание требует затрат большого количества энергии и применяется в случае относительно хорошей взаимной растворимости и сравнительно низкой вязкости различных жидких компонентов смеси, т. е. при больших скоростях и относительно большой длине трубопровода. Турбулизаторы рассматриваются при расчете как местные сопротивления.

6.2.3. Пневматическое перемешивание

При пропускании через жидкость потока пузырьков газа (чаще всего воздуха) они всплывают под действием архимедовой силы, и жидкая среда перемешивается. Применение этого метода рекомендуется в тех случаях, когда необходимо, чтобы газ (например, кислород воздуха) вступал в химическую реакцию с жидкостью. Однако в некоторых технологиях химическое взаимодействие жидкости и пузырьков газа недопустимо. В этих случаях для взаимного перемешивания используются взаимноинертные газ и жидкость. Часто этот метод применяют при перемешивании сильно агрессивных жидких сред, разрушающих механические перемешивающие устройства.

Такой процесс не рекомендуется применять при перемешивании сильно испаряющихся жидкостей, особенно при высоких температурах. В противном случае будет происходить испарение части перемешиваемой жидкости и вместе с пузырями газа будет теряться в виде пара много ценного (а иногда вредного или агрессивного) жидкого продукта.

Пневматическое перемешивание применяется в химической промышленности в соответствии с особенностями технологического процесса (например, в аппаратах для очистки газов, биологической очистки сточных вод и т. д.).

В качестве перемешивающих устройств в этом случае используют аппараты с газораспределительными перфорированными решетками, пористыми плитками, барботерами, эрлифтами (рис. 6.15).

Барботер представляет собой трубу (или систему труб) с отверстиями, свернутую в кольцо или спираль, по которой пропускается сжатый воздух. Пузырьки сжатого воздуха, равномерно поднимаясь вверх через слой жидкости, перемешивают ее.

Эрлифт (газовый подъемник) часто применяют для перемешивания и транспортировки текучих сред. В таком аппарате сжатый воздух, поступая в нижнюю часть устройства, образует в ней газожидкостную смесь, плотность которой меньше плотности жидкости. Пузырьки газа, двигаясь по центральной трубе, расширяются вследствие уменьшения гидростатического давления, и скорость газожидкостной смеси увеличивается, при этом образующаяся газожидкостная смесь интенсивно перемешивается, поднимается на нужную высоту и выводится из аппарата.

В случае необходимости дополнительного перемешивания смесь возвращается в аппарат и цикл движения повторяется.

Расчет пневматических перемешивающих устройств сводится к определению необходимого давления и расхода сжатого воздуха.

Давление сжатого газа p для перемешивания (в паскалях) можно определить по формуле

$$p = 1,2H\rho_{\text{ж}}g + p_0, \quad (6.49)$$

где H – высота столба перемещаемой жидкости, м; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность перемешиваемой жидкости, кг/м³; p_0 – давление газа над жидкостью, Па.

Потери давления в газовойде на гидравлическое сопротивление принимают равными 20% от сопротивления столба жидкости (коэффициент 1,2).

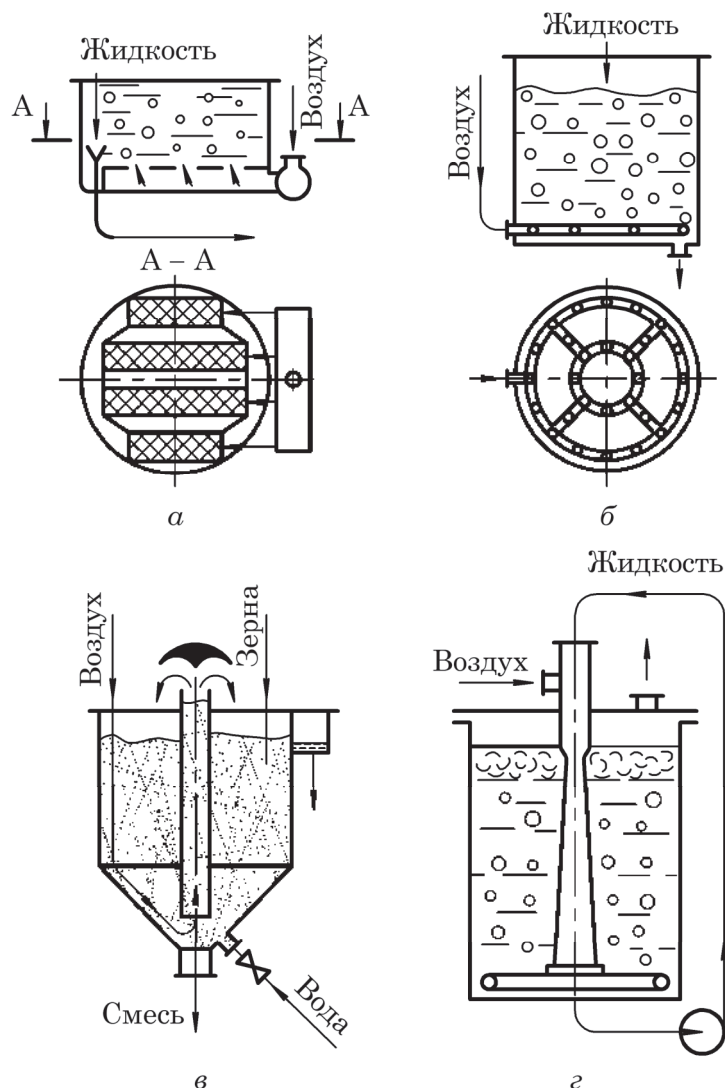


Рис. 6.15. Схемы пневматических (барботажных) перемешивающих устройств:

а – с горизонтальной распределительной сеткой;

б – с барботером; *в* – с эрлифтом;

г – с сочетанием барботера и лопастной мешалки

Расход воздуха на 1 м^2 свободной поверхности жидкости в аппарате принимают следующим: при умеренном перемешивании $V_{\text{возд}} = 0,8 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{мин}}$, при ин-

тенсивном – $V_{\text{возд}} = 1,0 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{мин}}$.

Скорость истечения газа из отверстий барботера равна 20–40 м/с.

Полезная мощность, передаваемая газом перемешиваемой жидкости:

$$N = p Q_{\Gamma} \ln \left(\frac{p}{p_0} \right), \quad (6.50)$$

где Q_{Γ} – объемный расход барботирующего газа, $\text{м}^3/\text{с}$.

Следует отметить, что пневмоперемешивание является более энергоемким процессом, чем механическое перемешивание при достижении одного и того же технологического результата.

6.2.4. Пульсационное перемешивание

Пульсационное перемешивание является разновидностью пневматического перемешивания. Перемешивание среды в таких аппаратах осуществляется путем периодической подачи сжатого воздуха (или другого газа) в аппарат с перемешиваемой средой. Импульс давления газа приводит в движение жидкость в аппарате, перемешивая ее.

Схема пульсационной установки показана на рис. 6.16. Воздух, сжатый компрессором, через ресивер 6 поступает в пульсатор 4, откуда отдельными импульсами подается по пульсопроводу 3 в пульсационную камеру 2 аппарата 1. Оказывая давление на жидкость, воздух понижает ее уровень в пульсационной камере и тем самым приводит в движение весь объем жидкости в аппарате. При дальнейшем вращении механизма пульсатора пульсационная камера соединяется с атмосферой или с поглотительным устройством – газ выходит из камеры, давление в ней снижается, а уровень жидкости в ней повышается, что также приводит к движению перемешиваемой среды во всем объеме аппарата. При повторении цикла жидкость в аппарате приходит в возвратно-поступательное движение.

Пульсационная камера может располагаться не только внутри аппарата, как показано на рис. 6.16, но и вне его, в виде сосуда, сообщающегося с аппаратом.

Через канал, имеющийся во вращающемся роторе пульсатора, пульсопровод соединяет аппарат попеременно с линией от компрессора и с линией в атмосферу. Пульсатор приводится в движение двигателем через редуктор.

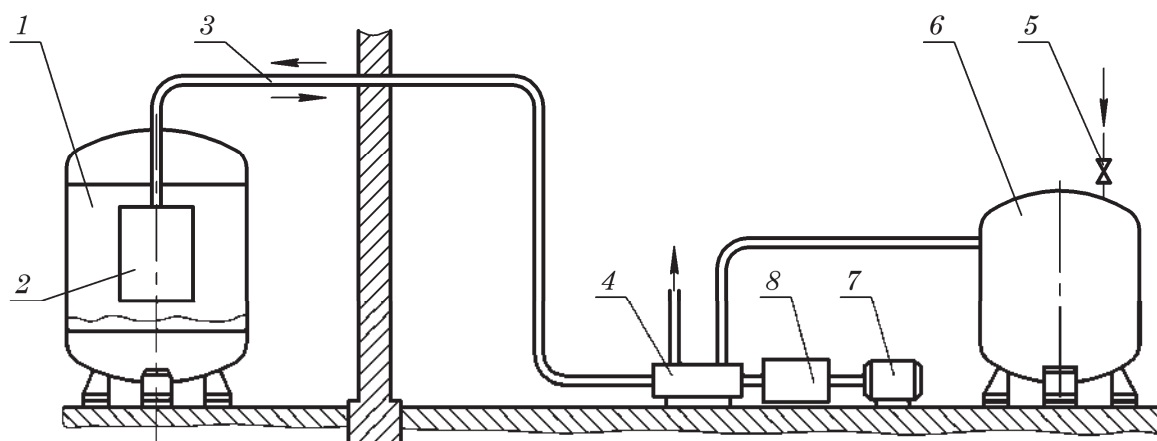


Рис. 6.16. Схемы установки для пульсационного перемешивания:

- 1 – аппарат; 2 – пульсационная камера;
3 – воздушный пульсопровод; 4 – пульсатор; 5 – вентиль;
6 – ресивер; 7 – электродвигатель пульсатора; 8 – редуктор

За каждый цикл работы пульсатора из пульсопровода удаляется заключенный в нем сжатый газ, что является очевидной потерей энергии и вещества. Поэтому длину пульсопровода следует ограничивать для снижения потерь давления на трение и местное сопротивление.

Для того чтобы избежать потерь газа в атмосферу, особенно при работе с летучими, токсичными, радиоактивными и агрессивными средами, вместо ресивера с пульсационным устройством используют поршневые компрессоры большого диаметра, но создающие относительно небольшие давления. При этом и всасывающий, и нагнетающий трубопроводы компрессора соединены с пульсационной камерой, в которую попеременно подается либо удаляется сжатый газ.

Если в аппарате перемешиваются особо вредные для здоровья вещества, то его можно заключить в герметичную камеру, в которую входят лишь периодически для профилактического осмотра и ремонта. Пульсатор располагают вне камеры, но как можно ближе к аппарату.

Положительными качествами пульсационных аппаратов являются простота конструкции, дешевизна изготовления, надежность работы, отсутствие подвижных частей внутри аппарата, полная герметичность устройства (отсутствие сальников), возможность изготовления из любых антикоррозионных материалов, минимальное обслуживание, длительность межремонтных пробегов.

Пульсационное перемешивание целесообразно применять при обработке особо токсичных, коррозионноактивных и радиоактивных сред.

6.3. ВОПРОСЫ И ЗАДАНИЯ ДЛЯ САМОПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. Цели перемешивания жидких сред. Эффективность и интенсивность перемешивающих устройств.

2. Способы перемешивания жидких сред.

3. Процессы, протекающие в жидких средах при перемешивании их с помощью механических вращающихся мешалок. Кинематические характеристики таких процессов. Воронкообразование.

4. Основные конструкции и область применения механических вращающихся мешалок.

5. Как производится определение номинального объема аппарата и частоты вращения механических мешалок?

6. Мощность, затрачиваемая на перемешивание жидких сред механическими вращающимися мешалками. Критерий мощности и методы его определения. Мощность привода.

7. Мешалки, совершающие возвратно-поступательное движение.

8. Циркуляционное перемешивание.

9. Поточное перемешивание.

10. Пневматическое перемешивание и его расчет.

11. В аппарате с вращающейся лопастной мешалкой производится перемешивание жидкой среды с плотностью $\rho_{\text{см}} = 9,6 \text{ кг/м}^3$ и динамической вязкостью $\mu_{\text{см}} = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$. Диаметр мешалки $d_{\text{м}} = 0,4 \text{ м}$, а ее угловая скорость вращения $\omega = 9,6 \text{ рад/с}$. Определить полезную мощность, затрачиваемую на перемешивание.

Глава 7

РАЗДЕЛЕНИЕ АЭРОЗОЛЕЙ

В главе рассмотрены следующие методы разделения аэрозолей: 1) инерционные методы разделения, в том числе и в поле центробежных сил; 2) мокрая очистка газов; 3) разделение аэрозолей фильтрованием; 4) очистка газов в поле электрических сил. Приведены конструкции и описан принцип действия циклонов и батарейных циклонов, скрубберов для мокрой очистки газов, рукавных, патронных и электрических фильтров для очистки газов, а также приведены методы инженерного расчета циклонов, рукавных и электрических фильтров. Глава также содержит типовые примеры расчета.

Rozdział 7

ROZDZIELANIE AEROZOLI

W rozdziale rozpatrzono następujące metody rozdzielania aerozoli: 1) metody inercyjne (bezwładnościowe), w tym – w polu sił odśrodkowych; 2) metody z zastosowaniem fazy ciekłej (tzw. mokre oczyszczanie gazów); 3) rozdzielanie aerozoli przez filtrację; 4) oczyszczanie gazów w polu sił elektrycznych. W rozdziale podano konstrukcje i opisano zasadę działania cyklonów pojedynczych i bateryjnych, skrubierów do mokrego oczyszczania gazów; filtrów workowych, świecowych i elektrofiltrów (odpylaczy elektrostatycznych) oraz podano metody obliczania inżynierskiego cyklonów, filtrów workowych i elektrofiltrów. Rozdział zawiera również typowe przykłady obliczeń.

Многие производства сопровождаются выбросом газов, которые содержат различные механические примеси.

Эти механические примеси образуются:

- 1) при измельчении твердых тел в дробилках и мельницах;
- 2) при пересыпании и транспортировании сыпучих материалов в процессе загрузки в бункера и выгрузке из них, в процессе пневмотранспорта и др.;
- 3) при работе аппаратов с псевдоожиженным слоем.

В этих трех случаях мелкие частицы материала захватываются и уносятся потоком газа (чаще всего воздуха). Измельчение материала происходит при дроблении его или трении одного куска материала о другой, при трении или ударе кусков об элементы аппаратов и в других процессах;

4) в термических процессах – при обжиге, сушке, сжигании различных веществ. Эти процессы приводят к растрескиванию и измельчению кускового материала. Повышение температуры при упомянутых процессах может способствовать пылеобразованию, с одной стороны, вследствие уменьшения сцепления между отдельными частицами сыпучих материалов, а с другой – в результате значительного и быстрого увеличения образовавшегося при реакции объема газа, а следовательно, резкого увеличения его скорости;

5) в процессах, сопровождающихся взрывом. В этом случае возникающая ударная волна приводит к механическому разрушению твердых материалов и интенсивному выбросу дисперсных частиц твердого материала в газ;

6) при барботировании газов через слои жидкости, например в тепло- и массообменных процессах, через расплавленный металл в конвертерах, при выделении газа в процессах электролиза, при других процессах, когда мелкие частицы жидкости уносятся газами. В этих случаях капельки, унесенные газовым потоком, при охлаждении газов иногда затвердевают и образуют смесь газа с твердыми пылинками;

7) при конденсации паров и в ходе химических реакций. Часто в горячих газах содержатся пары веществ, которые при охлаждении газов конденсируются, переходя в жидкое или даже твердое состояние.

Общим признаком во всех вышеперассмотренных случаях является наличие сплошной (дисперсионной) *газовой* фазы, что позволяет объединить их одним понятием – *аэрозоль*.

Таким образом, подводя итог вышеизложенному, можно сказать, что *аэрозоль* – это многофазная система, состоящая из сплошной газовой фазы и дисперсных твердых и (или) жидких частиц.

Аэрозоли обычно группируют по размерам дисперсных частиц. Одна из таких классификаций, на наш взгляд, наиболее удобная, приведена ниже.

Твердые частицы: грубая пыль (>10 мкм); мелкая пыль ($10\text{--}1$ мкм); дым (<1 мкм).

Жидкие частицы: брызги ($>10\text{--}1$ мкм); туман (<1 мкм).

Аэрозоли, образовавшиеся в результате механических процессов, обычно содержат частицы крупнее $5\text{--}10$ мкм. Аэрозоли, полученные в процессе конденсации и химических реакций (так называемые возгоны), состоят из первичных частиц меньше 1 мкм.

Одним из практических применений разделения аэрозолей является очистка газов. Поэтому в литературе, особенно русскоязычной, часто вместо понятия «разделение аэрозолей» используют термин «очистка газов».

Для отделения газового потока от пыли, тумана, капель жидкости используют сухие, мокрые, а также электрические методы очистки. В основу аппаратов для сухой очистки газов положены гравитационные, инерционные, центробежные, фильтрационные методы разделения. При мокрой очистке происходит контакт запыленного газа с жидкостью, осаждение частиц аэрозоля осуществляется на капли или на пленку, образующиеся из подаваемой в аппарат орошающей жидкости (а может одновременно и на пленку, и на капли). При электрической очистке заряженные частицы оседают на заряженных электродах.

Рассмотрим некоторые из этих аппаратов, а также протекающие в них процессы.

7.1. ГРАВИТАЦИОННОЕ РАЗДЕЛЕНИЕ АЭРОЗОЛЕЙ

Наибольшее применение гравитационные методы разделения аэрозолей нашли в пылеосадительных камерах, которые используются, как правило, для предварительной (грубой) очистки газов от механических примесей. Устройство, принцип действия пылеосадительной камеры, теоретическое описание процессов разделения и методика ее расчета представлены в главе 2.

Ниже рассмотрен пример расчета пылеосадительной камеры.

7.2. ИНЕРЦИОННЫЕ МЕТОДЫ РАЗДЕЛЕНИЯ АЭРОЗОЛЕЙ

Движущиеся твердые или жидкие частицы аэрозоля обладают инерцией. Инерцией обладает и газ. Однако вследствие того, что плотность материала частиц гораздо больше плотности газа*, при резком изменении направления или величины скорости аэрозоля инерционные силы, действующие на дисперсные частицы, гораздо больше по величине, чем соответствующие инерционные силы, действующие на газ. Именно поэтому дисперсные частицы в гораздо меньшей степени изменяют направление своего движения.

Аппараты, принцип действия которых основан на вышеописанном методе, называются *инерционными пылеуловителями* (нередко тумано- и брызгоуловителями). Для эффективного действия этих аппаратов должны быть использованы значительные скорости аэрозольного потока – 15–20 м/с и больше. Это позволяет создать большие по величине инерционные силы, действующие на дисперсные твердые или жидкие частицы.

Простейшими инерционными пылеуловителями являются отстойные газоходы, в которых для развития инерционных сил устанавливаются, например, вертикальные перегородки (рис. 7.1). При движении аэрозоля в таких аппаратах многие плотные частицы дисперсной фазы не успевают изменить направление своего движения и вместе с менее плотным газом ударяются о поперечные перегородки 1, теряют свою скорость и под действием силы тяжести падают (если дисперсной фазой являются капли жидкости, то стекают) в сборники 2. Эффектив-

* Обычно плотность вещества или жидких частиц на три, а иногда и четыре порядка больше плотности газовой фазы.

ность разделения таких аппаратов относительно невелика, поскольку большинство средних и мелких дисперсных частиц уносится газовым потоком.

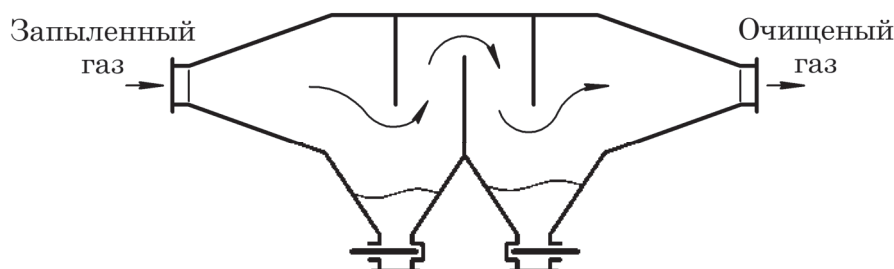


Рис. 7.1. Отстойный газоход:
1 – перегородки; 2 – сборники дисперсной фазы

В более совершенных инерционных пылеуловителях (рис. 7.2) газ поступает со значительной скоростью (15–20 м/с), а после резкого поворота скорость его падает (до 2–3 м/с) за счет уширения аппарата, что способствует лучшему выпадению (отстаиванию) пыли.

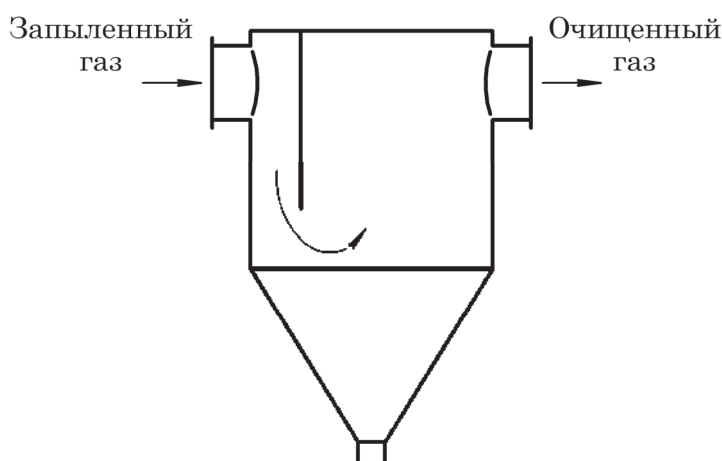


Рис. 7.2. Инерционный пылеуловитель

Конструкций инерционных пылеуловителей и брызгоуловителей очень много. Необходимо отметить, что в этих аппаратах поток газа сильно турбулизирован, что приводит к явлениям отскока* (отрыва) уже осевшей пыли. В этих условиях брызги, прилипая к поверхности осаждения, вследствие эффекта смачивания улавливаются значительно эффективнее, чем пыль. К тому же в некоторых инерционных пылеуловителях, например в жалюзийных, явление отскока эффективно используется.

Жалюзийный пылеуловитель. Принцип работы этого аппарата следующий. Вначале запыленный газ опускается сверху вниз, а затем движется через каналы между кольцами 4 разного диаметра (рис. 7.3). Кольца установлены с зазором таким образом, чтобы резко изменить направление движения газа. Твердые частицы пыли при изменении направления движения аэрозоля ударяются о кольца, отбрасываются к оси пылеуловителя и с частью газа выходят

* Под понятием отскока будем иметь в виду упругий или частично упругий удар.

через нижний штуцер аппарата. Основная часть газа, очищенная от твердых частиц, выходит через штуцер 3.

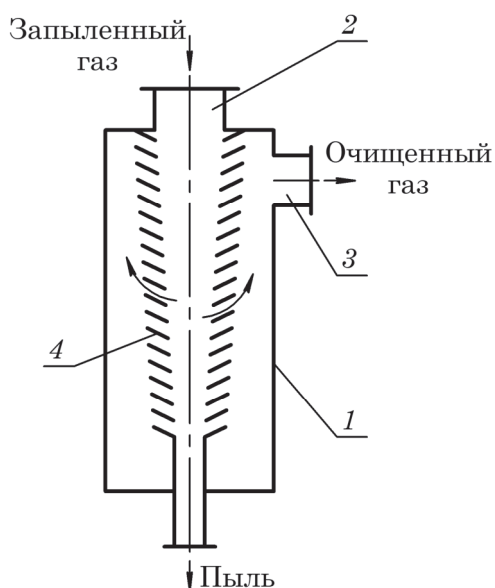


Рис. 7.3. Жалюзийный пылеуловитель:
1 – корпус; 2 – штуцер для входа газа;
3 – штуцер для выхода газа; 4 – кольца

К преимуществам жалюзийного пылеуловителя (как и иных инерционных аппаратов) относятся простота конструкции, компактность, отсутствие движущихся частей, надежность, сравнительно небольшое гидравлическое сопротивление. Недостатки: невысокая степень очистки (особенно от мелких частиц) – поэтому они используются только для первичной, грубой очистки газов; износ колец; возможность забивки зазоров между кольцами пылью при разделении аэрозоля, содержащего липкие твердые частицы (например, при повышенной влажности пыли).

7.3. ЦЕНТРОБЕЖНЫЕ МЕТОДЫ РАЗДЕЛЕНИЯ АЭРОЗОЛЕЙ

Отметим, что центробежные методы разделения аэрозолей по сути являются разновидностью инерционных методов (в данных процессах меняется направление скорости осесимметрично). Но ввиду распространенности этих методов рассмотрим их отдельно.

Аппараты, в которых происходит центробежное разделение аэрозолей, называют *циклонами*.

7.3.1. Циклоны

Циклон (рис. 7.4) содержит цилиндрический корпус 1 с коническим днищем 5. Аэрозоль вводится в циклон через патрубок 2 тангенциально к цилиндрическому корпусу со значительной скоростью (20–25 м/с). При этом поступательное движение газового потока преобразуется во вращательное с окружной

скоростью w . Кроме того, запыленный газ опускается вдоль оси вращения вниз. Таким образом, аэрозольный поток движется в циклоне вниз по спирали. Более плотные дисперсные частицы под действием центробежных сил инерции $F_{\text{ц}}$ прижимаются к внутренней поверхности корпуса циклона, вытесняя менее плотную газовую фазу ближе к оси вращения. При движении вместе с газом по спирали твердые частицы сползают вниз сначала по цилиндрической части циклона, а затем по коническому днищу через патрубок 4 попадают в сборник дисперсных частиц, который соединен с этим патрубком (на схеме не показан). Газ, дошедший до конца конической части циклона и не нашедший выхода, не меняя направление вращения, изменяет осевое направление движения на противоположное, двигается вверх по спирали меньшего радиуса и выходит по выхлопной трубе 3 из аппарата.

Вышеописанное движение твердой и газовой фаз в циклоне является наиболее вероятной, но не единственно возможной формой движения. Следует учесть, что движение аэрозоля в циклоне сильно турбулизировано. Поэтому спонтанно возникающие турбулентные возмущения могут срывать прижатые центробежной силой к внутренней поверхности корпуса дисперсные частицы, и эти частицы могут уноситься из аппарата газовым потоком. Кроме того, спиралеобразная траектория движения аэрозоля не является установившейся и может изменяться.

Конструкции циклонов, применяемых в промышленности, многочисленны, но принципиально однотипны. Работа рассмотренного простейшего аппарата улучшается, если достигается более рациональное движение потока в аппарате.

Наибольшее распространение в химической промышленности для очистки газа от твердых частиц получили циклоны конструкции НИИОГАЗ (Научно-исследовательский институт по промышленной и санитарной очистке газов). Схема такого циклона показана на рис. 7.5.

Отличительной особенностью циклонов НИИОГАЗ является наклонный к горизонтальной плоскости подводящий газовый патрубок, установленный тангенциально к поверхности цилиндрического корпуса.

