



Л. М. Титова, И. Ю. Алексанян, А. Х.-Х. Нугманов

МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ В ХИМИЧЕСКОЙ И ПИЩЕВОЙ ТЕХНОЛОГИИ

ЛАБОРАТОРНЫЕ
И ПРАКТИЧЕСКИЕ
ЗАНЯТИЯ



Л. М. ТИТОВА,
И. Ю. АЛЕКСАНИЯН,
А. Х-Х. НУГМАНОВ

МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ В ХИМИЧЕСКОЙ И ПИЩЕВОЙ ТЕХНОЛОГИИ ЛАБОРАТОРНЫЕ И ПРАКТИЧЕСКИЕ ЗАНЯТИЯ

РЕКОМЕНДОВАНО

*УМО РАЕ по классическому университетскому и техническому образованию
в качестве учебного пособия для студентов вузов, обучающихся
по направлениям подготовки: «Энерго- и ресурсосберегающие процессы
в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии»
(профиль «Машины и аппараты химических производств»),
«Технологические машины и оборудование»
(профиль «Машины и аппараты пищевых производств»)*



САНКТ-ПЕТЕРБУРГ • МОСКВА • КРАСНОДАР
2021

ББК 36я73

Т 45

Титова Л. М., Алексанян И. Ю., Нугманов А. Х.-Х.

Т 45

Массообменные процессы в химической и пищевой технологии. Лабораторные и практические занятия: Учебное пособие. — СПб.: Издательство «Лань», 2021. — 224 с.: ил. — (Учебники для вузов. Специальная литература).

ISBN 978-5-8114-1729-2

Учебное пособие охватывает один из основных разделов курса дисциплин «Процессы и аппараты химической технологии» и «Процессы и аппараты пищевой промышленности» и представляет собой комплексную работу, в которую включены примеры решения типовых задач, основы теории процесса и методы расчета аппаратов, тестовые задания для контроля усвоения знаний, методики выполнения расчетно-графических работ и лабораторного практикума. К каждой расчетной или лабораторной работе приведен необходимый теоретический и справочный материал, а также список рекомендуемой литературы и контрольных вопросов. Изложенный в пособии теоретический материал также может быть полезен при курсовом, дипломном проектировании и при подготовке к экзаменам.

Учебное пособие предназначено для студентов высших учебных заведений, обучающихся по направлениям подготовки: «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» (профиль «Машины и аппараты химических производств»), «Технологические машины и оборудование» (профили «Машины и аппараты пищевых производств», «Химическое машино- и аппаратостроение»).

ББК 36я73

Рецензенты:

С. Д. РУДНЕВ — доктор технических наук, доцент, и. о. зав. кафедрой машин и аппаратов пищевых производств Кемеровского технологического института пищевой промышленности; *В. П. АНГЕЛЮК* — доктор технических наук, профессор кафедры процессов и аппаратов пищевых производств Саратовского государственного аграрного университета им. Н. И. Вавилова.

ГДЕ КУПИТЬ

ДЛЯ ОРГАНИЗАЦИЙ:

по России и зарубежью

«ЛАНЬ-ТРЕЙД». 192029, Санкт-Петербург, ул. Крупской, 13
тел.: (812) 412-85-78, 412-14-45, 412-85-82; тел./факс: (812) 412-54-93
e-mail: trade@lanbook.ru; ICQ: 446-869-967
www.lanpbl.spb.ru/price.htm

в Москве и в Московской области

«ЛАНЬ-ПРЕСС». 109263, Москва, 7-я ул. Текстильщиков, д. 6/19
тел.: (499) 178-65-85; e-mail: lanpress@lanbook.ru

в Краснодаре и в Краснодарском крае

«ЛАНЬ-ЮГ». 350901, Краснодар, ул. Жлобы, д. 1/1
тел.: (861) 274-10-35; e-mail: lankrd98@mail.ru

ДЛЯ РОЗНИЧНЫХ ПОКУПАТЕЛЕЙ:

Издательство «Лань»: <http://www.lanbook.com>

«Сова»: <http://www.symplex.ru>; «Ozon.ru»: <http://www.ozon.ru>

«Библион»: <http://www.biblion.ru>

Обложка
Е. А. ВЛАСОВА

© Издательство «Лань», 2021
© Коллектив авторов, 2021
© Издательство «Лань»,
художественное оформление, 2021

ВВЕДЕНИЕ

Учебное пособие «Массообменные процессы в химической и пищевой технологии» предназначено для студентов направлений подготовки бакалавриата 241000.62 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» (профиль «Машины и аппараты химических производств») и направления подготовки бакалавриата 151000.62 «Технологические машины и оборудование» (профили «Машины и аппараты пищевых производств», «Химическое машино- и аппаратостроение») и охватывает один из основных разделов курса дисциплин «Процессы и аппараты химической технологии», «Процессы и аппараты пищевой промышленности» и «Основы массопередачи».

Дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии» и «Процессы и аппараты пищевой промышленности» в общеинженерной подготовке студентов относятся к базовой части профессионального цикла дисциплин. Курс построен на знании студентами основных фундаментальных законов математики, химии (неорганической, органической, физколлоидной), физики, механики, теплотехники и термодинамики, а также на умении студентов пользоваться контрольно-измерительными приборами, лабораторным оборудованием и обрабатывать результаты измерений. На современном этапе очень важно не только наличие у обучающегося навыков работы на ЭВМ, но и умение использовать универсальные пакеты при-

кладных компьютерных программ для проведения инженерных расчетов и математического моделирования.

В технологиях производства и переработки различных химических и биологических материалов и продуктов, а также применяемых в технологиях защиты окружающей среды от неблагоприятных техногенных воздействий можно выделить общие процессы и аппараты, поэтому естественно рассмотреть эти процессы в обобщенном курсе на соответствующей научной основе, необходимой для разработки общих методов расчета и проектирования. Целью настоящего учебного пособия является обучение студентов вопросам фундаментальной теории диффузионных процессов химической и пищевой технологии и практической их технической реализации (устройство, принцип действия и особенности применения типовых и перспективных аппаратов и установок для химических и смежных производств), а также овладение методиками расчетов, основами исследования, моделирования и анализа.

Программой курса «Процессы и аппараты химической технологии» и «Процессы и аппараты пищевой промышленности» предусмотрены лекции, лабораторные и практические занятия. Настоящее учебное пособие состоит из шести глав по основным темам раздела «Массообменные процессы» (Основы массопередачи, Абсорбция, Перегонка жидкостей, Экстракция в системе «жидкость — жидкость», Экстракция в системе «твердое тело — жидкость», Способы интенсификации процессов массопереноса) и предназначено для практического закрепления теоретических знаний по указанным темам. Пособие представляет собой комплексную работу, в которую включены примеры решения типовых задач, основы теории процесса и методы расчета аппаратов, тестовые задания для контроля усвоения знаний, методики выполнения расчетно-графических работ и лабораторного практикума. К каждой расчетной или лабораторной работе приведен необходимый теоретический и справочный материал, а также список рекомендуемой литературы и контрольных вопросов.

Расчетные формулы и теоретический материал, помещенные в начале каждой главы, служат лишь дополнением к материалу основной учебной литературы и освещают только отдельные вопросы. Изложение теоретического материала сопровождается примерами расчета, которые облегчают усвоение теоретических вопросов. Такой характер и порядок изложения материала помогает учащимся лучше сохранить в памяти соответствующие разделы теоретического курса. Методические указания к решению задач включают наиболее важные расчетные зависимости, пояснения к сложным для студенческого восприятия вопросам и методам, описания алгоритмов и отдельных процедур расчетов. Задачи предназначены либо для общего разбора на практических занятиях, либо для решения в качестве домашних заданий в зависимости от величины аудиторной учебной нагрузки для студентов данного направления. При разборе задач не следует ограничиваться принципиальным решением, получение цифрового результата обязательно. Представленные в пособии примеры и задачи рекомендуется также использовать для промежуточного контроля знаний студентов.