В зависимости от угла наклона подводящего газового патрубка α широко применяются три типа этих циклонов:

1) с углом 24° (ЦН-24) – обеспечивает повышенную производительность при наименьшем гидравлическом сопротивлении, предназначен для улавливания крупной пыли;

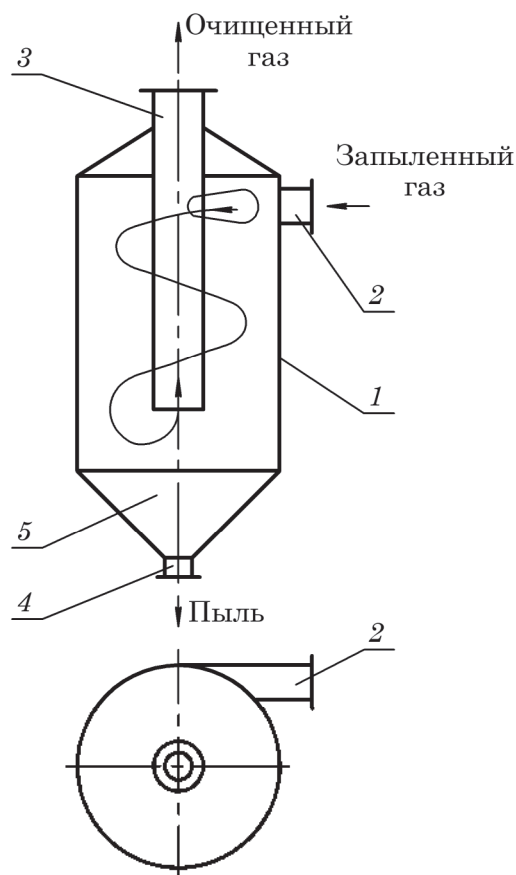


Рис. 7.4. Схема циклона:
1 – корпус; 2 – входной патрубок;
3 – выхлопная труба;
4 – пылеотводящий патрубок;
5 – коническое днище

2) с углом 15° (ЦН-15) – обеспечивает хорошую степень улавливания при сравнительно небольшом гидравлическом сопротивлении;

3) с углом 11° (ЦН-11) – обеспечивает повышенную эффективность и рекомендуется в качестве унифицированного пылеуловителя.

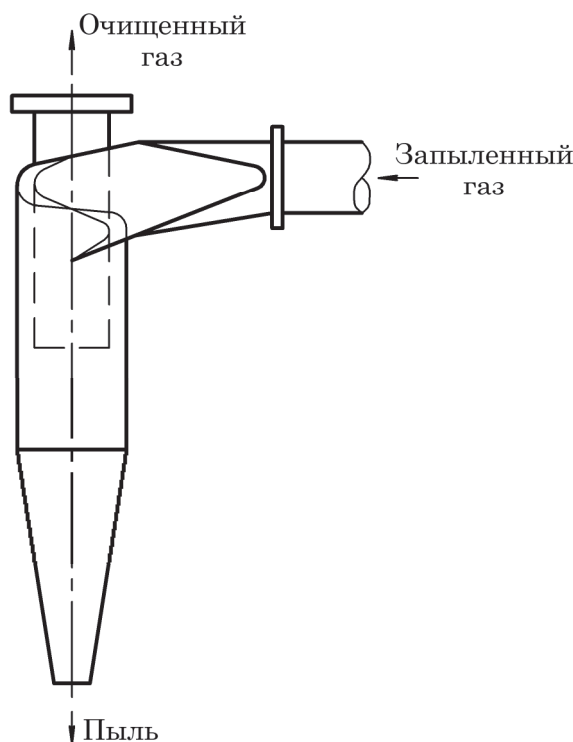


Рис. 7.5. Схема циклона конструкции НИИОГАЗ

При уменьшении угла наклона улучшается степень очистки, но увеличивается гидравлическое сопротивление циклона.

7.3.2. Батарейные циклоны

В промышленности обычно применяют одиночные циклоны с диаметром до 1 м, поскольку при данной окружной скорости w величина центробежной силы $F_{ц}$ действующей на твердую частицу массой m , обратно пропорциональна текущему радиусу R траектории вращения частицы:

$$F_{ц} = \frac{mw^2}{R}. \quad (7.1)$$

Так как движение закрученного аэрозоля в циклоне достаточно сложное, то величины w и R в общем случае являются переменными.

Если требуется большая производительность по газу (так называемая пропускная способность), то используют батарейные циклоны, состоящие из параллельно работающих циклонных элементов (диаметром до 250 мм), смонтированных (количеством до 120) в общем корпусе (рис. 7.6).

При работе такого циклона запыленный газ вводится в среднюю часть аппарата и распределяется по циклонным элементам $З$, которые жестко вмонтирова-

ны в перегородку 2. При этом закрутка аэрозоля в циклонных элементах производится не за счет тангенциального ввода запыленного газа в цилиндрический корпус, как в обычном циклоне (рис. 7.5), а благодаря воздействию на поток запыленного газа, подаваемого вдоль оси элемента 3, с помощью винтовых лопастей 6 (рис. 7.6, б) либо специальные завихрители других конструкций.

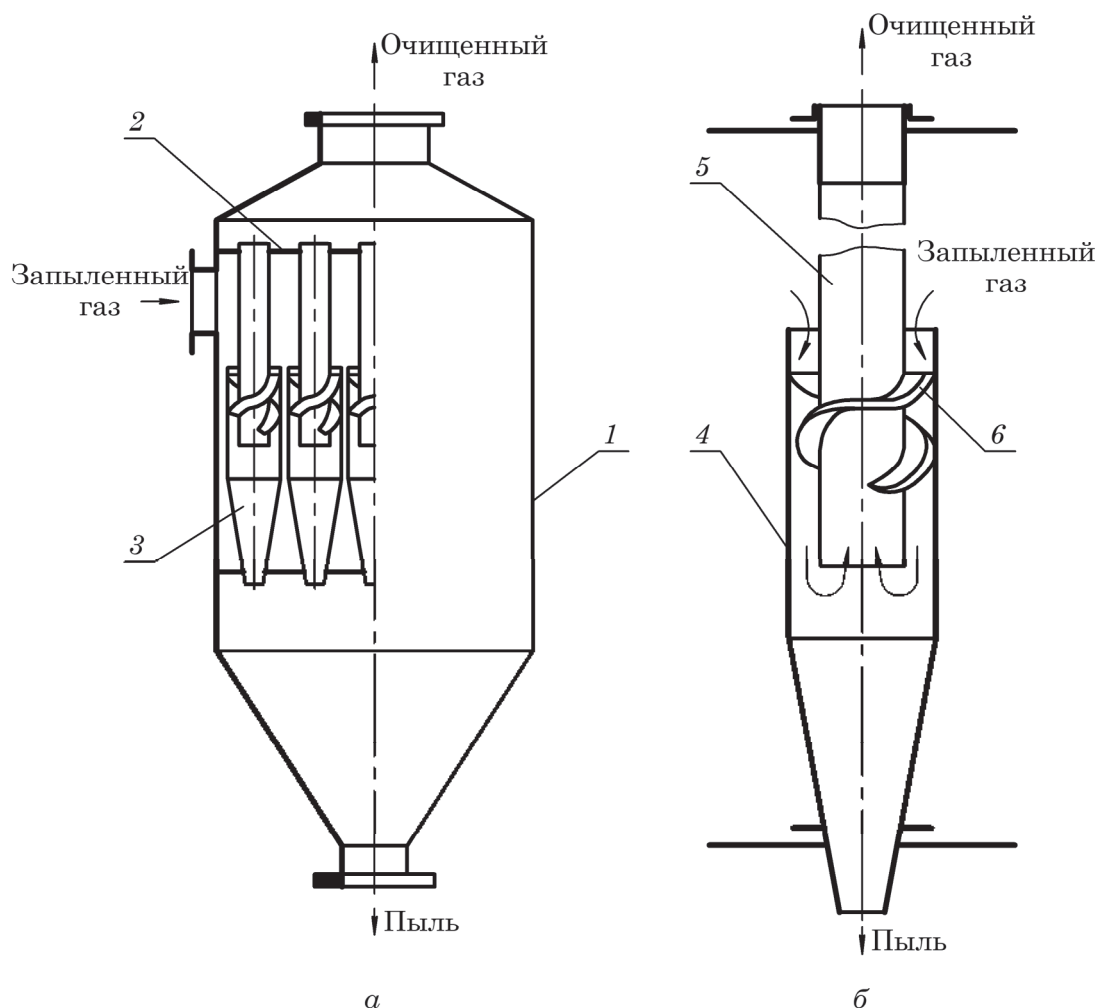


Рис. 7.6. Батарейный циклон:

а – схема батарейного циклона; *б* – элемент батарейного циклона;
 1 – корпус аппарата; 2 – перегородка; 3 – элементы;
 4 – корпус элемента; 5 – выводная труба; 6 – винтовые лопасти

Очищенный газ удаляется из циклонного элемента по выводной трубе 5 и далее через патрубок в верхней части аппарата, а осевшая пыль – из нижней конической части аппарата.

Батарейные циклоны применяют при разделении запыленных газов с размерами твердых частиц пыли от 10 мкм и выше.

7.3.3. Расчет циклонов

Несмотря на то, что циклоны широко применяются в промышленности, происходящий в них процесс разделения неоднородных систем до сих пор

недостаточно исследован из-за сложности гидродинамической обстановки. Поэтому выбор циклонов опирается в основном на эмпирические данные. С точки зрения гидродинамики циклон представляет собой некоторое местное сопротивление с потерями давления Δp , величину которого можно записать как долю скоростного давления газового потока:

$$\Delta p = \xi \frac{\rho w_{\phi}^2}{2}, \quad (7.2)$$

где ξ – коэффициент гидравлического сопротивления циклона; ρ – плотность запыленного газа, кг/м³; w_{ϕ} – фиктивная (среднерасходная) скорость газа, отнесенная к полному поперечному сечению цилиндрической части циклона, м/с.

Тогда фиктивную скорость газа можно определить по формуле

$$w_{\phi} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\xi \rho}}. \quad (7.3)$$

Величина коэффициента гидравлического сопротивления ξ зависит в первую очередь от типа циклона. Также влияние на его величину оказывает диаметр циклона и другие конструктивные особенности, концентрация дисперсных частиц в очищаемом газе и др.

Рекомендуемые значения ξ и $\frac{\Delta p}{\rho}$ для циклонов НИИОГАЗ, полученные, как правило, на основании опытных данных, можно найти в справочной литературе. Так, например, для циклонов ЦН-11, ЦН-15, ЦН-24 рекомендуется выбирать значение $\frac{\Delta p}{\rho}$ в диапазоне 500–750.

Рекомендуемые значения ξ для инженерных расчетов следующие:

- для ЦН-11 $\xi = 180$;
- для ЦН-15 $\xi = 105$;
- для ЦН-24 $\xi = 60$.

Затем с помощью уравнения (1.3), учитывая что площадь поперечного сечения цилиндрической части циклона определяется по формуле $S = \frac{\pi D^2}{4}$, найдем диаметр цилиндрической части циклона D по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4Q_{\Gamma}}{\pi w_{\phi}}}, \quad (7.4)$$

где Q_{Γ} – объемный расход запыленного газа, подаваемого при рабочих условиях в циклон, м³/с.

Как правило, диаметры D цилиндрической части циклона стандартизированы, поэтому рассчитанный диаметр округляют до ближайшего стандартного $D_{\text{ст}}$.

Все остальные геометрические размеры циклона стандартизированы в зависимости от диаметра $D_{\text{ст}}$ (рис. 7.5).

По принятому стандартному диаметру $D_{\text{ст}}$ рассчитывают действительную площадь поперечного сечения циклона:

$$S_d = \frac{\pi D_{\text{ст}}^2}{4} \quad (7.5)$$

и далее с помощью уравнения (1.3) определяют действительную фиктивную скорость газа в циклоне:

$$w_{\text{ф.д}} = \frac{Q_{\text{г}}}{S_d}, \quad (7.6)$$

или с учетом (7.5)

$$w_{\text{ф.д}} = \frac{4Q_{\text{г}}}{\pi D_{\text{ст}}^2}. \quad (7.7)$$

По найденному значению скорости $w_{\text{ф.д}}$, используя уравнение (7.2), определяют гидравлическое сопротивление циклона.

Для предварительных расчетов диаметра циклона можно воспользоваться графической зависимостью, представленной на рис. 7.7.

С помощью данной диаграммы можно решить и обратную задачу – при известном диаметре циклона D определить его объемную производительность $Q_{\text{г}}$.

Важным технологическим параметром, характеризующим разделительную способность циклонов, является *степень очистки* (или коэффициент разделения, или коэффициент очистки) η . Эта величина представляет собой отношение массы твердой фазы $m_{\text{к}}$, уловленной циклоном, к массе твердой фазы в газовой фазе $m_{\text{н}}$ на входе в циклон:

$$\eta = \frac{m_{\text{к}}}{m_{\text{н}}} 100\%. \quad (7.8)$$

Величина степени очистки η зависит от многих факторов. Например, η будет возрастать при увеличении размеров твердых частиц пыли и плотности материала твердой фазы. Увеличению η также будет способствовать уменьшение диаметра корпуса циклона D и увеличение величины центробежного *фактора разделения* $\Phi_{\text{ц}}$.

Фактор разделения $\Phi_{\text{ц}}$ представляет собой отношение центробежной силы $F_{\text{ц}}$, действующей на твердую частицу массой m , к силе тяжести, действующей на эту частицу. С учетом уравнения (7.1)

$$\Phi_{\text{ц}} = \frac{F_{\text{ц}}}{G} = \frac{mw^2}{mg} = \frac{w^2}{gR}, \quad (7.9)$$

где w – окружная линейная скорость частицы, м/с.

При инженерном расчете степени очистки η можно воспользоваться эмпирическими методами, включающими, например, использование графических зависимостей η от различных параметров, прежде всего от размера твердых частиц $d_{\text{ч}}$, диаметра циклона D , плотности материала твердых частиц $\rho_{\text{т}}$, марки

циклона, отношения $\frac{\Delta p}{\rho_{\text{г}}}$ и др. Для циклонов НИИОГАЗ указанные зависимости представлены на рис. 7.8–7.12.

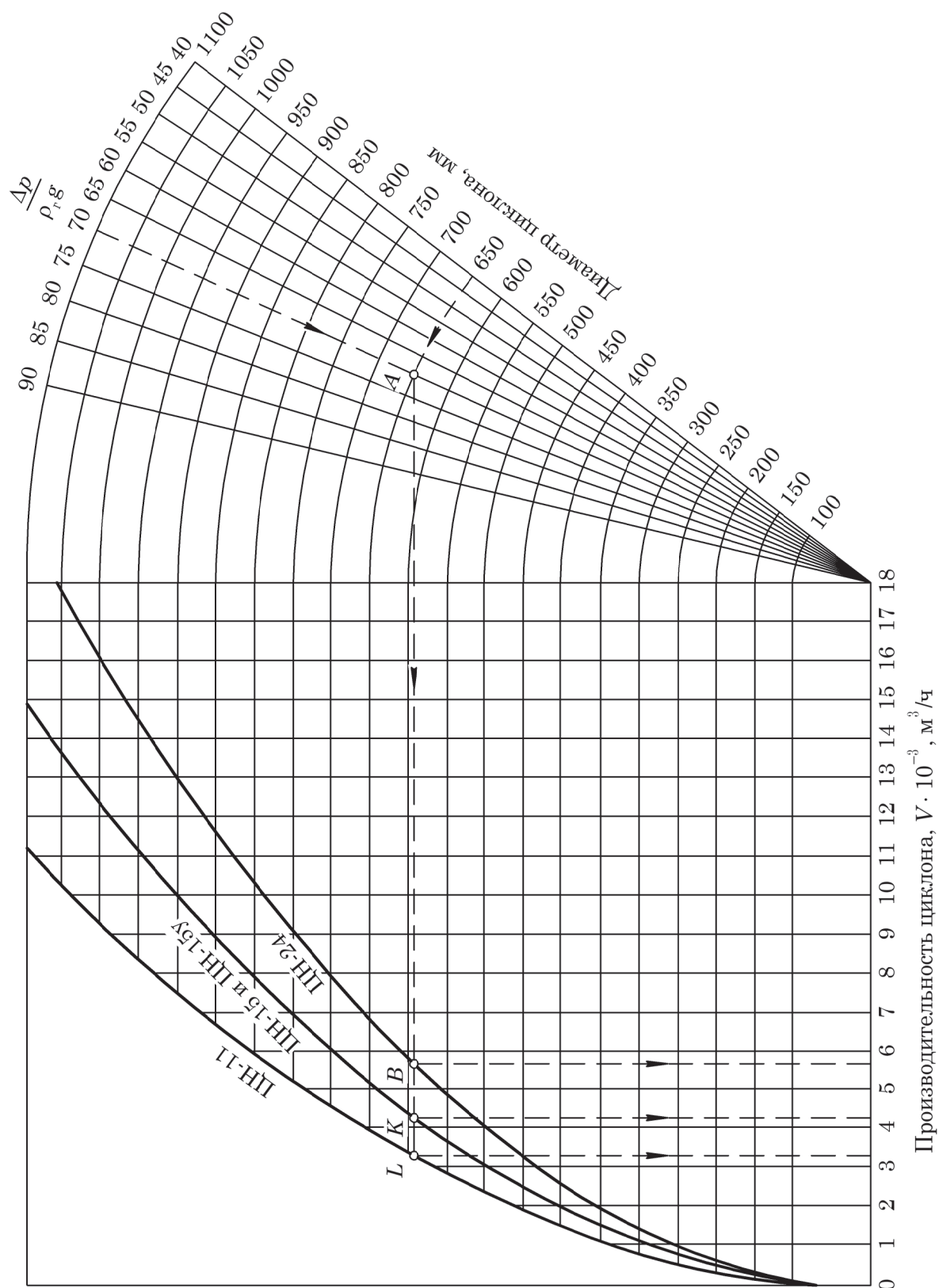


Рис. 7.7. Номограмма для расчета диаметра циклонов НИИОГАЗ

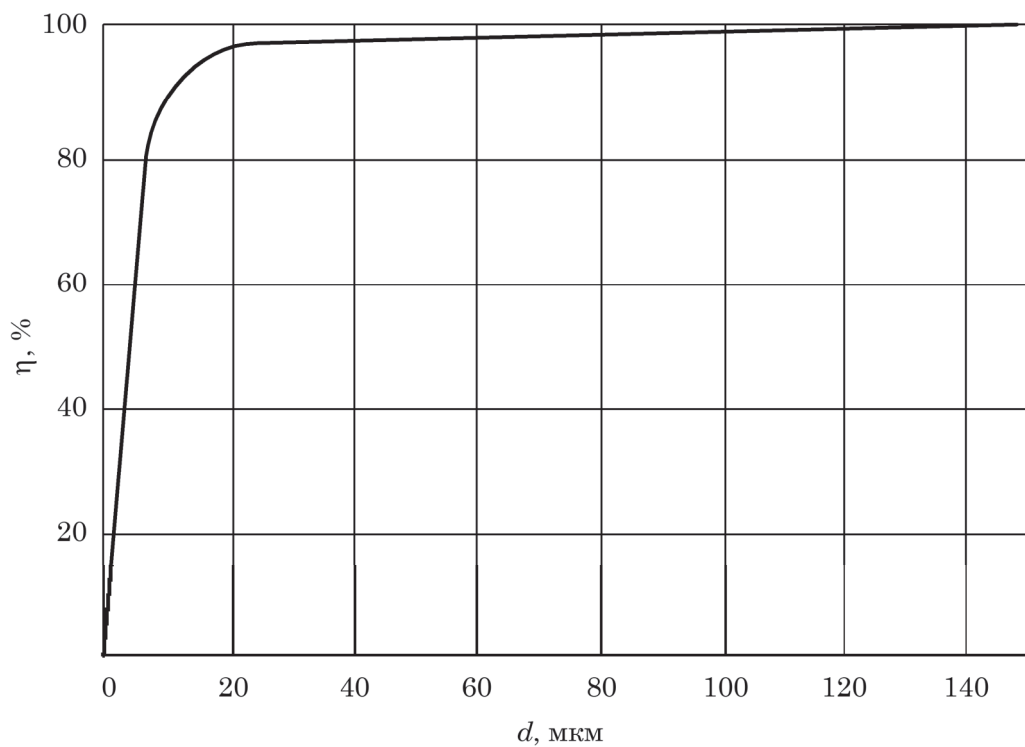


Рис. 7.8. Эффективность очистки газа от пыли в циклоне ЦН-15.

Условия очистки: $D = 600$ мм; $\rho_r = 1930$ кг/м³;

$\frac{\Delta p}{\rho_r g} = 75$ м; $t = 210$ °С; $\rho_0 = 1,32$ кг/м³ (при нормальных условиях);

начальная концентрация пыли 1,7 кг/м³

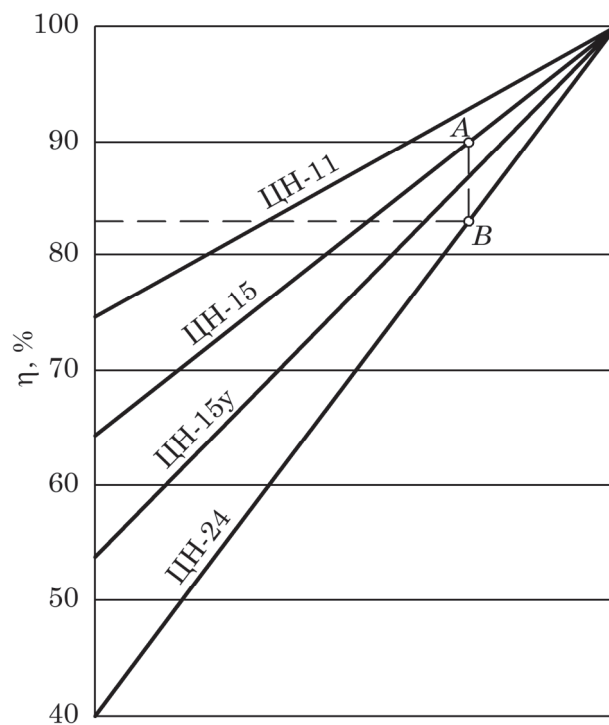


Рис. 7.9. Изменение коэффициента очистки газа η в зависимости от типа циклона

Например, для циклона ЦН-15 найдено $\eta = 90\%$ (точка А). Чтобы определить значение η для циклона ЦН-24, из точки А проводим вертикаль до пересечения с линией ЦН-24. В точке В находим $\eta \approx 82,7\%$ (рис. 7.9).

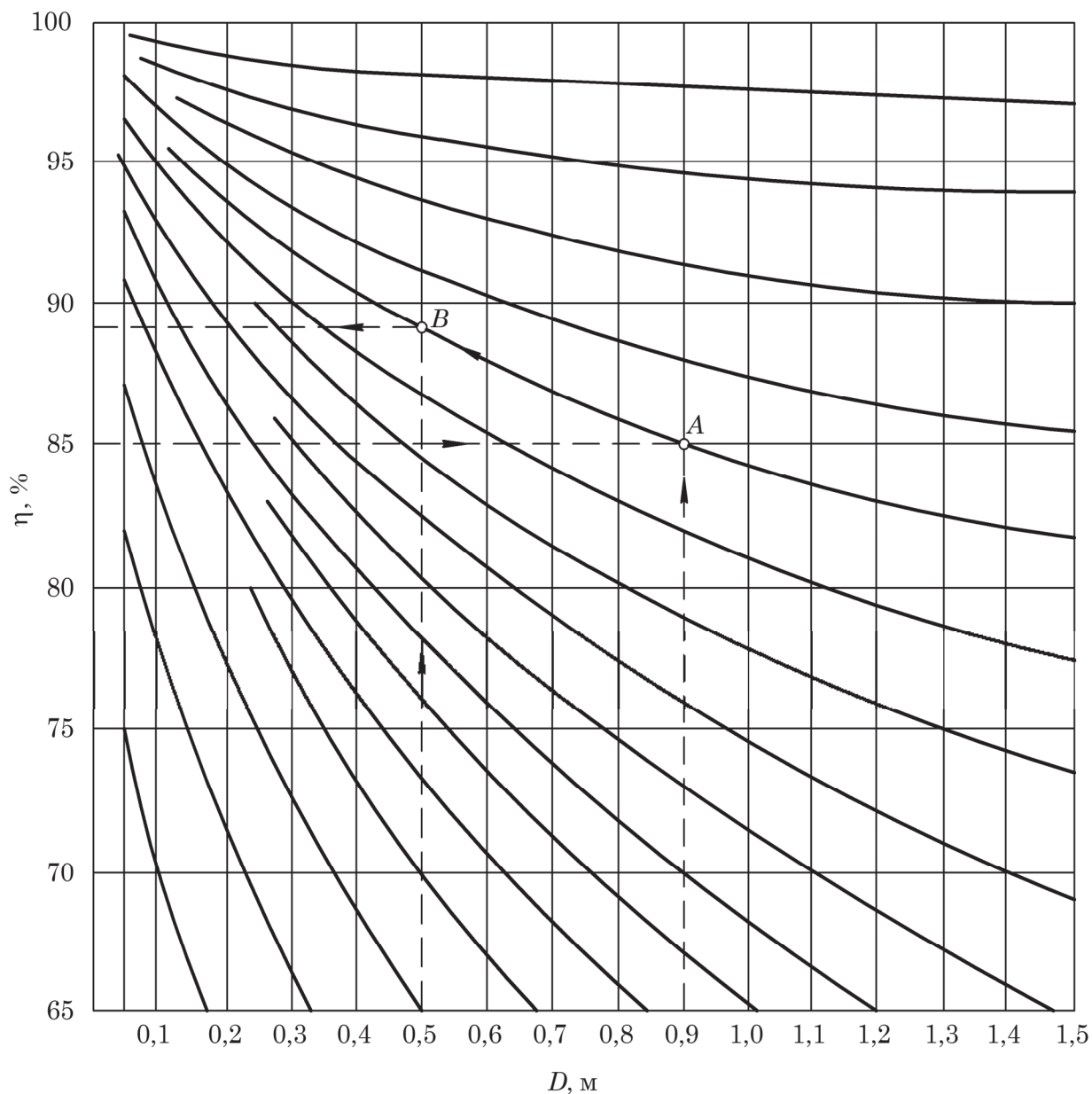


Рис. 7.10. Изменение коэффициента очистки газа η в зависимости от диаметра циклона ЦН

Например, для циклона $D = 900$ мм найдено $\eta = 85\%$ (точка А). Чтобы определить значение η для $D = 500$ мм, находим на той же кривой точку В, ордината которой дает искомое значение $\eta = 88\%$ (рис. 7.10).

Например (рис. 7.11), при $\rho_t = 2700$ кг/м³ найдено $\eta = 70\%$ (точка А). Чтобы определить значение η при $\rho_t = 1500$ кг/м³, находим точку В на пересечении соответствующей кривой с вертикалью $\rho_t = 1500$ кг/м³. Ордината точки В дает искомое значение $\eta = 60\%$.

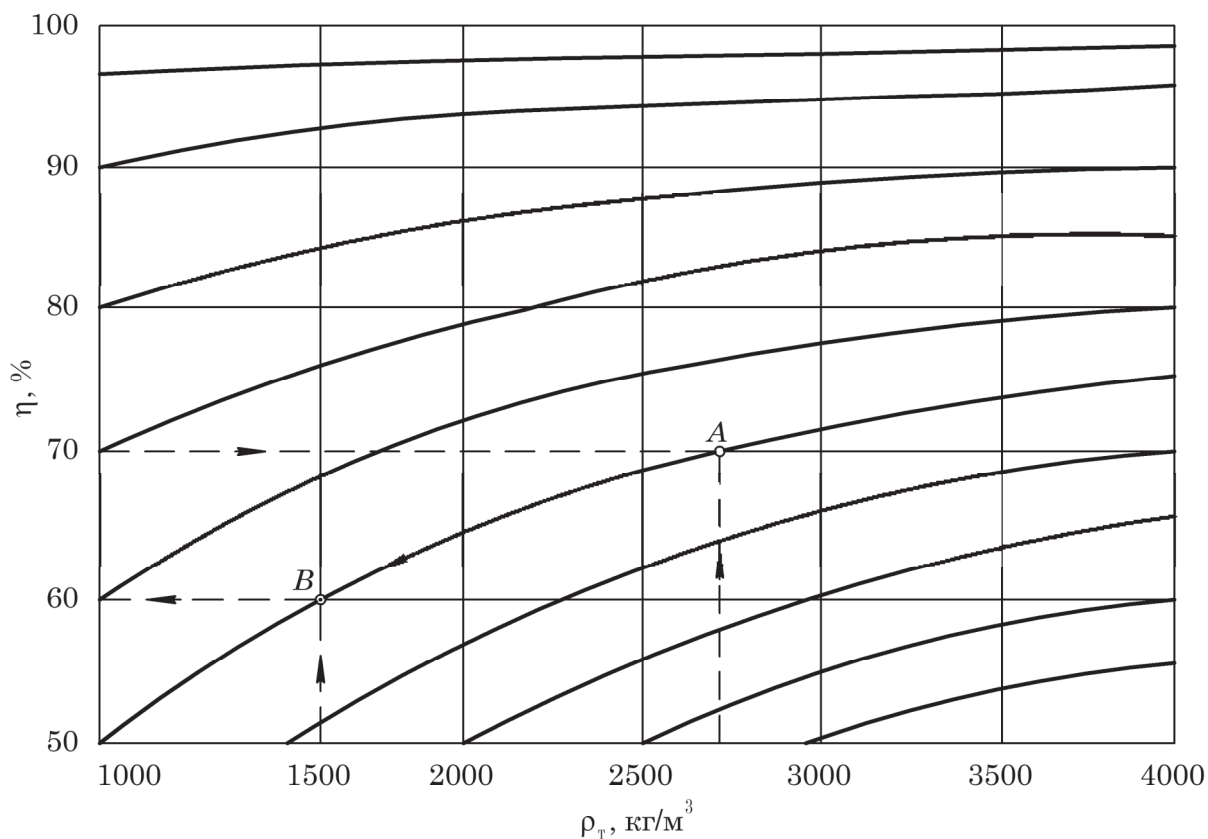


Рис. 7.11. Изменение коэффициента очистки газа η в зависимости от плотности пыли ρ_T для циклонов ЦН

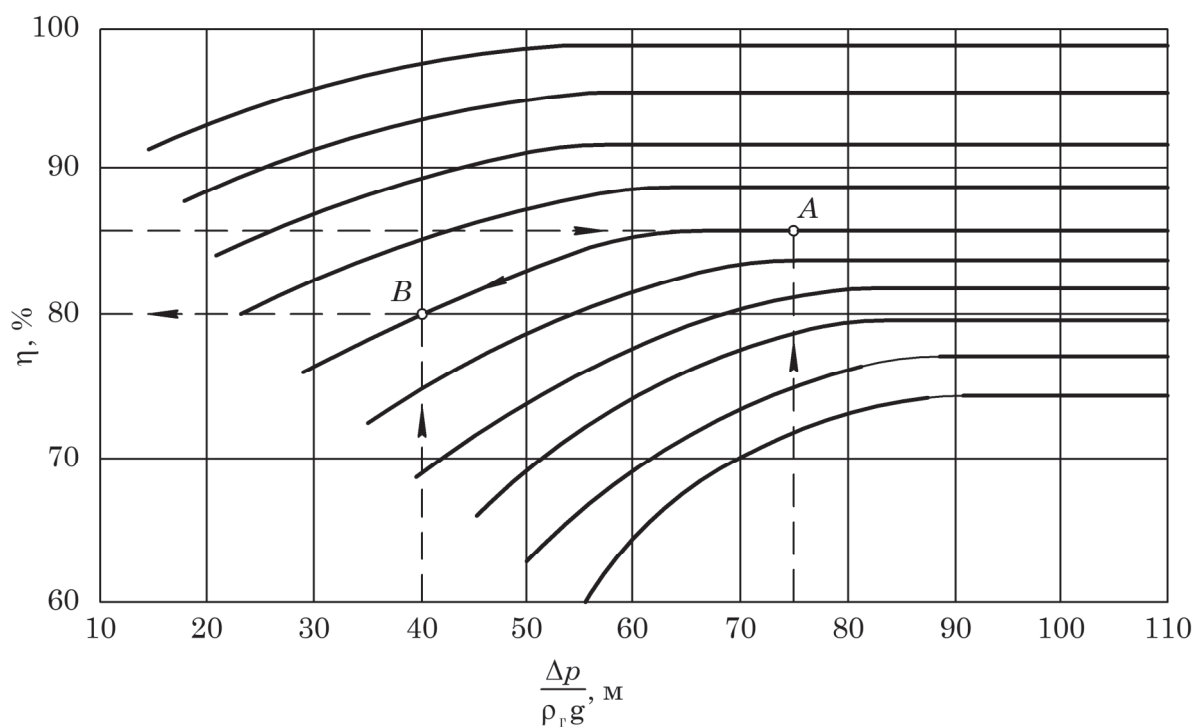


Рис. 7.12. Изменение коэффициента очистки газа η в зависимости от плотности пыли ρ_T для циклонов ЦН

Например, при $\frac{\Delta p}{\rho_r g} = 75$ м найдено $\eta = 85\%$ (точка A). Чтобы определить значение η при $\frac{\Delta p}{\rho_r g} = 40$ м, находим точку B на пересечении соответствующей кривой с вертикалью $\frac{\Delta p}{\rho_r g} = 40$ м. Ордината точки B дает искомое значение $\eta = 80\%$ (рис. 7.11).

Если поступающий в циклон запыленный газ содержит твердые частицы различных размеров, т. е. имеет различный фракционный состав по линейным размерам частиц пыли, то общую степень очистки η можно рассчитать по уравнению

$$\eta = \sum_{i=1}^n \eta_{\phi i} \bar{x}_i = (\eta_{\phi 1} \bar{x}_1 + \eta_{\phi 2} \bar{x}_2 + \dots + \eta_{\phi n} \bar{x}_n), \quad (7.10)$$

где $\eta_{\phi i}$ – степень очистки запыленного газа в циклоне от фракции, номер которой i ; \bar{x}_i – массовая доля частиц этой фракции; n – количество фракций в запыленном газе.

Расчет степени очистки *батареиных циклонов* производится по аналогичной методике с учетом корректирующих графиков, сходных с представленными на рис. 7.8–7.12 и приведенными в специальной справочной литературе.

ПРИМЕР 7.1

Определить общий коэффициент извлечения η твердой фазы при прохождении через циклон ЦН-24 запыленного газового потока, имеющего следующий фракционный состав твердых частиц, мас. %:

Диапазон размеров d , мкм	2–10	10–20	20–60	60–90
Массовая доля фракции \bar{x}_i	0,2	0,35	0,3	0,15

Параметры ρ_{ϕ} , ρ_r , $\frac{\Delta p}{\rho_r g}$, t принять как для эталонного по рис. 7.8.

Решение

Для расчета общего коэффициента извлечения η определим коэффициенты извлечения для каждой фракции $\eta_{\phi i}$. Для этого вначале рассчитаем средний диаметр частиц $d_{\phi i}$ для каждой фракции с номером i .

Так, например, для 1-й фракции ($i = 1$) с диапазоном диаметров 2–10 мкм:

$$d_{\phi 1} = \frac{2+10}{2} = 6 \text{ мкм},$$

для следующих фракций аналогично:

$$d_{\phi 2} = 15 \text{ мкм};$$

$$d_{\phi 3} = 40 \text{ мкм};$$

$$d_{\phi 4} = 75 \text{ мкм}.$$

Далее по рис. 7.8 определим степень очистки (коэффициент извлечения) газа от твердых частиц каждой фракции со средним диаметром $d_{срi}$:

$$\eta_{\phi 1} = 67\%, \quad \eta_{\phi 2} = 95\%, \quad \eta_{\phi 3} = 98\%, \quad \eta_{\phi 4} = 98,6\%$$

или

$$\eta_{\phi 1} = 0,67, \quad \eta_{\phi 2} = 0,95, \quad \eta_{\phi 3} = 0,98, \quad \eta_{\phi 4} = 0,986.$$

Общий коэффициент извлечения рассчитываем по формуле (7.10):

$$\begin{aligned} \eta &= \sum_{i=1}^n \eta_{\phi i} \bar{x}_i = \eta_{\phi 1} \bar{x}_1 + \eta_{\phi 2} \bar{x}_2 + \eta_{\phi 3} \bar{x}_3 + \eta_{\phi 4} \bar{x}_4 = \\ &= 0,67 \cdot 0,2 + 0,95 \cdot 0,35 + 0,98 \cdot 0,3 + 0,986 \cdot 0,15 = 0,9084. \end{aligned}$$

Далее по рис. 7.9 делаем поправку на тип циклона, т. е. осуществляем переход от эталонного ЦН-15 к заданному ЦН-24. В результате получаем степень очистки $\eta \approx 0,84$.

Ответ: $\eta \approx 0,84$.

ПРИМЕР 7.2

Рассчитать диаметр циклона ЦН-15 и его гидравлическое сопротивление при очистке запыленного воздуха, выходящего из сушилки. Средний диаметр твердых частиц $d = 45$ мкм, массовый расход запыленного воздуха $G_r = 2500$ кг/ч. Температура очищаемого газа $t = 100$ °С, а его давление близко к атмосферному.

Решение

Вначале по уравнению (7.3) рассчитаем фиктивную среднерасходную скорость газа в циклоне:

$$w_{\phi} = \sqrt{\frac{2}{\xi} \frac{\Delta p}{\rho_r}}.$$

При этом из рекомендуемого диапазона отношения $\frac{\Delta p}{\rho}$ для циклонов ЦН $\left(\frac{\Delta p}{\rho} = 500-750 \right)$ принимаем $\frac{\Delta p}{\rho} = 643$. Причем для ЦН-15 коэффициент сопротивления $\xi = 105$.

Плотность воздуха определим по модифицированному уравнению Менделеева – Клапейрона (1.32):

$$\rho_r = \rho_0 \frac{T_0}{T} \frac{p}{p_0} = 1,293 \cdot \frac{273,15}{(273,15 + 100)} \cdot \frac{1}{1} = 0,9464 \text{ кг/м}^3.$$

Здесь $\rho = 1,293 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при нормальных температуре $T_0 = 273,15 \text{ К}$ и давлении $p_0 = 1 \text{ атм}$.

Тогда

$$w_{\phi} = \sqrt{\frac{2}{105} \cdot 643} \approx 3,5 \text{ м/с}.$$

Внутренний диаметр корпуса циклона определится по уравнению (7.4):

$$D = \sqrt{\frac{4Q_{\Gamma}}{\pi w_{\Phi}}},$$

где Q_{Γ} – объемный расход газа, подаваемого в циклон. Его величину найдем с помощью уравнения (1.4):

$$Q_{\Gamma} = \frac{G_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} = \frac{2500}{0,9464} = 0,734 \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,734}{3,14 \cdot 3,5}} = 0,517 \text{ м}.$$

Полученное значение диаметра циклона округляем до стандартного $D_{\text{ст}} = 0,55 \text{ м}$.

Действительная фиктивная скорость в циклоне при $D_{\text{ст}} = 0,55 \text{ м}$ определится по уравнению (7.7)

$$w_{\text{д.ф}} = \frac{4Q_{\Gamma}}{\pi D_{\text{ст}}^2} = \frac{4 \cdot 0,734}{3,14 \cdot 0,55^2} = 3,089 \text{ м/с}.$$

Гидравлическое сопротивление циклона определится по уравнению (7.2):

$$\Delta p = \xi \frac{\rho_{\Gamma} w_{\text{д.ф}}^2}{2} = 105 \cdot \frac{0,9464 \cdot 3,089^2}{2} = 474,1 \text{ Па}.$$

Ответ: $D_{\text{ст}} = 0,55 \text{ м}$; $\Delta p = 474,1 \text{ Па}$.

ПРИМЕР 7.3

При очистке воздуха от пыли после трубчатых печей для обжига руд применяется батарейный циклон с объемной производительностью по запыленному газу $Q = 7600 \text{ м}^3/\text{ч}$. Температура отходящих газов составляет $t = 310 \text{ }^{\circ}\text{C}$, вакуумметрическое давление газа на входе в батарейный циклон составляет 30 мм вод. ст. Гидравлическое сопротивление батарейного циклона не должно превышать 40 мм вод. ст. В циклонных элементах с внутренним диаметром корпуса $D_{\text{эл}} = 150 \text{ мм}$. Коэффициент гидравлического сопротивления циклонного элемента $\xi = 90$.

Определить количество циклонных элементов в батарейном циклоне и предложить схему расположения их в аппарате.

Решение

Число циклонных элементов зависит от общего расхода газа в аппарате, а также определяется пропускной способностью каждого элемента:

$$n = \frac{Q}{Q_{\text{эл}}}, \quad (\text{a})$$

где $Q_{\text{эл}}$ – объемный расход запыленного газа, $\text{м}^3/\text{с}$.

Объемный расход $Q_{эл}$, который проходит через циклонный элемент, определим с помощью формулы (1.3):

$$Q_{эл} = w_{эл} S_{эл}, \quad (б)$$

где $w_{эл}$ – фиктивная среднерасходная скорость газа в циклонном элементе, м/с; $S_{эл}$ – площадь поперечного сечения цилиндрической части циклонного элемента, м².

Очевидно, что

$$S_{эл} = \frac{\pi D_{эл}^2}{4}, \quad (в)$$

где $D_{эл}$ – диаметр цилиндрической части циклонного элемента, м.

Фиктивную среднерасходную скорость газа в циклонном элементе $w_{эл}$ можно определить по зависимости (7.3):

$$w_{ф} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\xi \rho}}. \quad (г)$$

Подставляя выражения для $S_{эл}$ и $w_{ф}$ из формулы (в) и (г) в уравнение (а), запишем

$$Q_{эл} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\xi \rho}} \cdot \frac{\pi D_{эл}^2}{4}. \quad (д)$$

При этом

$$\Delta p = \rho g \Delta h = 1000 \cdot 9,81 \cdot 40 \cdot 10^{-3} = 392,4 \text{ Па}.$$

Плотность газа ρ определим по модифицированному уравнению Клапейрона – Менделеева (1.32):

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0}{T} \frac{p}{p_0},$$

где $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$ – плотность газа при нормальных условиях ($p_0 = 101\,325 \text{ Па}$; $T_0 = 273,15 \text{ К}$ (табл. 6 приложения)); p – абсолютное давление газа на входе в батарейный циклон.

Абсолютное давление p газа на входе в циклон можно определить с помощью уравнения (1.38):

$$p = p_{атм} - p_{вак} = 101\,325 - 30 \cdot 1000 \cdot 9,81 = 101\,030 \text{ Па}.$$

$$\rho = 1,293 \cdot \frac{273,15}{(273,15 + 310)} \cdot \frac{101\,030}{101\,325} = 0,604 \text{ кг/м}^3.$$

Подставляя численные значения в уравнение (д), получим

$$Q_{эл} = \sqrt{\frac{2 \cdot 392,4}{90 \cdot 0,604}} \cdot \frac{3,14 \cdot 0,15^2}{4} = 0,0671 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тогда, подставляя численные значения в уравнение (а), получим

$$n = \frac{7600}{\frac{3600}{0,0671}} = 31,46.$$

Ответ: принимаем, что батарейный циклон должен состоять из тридцати двух элементов. Располагаем циклонные элементы в четыре ряда по ходу газов с восемью элементами в каждом ряду, установленными перпендикулярно ходу газов.

Очевидно, что округление числа циклонных элементов с 31,46 до 32 приведет к снижению фиктивной скорости $w_{\text{ф}}$ в них при той же пропускной способности аппарата Q по запыленному газу. Следовательно, общее гидравлическое сопротивление аппарата Δp согласно формуле (г) снизится и не превысит заданного значения 40 мм вод. ст.

7.4. МОКРАЯ ОЧИСТКА ГАЗОВ

При орошении аэрозолей жидкостью происходит ее контакт с некоторыми частицами аэрозоля. При этом на поверхности жидкой фазы вследствие эффекта смачивания, обусловленного действием сил поверхностного натяжения, происходит «прилипание» части контактирующих частиц дисперсной фазы к жидкости с последующим их отделением от дисперсионной (сплошной) газовой фазы.

Именно на этом принципе основано действие аппаратов для мокрой очистки газов.

Следует учесть, что кроме сил смачивания на дисперсные частицы действуют и другие силы – силы отталкивания со стороны жидкости (жидкость ведет себя подобно твердой поверхности), силы аэродинамического воздействия газа, возможны удары других дисперсных частиц и др., что может оторвать дисперсную частицу от поверхности жидкой фазы. Поэтому аналитические методы расчетов процессов мокрой очистки достаточно сложны.

Очевидно, что поверхность контакта орошающей жидкости с аэрозолем должна быть достаточно большой, что будет способствовать более полному смачиванию и отделению твердых или жидких частиц от газовой фазы. Поэтому при проектировании аппаратов мокрой очистки газов эту поверхность контакта стремятся сделать максимально большой. В инженерной практике в большинстве случаев поверхность контакта дисперсных частиц и орошающей жидкости представляет собой поверхность многочисленных капель, брызг, струй, пленки жидкости либо пузырей в пенном слое.

Необходимым условием высокой эффективности мокрой очистки газов является хорошая смачиваемость дисперсных частиц орошающей жидкостью. В противном случае мокрая очистка неэффективна, и следует выбирать другую орошающую жидкость либо использовать другие методы очистки. При недостаточном смачивании твердых частиц жидкостью иногда используют специальные вещества, так называемые ПАВ (поверхностно-активные вещества), увеличивающие смачиваемость.

Мокрая очистка газов сопровождается испарением некоторой части орошающей жидкости в поток аэрозоля, поэтому данный способ разделения применяют лишь в случаях, когда допустимо испарение части орошающей жидкости и химическое взаимодействие между газом и жидкостью.

При мокрой очистке газов указанный процесс часто сопровождается процессами тепло- и массообмена (например, при мокрой очистке горячих вентиляционных выбросов, содержащих наряду с механическими примесями и вредные газообраз-

ные компоненты, отделение дисперсных частиц сопровождается процессами охлаждения газа и абсорбции газообразных примесей) и химическими превращениями.

В зависимости от формы и способа создания поверхности контакта орошающей жидкости и дисперсных частиц мокрые пылеуловители подразделяются на полые скрубберы, насадочные, с подвижной насадкой, тарельчатые (барабанные и пенные), ударно-инерционного действия, центробежного действия, скоростные (скрубберы Вентури и эжекторные).

7.4.1. Полые скрубберы

Аппараты этого типа используются как пылеуловители, а также в процессах охлаждения газов, абсорбции. Они представляют собой полые аппараты круглого или прямоугольного поперечного сечения с размещенными внутри форсунками для диспергирования жидкости. По взаимному направлению движения газа и жидкости полые скрубберы подразделяются на противоточные, прямоточные и с поперечным подводом жидкости. Форсунки устанавливают в аппарате в одном или нескольких сечениях по высоте аппарата.

На рис. 7.13 представлен простейший полый скруббер с одной форсункой.

Жидкость с помощью форсунки 3 диспергируется на множество мелких капель, которые образуют развитую поверхность контакта фаз. Дисперсные твердые частицы аэрозоля сцепливаются с каплями жидкости, укрупняются и отделяются от газовой фазы методом отстаивания. Отработанная орошающая жидкость вместе с уловленными дисперсными частицами выводится через нижний штуцер аппарата. При повышенных скоростях восходящего газового потока может происходить унос капель орошающей жидкости вместе с газом. Для предотвращения уноса в верхней части аппарата устанавливают каплеуловитель (сепаратор 4). Очищенный газ, пройдя через каплеуловитель, удаляется через верхний патрубок.

Достоинством этих аппаратов является низкое гидравлическое сопротивление для прохода газа. К недостаткам можно отнести повышенный расход орошающей жидкости (если расход жидкости недостаточный, то существенно снижается эффективность очистки).

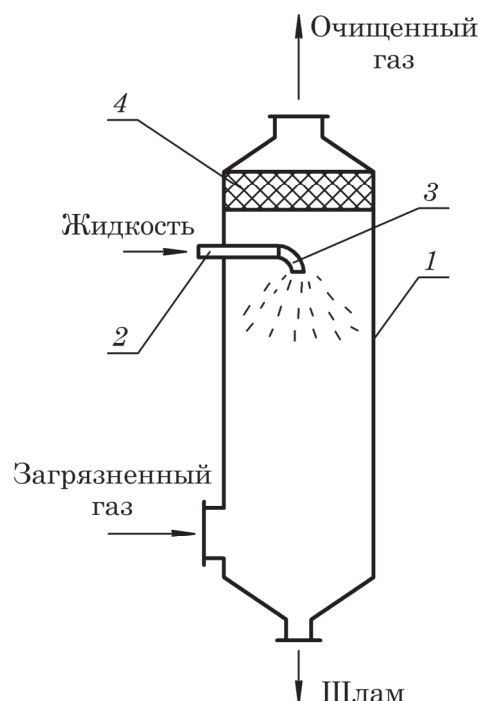


Рис. 7.13. Схема полного скруббера:
1 – корпус; 2 – коллектор для подвода орошающей жидкости;
3 – форсунка; 4 – сепаратор

7.4.2. Насадочные скрубберы

Эти аппараты представляют собой колонну, в которой находится насадка – твердые тела различной формы. На рис. 7.14 показана схема насадочного колонного скруббера. Он состоит из цилиндрического полного корпуса 1, в котором на

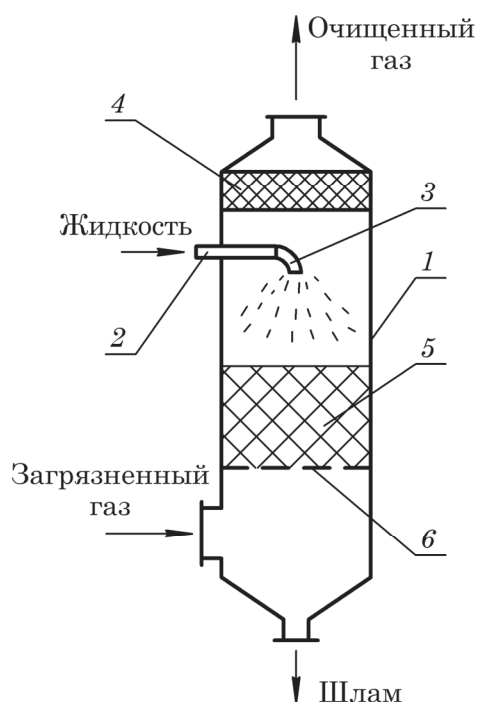


Рис. 7.14. Схема насадочного скруббера:
 1 – корпус; 2 – коллектор для подвода орошающей жидкости;
 3 – распределительное устройство;
 4 – сепаратор; 5 – насадка;
 6 – опорная решетка

опорной решетке 6, лежит насадка 5. Последняя может быть загружена внавал либо уложена регулярно. Элементы насадки могут иметь различную форму (кольца Рашига, Палля и др.).

Запыленный газ поступает в аппарат снизу под опорную решетку, равномерно распределяется по поперечному сечению колонны и движется вверх в зазорах между элементами насадки.

Орошающая жидкость поступает в аппарат по коллектору 2, диспергируется с помощью распределительного устройства 3, попадает на поверхность насадки и стекает под действием силы тяжести в виде пленки, струек и капелек. При этом происходит контакт запыленного газа и орошающей жидкости с отделением дисперсных частиц от газового потока.

Очищенный газ, пройдя через сепаратор 4, выводится из аппарата через верхний патрубок. Отработанная жидкость вместе с уловленными дисперсными частицами удаляется из скруббера через нижний патрубок.

Благодаря созданию развитой поверхности контакта газа и орошающей жидкости обеспечивается хорошая очистка газа от дисперсных частиц.

Обычно насадочные скрубберы используют для улавливания пыли, которая хорошо смачивается и имеет небольшую концентрацию в газе. Недостатками этих аппаратов является за-

бивка насадки грязью (прилипшей мокрой пылью) и повышенное гидравлическое сопротивление. Орошение таких скрубберов должно быть достаточным. В противном случае толщина стекающих пленки и струек будет небольшой, и движущие дисперсные частицы аэрозоля будут пробивать пленку и струйки, ударяться о твердую поверхность аппарата или насадки, отскакивать от жидкости и возвращаться в газовую фазу.

Разновидностью насадочных скрубберов являются аппараты с плоскопараллельной насадкой (рис. 7.15). В данной конструкции поверхность контакта между стекающей орошающей жидкостью и восходящим потоком запыленного газа образуется на вертикальных плоских листах 1. Жидкость стекает под действием силы тяжести вниз в форме пленки по обеим сторонам плоских листов. Для обеспечения равномерного орошения листовой насадки используется распределительное устройство 2 в форме желобов.

Достоинствами этих аппаратов является невысокое гидравлическое сопротивление для прохода газа, довольно высокая степень очистки газа.

К недостаткам можно отнести сложность обеспечения равномерного орошения листов насадки.

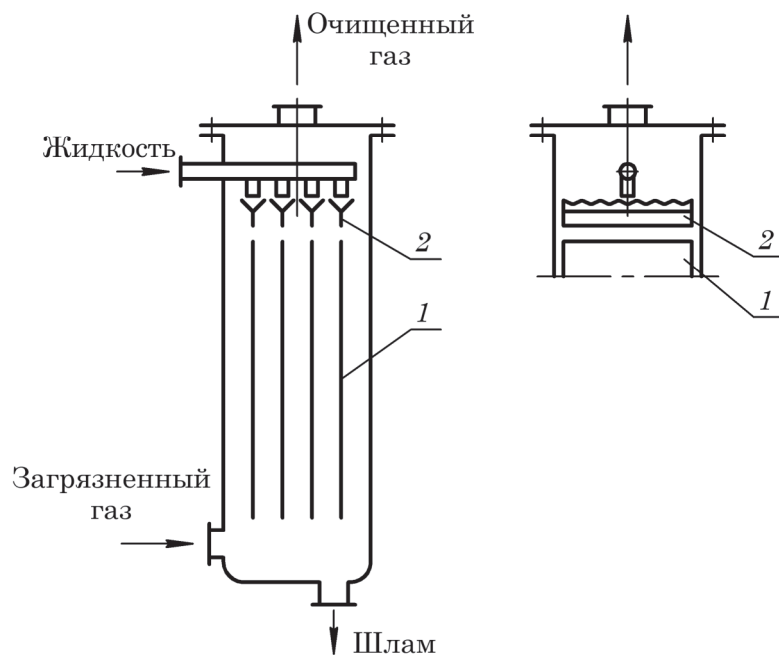


Рис. 7.15. Схема скруббера с плоскопараллельной насадкой:
1 – листовая насадка; 2 – распределительное устройство

7.4.3. Скрубберы с подвижной насадкой

Аппараты этой конструкции (рис. 7.16) получили достаточно широкое использование в процессах пылеулавливания. В качестве насадки могут быть использованы шары из стекла, полимерные материалы, пористая резина, кольца и т. д.