В освоении учебной дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии» и «Процессы и аппараты пищевой промышленности» существенное значение имеют практические занятия по расчетной части курса, целью которых является обучение студентов методике расчета и проектирования аппаратуры путем рассмотрения и решения конкретных задач. Знание основных законов протекания процесса, умение использовать их для практических расчетов, выработка навыков к проведению технического расчета аппарата — это главные задачи расчетных упражнений по курсу. Для закрепления полученных знаний студентами выполняются расчетно-графические работы, индивидуальные задания и методические указания к выполнению которых изложены в данном пособии. Решение расчетно-графических работ необходимо заканчивать выводом, в котором требуется обосновать и проанализировать полученный результат. Особенно это относится к случаям, когда возможны различные реше-

ния вопроса, сравниваются различные варианты или на практике имеет место отклонение от теоретического результата (например, п. 5.1). Такой подход к получению результата способствует развитию профессионального мышления у учащихся и приобретает значение для решения актуальных задач перестройки обучения в высшей школе с целью развития у будущих инженеров навыков самостоятельного технического творчества. При большом разнообразии конструкций отдельных видов оборудования тематика некоторых расчетно-графических работ ограничивается типовыми установками и аппаратами (диффузионная батарея, насадочный абсорбер и др.). Уточненные рабочие параметры, а также необходимые дополнительные сведения могут быть даны преподавателем на занятиях либо при выдаче задания. Во всех остальных случаях эти сведения могут быть почерпнуты из литературных источников. Несмотря на то что в пособии приведены справочные данные необходимых для расчетов величин, в лаборатории процессов и аппаратов должна быть справочная и техническая литература, так как во время групповых и самостоятельных занятий студенты должны научиться пользоваться основными справочниками, объединяющими накопленный ранее опыт исследователей и проектировщиков в области процессов и аппаратов химической и пищевой промышленности, а также ГОСТами и отраслевыми стандартами, нормами химического и нефтеперерабатывающего машиностроения и каталогами типового оборудования.

Исследование процессов и разработка методик расчета аппаратов развиваются в направлении рационального сочетания аналитических и экспериментальных методов. Поэтому в учебном пособии должное место отводится самостоятельным экспериментальным исследованиям студентов на лабораторных занятиях.

В учебном пособии приведены методические указания к выполнению шести лабораторных работ. На выполнение одной работы требуется от 2 до 6 ч, что определяется учебной программой. Студентам необходимо заблаговременно подготовиться к выполнению лабора-

торных работ, изучив материал по лекциям, учебнику и практикуму, подготовив схему экспериментальной установки с указанием точек измерения, протокол для записи результатов измерений и т. д. Данное учебное пособие позволяет выполнить лабораторные работы без предварительного прослушивания лекций (часто по учебному плану лабораторная работа проводится параллельно с лекциями или предшествует лекциям по соответствующим разделам курса). С этой целью в каждой работе кратко описаны основные теоретические положения и основы расчета, необходимые для выполнения работы. Лабораторные работы описаны по единому плану: теоретическая часть, цель работы, описание установки, методика проведения работы, обработка результатов испытания и контрольные вопросы. Для записи экспериментальных и расчетных данных приводятся формы протоколов испытаний.

Особенность курса «Процессы и аппараты» состоит в его комплексном характере: процессы изучаются с самых разных сторон — физико-химической сущности, равновесных состояний, кинетики их протекания и т. д. Авторы считают, что данное учебное пособие в ряду существующих по аналогичной тематике отличается направленностью его содержания на исследование студентами физической сущности процесса и влияния отдельных факторов на скорость его протекания с целью поиска путей его интенсификации. В лабораторных практикумах, ставших основной литературой по курсу процессов и аппаратов [13], значительно большее внимание уделяется испытанию действующих установок, изучению режимов работы аппарата, что тоже немаловажно, но уже требует от студента глубокого знания сущности процессов, протекающих как в рабочей камере, так и в обрабатываемых материалах.

При изложении материала к лабораторным работам в пособии авторы не ограничиваются описанием постановки эксперимента, но и дают краткую характеристику сущности физико-химических методов анализа процессов, инструментальным и экспрессным методам опреде-

ления свойств продуктов. Это расширяет технический кругозор будущего специалиста и помогает повысить уровень его знаний.

Целый ряд процессов пищевых и химических производств (сушка, адсорбция, экстрагирование и др.) являются нестационарными и необратимыми. Они протекают с переменной, обычно убывающей скоростью, так как чем ближе к равновесию, тем меньше движущая сила процесса. Наиболее совершенным методом расчета таких процессов будет кинетический расчет, увязанный с действительной скоростью течения процесса, которая определяется экспериментально (лабораторная работа № 1 «Закономерности процессов переноса массы в присутствии твердой фазы»). Внимание в пособии уделено также теории подобия, синтезирующей аналитические и экспериментальные методы исследования.

В практикум также включены работы, освещающие сравнительно новые способы обработки материалов, например сушка инфракрасными лучами (лабораторная работа № 6 «Изучение и сравнительный анализ различных способов и режимов проведения процесса сушки»). Если ранее повышение производительности аппаратов достигалось экстенсивными методами путем увеличения их габаритных размеров, то в настоящее время ставится задача интенсификации процессов, что обеспечивает возможность сокращения их продолжительности и уменьшения размеров аппаратов. В современных условиях круг задач, стоящих перед курсом «Процессы и аппараты», значительно расширяется, и указанные вопросы должны найти отражение как в лекциях и практических занятиях, так и при проведении лабораторных работ. Потому в этом пособии наряду с изложением основных закономерностей и методов расчета процессов и аппаратов освещены некоторые аспекты их интенсификации и выбора рациональных режимов проведения (глава 6).

При изложении отдельных работ студентам предлагается создать математическую модель процесса. Математическое моделирование проводят по следующей схеме:

- 1) формулировка физической модели процесса;

2) математическое описание процесса (основное уравнение и краевые условия);

3) перевод математического описания на алгоритм ЭВМ;

4) решение целевой задачи (например, определение кинетических коэффициентов, продолжительности процесса и др.);

5) проверка адекватности решения модели процесса.

При этом данные, полученные студентами на лабораторных установках, используются для идентификации математической модели. Так, в лабораторной работе № 1 по исследованию процесса массопередачи в системе «твердое тело — жидкость» проверка адекватности производится путем сопоставления экспериментальных значений концентрации вещества с рассчитанными по критериальному уравнению.

Для выполнения практических работ лабораторию процессов и аппаратов необходимо оборудовать действующими аппаратами современных конструкций, выпускаемых промышленностью. Для наглядной демонстрации элементов пищевого и химического оборудования в лаборатории целесообразно иметь макеты конструкций, стенды, укомплектованные плакатами со схемами и чертежами.

Изложенный в пособии материал предназначен для использования на практических занятиях, но также может быть полезен при курсовом, дипломном проектировании и при подготовке к экзаменам.

В современной педагогической практике зачастую текущая успеваемость студентов контролируется тестированием, типовые вопросы которого по некоторым темам курса приведены также в данной работе. Для удобства тестовые задания по конкретной теме разбиты на тематические подгруппы. Представленные в пособии тестовые задания имеют ценность для студентов не только при подготовке к текущему контролю по курсу, но и в качестве вопросов для самоконтроля. Учебное пособие включает также контрольные вопросы для повторения и закрепления изучаемого материала. Приведен литературный спи-

сок, состоящий из наиболее актуальных учебных изданий последнего времени, справочников и технической литературы, ставшей классической в теории массообмена.