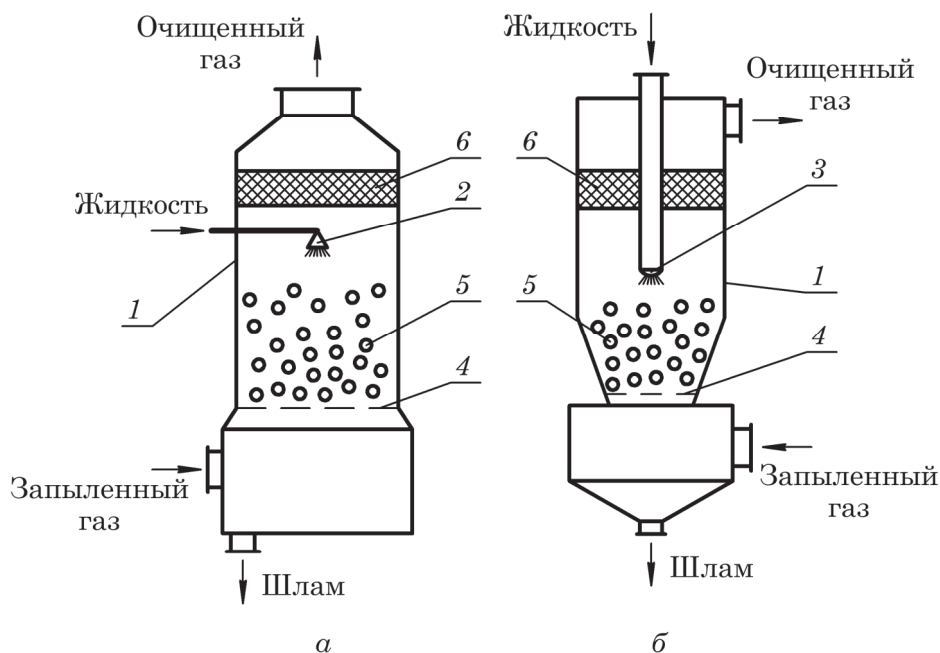


Рис. 7.16. Скрубберы с подвижной насадкой:
а – с цилиндрическим слоем; б – с коническим слоем;
1 – корпус; 2 – ороситель; 3 – форсунка; 4 – решетка;
5 – шаровая насадка; 6 – каплеуловитель

Плотность насадки не должна намного превышать плотности жидкости. Элементы насадки вместе с орошающей жидкостью на ее поверхности находятся в состоянии псевдооживления по отношению к газовому потоку, что обеспечивает самоочищение поверхности насадки от прилипших дисперсных частиц. Оптимальным режимом для улавливания пыли считается режим полного псевдооживления. Наибольшая скорость газа при этом может быть рассчитана по эмпирической зависимости:

$$w_{\max} = 2,9 S_0^{0,4} \left(\frac{Q_{\text{ж}}}{Q_{\text{г}}} \right)^{-0,15}, \quad (7.11)$$

где S_0 – свободное сечение решетки, $\text{м}^2/\text{м}^2$ (обычно $S_0 \cong 0,4 \text{ м}^2/\text{м}^2$ при ширине щели в решетке 4–6 мм); $Q_{\text{ж}}$ – объемный расход орошающей жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; $Q_{\text{г}}$ – объемный расход газа, $\text{м}^3/\text{с}$.

7.4.4. Тарельчатые (барботажные, пенные) скрубберы

Среди тарельчатых скрубберов наиболее распространены аппараты с провальными тарелками (рис. 7.17, а) либо аппараты с переливом (рис. 7.17, б). Обычно в этих аппаратах используют ситчатые либо колпачковые тарелки. При прохождении запыленного газа через слой жидкости на полотне тарелки (барботаже) образуется пена. Дисперсные частицы аэрозоля (запыленного газа) сцепливаются силами смачивания с жидкой фазой на поверхности многочисленных пузырей в пенном слое, а также струй и капель над этим слоем. Частично очистка происходит на поверхности жидкой пленки, образующейся на внутренней поверхности корпуса аппарата.

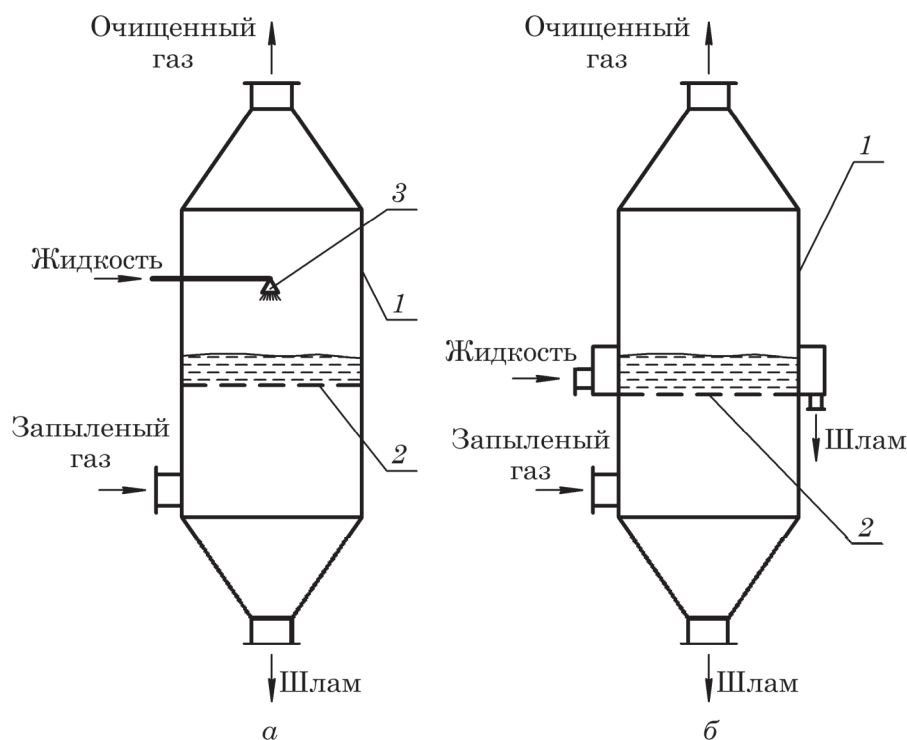


Рис. 7.17. Тарельчатые скрубберы:
а – провальные тарелки; б – тарелки с переливом;
1 – корпус; 2 – тарелка; 3 – ороситель

На полотне провальной тарелки образуется слой жидкости. Если высота слоя невелика, то аэродинамическое воздействие газовых струй в отверстиях тарелки не позволяет жидкости стекать через отверстия. Поскольку жидкость непрерывно подается в аппарат, то высота слоя на полотне увеличивается до тех пор, пока гидростатическое давление слоя жидкости не превзойдет аэродинамическое давление восходящего газового потока. По достижении критического значения высоты слоя жидкость проваливается через отверстия в полотне тарелки, а высота слоя при этом будет уменьшаться до очередного критического значения, после чего процесс повторится.

В тарелках с переливами жидкость непрерывно подводится на полотно тарелки и отводится с него. При этом жидкость не проваливается через отверстия в полотне, поскольку сила аэродинамического воздействия газового потока в отверстиях больше силы гидростатического давления слоя жидкости на полотне.

В рассмотренных тарельчатых скрубберах на полотне тарелки образуется барботажный слой, содержащий многочисленные пузыри, а над слоем – многочисленные капли, оторванные от слоя восходящими струями газового потока. На поверхности пузырей и капель происходит смачивание (прилипание) твердых частиц и отделение их от газовой фазы.

Аппараты с переливными устройствами позволяют работать при больших колебаниях нагрузки по газу и жидкости. Выбор числа полок зависит главным образом от степени запыленности газа. При содержании пыли в газе не более $0,02 \text{ кг/м}^3$, как правило, применяют однополочные аппараты.

В таблице приведены основные размеры однополочных аппаратов для очистки газов с отводом воды через сливное устройство.

При расчете тарельчатых скрубберов определяют площадь поперечного сечения аппарата; расход орошающей жидкости, требуемой для очистки газа; высоту слоя пены и сливного порога, обеспечивающую нормальную работу аппарата.

Однополочные пенные газоочистители ЛТИ ПГС

Обозначение аппарата	Размеры аппарата		
	Длина решетки, м	Ширина решетки, м	Высота аппарата, м
3	0,55	0,77	2,195
5,5	0,74	1,04	2,640
10	1,00	1,40	2,920
16	1,26	1,76	3,420
23	1,41	2,38	4,490
30	1,62	2,72	4,950
40	1,87	3,12	5,750
50	2,10	3,48	6,030

Порядок расчета этих аппаратов следующий.

1. *Определение скорости.* На основании условий очистки принимают величину среднерасходной (фиктивной) скорости газа в аппарате. Допустимый диапазон фиктивных скоростей составляет 0,5–3,5 м/с. Однако при скоростях выше 2 м/с начинается сильный брызгоунос и требуется установка специальных брызгоуловителей. При скоростях меньше 1 м/с возможно сильное протекание

жидкости через отверстия решетки, вследствие чего высота слоя пены снижается, а жидкость может не полностью покрывать поверхность решетки. Для обычных условий рекомендуемая скорость $w = 2$ м/с.

2. Далее определяют площадь и форму поперечного сечения аппарата. Площадь поперечного сечения аппарата можно определить с помощью уравнения (1.3):

$$S = \frac{Q_n}{w}, \quad (7.12)$$

где Q_n – объемный расход запыленного газа, поступающего в аппарат при рабочих условиях, м³/с.

Газоочиститель может быть круглого или прямоугольного сечения. В первом случае обеспечивается более равномерное распределение газа, во втором – жидкости.

3. *Определение расхода поступающей воды.* Для холодных и сильно запыленных газов расход определяется из материального баланса пылеулавливания, для горячих газов, когда одновременно с очисткой происходит процесс теплообмена между орошающей жидкостью и запыленным газом производят дополнительный расчет расхода жидкости на основе теплового баланса. А затем выбирают наибольшее из полученных значений расхода.

Массовый расход поступающей воды L , кг/с, рассчитывают исходя из материального баланса пылеулавливания:

$$L = L_y + L_{сл}, \quad (7.13)$$

где L_y – расход жидкости, стекающей через отверстия в тарелке (решетке) – так называемая «утечка», кг/с; $L_{сл}$ – расход жидкости, стекающей через сливной порог или отверстие, кг/с.

Величина L_y определяется массовым расходом уловленной в аппарате пыли $G_{п}$, кг/с; массовой долей пыли в утечке \bar{x}_y , $\frac{\text{кг пыли}}{\text{кг жидкости}}$; коэффициентом распределения пыли между утечкой и сливной жидкостью K_p , выраженным отношением массового расхода пыли, попадающей в утечку, к общему массовому расходу уловленной в аппарате пыли:

$$L_y = \frac{G_{п} K_p}{\bar{x}_y}. \quad (7.14)$$

Массовый расход уловленной в аппарате пыли $G_{п}$, кг/с, может быть определен по соотношению

$$G_{п} = Q_n c_n \eta. \quad (7.15)$$

где c_n – начальная концентрация пыли в газе, поступающем в аппарат, кг/м³; η – заданная степень очистки.

Коэффициент распределения K_p находится в диапазоне 0,6–0,8; в расчетах обычно принимают $K_p = 0,7$.

Массовая доля пыли в аппаратах мокрой очистки в утечке, как правило, изменяется от $\bar{x}_y = 0,2$ (для не склонных к слипанию минеральных пылей) до $\bar{x}_y = 0,05$ (для цементирующихся пылей).

Поскольку в утечку попадает больше пыли, чем в жидкость, стекающую через сливной порог (или сливное отверстие), то для уменьшения общего расхода орошающей жидкости целесообразно уменьшать величину $L_{\text{сл}}$. Кроме того, слишком сильная утечка создает неравномерность высоты слоя воды на решетке. Поэтому в расчетах рекомендуется принимать $L_{\text{сл}} = L_y$. На основании этого выражение (7.13) приводится к виду

$$L = \frac{2G_{\text{п}} K_{\text{р}}}{x_y}. \quad (7.16)$$

4. *Определение типа решетки.* В задачу этого этапа расчета входит выбор типа перфорации (круглые отверстия или щели), диаметра отверстия d_0 или ширины щели и шага между ними t . Форму отверстий выбирают из конструктивных соображений, а их размер – исходя из вероятности забивки пылью. Обычно принимают ширину щелей $b_{\text{щ}} = 2-4$ мм, а диаметр отверстий $d_0 = 2-6$ мм. Затем выбирают такую скорость газа в отверстиях w_0 , которая обеспечит необходимую величину утечки L_y . Так, например, при диаметрах отверстий $d_0 = 2-3$ мм скорость газа должна составлять 6–8 м/с, а при $d_0 = 4-6$ мм $w_0 = 10-13$ м/с.

Далее рассчитывают долю свободного сечения решетки (тарелки) S_0 , отвечающую выбранной скорости:

$$S_0 = \frac{w}{w_0 \phi}, \quad (7.17)$$

где ϕ – отношение перфорированной площади решетки (без переливов) к площади поперечного сечения аппарата ($\phi = 0,9-0,95$).

Исходя из величины S_0 определяют шаг t , м, между отверстиями в зависимости от способа разбивки отверстий на решетке. При разбивке по равнобедренному треугольнику

$$t = d_0 \sqrt{\frac{0,91}{S_0}}. \quad (7.18)$$

Толщину решетки δ выбирают по конструктивным соображениям. Минимальному гидравлическому сопротивлению решетки отвечает $\delta \approx 5$ мм.

5. *Определение высоты слоя пены и сливного порога.* Высоту порога на сливе с решетки устанавливают исходя из создания слоя пены такой высоты, которая обеспечила бы необходимую степень очистки газа.

Первоначально определяют коэффициент скорости пылеулавливания $K_{\text{п}}$:

$$K_{\text{п}} = \frac{2\eta w}{2 - \eta}, \quad (7.19)$$

где η – заданная степень очистки газа от пыли.

Связь между $K_{\text{п}}$ и высотой слоя пены на решетке (тарелке) H , м, при улавливании водой гидрофильной пыли выражается следующим эмпирическим уравнением:

$$H = K_{\text{п}} - 1,95w + 0,09, \quad (7.20)$$

где величины K_{Π} и w имеют размерность $[м/с]$. Далее определяют высоту исходного слоя жидкости на решетке h_0 , м:

$$h_0 = 1,43H^{1,67}w^{-0,83}. \quad (7.21)$$

Высоту порога h_{Π} , м, рассчитывают по эмпирической формуле

$$h_{\Pi} = 2,5h_0 - 0,0176\sqrt[3]{i^2}, \quad (7.22)$$

где i – интенсивность потока на сливе с решетки, $\frac{кг}{м \cdot с}$, определяемая как

$$i = \frac{L_{сл}}{b_c}, \quad (7.23)$$

где b_c – ширина сливного порога. При прямоугольном сечении аппарата b_c равна ширине решетки.

ПРИМЕР 7.4

Рассчитать пенный аппарат для очистки 48 000 м³/ч газа от гидрофильной, не склонной к слипанию пыли. Температура газа 60 °С. Запыленность газа на входе в аппарат $c_{\Pi} = 0,008$ кг/м³, требуемая степень очистки $\eta = 0,99$. Очистка производится водой.

Решение

Выбираем газоочиститель системы ЛТИ и принимаем рабочую скорость газа (на все сечение аппарата) $w = 2$ м/с.

По формуле (7.12) рассчитаем площадь поперечного сечения аппарата:

$$S = \frac{4800}{3600 \cdot 2} = 6,67 \text{ м}^2.$$

С помощью таблицы выбираем аппарат ЛТИ-ПГС-50, имеющий решетку длиной 2,1 м, шириной 3,48 м. Тогда стандартное сечение аппарата составит

$$S = 2,1 \cdot 3,48 = 7,3 \text{ м}^2.$$

Фактическая скорость газа согласно (7.12) равна

$$w = \frac{48\,000}{3600 \cdot 7,3} = 1,82 \text{ м/с}.$$

Определяем по формуле (7.15) расход уловленной пыли:

$$G_{\Pi} = \frac{48\,000 \cdot 0,008 \cdot 0,99}{3600} = 0,106 \text{ кг/с}.$$

Принимаем коэффициент распределения $K_p = 0,7$ и концентрацию пыли в утечке $x_y = 0,15$ кг пыли/кг воды. Согласно формуле (7.16) расход поступающей воды составит

$$L = \frac{2 \cdot 0,106 \cdot 0,7}{0,15} = 0,989 \text{ кг/с}.$$

Выберем решетку с круглыми отверстиями диаметром $d_0 = 4$ мм. Тогда скорость газа в отверстиях должна быть равна $w_0 = 10$ м/с. По выражению (7.17) при $\phi = 0,95$ находим долю свободного сечения решетки S_0 :

$$S_0 = \frac{1,82}{10 \cdot 0,95} = 0,192.$$

Если принять что отверстия располагаются по равностороннему треугольнику, то шаг между отверстиями в соответствии с (7.18) составит

$$t = 0,004 \cdot \sqrt{\frac{0,91}{0,192}} = 0,0087 \text{ м.}$$

Толщину решетки примем равной $\delta = 5$ мм.

Определим по уравнению (7.19) коэффициент скорости пылеулавливания:

$$K_{\pi} = \frac{2 \cdot 0,99 \cdot 1,82}{2 - 0,99} = 3,57 \text{ м/с.}$$

Высота слоя пены на решетке в соответствии с (7.20) равна:

$$H = 3,57 - 1,95 \cdot 1,82 + 0,09 = 0,11 \text{ м.}$$

Высоту исходного слоя воды на решетке определим по формуле (7.21):

$$h_0 = 1,43 \cdot 0,11^{1,67} \cdot 1,82^{-0,83} = 0,0218 \text{ м.}$$

Интенсивность потока на сливе с решетки найдем по соотношению (7.23) с учетом того, что ширина сливного отверстия равна ширине решетки, а $L_{\text{сл}} = \frac{L}{2}$:

$$i = \frac{0,989}{2 \cdot 3,48} = 0,142 \text{ кг/(м} \cdot \text{с)}.$$

Высоту сливного порога рассчитаем по уравнению (7.22):

$$h_{\pi} = 2,5 \cdot 0,0218 - 0,0176 \cdot \sqrt[3]{0,142^2} = 0,05 \text{ м.}$$

7.4.5. Скрубберы ударно-инерционного действия

Обеспыливание в этих аппаратах осуществляется в результате удара газового потока о поверхность жидкости. Частицы твердой фазы при ударе сцепливаются с жидкостью и удаляются с ней, а очищенный газовый поток (или газовый поток с каплями) отводится из аппарата непосредственно (рис. 7.18, а) либо направляется через щели в сепарационные приспособления для отделения капель жидкости. На рис. 7.18, б схематично показан скруббер Дойля. В нижней части трубы 2 установлен конус 4 для увеличения скорости газа. В отверстиях она достигает $\sim 35\text{--}55$ м/с. Газовый поток, который соприкасается с жидкостью, ударяясь о нее, создает завесу из капель. При этом частицы пыли прилипают к многочисленным каплям и отделяются от газа. Для устранения уноса капель используют пластины 3, которые закреплены таким образом, чтобы изменить направление газожидкостного потока.

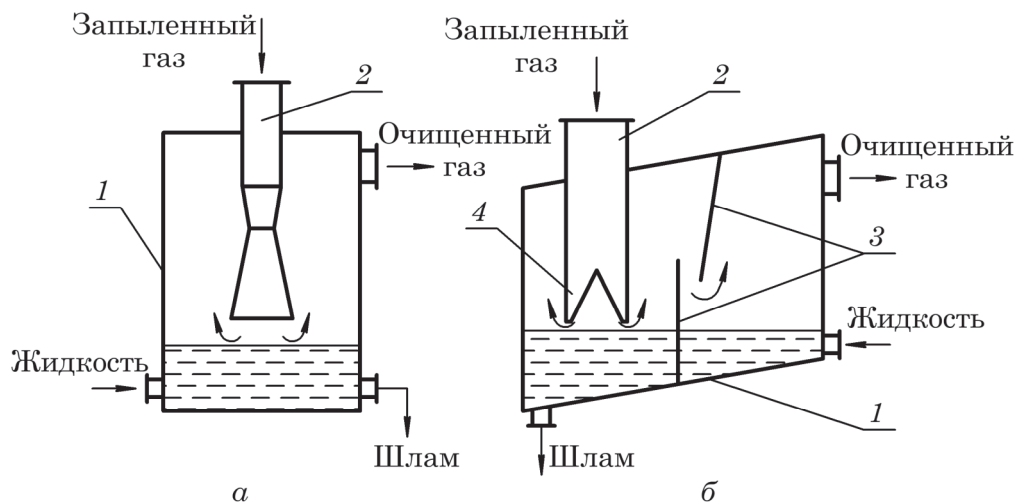


Рис. 7.18. Скрубберы ударно-инерционного действия:

а – с непосредственным отводом газа;

б – с отводом через сепарационные приспособления (скруббер Дойля)

1 – корпус; 2 – патрубок для входа газа; 3 – пластины; 4 – конус

7.4.6. Скрубберы центробежного действия

Среди аппаратов центробежного действия широкое использование нашли аппараты, в которых закрутка газового потока осуществляется с помощью лопастных завихрителей, а также аппараты с боковым тангенциальным вводом потока (рис. 7.19), как в классическом газовом циклоне. Орошение осуществляется с помощью форсунок 3, которые устанавливаются обычно в центральной части аппарата. Часть капель орошающей жидкости захватывается закрученным газовым потоком, отбрасывается к стенке, образуя закрученную у стенки пленку, движущуюся на внутренней поверхности корпуса 1.

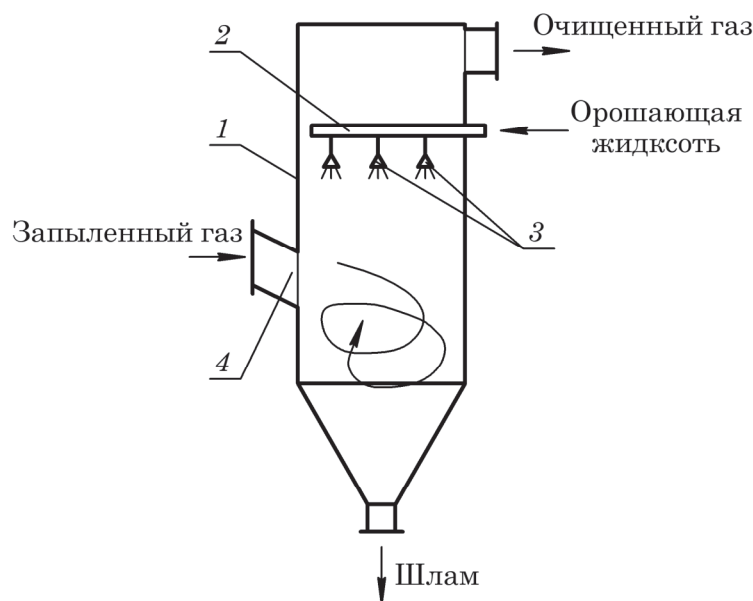


Рис. 7.19. Скруббер с боковым тангенциальным вводом газа:

1 – корпус; 2 – коллектор; 3 – форсунки; 4 – патрубок

Улавливание твердых частиц осуществляется как на поверхности капель, так и на поверхности стекающей пленки. Отделению частиц пыли от газа будут также способствовать центробежные силы инерции в закрученном газовом потоке.

Скрубберы центробежного принципа действия используют для очистки любых видов пыли, которые не склонны к цементированию.

К недостаткам центробежных скрубберов следует отнести повышенное гидравлическое сопротивление.

7.4.7. Скоростные уловители (скрубберы Вентури)

Такие аппараты используются для тонкой очистки газов от высокодисперсной (мелкой) пыли, а также туманов. На рис. 7.20 показан скруббер Вентури. Запыленный газ через конфузور (сужающаяся коническая часть) трубы Вентури 2 попадает в горловину (узкую часть), куда подается под избыточным давлением ($\sim 30\text{--}100$ кПа) жидкость. Так как скорость движения газового потока в горловине велика, то жидкость распыляется на мелкие капли, которые встречаются с дисперсными частицами, сцепливаются с ними и укрупняются. После этого газожидкостный поток проходит диффузор (расширяющуюся коническую часть трубы Вентури), в котором скорость газового потока уменьшается приблизительно с $50\text{--}150$ до $20\text{--}25$ м/с. При этом наблюдается сильное вихреобразование, продолжается диспергирование жидкой фазы, и дальнейшее сцепливание ее с дисперсными частицами аэрозоля. Далее поток поступает в циклонный сепаратор 1, где шлам (капли жидкости, сцепленные с дисперсными частицами аэрозоля) в поле центробежных сил отделяется от газа.

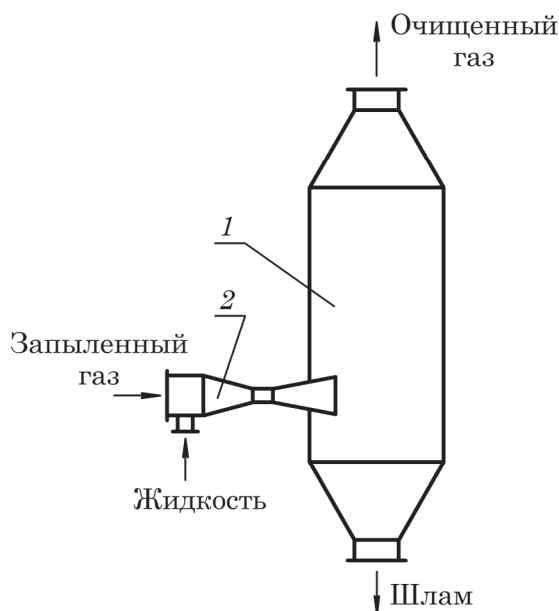


Рис. 7.20. Скруббер Вентури:
1 – циклонный сепаратор; 2 – труба Вентури

Скрубберы Вентури эффективны при улавливании весьма мелких частиц (например, продуктов возгонки с диаметром частиц $1\text{--}2$ мкм или тумана с размерами частиц $0,2\text{--}1,1$ мкм, образующегося при производстве серной кислоты).

Недостатком скруббера Вентури является высокое гидравлическое сопротивление (до 10 кПа), что связано с высокой скоростью газа в горловине.

К недостаткам всех вышеописанных мокрых пылеуловителей следует отнести выделение уловленной пыли в виде шлама, которое имеет место при обработке сточных вод, а это приводит к удорожанию процесса; возможность уноса капель жидкости и осаждение их с пылью в газоходах; необходимость защиты аппарата антикоррозионными материалами при очистке агрессивных газов.

Эти недостатки и металлоемкость установки значительно сдерживают распространение скрубберов. Данные аппараты также нежелательно применять, если технология не допускает увлажнения газов.

7.5. ФИЛЬТРОВАНИЕ ГАЗОВ

Очистка газов фильтрованием заключается в том, что запыленный газ пропускают через пористую перегородку, которая и задерживает твердые частицы пыли, и пропускает через себя очищенный от пыли газ. При этом на поверхности пористой перегородки образуется слой осадка (пылевой слой), который периодически удаляется с поверхности перегородки.

7.5.1. Матерчатые рукавные фильтры

Такие фильтры получили наибольшее распространение в промышленности. (рис. 7.21). Фильтрующими элементами являются свободно висящие матерчатые рукава 1, которые снизу прикреплены своими открытыми концами к относительно массивной дырчатой решетке 2. Сверху фильтрующие элементы закрыты крышками 3 и образуют как бы опрокинутые мешки.

Верхние концы рукавов подвешены к раме 4, которая, в свою очередь, подвешена к крышке аппарата 5 при помощи штанги 6 с пружинными подвесами. Газ нагнетается снизу через решетку 2 и далее входит в рукава через их нижние открытые концы. Для обеспечения нужной траектории газа служат пластины направляющего устройства 9. При этом пыль накапливается на внутренней поверхности рукавов, а очищенный газ уходит из аппарата через выходной газовый патрубок 7 при открытой дроссельной заслонке. Когда гидравлическое сопротивление проходу газа достигает критического значения, дроссельная заслонка переключается и фильтр работает в режиме регенерации. При этом через патрубок нагнетается воздух, который поступает с наружной стороны внутрь рукавов. Для того чтобы рукава не сплющивались при продувке, к ним на некотором расстоянии друг от друга прикрепляются металлические кольца 8. Одновременно с продувкой срабатывает встряхивающий механизм штанги с пружинными подвесами 6, приподнимающий и сбрасывающий раму 4 с рукавами 1. Пыль из бункера фильтра удаляется шнековым питателем 10.

Рукавные фильтры дают тонкую очистку газа от пыли, сопоставимую с очисткой в электрофильтрах (рассмотрены ниже). При этом затраты на эксплуатацию их ниже, а стоимость установки меньше по сравнению с электрофильтрами.

Однако такие фильтры обладают значительным гидравлическим сопротивлением и сравнительно непродолжительным сроком эксплуатации материала рукавов.

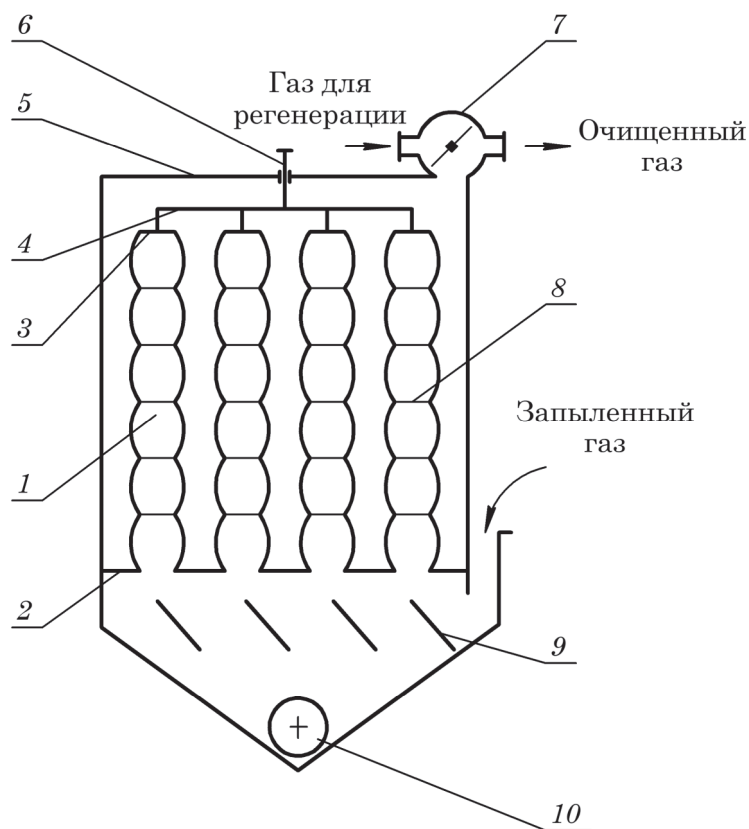


Рис. 7.21. Матерчатый рукавный фильтр:

- 1 – рукава; 2 – дырчатая решетка; 3 – крышки; 4 – рама;
 5 – крышка аппарата; 6 – штанга с пружинными подвесами;
 7 – выходной газовый патрубок с дроссельным устройством;
 8 – кольца; 9 – направляющие устройства;
 10 – шнековый питатель

Кроме того, эти фильтры чувствительны к ряду факторов: при температуре 100 °С бумажная и шерстяная ткань уже обугливается и даже при 60–80 °С вещество ткани довольно быстро термически разлагается, ткань становится хрупкой. Температура газа должна быть выше температуры, отвечающей точке росы (насыщенное состояние газа), не менее чем на 15–20 °С. Это условие предупреждает возможность конденсации пара и попадания конденсата на пылинки, что может привести к образованию грязи и замазыванию ткани. В то же время слишком сухой газ также недопустим, так как сухая ткань становится непрочной. Химические агрессивные среды также разрушают ткань. Более стойкими к агрессивным средам и высоким температурам являются синтетические ткани и ткань из стекловолокна. Синтетическая ткань позволяет фильтровать газы при температуре до 150 °С, а ткань из стекловолокна – до 400 °С.

Очистка газов от пыли обычно осуществляется в фильтрах, работающих при $\Delta p \approx \text{const}$. При этом наиболее широко применяются рукавные фильтры с гибкими пористыми перегородками. Основным расчетным параметром таких фильтров является площадь поверхности фильтрования F , определяемая по формуле

$$F = \frac{Q}{q}, \quad (7.24)$$

где Q – объемный расход запыленного газа, $\text{м}^3/\text{с}$; q – удельный объемный расход запыленного газа, отнесенный к единице площади поверхности фильтровальной ткани, $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$.

При улавливании мелкой и средней пыли значение q принимается равным $(3,5-17) \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$, а крупной пыли – до $42 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$.

ПРИМЕР 7.5

Удельный расход запыленного газа, проходящего через рукавный фильтр с площадью поверхности $F = 8 \text{ м}^2$, составляет $q = 36 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}}$. Определить мощность, потребляемую двигателем вентилятора, который служит для перемещения газа, если КПД вентиляторной установки составляет $\eta = 0,6$, а вырабатываемый им напор равен $H = 2300 \text{ мм вод. ст.}$ при $t = 20^\circ \text{C}$.

Решение

Объемный расход запыленного газа, пропускаемого рукавным фильтром, определим с помощью зависимости (7.24):

$$Q = Fq = 8 \cdot \frac{36}{3600} = 0,08 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Полезную мощность вентилятора найдем по формуле (1.15):

$$N = \rho_{\text{ж}} g H Q.$$

Плотность жидкости (воды) при $t = 20^\circ \text{C}$ $\rho_{\text{ж}} = 998 \text{ кг/м}^3$ (табл. 5 приложения).

Напор, вырабатываемый вентилятором, $H = 2300 \text{ мм вод. ст.} = 2,3 \text{ м вод. ст.}$:

$$N = 998 \cdot 9,81 \cdot 2,3 \cdot 0,08 = 1801,4 \text{ Вт}.$$

Мощность, потребляемую двигателем вентилятора, определим с помощью уравнения (1.16):

$$N_{\text{в}} = \frac{N}{\eta} = \frac{1801,4}{0,6} = 3002,3 \text{ Вт}.$$

Ответ: $N_{\text{дв}} = 3002,3 \text{ Вт}$.

7.5.2. Газовый патронный фильтр

Для очистки запыленного газа кроме рукавных фильтров также широко используются газовые патронные фильтры (рис. 7.22).

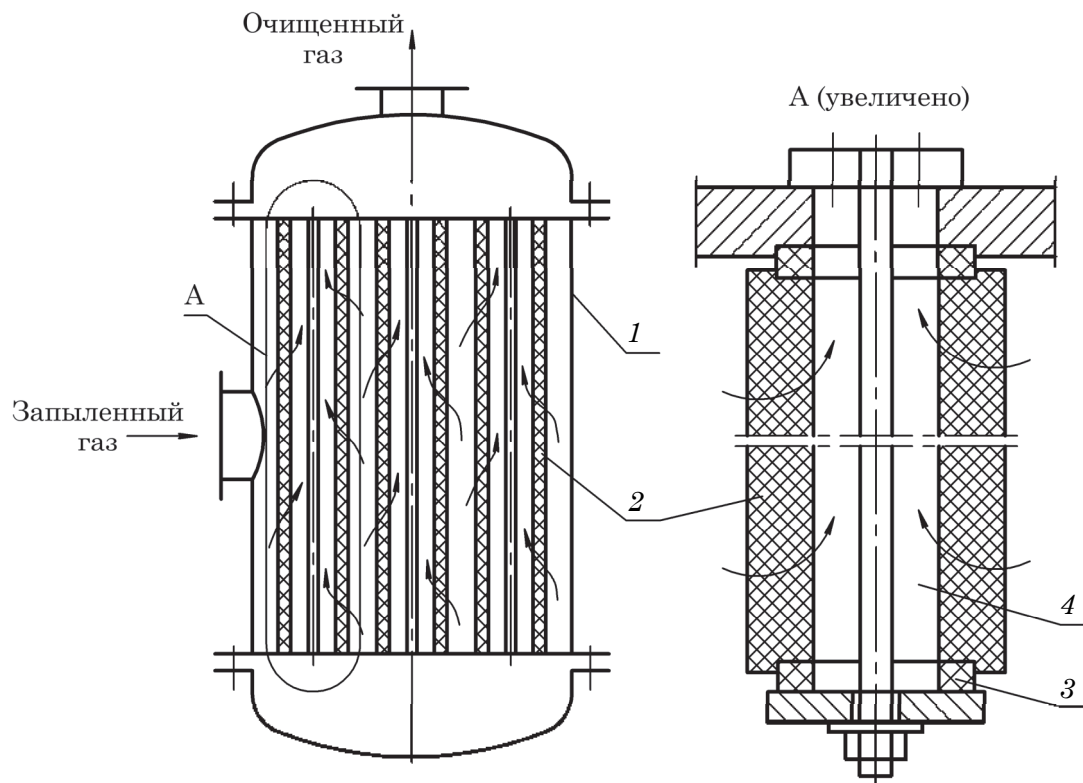


Рис. 7.22. Газовый патронный фильтр:
 1 – корпус; 2 – керамический фильтровальный патрон;
 3 – прокладка; 4 – центральный канал

В них в качестве фильтровального материала используется пористая керамика, пористые пластмассы, металлические зерна и т. д. Фильтровальные элементы выполнены в виде труб. Газовый поток проходит через наружную цилиндрическую поверхность внутрь фильтровального патрона 2, далее очищенный от пыли газ движется вверх по центральному каналу 4 и удаляется из аппарата. Твердые частицы оседают в порах и на поверхности керамического фильтровального патрона и периодически удаляются промывкой или продувкой обратным потоком газа, который в режиме регенерации подается сверху в центральный канал. Недостатком этих фильтров является высокое гидравлическое сопротивление для прохода газа при его очистке, сложность регенерации патронов.

7.6. ОЧИСТКА ГАЗОВ В ПОЛЕ ЭЛЕКТРИЧЕСКИХ СИЛ

7.6.1. Принципы электрической очистки газов

Скорость осаждения мелких частиц пыли очень мала не только в гравитационном поле, но и в поле центробежных сил, что приводит к значительному снижению эффективности разделения. Использование фильтрационных методов очистки увеличивает не только степень очистки запыленных газов, но и их гидравлическое сопротивление. Мокрое разделение не всегда применимо – либо в силу несмачиваемости частиц пыли орошающей жидкостью, либо недопустимости

контакта орошающей жидкости с очищаемым газом. Именно поэтому разделение тонкодисперсных аэрозолей методами, которые были рассмотрены выше, малоэффективно. Значительно повысить эффективность отделения тонкодисперсных частиц от газа можно с помощью электрического поля.

Изначально в любом газе имеется незначительное количество первичных заряженных частиц. Это обусловлено естественной радиоактивностью вследствие распада радиоактивных изотопов, всегда находящихся в небольшом количестве в окружающей среде (например, радиоактивные изотопы радона), а также воздействием на газ космического и солнечного излучения.

При этом из электрически нейтральных атомов и молекул отрываются свободные электроны, а на месте атомов образуются положительно заряженные ионы. Часть свободных электронов захватывается нейтральными атомами и молекулами, и образуются отрицательные ионы. Заметим, что одновременно протекает и обратный процесс рекомбинации свободных электронов и положительных ионов с образованием нейтральных атомов и молекул, а также распад отрицательных ионов на свободные электроны и нейтральные атомы и молекулы.

Если такой газ поместить в электрическое поле, образованное между двумя разноименно заряженными электродами, находящимися при высоком напряжении, то вышеуказанные заряженные частицы начинают перемещаться к соответствующим электродам: положительно заряженные ионы перемещаются к отрицательному электроду, а свободные электроны и отрицательные ионы – к положительному (рис. 7.23). При этом указанные частицы разгоняются в электрическом поле, приобретают достаточно высокую скорость и, сталкиваясь с нейтральными атомами и молекулами, вызывают ударную ионизацию, называемую *вторичной*.

Таким образом, с учетом обратного эффекта рекомбинации во всем пространстве газа устанавливается определенное динамическое равновесие с достаточно высоким содержанием заряженных частиц.

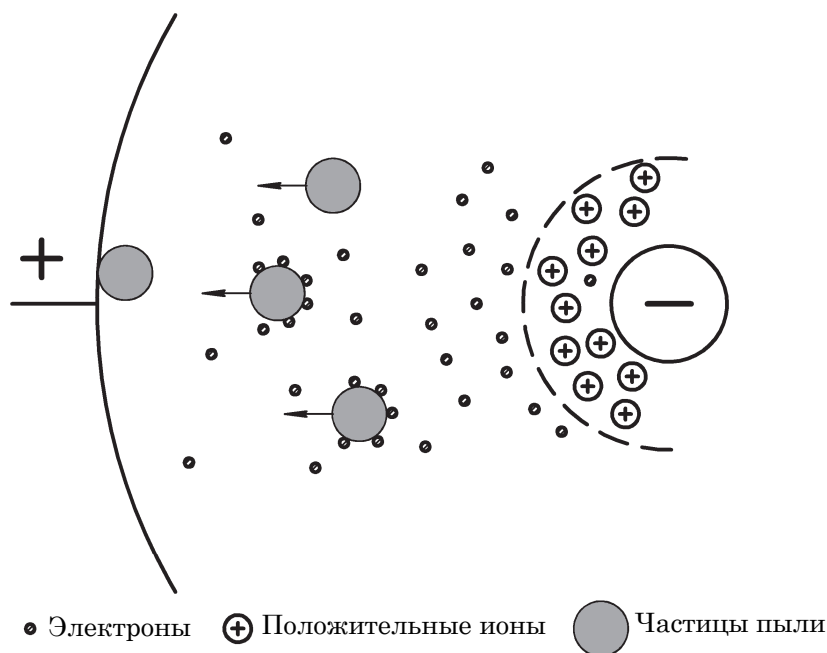


Рис. 7.23. Движение частиц между электродами

При повышении напряжения между электродами возможна практически полная ионизация газа. При этом создаются условия для возникновения электрического разряда. С дальнейшим увеличением напряженности электрического поля возможен проскок искр, а затем электрический пробой и короткое замыкание электродов. Чтобы избежать этого, создают неоднородное электрическое поле путем применения электродов в виде проволоки, натянутой по оси трубы (рис. 7.24, а), или проволоки, натянутой между параллельными пластинами (рис. 7.24, б). Густота (пространственная плотность) силовых линий и, следовательно, напряженность поля в этих услови-

ях наиболее высокие у провода и постепенно убывают по мере приближения к трубе или пластине. Напряженность поля непосредственно у трубы или пластины является недостаточной для искрообразования и электрического пробоя.

При некоторой критической разности потенциалов в газовом пространстве между электродами возникает электрический разряд, который сопровождается голубоватым свечением (короной) возле проволоки и характерным потрескиванием. Этот разряд называется *коронирующим*, а проволока – *коронирующим электродом*. В области короны и происходит основная ионизация газа по вышеприведенному механизму.

Соприкасаясь со встречными пылинками и капельками аэрозоля, ионы и свободные электроны захватываются ими. Далее заряженные таким образом пылинки и капельки движутся в электрическом поле к соответствующему электроду. В силу своей малой инерционности и большой скорости движения свободные электроны заполняют практически все пространство между электродами, а поэтому большая часть дисперсных частиц (пылинок или капелек) заряжается отрицательно и соответственно движется к положительно заряженному электроду, называемому *осадительным*. Незначительное количество дисперсных частиц аэрозоля заряжается положительно и перемещается к коронирующему электроду.

Достигнув соответствующего электрода, заряженные частицы (пылинки или капельки) отдадут им свой заряд и осаждаются на нем*.

Необходимо отметить, что электрофильтры работают только в условиях постоянного электрического поля между электродами, причем как по направлению, так и по величине.

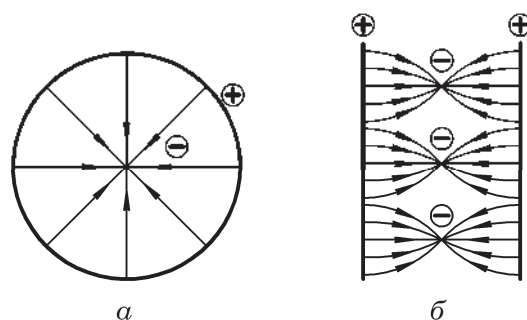


Рис. 7.24. Создание неоднородного электрического поля:

а – в цилиндрической трубе;
б – между параллельными пластинами

7.6.2. Основные конструкции электрофильтров

Электрофильтры делятся на *сухие*, в которых улавливается сухая пыль, и *мокрые*, которые служат для удаления пыли, увлажненной в результате конденсации паров влаги из очищаемого газа, а также для осаждения капель тумана.

* Заметим, что основная часть пыли осаждается на положительно заряженном электроде. Именно поэтому он называется *осадительным*.

Для разделения аэрозолей применяются электрофилтры в основном двух конструкций – трубчатые и пластинчатые.

Трубчатый электрофилтр (рис. 7.25) представляет собой камеру 1, в которой расположены осадительные электроды 2, выполненные из труб диаметром 150–300 мм и длиной 3–4 м. По оси труб натянуты коронирующие электроды 3, изготовленные из проволоки диаметром 1,5–2 мм, которые подвешены к раме 4, опирающейся на изоляторы 5. Для предотвращения колебаний все электроды соединены снизу рамой 6. Загрязненный газ через газоход 7 попадает под решетку 8 и равномерно распределяется по трубам. Пройдя электрическое поле, газ очищается и выходит через газоход 9. Взвешенные частицы осаждаются на внутренней поверхности труб и периодически удаляются.

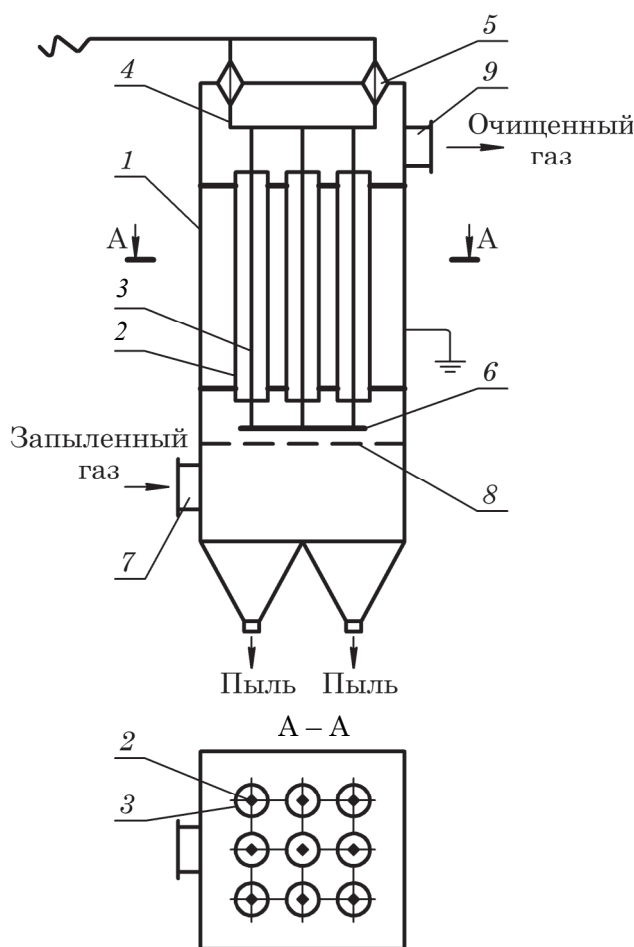


Рис. 7.25. Трубчатый электрофилтр:
1 – камера; 2 – осадительный электрод;
3 – коронирующий электрод;
4 – рама; 5 – изолятор; 6 – рама;
7 – входной патрубок;
8 – распределительная решетка;
9 – выходной патрубок

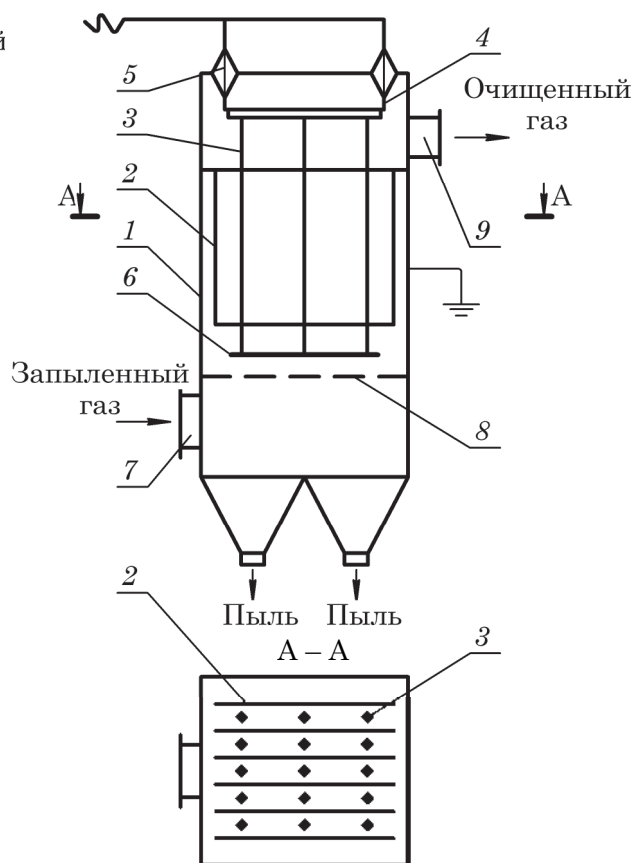


Рис. 7.26. Пластинчатый электрофилтр:
1 – камера; 2 – осадительный электрод;
3 – коронирующий электрод;
4 – рама; 5 – изолятор; 6 – рама;
7 – входной патрубок;
8 – распределительная решетка;
9 – выходной патрубок

В *пластинчатом электрофилтре* (рис. 7.26) между параллельными поверхностями осадительных электродов 2 подвешены коронирующие электро-

ды 3. Сверху коронирующие электроды подвешены к раме 4, а снизу соединены рамой 6. Очищаемый газ по газоходу 7 подается под распределительную решетку 8, поднимается вверх между параллельными листами осадительных электродов и очищенный удаляется через выходной газоход 9. Частицы пыли или тумана отделяются в электрическом поле от газа и оседают на поверхности осадительных электродов.

В сухих электрофильтрах пыль удаляется периодически при помощи различных ударных механизмов. В мокрых электрофильтрах осевшие частицы удаляются промывкой внутренней поверхности осадительных электродов водой, которая разбрызгивается форсунками. Иногда промывная жидкость свободно стекает по внутренней поверхности электродов в виде пленки, на которую оседают взвешенные частицы.

В пластинчатых фильтрах легче по сравнению с трубчатыми удаляется осевшая на электродах пыль, а также меньше расходуется энергия на единицу длины проводов. Эти фильтры более компактны, требуют меньшего расхода металла. Пластинчатые фильтры более просты в монтаже. Однако трубчатые электрофильтры позволяют получать большую напряженность электрического поля, а соответственно, допускают большие скорости газа, т. е. более производительны.

Степень очистки газов электрофильтрами достигает 99%, а иногда и 99,9%.

Недостатками электрофильтров являются повышенные требования к электробезопасности производства и обслуживающего персонала, сложность обслуживания, поскольку электрофильтр является сложной технологической установкой, включающей в себя разнообразное электрооборудование (трансформаторы, выпрямители, стабилизаторы, линии электропередач и т. д.).

Электрофильтры обычно не используются в пожаро-взрывоопасных производствах. Степень разделения аэрозолей в таких аппаратах значительно снижается при разделении влажных газов в состоянии, близком к насыщению, а также газов, содержащих значительное количество газообразных компонентов (например, диоксида серы или окислов азота), значительно увеличивающих электропроводность.

Следует отметить, что эти установки являются весьма дорогостоящими как по капитальным затратам, так и в эксплуатации.

7.7. ВЫБОР АППАРАТОВ ДЛЯ ОЧИСТКИ ГАЗОВ

Выбор аппарата для очистки газа зависит от технико-экономических показателей их работы, при определении которых необходимо учитывать степень очистки газа, гидравлическое сопротивление аппарата, расход электроэнергии, пара, воды на очистку, стоимость аппарата очистки газа. При этом должны быть приняты во внимание факторы, от которых зависит эффективность очистки газа: влажность газа и начальное содержание в нем дисперсных частиц, его химическая агрессивность, свойства дисперсных частиц (сухие, гигроскопичные, возможность их слипания и т. д.). На рис. 7.27 показано приблизительно, частицы каких размеров можно уловить тем или иным аппаратом при очистке газа.



Рис. 7.27. Размеры частиц, которые можно уловить различными аппаратами

7.8. ВОПРОСЫ И ЗАДАНИЯ ДЛЯ САМОПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. Что такое аэрозоль? Какие бывают аэрозоли в зависимости от размеров и природы дисперсных частиц?
2. В чем суть инерционных методов разделения аэрозолей. Инерционные пылеуловители, достоинства и недостатки.
3. Центробежные методы разделения аэрозолей. Циклоны.
4. Типы и особенности устройства циклонов серии ЦН.
7. Механизм мокрой очистки аэрозолей. Классификация аппаратов для мокрой очистки в зависимости от формы поверхности контакта жидкости с дисперсными частицами аэрозоля и способов ее создания.
8. Фильтрация газов. Матерчатые рукавные фильтры, газовый патронный фильтр, их достоинство и недостатки.
9. Принципы электрической очистки газов.
10. Основные конструкции электрофильтров.
11. Выбор аппаратов для очистки газов.
12. В циклоне ЦН-15 с внутренним диаметром корпуса $D = 400$ мм производится очистка запыленного воздуха, массовый расход которого $G = 1,4$ т/ч. Температура газа в циклоне $t = 105^\circ C$, а его давление $p = 705$ мм рт. ст. Определить гидравлическое сопротивление аппарата и полезную мощность, затрачиваемую на перемещение воздуха через циклон.