При написании пособия использован многолетний опыт кафедры «Технологические машины и оборудование» ФГБОУ ВПО «Астраханский государственный технический университет» с учетом опыта работы лабораторий процессов и аппаратов других химико-технологических и пищевых вузов. Авторы благодарят рецензентов за советы и замечания, которые были направлены на улучшение книги. Книга издается впервые, и авторы с благодарностью примут все критические предложения по улучшению ее содержания.

ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ

ОБОЗНАЧЕНИЯ

p_A (p_B)	— парциальное давление паров компонента А (В) газовой смеси
x	— состав жидкой фазы, мольные доли
y	— состав паровой фазы, мольные доли (здесь и далее символ «*» характеризует составы фаз, находящихся в равновесии)
t, T	— температура кипения жидкой смеси (в °С, К соответственно)
P	— общее давление пара над раствором
P_A (P_B)	— давление насыщенного пара компонента А (В) при данной температуре
C	— концентрация компонента в твердой фазе

1.1. РАСЧЕТНО-ГРАФИЧЕСКАЯ РАБОТА № 1 «ФАЗОВОЕ РАВНОВЕСИЕ БИНАРНЫХ СИСТЕМ»

Теоретическая часть

Гетерогенными фазовыми равновесиями называются равновесия, устанавливающиеся в физических процессах перехода веществ из одной фазы в другую. Такие равновесия наблюдаются при кипении жидкости под постоянным давлением (жидкость \leftrightarrow пар), плавлении кристаллов (твердое тело \leftrightarrow жидкость), при выделении кристаллов из насыщенного раствора и в других процессах. Термодинамическое равновесие в гетерогенных системах характери-

зуется сколь угодно длительным сосуществованием различных фаз в условиях постоянства давления и температуры. При этом концентрации веществ в каждой фазе не изменяются. В целом многофазная гетерогенная система в состоянии истинного равновесия имеет минимальное абсолютное значение энергии Гиббса.

Каждое вещество, которое может быть выделено из системы и существовать вне ее, называют составляющим систему веществом или *компонентом системы*. Так, например, в водном растворе хлористого натрия составляющими веществами являются H_2O и NaCl ; ионы Na^+ и Cl^- не могут быть причислены к составляющим, хотя и существуют в растворах в виде самостоятельно перемещающихся, кинетически независимых частиц.

Количество каждого из составляющих веществ, входящих в систему, в которой отсутствуют химические реакции, не зависит от количества других веществ.

Фазой системы называют совокупность всех однородных частей системы, имеющих одинаковые физические, химические свойства и отделенных от других частей системы видимыми границами (поверхностью) раздела. Так, например, в системе, состоящей из тающего льда, все кусочки льда образуют одну фазу, а вода — другую фазу.

Условием равновесия в гетерогенной системе является равенство во всех фазах температуры, давления и химических потенциалов каждого компонента. Между числом компонентов и количеством фаз в равновесной системе существует связь, установленная *правилом фаз Гиббса*:

$$C + \Phi = K + 2, \quad (1.1.1)$$

Уравнение (1.1.1) описывает общие закономерности, которым подчиняются равновесные гетерогенные системы, состоящие из любого числа фаз и любого числа компонентов. По правилу фаз можно определить число степеней свободы C — это количество вариаций значений параметров и концентраций компонентов системы, которое называют также *числом термодинамических степеней свободы*. Значение C определяет число независимых параметров (давление, температура, концентрации ком-

понентов в фазах), которые можно изменять в известных пределах без изменения числа и природы фаз в равновесной системе.

На основании правила фаз Гиббса проводят классификацию систем:

- по числу компонентов: одно-, двух- или трехкомпонентные системы;
- по числу фаз: одно-, двух- или трехфазные системы;
- по числу степеней свободы: невариантная, моновариантная и бивариантная системы.

Растворы — однофазные смеси двух или более веществ, которые в термодинамике принято называть *компонентами раствора*. Помимо давления и температуры, свойства растворов зависят от соотношения между количествами компонентов, т. е. от концентрации компонентов. Для термодинамики наиболее удобно выражение концентрации в мольных долях — x_i , которые представляют отношение числа молей каждого данного компонента к сумме чисел молей всех компонентов в растворе.

Для нахождения взаимосвязи различных физических свойств системы от ее химического состава используют разработанный Н. С. Курнаковым метод *физико-химического анализа*, который заключается в изучении зависимости физических свойств системы (в термодинамике это давление и температура) от состава системы и выражении результатов в графической форме — в виде диаграмм состав — свойство, называемых *диаграммами состояния*.

Физико-химический анализ основан на следующих принципах.

1. *Принцип непрерывности*. При непрерывном изменении параметров, определяющих состояние системы, свойства отдельных ее фаз изменяются непрерывно; при этом свойства системы в целом изменяются тоже непрерывно, но при условии, что не возникают новые фазы и не исчезают имеющиеся.

Так, например, температура при охлаждении раствора уменьшается непрерывно (плавно) до тех пор, пока раствор не станет насыщенным и не начнут выпадать кри-

сталлы одного из компонентов. Появление второй фазы будет отмечено как излом на кривой охлаждения (зависимость температуры системы от времени охлаждения). Построив график по результатам измерений на растворах с известными концентрациями, можно использовать его для анализа состава неизвестного раствора.

2. Принцип соответствия. Каждой совокупности фаз, находящихся в данной системе в равновесии, соответствует на диаграмме состояния определенный геометрический образ.

В уравнениях состояния двухкомпонентных систем число переменных равно четырем: температура, давление, количество компонентов 1 и 2. Построение диаграмм в четырехмерном пространстве невозможно, и это вынуждает прибегать к некоторым упрощениям. При выражении концентрации в мольных долях мольная доля второго компонента уже не может быть независимой величиной, она равна

$$x_2 = 1 - x_1.$$

В этом случае получается трехмерная объемная диаграмма. В практической повседневной работе пользуются еще более упрощенными диаграммами, а именно сечениями объемной диаграммы плоскостями, отвечающими постоянному давлению или постоянной температуре:

- диаграмма P – x зависимости давления пара от состава жидкости при $t = \text{const}$;
- диаграмма t – x , y зависимости температуры кипения жидкости и конденсации паров от составов жидкой и паровой фаз при $P = \text{const}$;
- диаграмма равновесия x – y зависимости между равновесными составами фаз (при $P = \text{const}$ или $t = \text{const}$).

Вид диаграмм определяется взаимной растворимостью компонентов жидкой смеси и другими свойствами.

При смешении двух жидкостей могут наблюдаться всевозможные степени взаимной растворимости: от практически полной нерастворимости друг в друге (масло — вода) до смешения в любых соотношениях с образованием однофазной системы — раствора (этанол — вода).