ПРИЛОЖЕНИЕ

DODATEK

Таблица 1

Условные обозначения величин

Условное обозначение	Наименование параметра	Размерность в СИ
a	Коэффициент температуропроводности	$\text{м}^2/\text{с}$
c	Удельная теплоемкость	$\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$
c_p	Удельная изобарная теплоемкость	$\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$
c_v	Удельная изохорная теплоемкость	$\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$
i	Удельная энтальпия пара	$\text{Дж}/\text{кг}$
i'	Удельная энтальпия конденсата пара	$\text{Дж}/\text{кг}$
M	Молярная масса	$\text{кг}/\text{кмоль}$
p	Давление	Па
p_0	Нормальное барометрическое давление (давление при нормальных условиях), равное 101 325	Па
$p_{\text{кр}}$	Критическое давление	Па
Pr	Критерий Прандтля	—
r	Удельная теплота фазового перехода	$\text{Дж}/\text{кг}$
t	Температура по шкале Цельсия	$^{\circ}\text{C}$
T	Температура по шкале Кельвина	К
T_0	Температура при нормальных условиях, равная 273,15	К
$t_{\text{кр}}$	Критическая температура	$^{\circ}\text{C}$
β_t	Коэффициент объемного температурного расширения	К^{-1}
Δ	Абсолютная шероховатость	м
λ	Коэффициент теплопроводности	$\text{Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$
μ	Коэффициент динамической вязкости	$\text{Па}\cdot\text{с}$
ν	Коэффициент кинематической вязкости	$\text{м}^2/\text{с}$
ρ	Плотность	$\text{кг}/\text{м}^3$
σ	Поверхностное натяжение	$\text{Н}/\text{м}$

Таблица 2

**Приставки и множители
для образования десятичных кратных и дольных единиц**

Наименование	Приставка		Множитель
	русское	международное	
экса	Э	E	10^{18}
пета	П	P	10^{15}
тера	Т	T	10^{12}
гига	Г	G	10^9
мега	М	M	10^6
кило	к	k	10^3
гекто	г	h	10^2
дека	да	da	10
деци	д	d	10^{-1}
санتي	с	c	10^{-2}
милли	м	m	10^{-3}
микро	мк	μ	10^{-6}
нано	н	n	10^{-9}
пико	п	p	10^{-12}
фемто	ф	f	10^{-15}
атто	а	a	10^{-18}

Таблица 3

Атомные массы некоторых элементов

Наименование	Символ	Атомная масса	Наименование	Символ	Атомная масса
Азот	N	14,007	Магний	Mg	24,305
Алюминий	Al	26,982	Марганец	Mn	54,938
Аргон	Ar	39,948	Медь	Cu	63,546
Барий	Ba	137,327	Мышьяк	As	74,922
Бериллий	Be	9,012	Натрий	Na	22,990
Бром	Br	79,904	Никель	Ni	58,693
Водород	H	1,008	Олово	Sn	118,710
Гелий	He	4,003	Ртуть	Hg	200,59
Железо	Fe	55,845	Свинец	Pb	207,2
Золото	Au	196,967	Серебро	Ag	107,868
Иод	I	126,904	Сера	S	32,065
Кадмий	Cd	112,411	Сурьма	Sb	121,760
Калий	K	39,098	Углерод	C	12,011
Кальций	Ca	40,078	Фосфор	P	30,974
Кислород	O	15,999	Фтор	F	18,998
Кобальт	Co	58,933	Хлор	Cl	35,453
Кремний	Si	28,086	Хром	Cr	51,996
Литий	Li	6,941	Цинк	Zn	65,38

Таблица 4

Плотность некоторых твердых материалов, кг/м³

Материал	Плотность	Насыпная плотность
Алебастр	2 500	—
Алмаз	3 510	—
Апатит	3 160–3 220	—
Асбест	2 350–2 600	—
Бакаут (железное дерево)	1 100–1 400	—
Бамбук	400	—
Береза сухая	650	—
Бокситы	2 900–3 300	—
Воск пчелиный	960–980	—
Гипс кристаллический	2 440	1 300
Графит	2 210–2 250	—
Гранит	2700	—
Дуб сухой	760	—
Ель сухая	450	—
Зола	2 200	680
Земля влажная	1 900–2 000	—

Продолжение табл. 4

Материал	Плотность	Насыпная плотность
Земля сухая	1 400–1 600	–
Известняк	2 650	1 800
Канифоль	1 070	–
Каолин	2 200	–
Капрон	1 100–1 200	–
Каучук	930	–
Кварц	2 650	1 500
Керамика кислотоупорная	2 600	–
Кожа сухая	860	–
Кокс	1 300	500
Колчедан медный	4 700	–
Колчедан серный	4 600	3 300
Корунд	4 000	–
Лавсан	1 300–1 400	–
Магнезит	2 900	–
Мел кусковой	2 200	1 300
Мох	130	–
Нафталин	1 150	–
Паронит	1 200	–
Песок сухой	1 500	1 200
Полихлорвинил	1 200–1 800	–
Полиэтилен ПЭВД	920–930	–
Полиэтилен ПЭНД	940–950	–
Поташ	2 260	–
Пробка	220–260	–
Резина	1 500	–
Рубин	4 000	–
Сода кристаллическая	1 450	800
Соль каменная	2 350	1 020
Соль поваренная	1 100–1 350	–
Сосна сухая	520	–
Стеарин	970–1 000	–
Торф сфагнум	100–400	–
Уголь каменный	1 350	–
Фаолит	1 730	–
Шамот	1 900	–
Шифер	2 800	–
Целлулоид	1 300–1 500	–
Цемент	2 900	–
Янтарь	1 100	–

Окончание табл. 4

Материал	Плотность	Насыпная плотность
Металлы, сплавы		
Алюминий	2 700	—
Бронза	8 600–9 000	—
Вольфрам	19 340	—
Дюралюминий	2 790	—
Золото	19 310	—
Кобальт	8 800	—
Кремний	2 300	—
Латунь	8 400–8 700	—
Магний	1 760	—
Медь катаная	8 800	—
Молибден	10 200	—
Монель-металл	8 900	—
Натрий	975	—
Никель	8 900	—
Нихром	8 300	—
Олово	7 290	—
Платина	21 460	—
Ртуть (жидкая)	13 600	—
Свинец	11 340	—
Серебро	10 500	—
Сталь	7 700–7 900	—
Титан	4 500	—
Уран	19 100	—
Хром	7 200	—
Цинк	7 100	—
Чугун серый	7 250	—

Таблица 5

**Плотность жидкостей и водных растворов
при различных температурах, кг/м³**

Вещество	Температура, °C							
	–20	0	20	40	60	80	100	120
Азотная кислота:								
100%-ная	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
50%-ная	—	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аммиак жидкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Аммиачная вода 25%-ная	—	918	907	897	887	876	866	856
Анилин	—	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	—	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловый спирт	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	—	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559

Окончание табл. 5

Вещество	Температура, °C							
	–20	0	20	40	60	80	100	120
Глицерин 50%-ный водный раствор	–	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
Двуокись серы (жидкость)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Дихлорэтан	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Изопропиловый спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Раствор хлористого кальция 25%-ный	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
Метиловый спирт:								
100%-ный	828	810	792	774	756	736	714	690
40%-ный	–	946	935	924	913	902	891	880
Муравьиная кислота	–	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Раствор едкого натра:								
50%-ный	–	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
40%-ный	–	1443	1430	1416	1403	1389	1375	1360
30%-ный	–	1340	1328	1316	1303	1289	1276	1261
20%-ный	–	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
10%-ный	–	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049
Раствор хлористого натрия 20%-ный	–	1157	1148	1139	1130	1120	1110	1100
Нитробензол	–	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	734	718	702	686	669	653	635	617
Олеум 20%-ный	–	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Пропиловый спирт	–	819	804	788	770	752	733	711
Серная кислота:								
98%-ная	–	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
92%-ная	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
75%-ная	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
60%-ная	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Сероуглерод	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляная кислота 30%-ная	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Уксусная кислота:								
100%-ная	–	1072	1048	1027	1004	981	958	922
50%-ная	–	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Фенол (расплавленный)	–	–	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Четыреххлористый углерод	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Этилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Этиловый спирт:								
100%-ный	823	806	789	772	754	735	716	693
80%-ный	–	857	843	828	813	797	783	768
60%-ный	–	904	891	878	864	849	835	820
40%-ный	–	947	935	923	910	897	885	872
20%-ный	–	977	969	957	946	934	922	910
Этиловый эфир	758	736	714	689	666	640	611	576

Таблица 6
Физико-химические свойства некоторых газов и паров при нормальных условиях ($T_0 = 273,15 \text{ К}$, $p_0 = 101\,325 \text{ Па}$)

Газ (пар)	Химическая формула	M , кг/кмоль	ρ_0 , кг/м ³	$\mu_0 \cdot 10^6$, Па·с	Константа Сатерленда	$\lambda_0 \cdot 10^2$, Вт/(м·К)	c_p , кДж/(кг·К) (при t , °C)	$k = \frac{c_p}{c_v}$ при 15 °C	$p_{кр}$, МПа	$t_{кр}$, °C
Азот	N ₂	28,0	1,251	16,5	104	2,43	1,051 (0–200)	1,40	3,38	–147,1
Аммиак	NH ₃	17,0	0,771	9,3	503	2,15	2,244 (27–200)	1,31	11,25	–132,4
Анилин	C ₆ H ₇ N	93,1	4,150	5,26	319,5	–	–	–	5,29	426
Аргон	Ar	40,0	1,783	21,0	142	1,63	0,523 (15)	0,67	4,86	–122,4
Ацетилен	C ₂ H ₂	26,0	1,171	9,4	198,2	1,84	1,67 (18)	1,26	6,24	35,7
Ацетон	C ₃ H ₆ O	58,1	2,590	6,6	541,5	0,99	1,566 (27–179)	–	4,7	235,5
Бензол	C ₆ H ₆	78,1	3,480	7,0	380	0,88	1,256 (35–115)	1,1 (100 °C)	4,83	288,6
Бром	Br ₂	159,8	7,139	14,6	533	–	0,230 (18–388)	1,29	10,3	311
Бромистый водород	HBr	80,9	3,610	16,5	433	–	0,343 (11–110)	1,42	8,48	90,0
<i>n</i> -Бутан	C ₄ H ₁₀	58,1	2,599	8,1	377	1,35	1,92 (20)	1,108	3,78	152,0
Бутиловый спирт	C ₄ H ₁₀ O	74,1	3,244	6,82	357	1,3	1,934 (27–189)	1,08 (35 °C)	4,9	287
Вода	H ₂ O	18,0	0,768	8,8	467	1,6	1,965 (0–200)	1,324 (100 °C)	22,06	374,2
Водород	H ₂	2,0	0,090	8,5	73	17,4	14,23 (0–200)	1,41	1,29	–239,9
Воздух	–	29,0	1,293	17,3	84	2,42	1,006 (15)	1,40	3,77	–140,7
Гексан	C ₆ H ₁₄	86,2	3,840	6,10	295	1,24	1,66 (25)	1,08	3,02	234,7
Гелий	He	4,0	0,179	18,8	83	14,07	5,23 (15)	1,67	0,228	–267,9
Гептан	C ₇ H ₁₆	100,2	4,459	5,65	297	1,78 (100 °C)	1,66 (25)	–	2,7	266,9
Двуокись азота	NO ₂	46,0	2,050	12,2	305	4,0	0,805 (20)	1,31	10,1	158,2
Двуокись серы	SO ₂	64,1	2,927	11,6	306	0,82	0,645 (16–202)	1,29	7,87	157,5
Двуокись углерода	CO ₂	44,0	1,977	13,7	254	1,37	1,026 (0–600)	1,30	7,39	31,1
Дихлорметан	CH ₂ Cl ₂	82,9	3,690	9,10	425	–	0,618 (25)	–	6,05	237
1,1-Дихлорэтан	Cl ₂ C ₂ H ₄	99,0	4,400	9,92	337	–	0,772 (25)	–	5,05	250
1,2-Дихлорэтан	C ₂ H ₄ Cl ₂	99,0	4,400	8,4	346	–	0,88 (111–121)	–	5,35	288
Закись азота	N ₂ O	30,3	1,980	13,5	228	1,47	1,29 (25)	–	7,24	36,5
Изопропиловый спирт	C ₃ H ₈ O	60,1	2,672	7,0	460	–	–	1,59 (100 °C)	5,35	235,6
Иодистый водород	HI	127,9	5,725	17,1	433	–	0,226 (20–100)	1,40	82,8	188
Кислород	O ₂	32,0	1,429	19,2	125	2,47	0,92 (20–440)	1,40	5,04	–118,8
Криптон	Kr	83,8	3,739	23,3	210,4	0,9	0,251 (15)	1,67	5,47	–63,8
Ксенон	Xe	131,3	5,717	20,9	337	0,5	0,159 (15)	1,7	6,875	16,6

Окончание табл. 6

Газ (пар)	Химическая формула	M , кг/кмоль	ρ_0 , кг/м ³	$\mu_0 \cdot 10^6$, Па·с	Константа Сатерленда	$\lambda_0 \cdot 10^2$, Вт/(м·К)	c_p , кДж/(кг·К) (при t , °C)	$k = \frac{c_p}{c_v}$ при 15 °C	$p_{кр}$, МПа	$t_{кр}$, °C
Метан	CH ₄	16,0	0,717	10,4	162	2,94	2,483 (18–208)	1,31	4,64	–82,5
Метиловый спирт	CH ₄ O	32,0	1,426	8,7	486,9	1,41	0,762 (40–110)	1,2 (77 °C)	7,92	240
Метилэтилкетон	C ₄ H ₈ O	72,1	3,220	6,23	338	–	–	–	3,99	260
Неон	Ne	20,2	0,871	29,8	61	4,55	1,04 (15)	1,68	2,71	–227,7
Нитробензол	C ₆ H ₅ O ₂ N	133,1	5,950	5,81	321	–	–	–	4,1	475
Нитрометан	CH ₃ O ₂ N	61,0	2,720	6,67	670	–	0,94 (25)	–	6,3	315
Нонан	C ₉ H ₂₀	128,3	5,700	9,67	334	–	1,65 (25)	–	2,27	332
Окись азота	NO	30,0	1,340	17,5	95,2	2,32	0,975 (15)	1,40	6,525	–92,9
Октан	C ₈ H ₁₈	114,2	5,030	5,69	312	–	1,65 (25)	–	2,49	296,2
Окись углерода	CO	28,0	1,250	16,6	101,1	2,15	1,017 (26–198)	1,40	3,51	–138,7
<i>n</i> -Пентан	C ₅ H ₈	72,2	3,457	6,2	383	1,28	1,72 (20)	1,09	3,33	197,1
Пропан	C ₃ H ₈	44,1	2,019	7,5	278	1,51	1,86 (20)	1,13	4,26	96,8
Пропилен	C ₃ H ₆	42,1	1,915	7,8	362	–	1,63 (20)	1,17	4,56	91,8
Пропиловый спирт	C ₃ H ₈ O	60,1	2,710	7,0	374	–	1,92 (100–223)	1,27 (100 °C)	5,06	264
Сероводород	H ₂ S	34,1	1,539	11,6	331	1,28	1,026 (20–206)	1,34	9,01	100,4
Сероуглерод	CS ₂	76,1	3,390	8,9	499,5	0,68	0,670 (80–190)	1,19	7,88	279
Толуол	C ₇ H ₈	92,1	4,10	6,5	322	–	1,128 (25)	–	4,2	320,8
Уксусная кислота	C ₂ H ₄ O ₂	60,1	2,67	7,2	443	–	6,28 (118–140)	1,15 (136 °C)	5,76	321,6
Хлор	Cl ₂	70,9	3,220	12,3	351	0,77	0,519 (13–202)	1,36	7,71	144,0
Хлорбензол	C ₆ H ₅ Cl	109,6	4,895	–	–	–	0,885 (25)	–	4,5	359
Хлористый водород	HCl	36,5	1,639	13,3	360	–	0,783 (22–214)	1,41	8,27	51,4
Хлористый метил	CH ₃ Cl	50,5	2,304	9,89	454	0,93	0,74 (20)	1,28	6,67	148
Хлористый этил	C ₂ H ₅ Cl	64,5	2,870	8,9	329	0,95	1,15 (100–170)	1,19	5,25	187,2
Хлороформ	CHCl ₃	119,4	5,283	9,5	462	0,64	0,603 (27–118)	1,15 (100 °C)	5,45	263,4
Циклогексан	C ₆ H ₁₂	84,2	3,74	6,7	188	1,64 (102 °C)	1,265 (25)	1,08 (80 °C)	4,1	281
Четыреххлористый углерод	CCl ₄	153,8	6,85	9,0	335	0,71 (46 °C)	0,553 (30)	1,13	4,54	283,2
Этан	C ₂ H ₆	30,1	1,357	8,6	252	1,81	1,72 (15)	1,21	4,94	3,21
Этилацетат	C ₄ H ₈ O ₂	88,1	3,930	7,0	285	1,64 (100 °C)	1,553 (80–189)	–	3,81	250,1
Этилен	C ₂ H ₄	28,1	1,264	9,4	225	1,64	1,691 (10–102)	1,25	5,16	9,7
Этиловый спирт	C ₂ H ₆ O	46,1	2,043	8,5	407,3	1,5	1,21 (40–110)	1,13 (58 °C)	6,37	243,1
Этиловый эфир	C ₄ H ₁₀ O	74,1	2,11	6,8	404	1,30	1,934 (27–189)	1,08 (35 °C)	3,59	193,8

Таблица 7

**Коэффициент объемного температурного расширения жидкостей
и водных растворов в зависимости от температуры $\beta_t \cdot 10^3, \text{K}^{-1}$**

Жидкость	Температура, °C							
	–20	0	20	40	60	80	100	120
Аммиак жидкий	1,84	2,15	2,42	2,8	3,2	4,3	6,2	14,5
Анилин	–	0,83	0,84	0,86	0,88	0,91	0,95	1,01
Ацетон	1,31	1,35	1,43	1,52	1,62	1,88	2,0	2,12
Бензол	–	1,18	1,22	1,26	1,3	1,37	1,43	1,57
Бутиловый спирт	0,83	0,85	0,88	0,91	0,94	0,98	1,03	1,09
Вода	–	0,06	0,21	0,39	0,53	0,63	0,75	0,86
Гексан	1,16	1,22	1,37	1,48	1,57	1,7	1,85	1,97
Диоксид серы	1,64	1,75	1,92	2,23	2,61	3,15	3,9	4,4
Дихлорэтан	1,07	1,11	1,16	1,21	1,26	1,31	1,37	1,44
Диэтиловый эфир	1,45	1,51	1,63	1,76	1,85	2,16	2,6	3,1
Изопропиловый спирт	0,98	1,01	1,05	1,08	1,12	1,16	1,2	1,27
Раствор хлористого кальция 25%-ный	0,35	0,35	0,39	0,43	0,46	0,49	0,51	0,55
Метиловый спирт	1,09	1,14	1,19	1,27	1,3	1,42	1,61	1,81
Муравьиная кислота	–	0,98	0,99	1,01	1,04	1,08	1,13	1,16
Раствор хлористого натрия 20%-ный	–	0,36	0,41	0,46	0,5	0,54	0,58	0,62
Нитробензол	–	0,81	0,82	0,84	0,86	0,88	0,89	0,91
Октан	1,09	1,11	1,14	1,17	1,22	1,27	1,34	1,42
Пропиловый спирт	0,94	0,96	0,99	1,05	1,13	1,26	1,40	–
Серная кислота:								
98%-ная	–	0,56	0,48	0,53	0,53	0,52	0,51	0,5
92%-ная	0,58	0,58	0,58	0,57	0,56	0,56	0,55	0,55
75%-ная	0,58	0,61	0,58	0,56	0,55	0,55	0,55	0,54
60%-ная	0,58	0,58	0,56	0,55	0,55	0,54	0,53	0,53
Сероуглерод	1,13	1,14	1,19	1,28	1,41	1,6	1,84	2,05
Соляная кислота 30%-ная	–	0,52	0,52	0,51	0,5	0,52	0,56	0,6
Толуол	1,0	1,04	1,07	1,11	1,17	1,24	1,33	1,44
Уксусная кислота	–	1,05	1,07	1,11	1,14	1,18	1,23	1,3
Фенол	–	0,75	0,79	0,82	0,86	0,9	0,95	0,99
Хлорбензол	0,92	0,94	0,97	1,0	1,03	1,07	1,11	1,16
Хлороформ	1,18	1,22	1,27	1,34	1,43	1,53	1,65	1,8
Четыреххлористый углерод	1,14	1,18	1,22	1,26	1,32	1,37	1,5	1,62
Этилацетат	1,2	1,26	1,35	1,46	1,52	1,6	1,76	1,94
Этиловый спирт	1,03	1,05	1,08	1,13	1,22	1,33	1,44	1,87

Вязкость жидкостей и водных растворов при различных температурах, мПа·с

Жидкость	Температура, °С											
	-20	-10	0	10	20	30	40	50	60	80	100	120
Азотная кислота: 100%-ная 50%-ная	1,49 —	1,24 4	1,05 3,05	0,92 2,4	0,8 1,88	0,72 1,55	0,64 1,28	0,57 1,07	0,5 0,9	0,39 0,68	0,35 0,53	0,31 0,44
Аммиак жидкий	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	—	—	—
Аммиачная вода 25%-ная	—	—	—	1,72	1,3	1,05	0,855	0,71	0,6	0,42	0,32	0,23
Анилин	—	—	10,2	6,5	4,4	3,12	2,3	1,8	1,5	1,1	0,8	0,59
Ацетон	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17	0,15
Бензол	—	—	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261	0,219
Бутиловый спирт	10,3	7,4	5,19	3,87	2,95	2,28	1,78	1,41	1,14	0,76	0,54	0,38
Вода	—	—	1,79	1,31	1,0	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232
Гексан	0,479	0,426	0,397	0,355	0,32	0,29	0,264	0,241	0,221	0,19	0,158	0,132
Глицерин 50%-ный	—	—	12	8,5	6,05	4,25	3,5	2,6	2	1,2	0,73	0,45
Двуокись серы (жидкость)	0,455	0,41	0,368	0,334	0,304	0,279	—	—	—	—	—	—
Дихлортан	1,54	1,24	1,08	0,95	0,84	0,74	0,65	0,565	0,51	0,42	0,36	0,31
Изопропиловый спирт	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29
Раствор хлористого кальция 25%-ный	10,6	7	4,47	3,36	2,74	2,25	1,85	1,55	—	—	—	—
Метиловый спирт: 100%-ный 40%-ный	1,16 —	0,97 —	0,817 3,65	0,68 2,54	0,584 1,84	0,51 1,37	0,45 —	0,396 —	0,351 —	0,29 —	0,24 —	0,21 —
Муравьиная кислота	—	—	—	2,25	1,78	1,46	1,22	1,03	0,89	0,68	0,54	0,4
Раствор едкого натра: 50%-ный 40%-ный 30%-ный 20%-ный 10%-ный	— — — — —	— — — — —	— — — — —	— — — — —	— 40 13 4,48 1,86	46 23 9 3,3 1,45	25 14 6,3 2,48 1,16	16 9,2 4,6 2 0,98	8,03 5,44 3,4 1,63 0,91	5,54 3,62 2,16 1,27 0,7	3,97 2,72 1,82 1,15 0,65	3,42 2,37 1,71 1,08 0,6

Окончание табл. 8

Жидкость	Температура, °С											
	-20	-10	0	10	20	30	40	50	60	80	100	120
Раствор хлористого натрия 20%-ный	—	4,08	2,67	1,99	1,56	1,24	1,03	0,87	0,74	0,57	0,46	0,38
Нитробензол	—	—	3,09	2,46	2,01	1,69	1,44	1,24	1,09	0,87	0,7	0,58
Октан	0,968	0,829	0,703	0,61	0,54	0,479	0,428	0,386	0,35	0,291	0,245	0,208
Олеум 20%-ный	—	—	95	60	36,6	28,8	20,8	12,8	9	5,3	—	—
Пропиловый спирт	6,880	5,021	3,749	2,855	2,211	1,739	1,387	1,120	0,914	0,628	—	—
Серная кислота:												
98%-ная	—	—	55	37	25,8	17,1	12,9	9,46	7,5	4,1	2,7	2
92%-ная	130	90	48	32	23,1	15,6	11,8	8,4	6,7	3,8	2,5	1,95
75%-ная	95	50	30	20	13,9	10,6	8,1	5,9	4,6	2,8	1,9	1,45
60%-ная	20	15	10,5	7,7	5,52	4,08	3,42	2,8	2,4	1,5	1,07	0,9
Сероуглерод	0,556	0,488	0,433	0,396	0,366	0,319	0,29	0,27	0,25	0,21	0,19	0,17
Соляная кислота 30%-ная	—	—	—	2,1	1,7	1,48	1,3	—	—	—	—	—
Толуол	1,06	0,9	0,768	0,667	0,586	0,522	0,466	0,42	0,381	0,319	0,271	0,231
Уксусная кислота:												
100%-ная	—	—	—	—	1,22	1,04	0,9	0,79	0,7	0,56	0,46	0,37
50%-ная	—	—	4,35	3,03	2,21	1,7	1,35	1,11	0,92	0,65	0,5	0,4
Фенол (расплавленный)	—	—	—	—	11,6	7	4,77	3,43	2,56	1,59	1,05	0,78
Хлорбензол	1,48	1,24	1,06	0,91	0,8	0,71	0,64	0,57	0,52	0,435	0,37	0,32
Хлороформ	0,9	0,79	0,7	0,63	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,33	0,29	0,26
Четыреххлористый углерод	1,9	1,68	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387	0,323
Этилацетат	0,79	0,67	0,578	0,507	0,449	0,4	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21	0,178
Этиловый спирт:												
100%-ный	2,38	2,23	1,78	1,46	1,19	1,0	0,825	0,701	0,591	0,435	0,326	0,248
80%-ный	—	—	3,69	2,71	2,01	1,53	1,2	0,97	0,79	0,57	0,52	0,43
60%-ный	—	—	5,75	3,77	2,67	1,93	1,45	1,13	0,9	0,6	0,45	0,34
40%-ный	—	—	7,14	4,39	2,91	2,02	1,48	1,13	0,89	0,6	0,44	0,34
20%-ный	—	—	5,32	3,17	2,18	1,55	1,16	0,91	0,74	0,51	0,38	0,3
Этиловый эфир	0,364	0,328	0,296	0,268	0,243	0,22	0,199	0,182	0,166	0,14	0,118	0,1

Вязкость газов и паров при различных температурах, мПа·с

Вещество	Температура, °C									
	0	100	200	300	400	500	600	700	800	
Азот	0,0166	0,0208	0,0246	0,0280	0,0311	0,0339	0,0366	0,0390	0,0413	
Аммиак	0,0091	0,0128	0,0165	0,0199	0,0234	0,0264	0,0293	0,0321	0,0348	
Ацетилен	0,0096	0,0127	0,0154	0,0178	0,0202	0,0223	0,0243	0,0261	0,0278	
Ацетон	0,0069	0,0094	0,0121	0,0147	0,0174	0,0200	0,0228	—	—	
Бензол	0,0070	0,0092	0,0121	0,0146	0,0172	0,0198	0,0223	—	—	
Водород	0,0084	0,0103	0,0121	0,0139	0,0154	0,0169	0,0183	0,0197	0,0210	
Водяной пар	0,0085	0,0123	0,0161	0,0198	0,0232	0,0266	0,0299	0,0331	0,0361	
Воздух	0,0171	0,0218	0,0259	0,0294	0,0328	0,0357	0,0384	0,0411	0,0437	
Двуокись серы	0,0121	0,0161	0,0200	0,0238	0,0275	0,0313	0,035	0,0386	0,0421	
Двуокись углерода	0,0138	0,0184	0,0226	0,0264	0,0299	0,0332	0,0362	0,0381	0,0418	
Кислород	0,0192	0,0244	0,0290	0,0331	0,0369	0,0403	0,0435	0,0465	0,0493	
Метан	0,0104	0,0133	0,0161	0,0185	0,0208	0,0227	0,0246	0,0265	0,0282	
Метиловый спирт	0,0088	0,0123	0,0157	0,0191	0,0226	0,0261	0,0296	—	—	
Окись азота	0,0180	0,0229	0,0268	0,0306	0,0340	0,0370	0,0400	0,0428	0,0453	
Окись углерода	0,0166	0,0209	0,0246	0,0278	0,0309	0,0338	0,0363	0,0387	0,0410	
Сероводород	0,0117	0,0161	0,0201	0,0241	0,0273	0,0304	0,0335	0,0365	0,0393	
Толуол	0,0066	0,0089	0,0110	0,0132	0,0154	0,0175	0,0196	—	—	
Хлор	0,0122	0,0168	0,0210	0,0254	0,0287	0,0322	0,0356	0,0387	0,0416	
Хлористый водород	0,0132	0,0182	0,0229	0,0277	0,0313	0,0353	0,0388	0,0423	0,0456	
Четыреххлористый углерод	0,0092	0,0123	0,0153	0,0182	0,0212	0,0240	0,0269	—	—	
Этилен	0,0096	0,0127	0,0156	0,0182	0,0206	0,0228	0,0249	0,0268	0,0287	
Этиловый спирт	0,0079	0,0108	0,0137	0,0167	0,0197	0,0226	0,0257	—	—	
Этиловый эфир	0,0069	0,0093	0,0117	0,0140	0,0165	0,0188	0,0212	—	—	

Таблица 10

Характеристики насадок

Тип насадки и ее размеры, мм	Удельная поверхность a , $\text{м}^2/\text{м}^3$	Свободный объем ε , $\text{м}^3/\text{м}^3$	Диаметр эквивалентный $d_{\text{ЭКВ}}$, м
Регулярные насадки			
Деревянная хордовая (10×100), шаг в свету:			
10	100	0,55	0,022
20	65	0,68	0,042
30	48	0,77	0,064
Керамические кольца Рашига:			
50×50×5	110	0,735	0,027
80×80×8	80	0,72	0,036
100×100×10	60	0,72	0,048
Неупорядоченные насадки			
Керамические кольца Рашига:			
10×10×1,5	440	0,7	0,006
15×15×2	330	0,7	0,009
25×25×3	200	0,74	0,015
35×35×4	140	0,78	0,022
50×50×5	90	0,785	0,035
Стальные кольца Рашига:			
10×10×0,5	500	0,88	0,007
15×15×0,5	350	0,92	0,012
25×25×0,8	220	0,92	0,017
50×50×1	110	0,95	0,035
Керамические кольца Палля:			
25×25×3	220	0,74	0,014
35×35×4	165	0,76	0,018
50×50×5	120	0,78	0,026
60×60×6	96	0,79	0,033
Стальные кольца Палля:			
15×15×0,4	380	0,9	0,010
25×25×0,6	235	0,9	0,015
35×35×0,8	170	0,9	0,021
50×50×1,0	108	0,9	0,033
Керамические седла Берля:			
12,5	460	0,68	0,006
25	260	0,69	0,011
38	165	0,7	0,017
Керамические седла Инталокс:			
12,5	625	0,78	0,005
19	335	0,77	0,009
25	255	0,775	0,012
38	195	0,81	0,017
50	118	0,79	0,027

Таблица 11

**Поверхностное натяжение жидкостей и водных растворов
при различных температурах, мН/м**

Вещество	Температура, °C							
	–20	0	20	40	60	80	100	120
Азотная кислота:								
100%-ная	48,3	44,8	41,4	38,2	35,2	32,4	29,8	27,4
50%-ная	–	68,2	65,4	62,2	58,8	55,2	51,5	47,5
Аммиак жидкий	38	27	21,2	16,8	12,8	–	–	–
Аммиачная вода 25%-ная	–	65,7	62,9	59,7	56,3	52,7	49	45
Анилин	–	–	42,9	40,6	38,3	36	33,7	31,4
Ацетон	28,7	26,2	23,7	21,2	18,6	16,2	13,8	11,4
Бензол	–	31,7	29	26,3	23,7	21,3	18,8	16,4
Бутиловый спирт	28	26,2	24,6	22,9	21,2	19,5	17,8	16
Вода	–	75,6	72,8	69,6	66,2	62,6	58,9	54,9
Гексан	22,6	20,5	18,4	16,3	14,2	12,1	10	7,9
Глицерин 50%-ный	–	72,4	69,6	66,4	63	59,4	55,7	51,7
Двуокись серы (жидкость)	31	26,8	22,7	18,8	14,8	–	–	–
Дихлорэтан	37,8	35	32,2	29,5	26,7	24	21,3	18,6
Изопропиловый спирт	24,7	23,2	21,7	20,1	18,5	17	15,5	14
Раствор хлористого кальция 25%-ный	89,4	86,6	83,8	80,6	77,2	73,6	69,9	65,9
Метиловый спирт 100%-ный	26,6	24,5	22,6	20,9	19,3	17,6	15,7	13,6
Муравьиная кислота	–	39,8	37,6	35,5	33,3	31,2	29	26,8
Раствор едкого натра:								
50%-ный	–	–	130	130	129	129	128	128
40%-ный	–	–	108	108	107	107	106	106
30%-ный	–	–	97	96,4	95,8	95,3	94,4	93,6
20%-ный	–	–	85,5	85	84,7	83,2	81,3	79,6
10%-ный	–	–	77,3	76,1	75	73	70,7	69
Раствор хлористого натрия 20%-ный	–	82,6	79,8	76,6	73,2	69,6	65,9	61,9
Нитробензол	–	46,4	43,9	41,4	39	36,7	34,4	32,2
Октан	25,8	23,8	21,8	19,8	17,9	15,9	13,9	11,9
Пропиловый спирт	27,0	25,3	23,7	22,0	20,2	18,5	–	–
Серная кислота:								
98%-ная	–	55,9	55,1	54,3	53,7	53,1	52,5	51,9
92%-ная	63	61,9	60,9	60,9	60,3	59,7	59,1	58,5
75%-ная	74,1	73,6	73,1	72,6	72,1	71,6	71,1	70,6
60%-ная	77,3	76,7	76,1	75,4	74,5	73,6	72,7	71,8
Сероуглерод	38,3	35,3	32,3	29,4	26,5	23,6	20,7	17,8
Соляная кислота 30%-ная	–	72,6	69,8	66,6	63,2	59,6	55,9	51,9
Толуол	33	30,7	28,5	26,2	23,8	21,5	19,4	17,3

Окончание табл. 11

Вещество	Температура, °C							
	–20	0	20	40	60	80	100	120
Уксусная кислота:								
100%-ная	–	29,7	27,8	25,8	23,8	21,8	19,8	18
50%-ная	–	43	40	37	33	30	27	24
Фенол (расплавленный)	–	43,1	40,9	38,8	36,6	34,4	32,2	30
Хлорбензол	38,4	36	33,6	31,1	28,8	26,5	24,1	21,8
Хлороформ	32,8	30	27,2	24,4	21,7	19	16,3	13,3
Четыреххлористый углерод	31	29,5	26,9	24,5	22	19,6	17,3	15,1
Этилацетат	29,5	26,9	24,3	21,7	19,2	16,8	14,4	12,1
Этиловый спирт:								
100%-ный	25,7	24	22,3	20,6	19	17,3	15,5	13,4
80%-ный	–	26	25	23	21	20	18	16
60%-ный	–	28	27	25	23	22	20	18
40%-ный	–	32	30	28	26	24	22	19
20%-ный	–	40	38	36	33	31	29	27
Этиловый эфир	22	19,5	17	14,6	12,4	10,2	8	6,1

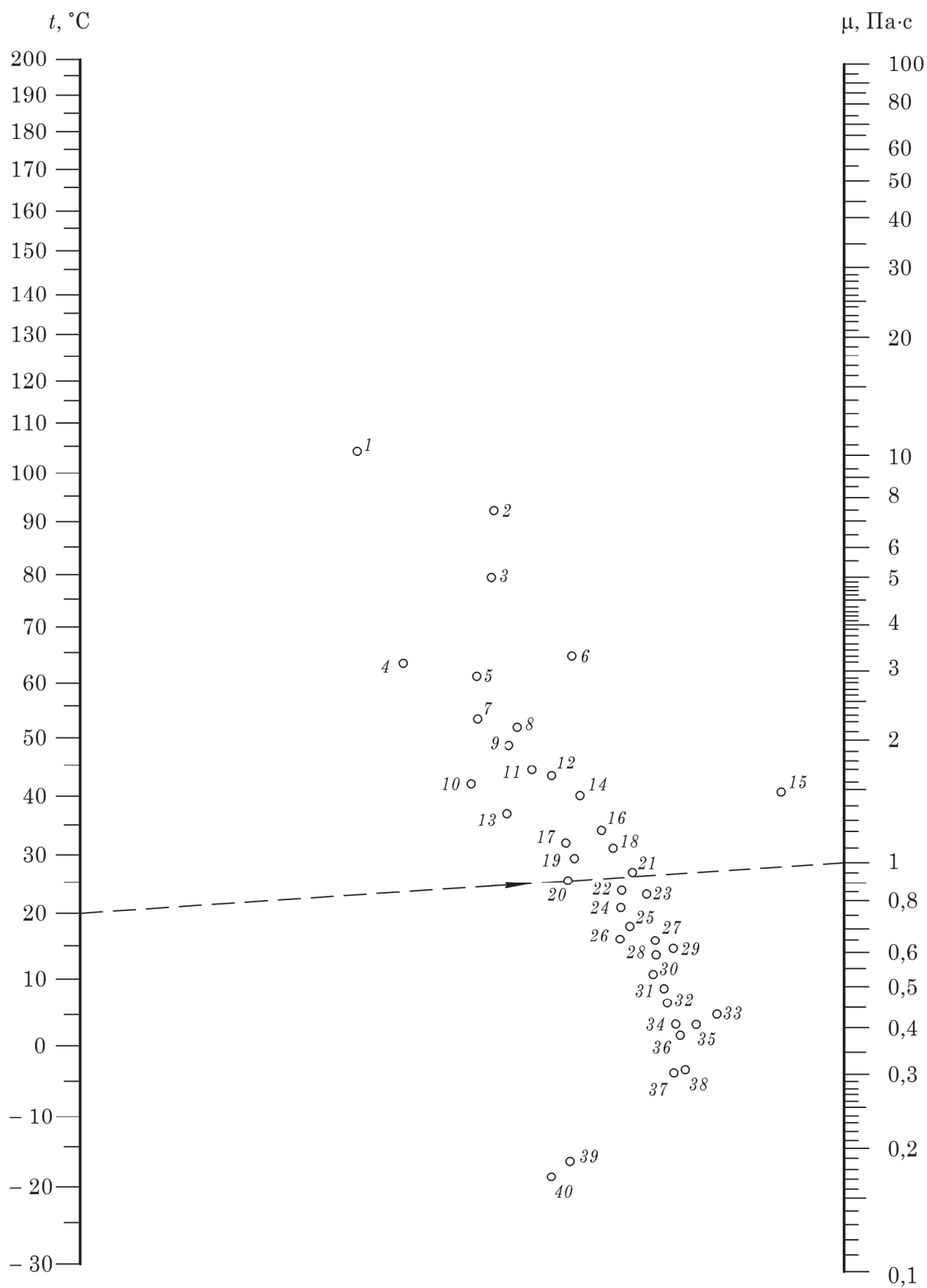
Таблица 12

Соотношения между единицами измерения

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношение между единицами измерения СИ, наиболее часто встречающимися единицами других систем и внесистемными
Длина	м	$1 \text{ мкм} = 10^{-6} \text{ м}$ $1 \text{ Å} = 10^{-10} \text{ м}$ $1 \text{ ft} = 0,3048 \text{ м}$ $1 \text{ in} = 25,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$
Масса	кг	$1 \text{ т} = 1000 \text{ кг}$ $1 \text{ ц} = 100 \text{ кг}$ $1 \text{ lb} = 0,454 \text{ кг}$
Температура	К	$t \text{ °C} = (t + 273,15) \text{ К}$ $t \text{ °F} = [5/9(t - 32) + 273,15] \text{ К}$
Угол плоский	рад	$1^\circ = \frac{\pi}{180} \text{ рад}$ $1' = \frac{\pi}{10\,800} \text{ рад}$ $1 \text{ оборот} = 2\pi \text{ рад} = 6,28 \text{ рад}$
Вес (сила тяжести)	Н	$1 \text{ кг} = 9,81 \text{ Н}$ $1 \text{ дин} = 10^{-5} \text{ Н}$
Вязкости коэффициент динамический	Па·с	$1 \text{ П} = 1 \text{ дин} \cdot \text{с} / \text{см}^2 = 0,1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $1 \text{ сП} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}$
Вязкости коэффициент кинематический	м²/с	$1 \text{ Ст} = 1 \text{ см}^2 / \text{с} = 10^{-4} \text{ м}^2 / \text{с}$ $1 \text{ сСт} = 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}$

Окончание табл. 12

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношение между единицами измерения СИ, наиболее часто встречающимися единицами других систем и внесистемными
Давление	Па	$1 \text{ бар} = 10^5 \text{ Па}$ $1 \text{ мбар} = 100 \text{ Па}$ $1 \text{ дин/см}^2 = 1 \text{ мкбар} = 0,1 \text{ Па}$ $1 \text{ кгс/см}^2 = 1 \text{ ат} = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} = 735 \text{ мм рт. ст.}$ $1 \text{ кгс/м}^2 = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм вод. ст.} = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм рт. ст.} = 133,3 \text{ Па}$
Мощность	Вт	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м/с} = 9,81 \text{ Вт}$ $1 \text{ эрг/с} = 10^{-7} \text{ Вт}$ $1 \text{ ккал/ч} = 1,163 \text{ Вт}$
Натяжение поверхностное	Н/м	$1 \text{ кгс/м} = 9,81 \text{ Дж/м}^2$ $1 \text{ эрг/см}^2 = 1 \text{ дин/см} = 10^{-3} \text{ Дж/м}^2 = 10^{-3} \text{ Н/м}$
Объем	м ³	$1 \text{ л} = 10^{-3} \text{ м}^3 = 1 \text{ дм}^3$
Объем удельный	м ³ /кг	$1 \text{ м}^3/\text{т} = 10^{-3} \text{ м}^3/\text{кг}$ $1 \text{ дм}^3/\text{кг} = 1 \text{ см}^3/\text{г} = 10^{-3} \text{ м}^3/\text{кг}$
Плотность	кг/м ³	$1 \text{ т/м}^3 = 1 \text{ кг/дм}^3 = 1 \text{ г/см}^3 = 10^3 \text{ кг/м}^3$ $1 \text{ кгс} \cdot \text{с}^2/\text{м}^4 = 9,81 \text{ кг/м}^3$
Плотность теплового потока	Вт/м ²	$1 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) = 1,163 \text{ Вт/м}^2$
Площадь	м ²	$1 \text{ см}^2 = 10^{-4} \text{ м}^2$ $1 \text{ га} = 10^4 \text{ м}^2$ $1 \text{ ft}^2 = 0,0929 \text{ м}^2$ $1 \text{ in}^2 = 6,451 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$
Работа, энергия, количество теплоты	Дж	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м} = 9,81 \text{ Дж}$ $1 \text{ эрг} = 10^{-7} \text{ Дж}$ $1 \text{ кВт} \cdot \text{ч} = 3,6 \cdot 10^6 \text{ Дж}$ $1 \text{ ккал} = 4,1868 \cdot 10^3 \text{ Дж} = 4,19 \text{ кДж}$
Расход объемный	м ³ /с	$1 \text{ л/мин} = 16,67 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3/\text{с}$
Скорость угловая	рад/с	$1 \text{ об./мин} = \frac{\pi}{30} \text{ рад}$ $1 \text{ об./с} = 2\pi \text{ рад/с}$
Теплоемкость удельная массовая	Дж/(кг·К)	$1 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}) = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ $1 \text{ эрг}/(\text{г} \cdot \text{К}) = 10^{-4} \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$
Теплоотдачи коэффициент, теплопередачи коэффициент	Вт/(м ² ·К)	$1 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}) = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
Теплопроводности коэффициент	Вт/(м·К)	$1 \text{ ккал}/(\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}) = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$
Теплота удельная (фазового перехода)	Дж/кг	$1 \text{ ккал/кг} = 1 \text{ кал/г} = 4,19 \text{ кДж/кг}$
Частота	Гц	$1 \text{ Гц} = 1 \text{ с}^{-1}$ $1 \text{ об./с} = 1 \text{ Гц}$ $1 \text{ об./мин} = \frac{1}{60} \text{ Гц}$
Энтальпия удельная	Дж/кг	$1 \text{ ккал/кг} = 1 \text{ кал/г} = 4,19 \text{ кДж/кг}$
Энтропия удельная	Дж/(кг·К)	$1 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}) = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$

Рис. 1. Номограмма для определения динамической вязкости μ индивидуальных

Жидкость	Номер точки
Амиловый спирт	17
Аммиак	39
Анилин	8
Ацетон	34
Бензол	25
Бутиловый спирт	11
Вода	20
Гексан	36
Гептан	31
Глицерин:	
100%-ный	1
50%-ный	7
Диэтиловый эфир	37
Метилацетат	32
Метиловый спирт:	
100%-ный	26
90%-ный	24
30%-ный	13
Нафталин	9
Нитробензол	14
Октан	28
Пентан	38
Ртуть	15
Серная кислота:	
111%-ная	2
98%-ная	3
60%-ная	6
Сероуглерод	33
Серы триоксид	35
Терпентин	16
Толуол	27
Углерода диоксид	40
Углерода тетрагидрид	21
Уксусная кислота:	
100%-ная	18
70%-ная	12
Фенол	5
Хлорбензол	22
Хлороформ	29
Этилацетат	30
Этиленгликоль	4
Этиленхлорид	23
Этиловый спирт:	
100%-ный	19
49%-ный	10

жидкостей и водных растворов в зависимости от температуры t

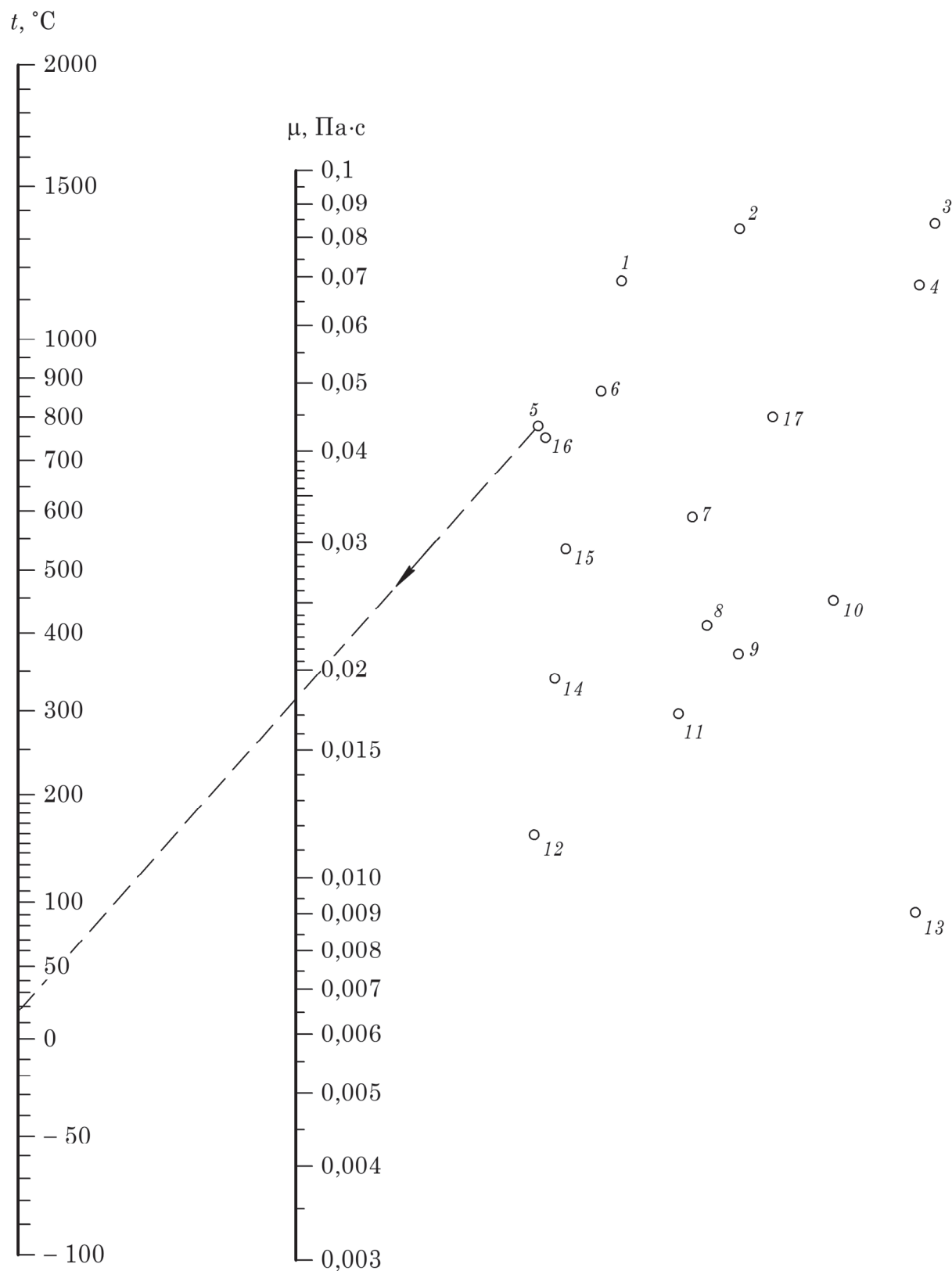


Рис. 2. Динамическая вязкость газов μ
в зависимости от температуры t при атмосферном давлении:
1 – O_2 ; 2 – NO ; 3 – CO_2 ; 4 – HCl ; 5 – воздух; 6 – N_2 ; 7 – SO_2 ;
8 – CH_4 ; 9 – H_2O ; 10 – NH_3 ; 11 – C_2H_6 ; 12 – H_2 ; 13 – C_6H_6 ;
14 – $9H_2 + N_2$; 15 – $3H_2 + N_2$; 16 – CO ; 17 – Cl_2

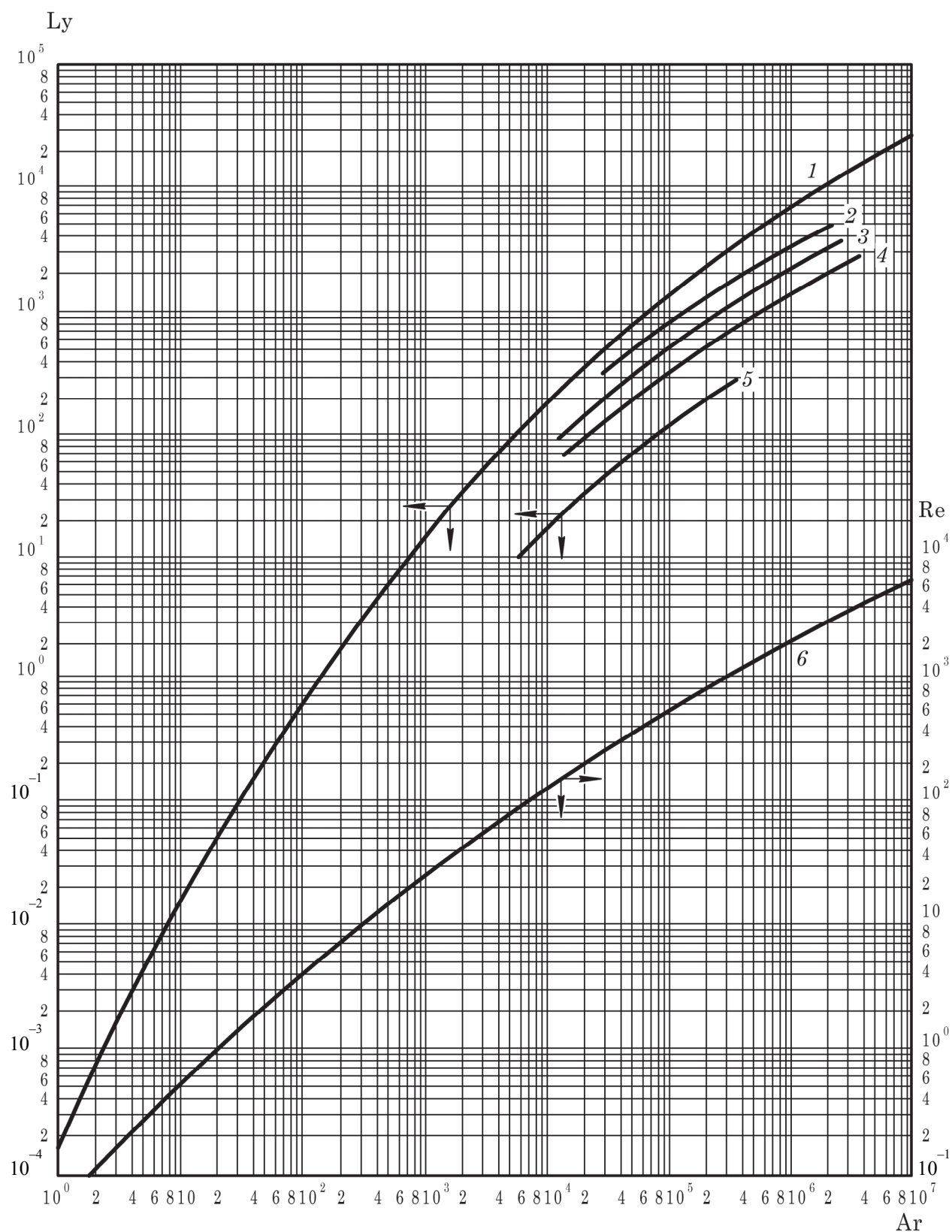


Рис. 3. Зависимость критериев Re и Ly от критерия Ar
 для осаждения одиночной частицы в неподвижной среде:
 1, 6 – шарообразные частицы; 2 – округленные; 3 – угловатые;
 4 – продолговатые; 5 – пластинчатые