Цель термодинамической теории растворов состоит в том, чтобы связать различные свойства раствора и найти способы предсказания свойств растворов исходя из свойств чистых компонентов. В общем случае это невозможно, поскольку при образовании растворов происходят различные физические и химические взаимодействия молекул компонентов. Поэтому свойства растворов в общем случае не являются простой суммой свойств компонентов. Вещество, переходя в раствор, теряет свою индивидуальность. Однако в частном случае, когда взаимодействие между одноименными и разноименными молекулами в растворе одинаково (все молекулы обладают одинаковыми силовыми полями), образуются так называемые идеальные растворы. Для них характерна аддитивность экстенсивных свойств компонентов. Общее давление пара над раствором P складывается из парциальных давлений компонентов p_A и p_B , которые определяются по *закону Рауля*: парциальное давление компонента в паре прямо пропорционально его мольной доле в жидкости, причем коэффициент пропорциональности равен давлению насыщенного пара данного компонента при данной температуре:

$$\left. \begin{aligned} p_A &= P_A \cdot x_A \\ p_B &= P_B \cdot x_B = P_B \cdot (1 - x_A) \end{aligned} \right\}. \quad (1.1.2)$$

Но согласно закону Дальтона общее давление пара над раствором P равно сумме парциальных давлений его компонентов:

$$P = p_A + p_B = P_A \cdot x_A + P_B \cdot (1 - x_A) \quad \text{при } t = \text{const.} \quad (1.1.3)$$

Из выражения следует, что при постоянной температуре парциальные давления компонентов, общее давление паров над смесью являются линейными функциями мольной доли низкокипящего компонента А.

Растворы подчиняются закону Рауля, если силы взаимодействия между разноименными частицами F_{A-B} равны силам взаимодействия между одноименными частицами F_{A-A} и F_{B-B} . При этом смешение компонентов не сопрово-

ждается тепловым эффектом и объем смеси не изменяется.

Идеальные растворы подчиняются закону Рауля при всех концентрациях. Однако в разбавленных растворах закон Рауля также выполняется, поскольку при малых концентрациях расстояния между частицами растворенного вещества велики, а силы взаимодействия между ними стремятся к нулю.

Диаграмма P – x , на которой изображены изотермы парциальных давлений компонентов и общего давления смеси для идеального раствора, представлена на рисунке 1.1.1.

На диаграмме на оси абсцисс отложена концентрация компонента А в мольных долях, на крайних ординатах (вертикальные отрезки CB и OA) — в масштабе отложено давление насыщенных паров чистых компонентов смеси P_A и P_B при определенной температуре t_i . Тогда отрезок OB будет изображать изменение парциального давления p_A компонента А при t_i , CA — изменение парциального давления p_B компонента В при этом же значении температуры, отрезок AB — изменение общего давления P над

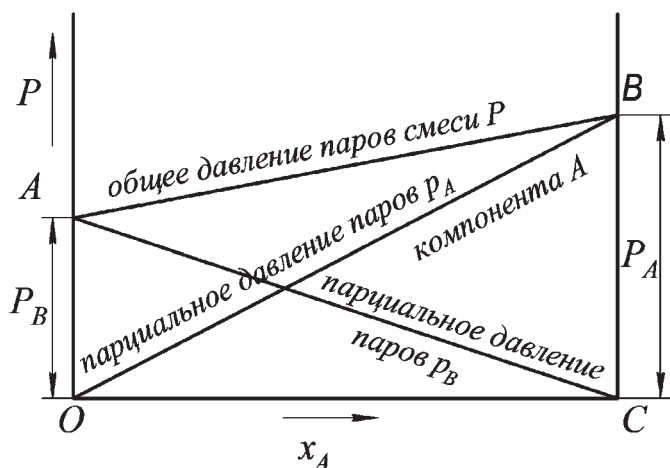


Рис. 1.1.1

Диаграмма P – x идеального раствора, построенная при определенной температуре $t = \text{const}$

раствором. Таким образом, температура кипения смеси заданного состава является функцией давления пара. Построив на одной диаграмме несколько изотерм для различных температур, можно использовать полученную диаграмму для определения температуры кипения смеси любого состава.

Вместо диаграммы «давление пара — состав при постоянной температуре» удобнее использовать **диаграмму «температура кипения — состав»** при постоянном давлении (рис. 1.1.2). Такие диаграммы $t-x, y$ часто называют *диаграммами кипения*.

Так как компонент А с более высоким значением давления пара кипит при более низкой температуре, то диаграмма $t-x, y$ имеет зеркально-подобный вид по отношению к диаграмме $P-x$, однако при соблюдении только качественного подобия.

Нижняя линия на рисунке 1.1.2 носит название *линии кипения* (кривая жидкости), которая отражает зависимость температуры начала кипения от состава смеси. Температуры кипения чистых компонентов T_B и T_A отложены на крайних ординатах. Поле диаграммы ниже

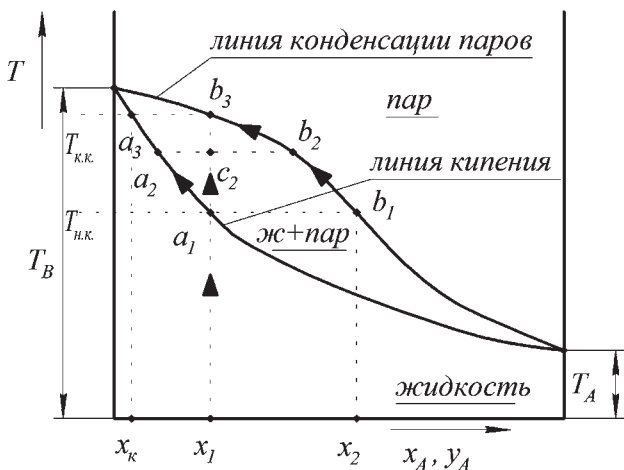


Рис. 1.1.2

Диаграмма $t-x, y$ двухкомпонентного идеального раствора при $P = \text{const}$

кривой жидкости соответствует равновесному состоянию жидкой фазы.

Так как в соответствии с законом Дальтона при условии применимости к парам каждого компонента уравнения Менделеева — Клапейрона, парциальное давление компонента в паре прямо пропорционально его мольной доле в паре:

$$p_A = P \cdot y_A,$$

где P — общее давление пара над смесью, но, используя закон Рауля (1.1.2), можно получить следующую зависимость между равновесными составами фаз:

$$y_A^* = \frac{p_A}{P} \cdot x_A. \quad (1.1.4)$$

Определенные по зависимости (1.1.4) равновесные составы паров откладывают на оси абсцисс в том же масштабе, что и концентрацию жидкой фазы, и проводят вертикаль до пересечения с соответствующей температуре кипения T_i данной смеси горизонтальной линией. Точки пересечения b_i соединяют плавной кривой, которая носит название *линии конденсации паров* (или кривой пара). Она представляет собой зависимость температуры конца кипения (начала конденсации) от состава смеси. Это означает, что поле диаграммы выше кривой пара соответствует равновесному состоянию паровой фазы.

Между кривыми жидкости и пара находится гетерогенная область, которая отвечает равновесию двух фаз: жидкости и пара. Любая точка, называемая *фигуративной* (например, точка c_2 на рисунке 1.1.2), в этой области описывает лишь общий состав смеси. Для нахождения составов равновесных фаз через эту точку необходимо провести *конноду* — линию, соединяющую точки составов равновесных фаз. На данной диаграмме коннодой будет служить изотерма — горизонталь a_2b_2 . Пересечение конноды с кривой жидкости (точка a_2 определяет состав жидкой фазы, а пересечение с кривой пара (точка b_2) — состав паровой фазы.

При расчетах фазовых равновесий необходимо определять количество компонентов в каждой из равновесных фаз при заданном общем составе. Для этого используется *правило рычага*: отношение равновесных количеств пара и жидкости обратно пропорционально отношению отрезков, на которые фигуративная точка системы делит конноту.