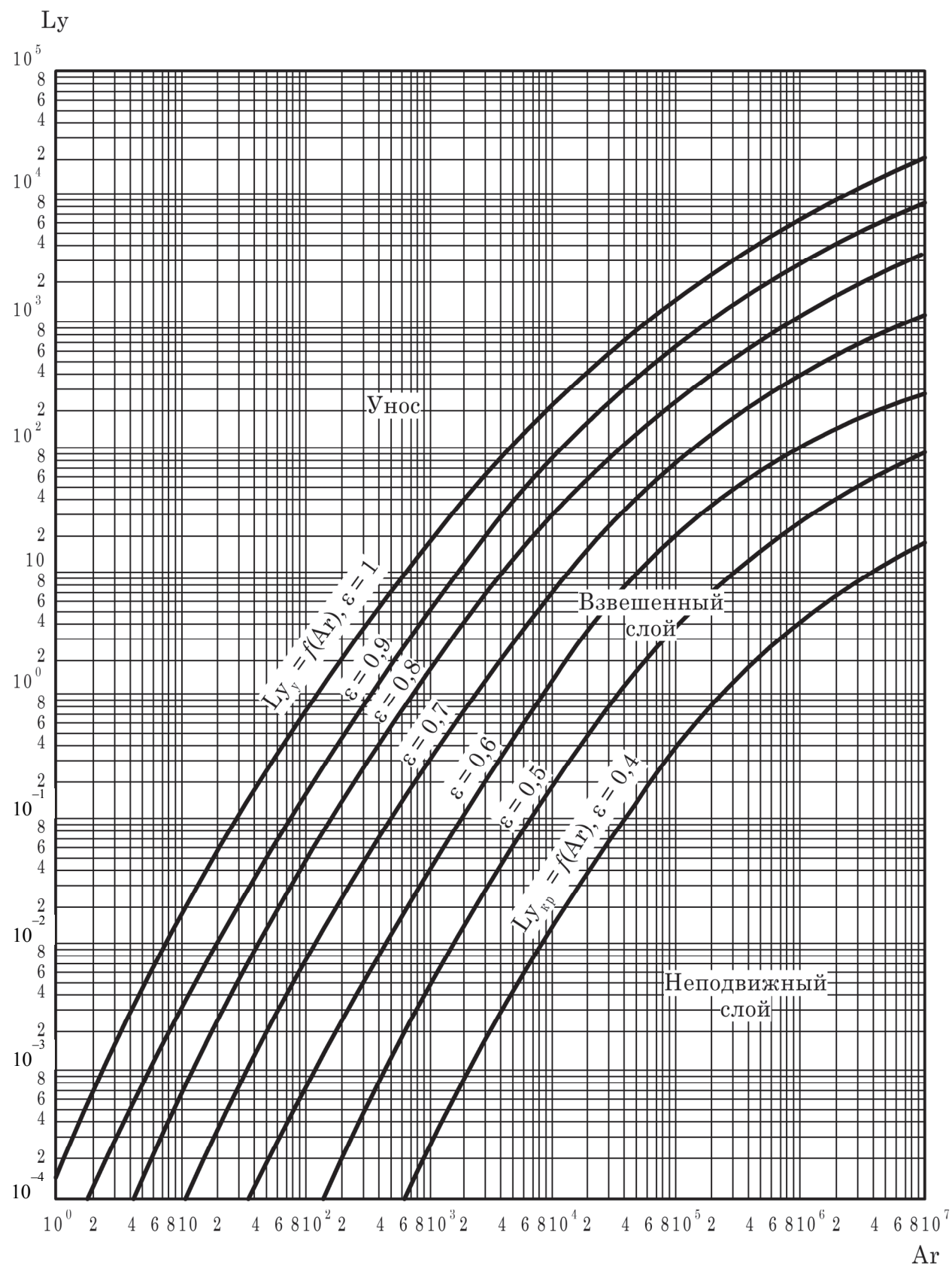


Рис. 4. Зависимость критерия Ly от критерия Ar и порозности зернистого слоя

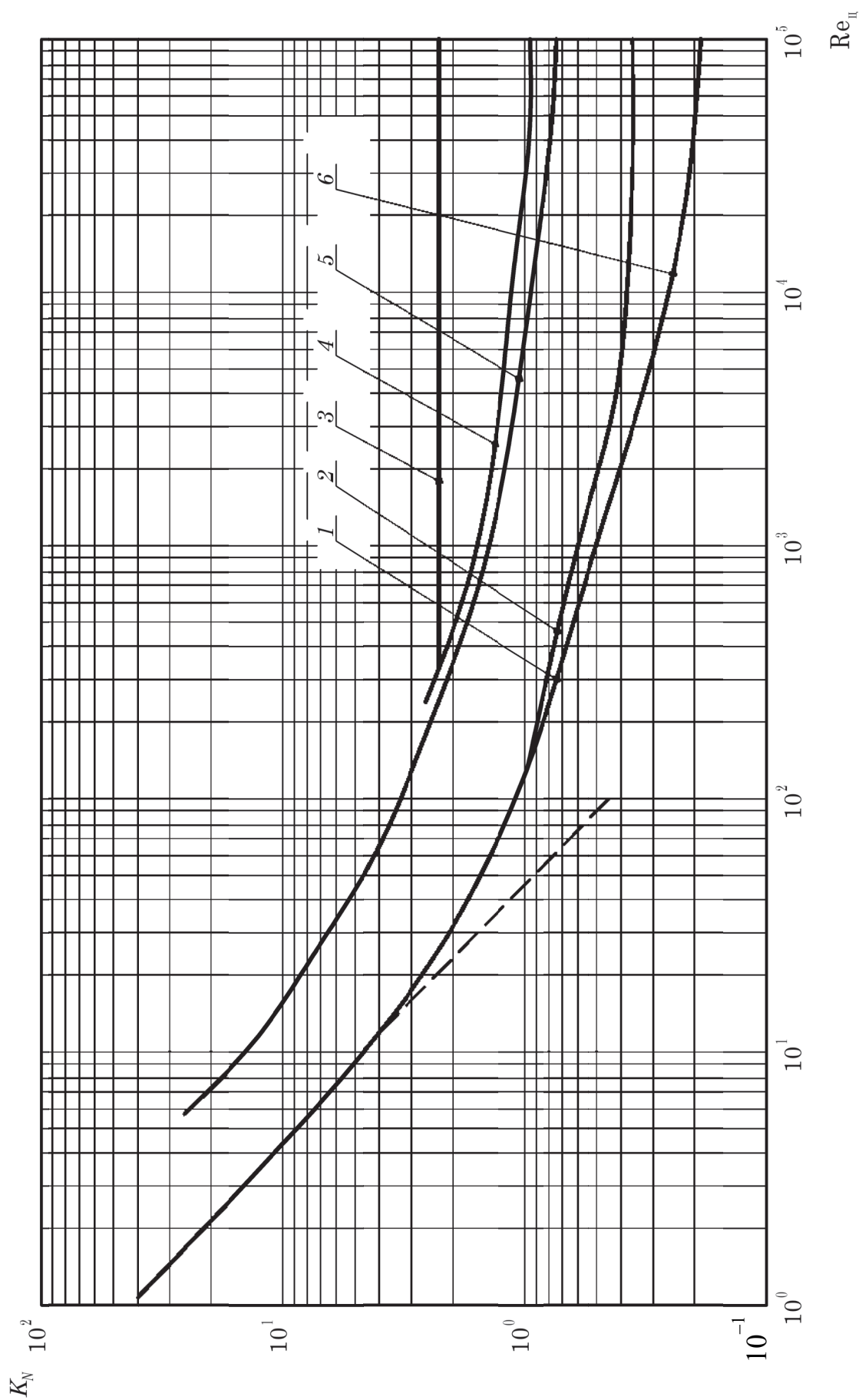


Рис. 5. Зависимость K_N от $Re_{\text{ц}}$ для мешалок типов 01, 02, 24, 04, 21:

1 – тип 01, $\Gamma_D = 3$; 2 – тип 02, $\Gamma_D = 4$; 3 – тип 24, $\Gamma_D = 3-4$; 4 – тип 04, $\Gamma_D = 4$; 5 – тип 04, $\Gamma_D = 3$; 6 – тип 21, $\Gamma_D = 3$

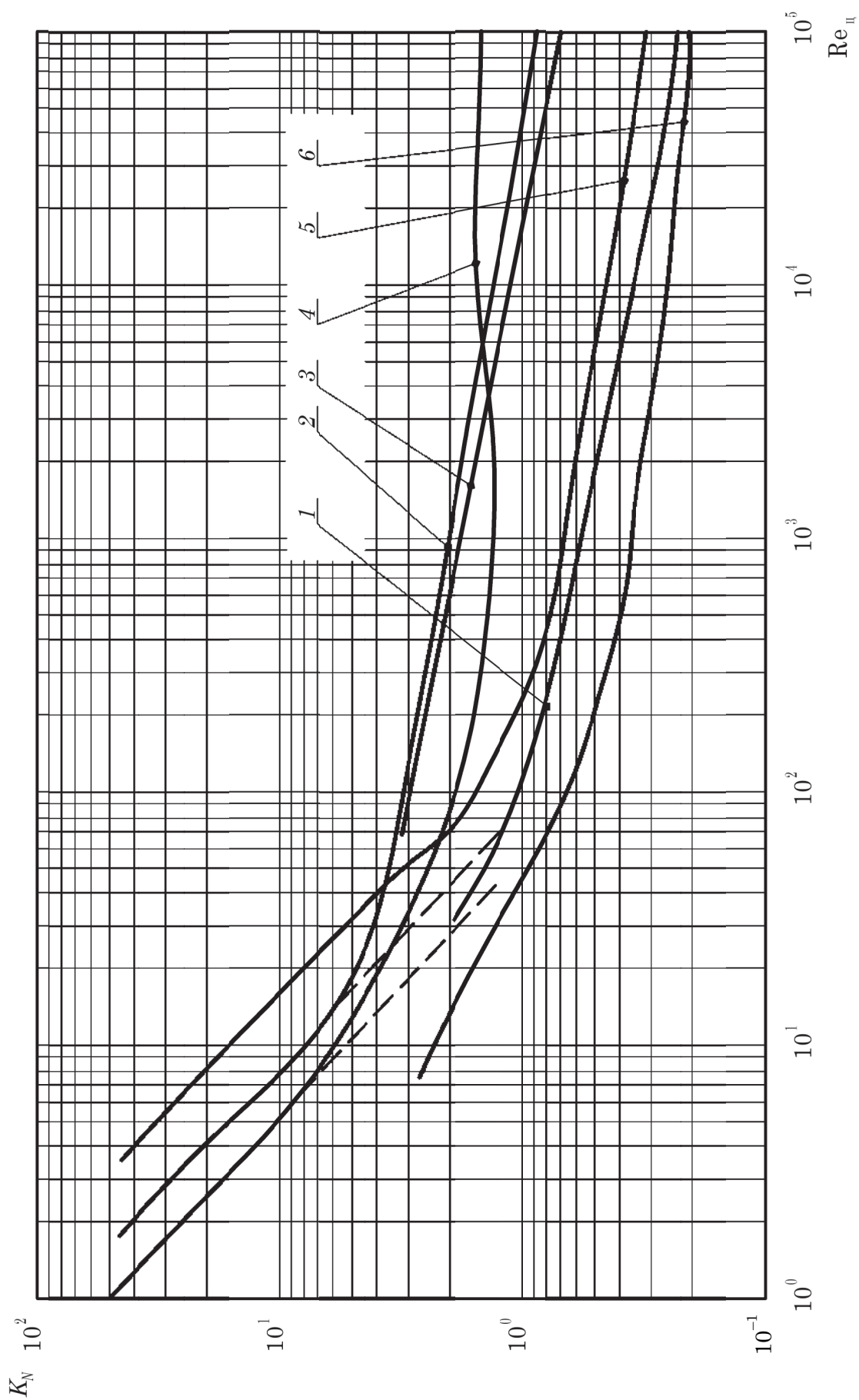


Рис. 6. Зависимость K_N от $Re_{\text{ц}}$ для мешалок типов 05, 03, 25, 01, 07:

1 – тип 05, $\Gamma_D = 2-4$; 2 – тип 03, $\Gamma_D = 4$; 3 – тип 03, $\Gamma_D = 3$; 4 – тип 25, $\Gamma_D = 3$; 5 – тип 01, $\Gamma_D = 2$; 6 – тип 07, $\Gamma_D = 2$

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

LITERATURA UZUPEŁNIAJĄCA

Общая

1. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – М.: Альянс, 2004. – 751 с.
2. Циборовский, Я. Основы процессов химической технологии / Я. Циборовский; пер. с пол. – Л.: Химия, 1967. – 719 с.
3. Маркаў, У. А. Працэсы і апараты хімічнай тэхналогіі: у 2 ч. / У. А. Маркаў, П. Я. Вайцяховіч. – Мінск: БДТУ, 2002. – Ч. 1: Гідрамеханічныя і механічныя працэсы. – 302 с.
4. Маркаў, У. А. Працэсы і апараты хімічнай тэхналогіі: у 2 ч. / У. А. Маркаў. – Мінск: БДТУ, 2006. – Ч. 2: Цеплавыя і масаабменныя працэсы. – 442 с.
5. Романков, П. Г. Гидромеханические процессы химической технологии / П. Г. Романков, М. И. Курочкина. – Л.: Химия, 1982. – 287 с.
6. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: в 2 ч. / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – Ч. 1: Теоретические основы процессов и аппаратов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. – 400 с.
7. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: в 2 ч. / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 2002. – Ч. 2: Массообменные процессы и аппараты. – 368 с.
8. Ciborowski, J. Inżynieria chemiczna. Inżynieria procesowa / J. Ciborowski. – Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne, 1973. – 712 s.
9. Serwiński, M. Zasady inżynierii chemicznej i procesowej / M. Serwiński. – Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne, 1980. – 617 s.
10. Koch, R. Procesy mechaniczne w inżynierii chemicznej / R. Koch, A. Noworyta. – Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne, 1992. – 508 s.
11. Selecki, A. Podstawowe procesy przemysłu chemicznego / A. Selecki, L. Gradoń. – Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne, 1985. – 478 s.
12. Podstawy teoretyczne inżynierii chemicznej i procesowej / Z. Kembłowski [i inni]. – Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne, 1985. – 524 s.
13. Фролов, В. Ф. Лекции по курсу «Процессы и аппараты химической технологии» / В. Ф. Фролов. – СПб.: Химиздат, 2008. – 608 с.
14. Гельперин, Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии: в 2 кн. / Н. И. Гельперин. – М.: Химия, 1981. – Кн. 1. – 384 с.
15. Гельперин, Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии: в 2 кн. / Н. И. Гельперин. – М.: Химия, 1981. – Кн. 2. – 426 с.
16. Игнатович, Э. Химическая техника. Процессы и аппараты / Э. Игнатович; пер. с нем. – М.: Техносфера, 2007. – 655 с.
17. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: в 2 кн. / В. Г. Айнштейн [и др.]; под ред. В. Г. Айнштейна. – М.: Логос: Высш. шк., 2002. – Кн. 1. – 912 с.
18. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: в 2 кн. / В. Г. Айнштейн [и др.]; под ред. В. Г. Айнштейна. – М.: Логос: Высш. шк., 2002. – Кн. 2. – 872 с.
19. Скобло, А. И. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности / А. И. Скобло, И. А. Трегубов, Ю. К. Молоканов. – М.: Химия, 1982. – 584 с.

20. Процессы и аппараты химической промышленности / П. Г. Романков [и др.]; под ред. П. Г. Романкова. – Л.: Химия, 1989. – 559 с.
21. Молоканов, Ю. К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки / Ю. К. Молоканов. – М.: Химия, 1987. – 368 с.
22. Коган, В. Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии / В. Б. Коган. – Л.: Химия, 1977. – 592 с.
23. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / А. Н. Плановский, П. И. Николаев. – М.: Химия, 1987. – 496 с.
24. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. – М.: Химия, 1967. – 847 с.
25. Стабников, В. Н. Процессы и аппараты пищевых производств / В. Н. Стабников, В. И. Лысянский, В. Д. Попов. – М.: Агропромиздат, 1985. – 510 с.
26. Кавецкий, Г. Ф. Процессы и аппараты химической технологии / Г. Ф. Кавецкий, Б. В. Васильев. – М.: Колос, 1999. – 551 с.
27. Процессы и аппараты лесохимических и гидролизных производств / Л. И. Селянина [и др.]. – СПб.: Изд-во С.-Петербург. ун-та, 1994. – 208 с.
28. Бушмелев, В. А. Процессы и аппараты целлюлозно-бумажного производства / В. А. Бушмелев, Н. С. Вольман. – М.: Лесная пром-сть, 1969. – 408 с.
29. Процессы и аппараты химической технологии. Явления переноса, макрокинетика, подобие, моделирование, проектирование: в 5 т. / Д. А. Баранов [и др.]; под ред. А. М. Кутепова. – М.: Логос, 2000. – Т. 1: Основы теории процессов химической технологии. – 480 с.
30. Процессы и аппараты химической технологии. Явления переноса, макрокинетика, подобие, моделирование, проектирование: в 5 т. / Д. А. Баранов [и др.]; под ред. А. М. Кутепова. – М.: Логос, 2002. – Т. 2: Механические и гидромеханические процессы. – 480 с.
31. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
32. Иоффе, И. Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии / И. Л. Иоффе. – Л.: Химия, 1981. – 464 с.
33. Кувшинский, М. Н. Курсовое проектирование по предмету «Процессы и аппараты химической промышленности» / М. Н. Кувшинский, А. П. Соболева. – М.: Высш. шк., 1980. – 223 с.
34. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – М.: Альянс, 2007. – 576 с.
35. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П. Г. Романков [и др.]. – СПб.: Химия, 1993. – 496 с.
36. Романков, П. Г. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. М. Флисюк. – СПб.: Химиздат, 2009. – 542 с.
37. Боровик, А. А. Процессы и аппараты химической технологии. Сборник примеров и задач: в 2 ч. / А. А. Боровик, С. К. Протасов, В. А. Марков. – Минск: БГТУ, 2006. – Ч. 1: Техническая гидравлика. Гидромеханические процессы. – 332 с.
38. Флореа, О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии / О. Флореа, О. Смигельский; пер. с румын. – М.: Химия, 1971. – 448 с.
39. Расчеты и задачи по процессам и аппаратам пищевых производств / С. М. Гребенюк [и др.]. – М.: Агропромиздат, 1987. – 304 с.
40. Болдырев, Ю. Н. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов целлюлозно-бумажного лесохимического и гидролизного производств / Ю. Н. Болдырев, А. А. Зорин, В. В. Попов. – М.: Лесная пром-сть, 1973. – 280 с.
41. Калишук, Д. Г. Процессы и аппараты химической технологии / Д. Г. Калишук, Н. П. Саевич, А. И. Вилькоцкий. – Минск: БГТУ, 2011. – 425 с.

42. Moskal, A. Podstawy inżynierii chemicznej i procesowej / A. Moskal, A. Jackiewicz-Zagórska, A. Penconek. – Warszawa: Oficyna Wydawnicza Politechniki Warszawskiej, 2016. – 213 s.
43. Справочник химика: в 7 т. / редкол.: Б. Л. Никольский (гл. ред.) [и др.]. – М.: Химия, 1966. – Т. 5. – 974 с.
44. Перри, Дж. Справочник инженера-химика: в 2 т. / Дж. Перри.; пер. с англ. – Л.: Химия, 1969. – Т. 1. – 640 с.
45. Перри, Дж. Справочник инженера-химика: в 2 т. / Дж. Перри.; пер. с англ. – Л.: Химия, 1969. – Т. 2. – 504 с.
46. Тимонин, А. С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: справочник: в 3 т. / А. С. Тимонин. – Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2002. – Т. 1. – 852 с.
47. Тимонин, А. С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: справочник: в 3 т. / А. С. Тимонин. – Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2002. – Т. 2. – 1028 с.
48. Тимонин, А. С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: справочник: в 3 т. / А. С. Тимонин. – Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2002. – Т. 3. – 968 с.
49. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий: в 3 ч. / редкол.: Г. М. Островский (гл. ред.) [и др.]. – СПб.: АНО НПО «Профессионал», 2004. – Ч. 1. – 848 с.
50. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий: в 3 ч. / редкол.: Г. М. Островский (гл. ред.) [и др.]. – СПб.: АНО НПО «Профессионал», 2006. – Ч. 2. – 948 с.
51. Тимонин, А. С. Инженерно-экологический справочник: в 3 т. / А. С. Тимонин. – Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2003. – Т. 1. – 917 с.
52. Тимонин, А. С. Инженерно-экологический справочник: в 3 т. / А. С. Тимонин. – Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2003. – Т. 2. – 884 с.
53. Тимонин, А. С. Инженерно-экологический справочник: в 3 т. / А. С. Тимонин. – Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2003. – Т. 3. – 1024 с.

К главе 1. Общие сведения

- 1.1. Бретшнайдер, С. Свойства газов и жидкостей. Инженерные методы расчета / С. Бретшнайдер. – М.; Л.: Химия, 1966. – 535 с.
- 1.2. Рид, Р. Свойства газов и жидкостей / Р. Рид, Дж. Праусниц, Т. Шервуд; пер. с англ. – Л.: Химия, 1982. – 592 с.
- 1.3. Зактейм, А. Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов / А. Ю. Зактейм. – М.: Химия, 1982. – 288 с.
- 1.4. Масштабный переход в химической технологии / А. М. Розен [и др.]; под ред. А. М. Розена. – М.: Химия, 1980. – 320 с.

К главе 2. Осаждение

- 2.1. Родионов, А. И. Техника защиты окружающей среды / А. И. Родионов, В. Н. Клушин, Н. С. Торочешников. – М.: Химия, 1989. – 512 с.
- 2.2. Туровский, И. С. Обработка осадков сточных вод / И. С. Туровский. – М.: Стройиздат, 1988. – 256 с.
- 2.3. Очистка и использование сточных вод в промышленном водоснабжении / В. М. Когановский [и др.]. – М.: Химия, 1983. – 288 с.

2.4. Пономарев, В. Г. Очистка сточных нефтеперерабатывающих заводов / В. Г. Пономарев, Э. Г. Иоакимис, И. Л. Монгайт. – М.: Химия, 1985. – 256 с.

2.5. Справочник по очистке природных и сточных вод / Л. Л. Пааль [и др.]. – М.: Высш. шк., 1994. – 336 с.

К главе 3. Фильтрация

3.1. Жужиков, В. А. Фильтрация: Теория и практика разделения суспензий / В. А. Жужиков. – М.: Химия, 1980. – 400 с.

3.2. Баландин, С. М. Фильтрация грубозернистых материалов / С. М. Баландин. – М.: Недра, 1988. – 104 с.

3.3. Лунев, В. Д. Фильтрация в химической промышленности / В. Д. Лунев, Ю. А. Емельянов. – Л.: Химия, 1982. – 72 с.

К главе 4. Разделение неоднородных систем в поле центробежных сил

4.1. Соколов, В. И. Центрифугирование / В. И. Соколов. – М.: Химия, 1976. – 408 с.

4.2. Шкоропад, Д. Е. Центрифуги и сепараторы / Д. Е. Шкоропад, О. П. Новиков. – М.: Химия, 1987. – 255 с.

4.3. Лукьяненко, В. М. Центрифуги: справочное издание / В. М. Лукьяненко, А. В. Таранец. – М.: Химия, 1988. – 384 с.

4.4. Лукьяненко, В. М. Промышленные центрифуги / В. М. Лукьяненко, А. В. Таранец. – М.: Химия, 1974. – 376 с.

К главе 5. Гидродинамика двухфазных потоков

5.1. Протодяконов, И. О. Экспериментальные методы исследования гидродинамики двухфазных систем в инженерной химии / И. О. Протодяконов, В. А. Глинский. – Л.: Изд-во ЛГУ, 1982. – 192 с.

5.2. Соу, Г. Гидродинамика многофазных систем / Г. Соу; пер. с англ. – М.: Мир, 1971. – 536 с.

5.3. Кутателадзе, С. С. Гидравлика газо-жидкостных систем / С. С. Кутателадзе, М. А. Старикович. – М.: Энергия, 1976. – 296 с.

5.4. Уоллис, Л. Одномерные двухфазные течения / Л. Уоллис; пер. с англ. – М.: Мир, 1964. – 216 с.

5.5. Гельперин, Н. И. Основы техники псевдоожижения / Н. И. Гельперин, В. Г. Айнштейн, В. Б. Кваша. – М.: Химия, 1967. – 664 с.

5.6. Кравцов, М. В. Гидравлика зернистых материалов / М. В. Кравцов. – Минск: Наука и техника, 1980. – 168 с.

5.7. Дэвидсон, Н. Ф. Псевдоожижение твердых частиц / Н. Ф. Дэвидсон, Д. Харисон; пер. с англ. – М.: Химия, 1965. – 184 с.

5.8. Хрусталева, Б. М. Пневматический транспорт / Б. М. Хрусталева, Н. В. Кислов. – Минск: Информационная служба недвижимости, 1998. – 452 с.

5.9. Кунии, Д. Промышленное псевдоожижение / Д. Кунии, О. Левеншпиль; пер. с англ. – М.: Химия, 1976. – 448 с.

5.10. Тодес, О. М. Аппараты с кипящим зернистым слоем (Гидравлические и тепловые основы работы) / О. М. Тодес, О. Б. Цитович. – Л.: Химия, 1981. – 296 с.

5.11. Расчеты аппаратов кипящего слоя: справочник / под ред. И. П. Мухленова, Б. С. Сажина, В. Ф. Фролова. – Л.: Химия, 1986. – 352 с.

К главе 6. Перемешивание

- 6.1. Брагинский, Л. Н. Перемешивание жидких сред. Физические основы и инженерные методы расчета / Л. Н. Брагинский, В. И. Бегачев, В. М. Барабаш. – Л.: Химия, 1984. – 336 с.
- 6.2. Васильцов, Э. А. Аппараты для перемешивания жидких сред / Э. А. Васильцов, В. Т. Ушаков. – Л.: Машиностроение, 1979. – 272 с.
- 6.3. Стренк, Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками / Ф. Стренк. – Л.: Химия, 1975. – 384 с.
- 6.4. Бакланов, Н. А. Перемешивание жидкостей / Н. А. Бакланов. – Л.: Химия, 1979. – 64 с.

К главе 7. Разделение аэрозолей

- 7.1. Ужов, В. Н. Очистка промышленных газов от пыли / В. Н. Ужов [и др.]. – М.: Химия, 1981. – 392 с.
- 7.2. Страус, В. Промышленная очистка газов / В. Страус. – М.: Химия, 1981. – 616 с.
- 7.3. Sosnowski, T. R. Aerosole wziewne i inhalatory / T. R. Sosnowski. – Warszawa: Politechnika Warszawska, Wydział Inżynierii Chemicznej i Procesowej PW, 2012. – 176 s.
- 7.4. Moskal, A. Mechanika aerozoli / A. Moskal. – Warszawa: Oficyna Wydawnicza Politechniki Warszawskiej, 2017. – 212 s.
- 7.5. Коузов, П. А. Очистка от пыли газов и воздуха в химической промышленности / П. А. Коузов, А. Д. Мальгин, Г. М. Скрябин. – М.: Химия, 1982. – 255 с.
- 7.6. Справочник по пыле- и золоулавливанию / под ред. А. А. Русанова. – М.: Энергоатомиздат, 1983. – 312 с.
- 7.7. Бретшнайдер, Б. Охрана воздушного бассейна от загрязнений / Б. Бретшнайдер, И. Курфюст. – Л.: Химия, 1989. – 288 с.
- 7.8. Балабеков, О. С. Очистка газов в химической промышленности. Процессы и аппараты / О. С. Балабеков, Л. Ш. Балтабаев. – М.: Химия, 1991. – 256 с.
- 7.9. Инженерная экология и очистка выбросов промышленных предприятий / Б. М. Хрусталева [и др.]; под общ. ред. Б. М. Хрусталева. – Минск: БНТУ, 2014. – 488 с.
- 7.10. Родионов, А. И. Техника защиты окружающей среды / А. И. Родионов, В. Н. Клушин, Н. С. Торочешников. – М.: Химия, 1989. – 512 с.
- 7.11. Вальдберг, А. Ю. Технология пылеулавливания / А. Ю. Вальдберг, Л. М. Исянов, Э. Я. Тарат. – Л.: Машиностроение, 1985. – 192 с.
- 7.12. Юдашкин, М. Я. Пылеулавливание и очистка газов в черной металлургии / М. Я. Юдашкин. – М.: Металлургия, 1984. – 320 с.
- 7.13. Кузнецов, И. Е. Оборудование для санитарной очистки газов: справочник / И. Е. Кузнецов, К. И. Шамот, С. И. Кузнецов. – Киев: Техніка, 1989. – 304 с.
- 7.14. Алиев, Г. М.-Л. Техника пылеулавливания и очистки промышленных газов / Г. М.-Л. Алиев. – М.: Металлургия, 1986. – 544 с.
- 7.15. Скобеев, И. К. Фильтрующие материалы / И. К. Скобеев. – М.: Недра, 1978. – 200 с.
- 7.16. Пирумов, А. И. Обеспыливание воздуха / А. И. Пирумов. – М.: Стройиздат, 1974. – 207 с.
- 7.17. Электрофильтры в цветной металлургии / А. Е. Гончаров [и др.]. – М.: Металлургия, 1982. – 130 с.
- 7.18. Техника защиты окружающей среды / А. И. Родионов [и др.]. – М.: Химия, 1989. – 433.
- 7.19. Гордон, Н. М. Пылеулавливание и очистка газов / Н. М. Гордон, И. Л. Пейсахов. – М.: Металлургия, 1968. – 500 с.
- 7.20. Strauss, W. Industrial Gas Cleaninng / W. Strauss. – 2nd ed. – Oxford: Pergamon Press, 1975. – 622 p.

Учебное издание

**Войтов Игорь Витальевич
Боровик Андрей Александрович
Сосновский Томаш Роберт
Вилькоцкий Андрей Иванович**

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Учебное пособие

Редактор *Т. Е. Самсанович*
Компьютерная верстка *О. Ю. Шантарович, А. А. Селиванова*
Дизайн обложки *П. П. Падалец*
Корректор *Т. Е. Самсанович*

Подписано в печать 23.08.2019. Формат 60×84¹/₈.
Бумага офсетная. Гарнитура Century Schoolbook. Печать ризографическая.
Усл. печ. л. 40,9. Уч.-изд. л. 27,0.
Тираж 100 экз. Заказ .

Издатель и полиграфическое исполнение:
УО «Белорусский государственный технологический университет».
Свидетельство о государственной регистрации издателя,
изготовителя, распространителя печатных изданий
№ 1/227 от 20.03.2014.
Ул. Свердлова, 13а, 220006, г. Минск.

Переплетно-брошюровочные процессы произведены
в УП «Донарит».
Ул. Октябрьская, 25, офис 2, 220030, г. Минск. Заказ .