Для системы c_2 диаграммы на рисунке 1.1.2 правило рычага записывается так:

$$\frac{n_{\text{ж}}}{n_{\text{п}}} = \frac{c_2 b_2}{c_2 a_2}.$$

Удобна для практических расчетов графическим методом (например, определение числа теоретических тарелок в массообменном аппарате) **диаграмма $x-y$** (или **линия равновесия**), выражающая зависимость между равновесными составами по низкокипящему компоненту жидкой и паровой фаз (рис. 1.1.3).

Для процессов перегонки диаграмма строится при постоянном давлении для переменных температур кипения в зависимости от изменения состава жидкой фазы, так как этот процесс осуществляется обычно при постоянном внешнем давлении. Крайние точки кривой расположены в противоположных

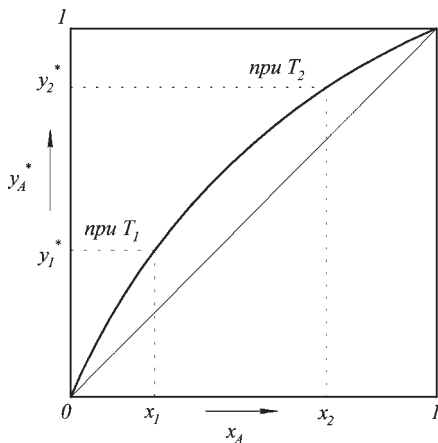


Рис. 1.1.3
Диаграмма равновесия бинарной идеальной смеси при $P = \text{const}$

углах квадранта, так как с жидкостью, представляющей собой чистый низкокипящий компонент (НК), находится в равновесии пар, в котором 100% НК.

Взаимное положение кривых на фазовых диаграммах $t - x$, y и $x - y$ определяется *первым законом Коновалова*: пар по сравнению с находящейся с ним в равновесии жидкостью относительно богаче тем компонентом, добавление которого к системе повышает общее давление пара, т. е. понижает температуру кипения смеси.

Первый закон Коновалова проиллюстрирован на рисунке 1.1.2.

Нагревание исходной смеси состава x_1 изображается вертикальным отрезком, причем точка a_1 отвечает началу кипения смеси. Состав образующегося пара над кипящей смесью найдем, проведя горизонталь до пересечения с кривой конденсации пара в точке b_1 . Согласно первому закону Коновалова его состав обогащен более летучим компонентом А. Действительно, при конденсации этого пара образуется смесь состава x_2 . Так как $x_2 > x_1$, следовательно, пар обогащается легколетучим компонентом А, соответственно жидкость будет обогащаться более высококипящим компонентом В. При дальнейшем нагревании с повышением температуры состав пара будет изменяться по кривой пара, а состав жидкости — по кривой жидкости. Значит, температура кипящей жидкости будет повышаться до тех пор, пока вся жидкая смесь испарится, состав пара будет равен составу исходной смеси. Последние капли испаряющейся жидкости будут иметь состав x_k , т. е. практически чистый компонент В.

Первый закон Коновалова дополняется *первым законом Вревского*: при увеличении давления в системе, в которой содержатся два жидких летучих компонента, в парах будет возрастать относительное содержание того компонента, испарение которого требует большей затраты энергии.

Оба закона являются следствием общего принципа смещения равновесия Ле Шателье, согласно которому, если на систему, находящуюся в состоянии устойчивого равновесия, оказать влияние, изменяя условия, определяющие положение равновесия (для бинарных жидких смесей — это температура, давление и концентрации в фазах), то произойдет смещение равновесия в том на-

правлении, при котором эффект внешнего воздействия уменьшается.

Первый закон Коновалова имеет большое практическое значение для разделения жидких смесей, поскольку при перегонке пар постепенно обогащается более летучим компонентом.

Реальные жидкие смеси с полной взаимной растворимостью компонентов не следуют закону Рауля. Любые отклонения от закона Рауля означают образование *неидеальных растворов*.

Мерой отклонения свойств данного раствора от свойств идеального раствора той же концентрации является отношение активности компонента к его концентрации в растворе, которое носит название *коэффициента активности* γ_i .

Причина отклонений свойств раствора от свойств идеальных растворов зависит от величины сил взаимодействия между молекулами его компонентов. Если силы взаимодействия между разноименными частицами меньше сил взаимодействия между одноименными частицами $F_{A-B} < F_{A-A}$ и $F_{A-B} < F_{B-B}$, то при смешении таких компонентов происходят поглощение теплоты, энтальпия смеси $\Delta H_{\text{см}} > 0$, и увеличение объема, $\Delta V_{\text{см}} > 0$. Это уменьшает теплоту парообразования и, следовательно, повышает давление пара по сравнению с рассчитанным по закону Рауля. При образовании таких растворов наблюдаются *положительные отклонения* от закона Рауля (коэффициенты активности компонентов $\gamma_A > 0$ и $\gamma_B > 0$, на рисунке 1.1.4 линия общего давления над смесью выше прямой идеального раствора).

Если силы взаимодействия между разноименными частицами больше сил взаимодействия между одноименными частицами, $F_{A-B} > F_{A-A}$ и $F_{A-B} > F_{B-B}$, то при смешении таких компонентов происходит выделение теплоты, энтальпия $\Delta H_{\text{см}} < 0$, и уменьшение объема, $\Delta V_{\text{см}} < 0$. Это повышает теплоту парообразования и, следовательно, уменьшает давление пара по сравнению с рассчитанным по закону Рауля. При образовании таких растворов наблюдаются *отрицательные отклонения* от закона Рауля

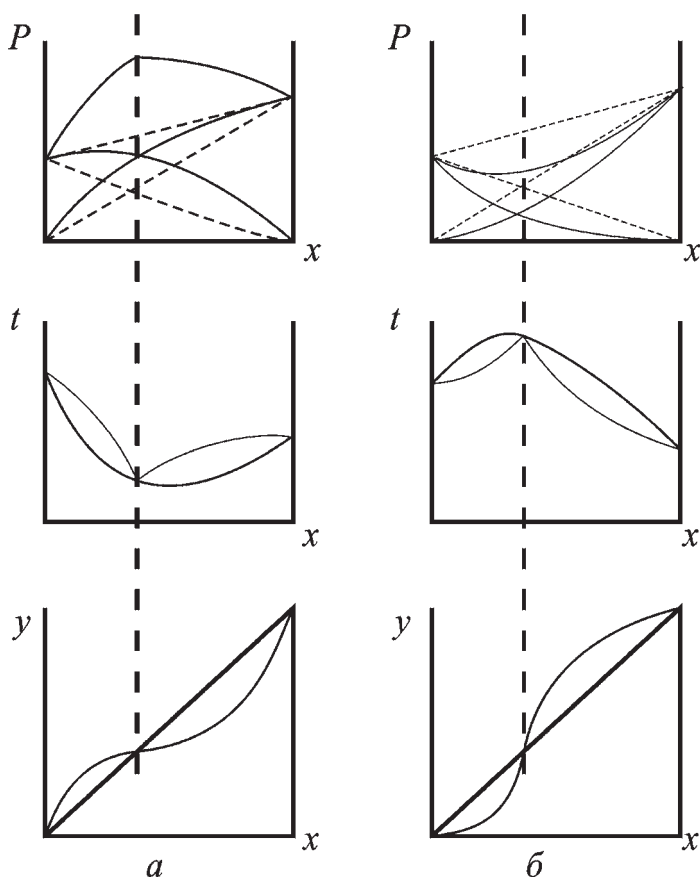


Рис. 1.1.4

Положительные (а) и отрицательные отклонения (б) от закона Рауля

(коэффициенты активности компонентов $\gamma_A < 0$ и $\gamma_B < 0$, на рисунке 1.1.4 линии парциального давления и общего давления над смесью — вогнутые кривые).

Если отклонения от закона Рауля очень велики, зависимость общего давления от состава раствора может иметь максимум (в случае положительных отклонений) или минимум (в случае отрицательных отклонений). Свойства смесей с экстремумом таких зависимостей опи-

сываются *вторым законом Коновалова*, согласно которому в точках экстремума давления пара (или температуры кипения) составы пара и жидкости совпадают. Смеси, составы которых соответствуют точкам экстремума, кипят как однокомпонентные системы. Такие смеси Коновалов назвал *азеотропными*, что в переводе означает нераздельнокипящие.

Азеотропные смеси можно разделить перегонкой только при изменении давления.

Практическая часть

Расчетно-графическая работа выполняется студентом по индивидуальному заданию. Номер варианта расчетного задания определяется преподавателем.

Задание. Используя справочные данные (см. приложение 1.1), построить диаграммы фазового равновесия бинарной смеси, предполагая образование при смешении указанных в исходных данных (табл. 1.1.1) компонентов идеальных растворов.

Таблица 1.1.1

Исходные данные

№ вар.	Состав смеси	x_1 , мол. доли	x_2 , мол. доли
1	Бензол — толуол	0,05	0,9
2	Толуол — этилбензол	0,1	0,85
3	Хлорбензол — бромбензол	0,15	0,8
4	Гексан — гептан	0,2	0,75
5	Трихлорметан — тетрахлорметан	0,25	0,7
6	Этиленгликоль — глицерин	0,3	0,65
7	Масляная кислота — уксусная кислота	0,35	0,6
8	Фенол — толуол	0,4	0,55
9	Бутанол — пропанол	0,45	0,5
10	Этилацетат — диэтиловый эфир	0,5	0,45
11	Этиленгликоль — этанол	0,55	0,4
12	Ацетонитрил — синильная кислота	0,6	0,35
13	Фторметан — тетрахлорметан	0,65	0,3
14	Хлороформ — четыреххлористый углерод	0,7	0,25
15	Трихлоруксусная кислота — хлоруксусная кислота	0,75	0,2

Продолжение табл. 1.1.1

№ вар.	Состав смеси	x_1 , мол. доли	x_2 , мол. доли
16	Метан — гексан	0,8	0,15
17	Октан — гептан	0,85	0,1
18	Этилбензол — толуол	0,9	0,2
19	Метилацетат — этилацетат	0,05	0,25
20	Бензол — фенол	0,1	0,3

По построенным диаграммам определить:

1) парциальные давления компонентов в паре и общее давление пара над раствором, содержащим x_1 легколетучего компонента;

2) состав равновесного с кипящим раствором, содержащим x_2 легколетучего компонента, пара.

Методика выполнения РГР

1. Найти уравнение для расчета зависимости температуры начала кипения (т. е. значение ординат на кривой жидкости) от состава смеси.

Для этого выписать из справочных данных (см. Приложение 1.1) значения температур кипения чистых жидкостей T_B и T_A при 400 и 760 мм рт. ст. *Температурой кипения* называют температуру, при которой давление насыщенного пара равно внешнему давлению.

Связь между значениями давлений пара над чистыми жидкостями (P_A и P_B) при разных температурах можно найти, используя уравнение Клапейрона — Клаузиуса [17] в форме:

$$\frac{dp}{dT} = \frac{\Delta H_{\text{фп}}}{T \cdot \Delta V_{\text{фп}}}, \quad (1.1.5)$$

где $\Delta H_{\text{фп}}$ — теплота фазового перехода; $\Delta V_{\text{фп}}$ — изменение объема при фазовом переходе. Это уравнение описывает взаимосвязь давления и температуры для всех агрегатных превращений (плавления, испарения или возгонки).

Для удобства интегрирования уравнения (1.1.5) в случае испарения принимают следующие допущения:

- теплота испарения не зависит от температуры:

$$\Delta H_{\text{исп}} = \text{const};$$

- объем пара много больше объема жидкости:

$$V_{\text{п}} \gg V_{\text{ж}},$$

тогда

$$\Delta V_{\text{исп}} = V_{\text{п}} - V_{\text{ж}} \approx V_{\text{п}};$$

- пар подчиняется уравнению состояния идеальных газов:

$$pV = RT.$$

С учетом сделанных допущений уравнение (1.1.5) принимает вид

$$\frac{d \ln p}{dT} = \frac{\Delta H_{\text{исп}}}{RT^2},$$

а после интегрирования:

$$\ln p = -\frac{\Delta H_{\text{исп}}}{RT} + \text{const}$$

или

$$p = A \cdot \exp\left(-\frac{\Delta H_{\text{исп}}}{RT}\right). \quad (1.1.6)$$

Используя (1.1.6), можно рассчитать теплоту испарения $\Delta H_{\text{исп}}$ каждого компонента смеси. Для этого решают систему уравнений для двух пар значений p_1 , T_1 и p_2 , T_2 для компонентов А и В соответственно и находят параметры А, В, $\Delta H_{\text{А}}$ и $\Delta H_{\text{В}}$:

$$\begin{cases} p_{1(\text{А,В})} = A (\text{или } B) \cdot \exp\left(-\frac{\Delta H_{\text{А(В)}}}{RT_1}\right); \\ p_{2(\text{А,В})} = A (\text{или } B) \cdot \exp\left(-\frac{\Delta H_{\text{А(В)}}}{RT_2}\right). \end{cases}$$

Учитывая зависимость (1.1.3), получим окончательное уравнение для расчета зависимости температуры ки-

нения смеси от ее состава при постоянном атмосферном давлении равном 760 мм рт. ст.:

$$A \cdot \exp\left(-\frac{\Delta H_A}{RT}\right) \cdot x_A + B \cdot \exp\left(-\frac{\Delta H_B}{RT}\right) \cdot (1 - x_A) = 760. \quad (1.1.7)$$

Подставив численные значения параметров A , B , ΔH_A и ΔH_B в (1.1.7), решить его относительно x_A . Для удобства построения диаграммы интервал температур $\Delta T = T_B - T_A$ следует разбить на 5–6 равных интервалов и для каждой температуры вычислить соответствующее ей значение x_A . Результаты расчетов сводят в таблицу 1.1.2.

Таблица 1.1.2

**Равновесные составы жидкости и пара, температуры кипения
бинарной смеси при давлении 760 мм рт. ст.
(составы выражены по низкокипящему компоненту)**

Параметр	Значение				
Температура кипения T , °C					
Состав жидкой фазы x_A , мол. доли					
Состав паровой фазы y_A^* , мол. доли					

2. Учитывая связь между равновесными составами фаз (1.1.4), найдем уравнение кривой пара при постоянном атмосферном давлении 760 мм рт. ст.:

$$y_A^* = \frac{A \cdot \exp\left(-\frac{\Delta H_A}{RT}\right)}{760} \cdot x_A. \quad (1.1.8)$$

Подставляя численные значения параметров и соответствующие пары значений температур кипения смеси T и ее состава x_A в уравнение (1.1.8), вычисляют соответствующие им значения x_A . Результаты расчетов заносят в таблицу 1.1.2.

3. По результатам расчетов строят фазовые диаграммы $t-x$, y и $x-y$ для заданной бинарной смеси.

4. Для заданной бинарной смеси построить диаграмму $P-x$ зависимости давления пара от состава жидкости при $t = 20^\circ\text{C}$, используя справочные данные из приложения 1.1.

5. По построенным диаграммам определить:

а) парциальные давления компонентов в паре и общее давление пара при температуре 20°C над раствором, содержащим x_1 мол. долей легколетучего компонента;

б) состав равновесного с кипящим раствором, содержащим x_2 мол. долей легколетучего компонента, пара при атмосферном давлении 760 мм рт. ст.

1.2. ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 1

«ЗАКОНОМЕРНОСТИ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕНОСА МАССЫ В ПРИСУТСТВИИ ТВЕРДОЙ ФАЗЫ»

Теоретическая часть

Процессы массопередачи с твердой фазой широко применяются в химической и пищевой промышленности. К ним относятся адсорбция, сушка, экстракция, кристаллизация из растворов.

Массопередача с твердой фазой складывается из двух процессов: перемещение распределенного компонента внутри пор твердого тела к поверхности раздела фаз или от нее вследствие внутреннего массопереноса; перенос компонента в жидкость (газ/пар) путем внешней массопередачи. Таким образом, массопередача в целом — результат внутренней и внешней диффузии. Специфика массопередачи с твердой фазой состоит в том, что при переходе вещества из твердой фазы его содержание в этой фазе будет непрерывно уменьшаться как во времени τ , так и пространстве (по направлению к границе раздела фаз), т. е. перенос вещества в слое твердого материала — процесс неустановившийся (нестационарный).

В случае массообмена твердой фазы с жидкостью или газом процесс массопередачи происходит по схеме, приведенной на рисунке 1.2.1. Концентрация компонента внутри твердого вещества уменьшается в направлении к поверхности раздела фаз. Перемещение вещества к границе раздела фаз происходит по законам массопроводности, являющихся аналогом закона Фика молекулярной диффузии для жидкостей и газов. В соответствии с пленочной моделью массопереноса у поверхности твердой фазы возникает

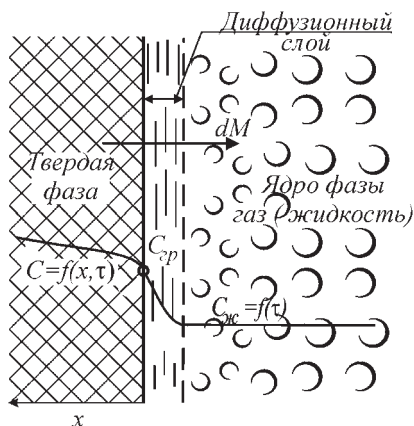


Рис. 1.2.1

Схема изменения концентрации распределяемого компонента в фазах в процессе массопереноса в системе «твердое тело — жидкость»

пограничная пленка жидкости (газа) толщиной, в пределах которой перенос вещества осуществляется молекулярной диффузией. На внешней границе пленки, сопрягающейся с ядром потока жидкой (газовой) фазы, происходит выравнивание концентрации с концентрацией в ядре потока $C_{ж}$. В ядре потока жидкости (газа) концентрации выравниваются за счет турбулентных пульсаций (конвективная диффузия).

Диффузия передаваемого компонента в твердой фазе происходит аналогично молекулярной диффузии и уравнение массопроводности записывается следующим образом:

$$dM = -D_m \cdot \frac{\partial C}{\partial n} \cdot dF, \quad (1.2.1)$$

где D_m — коэффициент массопроводности, аналогичный коэффициенту молекулярной диффузии D .

Количество вещества, перешедшее в ядро потока жидкости (газа), определяется уравнением конвективной диффузии:

$$dM = \beta \cdot (C_{гр} - C_{ж}) \cdot dF = \beta \cdot \Delta C \cdot dF. \quad (1.2.2)$$

Поскольку на границе раздела фаз вещество не накапливается и не исчерпывается, то из уравнений (1.2.1) и (1.2.2) получим

$$D_m \cdot \frac{\partial C}{\partial n} \cdot dF = \beta \cdot \Delta C \cdot dF. \quad (1.2.3)$$

Разделив правую часть уравнения (1.2.3) на левую и заменив бесконечно малые величины величинами им пропорциональными (конечной разностью или определенным значением), получим диффузионный критерий Био для массообменных процессов в присутствии твердой фазы:

$$Bi_d = \frac{\beta \cdot l}{D_m}. \quad (1.2.4)$$

Числитель в дроби, определяющей значение критерия Био, обуславливает значение внешней диффузии, знаменатель — скорость внутренней диффузии, поэтому величина Bi служит критерием оценки преобладающего влияния на процесс массообмена в присутствии твердой фазы внешней или внутренней диффузии.

Дифференциальное уравнение массопроводности записывается аналогично уравнению конвективной диффузии:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D_m \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right). \quad (1.2.5)$$

При делении левой части уравнения (1.2.5) на один из членов правой части после проведения подобных преобразований получим диффузионный критерий Фурье для процесса массопроводности:

$$Fo_d = \frac{D_m \cdot \tau}{l^2}. \quad (1.2.6)$$

Равенство значений диффузионных критериев Фурье в сходственных точках подобных процессов характеризует постоянство отношения изменения концентрации распределяемого компонента во времени к ее изменению вследствие чисто молекулярного переноса.

В пределах твердой фазы концентрация распределенного вещества все время изменяется. Чтобы получить общее уравнение взаимосвязи между переменными, удобно ввести безразмерную концентрацию:

$$\frac{C - C^*}{C_n - C^*},$$

где C , C_n и C^* — соответственно текущая, начальная и равновесная концентрации. В числителе этого выражения стоит величина движущей силы в любой момент процесса, а в знаменателе — максимальная величина движущей силы в начале процесса. Очевидно, что безразмерная концентрация изменяется в пределах от единицы до нуля.

В практических расчетах обычно определяют время τ_k , в течение которого средняя концентрация компонента в твердой фазе достигнет заданной величины c_k , тогда обобщенное уравнение массопередачи с участием твердой фазы будет иметь вид

$$Fo_d = f\left(\frac{C_k - C^*}{C_n - C^*}, Bi_d\right). \quad (1.2.7)$$

Конкретный вид зависимости (1.2.7) определяется экспериментально, общий вид подобных зависимостей для удобства использования часто представляют в виде графиков (рис. 1.2.2).

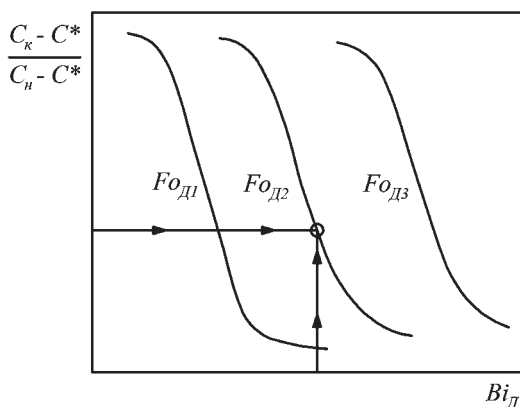


Рис. 1.2.2

Общий вид зависимостей при массообмене с участием твердой фазы

Определив величину диффузионного критерия Фурье по уравнению (1.2.7), рассчитывают требуемую продолжительность процесса:

$$\tau_{\text{к}} = \text{Fo}_{\text{д}} \cdot \frac{l^2}{D_{\text{м}}}.$$

Практическая часть

Цель работы: изучить закономерности процесса массопередачи с твердой фазой, экспериментально получить критериальное уравнение процесса.

Порядок выполнения работы

Учебная группа студентов разбивается на подгруппы по 2–3 человека. Каждая подгруппа отдельно выполняет эксперимент по следующей схеме, предварительно получив конкретное задание от преподавателя:

- 1) приготовление раствора поваренной соли в воде. Взвешивают определенное количество соли для получения соленого раствора заданной концентрации и объема, тщательно перемешивают с водой и фильтруют;
- 2) подготовка модельного твердого объекта.

В качестве модельного объекта можно использовать любые крупные корнеплоды или овощи, структуру которых с достаточной степенью точности можно принять изотропной по всему объему. Для получения достоверных результатов необходимо, чтобы эксперимент проводился на однородной партии сырья, т. е. все образцы в партии должны иметь примерно одинаковую удельную поверхность и химический состав).

Из сырья нарезают три одинаковых куса в форме куба высотой 20–40 мм (в зависимости от крупности исходного объекта), промывают проточной водой температурой не выше 20°C и промокают поверхность салфеткой или фильтровальной бумагой для удаления излишков влаги.

Далее определяют плотность образцов расчетным или экспериментальным путем методом градуированного

мерника: тщательно промытый образец взвешивают на технических весах с точностью ± 1 г, помещают в мерный цилиндр емкостью 1000 см^3 , в который предварительно налита дистиллированная вода фиксированным объемом $V_1, \text{ см}^3$, достаточным для полного погружения в него испытуемого образца. Затем определяют общий объем объекта и жидкости $V_2, \text{ см}^3$, после чего образец осторожно извлекают из цилиндра, оставляют на 5–10 мин в чистой сухой посуде для стекания воды (эта жидкость затем доливается в мерный цилиндр). Объем образца $V_3, \text{ см}^3$, определяется по формуле

$$V_3 = V_2 - V_1.$$

Объемная масса или плотность модельного объекта ρ , кг/м^3 , рассчитывается по формуле

$$\rho = \frac{m_{\text{обр}}}{V_3} \cdot 10^{-3},$$

где $m_{\text{обр}}$ — масса образца, г.

Исследуемые образцы погружают в солевой раствор и выдерживают заданное время.

Через определенные промежутки времени из посольной емкости отбирают один образец для определения солёности по слоям. Для этого образец разрезают на 3–4 равных по толщине слоя, равноудаленных от поверхности, и в каждом слое определяют массовую долю поваренной соли аргентометрическим методом (см. Приложение 1.2). Полученные экспериментальные данные заносят в таблицу 1.2.1.

Среднее значение концентрации соли в образце рассчитывают как среднее арифметическое значение концентраций по слоям по формуле

$$C_{\text{ср}} = \frac{\sum_{i=1}^4 C_i \cdot m_i}{m_{\text{обр}}},$$

где C_i — концентрация соли в i -м слое массой m_i , г; i — порядковый номер слоя.

Таблица 1.2.1

Протокол испытаний

№ экп.	$m_{\text{обр}}, \text{ г}$	Плотность образца ρ , кг/м^3	$C_{\text{ж}}, \%$	Характерный линейный размер l , мм	Продолжительность процесса диффузии τ , мин	№ слоя образца (считая от поверхности)	Глубина слоя, мм (считая от поверхности)	Массовая доля NaCl в слое C_i , %	Средняя концентрация NaCl в образце $C_{\text{ср}}$, %
1						1	0–5		
						2	5–10		
						3	10–15		
						4	15–20		
2						1	0–5		
						2	5–10		
						3	10–15		
						4	15–20		
3						1	0–5		
						2	5–10		
						3	10–15		
						4	15–20		
n						1	0–5		
						2	5–10		
						3	10–15		
						4	15–20		

Обработка результатов

1. По данным таблицы 1.2.1 построить экспериментальную графическую зависимость $x = f(\delta)$, где δ — глубина слоя с текущей концентрацией соли C . Полученную кривую аппроксимировать прямой, тангенс угла наклона которой определяет значение градиента концентрации соли в образце $\frac{\partial C}{\partial n}$.

2. Определить массу продиффундировавшей в образец соли по формуле

$$M = m_{\text{обр}} \cdot C_{\text{ср}}.$$

3. Из уравнения массопроводности определить коэффициент массопроводности:

$$D_{\text{м}} = \frac{M}{\frac{\partial C}{\partial n} \cdot F}.$$

Общую площадь поверхности раздела фаз F определить как суммарную площадь поверхности образца.

4. По уравнению массоотдачи (1.2.3) определить коэффициент массоотдачи для данного эксперимента:

$$\beta = \frac{M}{(C_{\text{гр}} - C_{\text{ж}}) \cdot F},$$

где принять концентрацию соли на поверхности раздела фаз $C_{\text{гр}}$ равной концентрации соли в первом (поверхностном) слое образца x_1 .

5. Определить значения диффузионных критериев Био и Фурье для процесса массопроводности по формулам (1.2.4) и (1.2.6).

6. Определить величину безразмерной концентрации

$$\frac{C_{\text{к}} - C^*}{C_{\text{н}} - C^*}, \text{ где конечная концентрация соли в образце } C_{\text{к}} \text{ рав-}$$

на $x_{\text{ср}}$, начальная концентрация $C_{\text{н}} = 0$ и C^* — равновесная концентрация определяется экспериментально по методике при длительном выдерживании образца в соленом растворе данной концентрации.

7. Рассчитанные по п. 1–6 раздела обработка результатов величины внести в таблицу 1.2.2 для всех экспериментальных образцов.

Таблица 1.2.2

Обработка результатов

№ эксп.	$\frac{\partial C}{\partial n}$	M	D_m	β	$\frac{C_k - C^*}{C_n - C^*}$	Bi_d	Fo_d
1							
2							
...							
n							

8. Рассчитать коэффициенты критериального уравнения (1.2.7) и записать его в виде:

$$Fo_d = a \cdot Bi_d^b \left(\frac{C_k - C^*}{C_n - C^*} \right)^d \quad \text{и} \quad \frac{C_k - C^*}{C_n - C^*} = z \cdot Bi_d^p \cdot (Fo_d)^q, \quad (1.2.8)$$

где a, b, d, p, q — эмпирические константы.

9. Для заданных преподавателем значений продолжительности процесса и концентрации соленого раствора, размеров образца рассчитать по уравнению (1.2.8) среднюю концентрацию соли в образце и проверить экспериментально полученный результат.

1.3. СПРАВОЧНЫЕ ДАННЫЕ ПО РАЗДЕЛУ

Приложение 1.1

Температура кипения, °С, чистых органических жидкостей при различном давлении, кПа (мм рт. ст.)

Вещество	Температура, °С, при давлении, кПа (мм рт. ст.)									
	0,133 (1)	1,333 (10)	2,666 (20)	5,333 (40)	13,33 (100)	26,66 (200)	53,33 (400)	101,32 (760)		
Дихлордиформетан	-118,5	-97,8	-90,1	-81,6	-68,6	-57,0	-43,9	-29,8		
Фосген	-92,9	-69,3	-60,3	-50,3	-35,6	-22,3	-7,6	+3,3		
Трихлорфторметан	-84,3	-59,0	-49,7	-39,0	-23,0	-9,1	+6,8	23,7		
Тетрахлорметан	-50,0 (кр.)	-19,6	-8,2	+4,3	23,0	38,3	57,8	76,8		
Хлордифторметан	-122,8	-103,7	-96,5	-88,6	-76,4	-65,8	-53,6	-40,8		
Дихлорфторметан	-91,3	-67,5	-58,6	-48,8	-33,9	-20,9	-6,2	+8,9		
Трихлорметан (хлороформ)	-58,0	-29,7	-19,0	-7,1	10,4	25,9	42,7	61,3		
Цианистый водород	-70,8 (кр.)	-48,2 (кр.)	-40,3 (кр.)	-31,3 (кр.)	-18,8 (кр.)	-5,9	+9,8	25,8		
Дихлорметан	-70,0	-43,3	-33,4	-22,3	-6,3	+8,0	24,1	40,7		
Муравьиная кислота	-20,0 (кр.)	+2,1 (кр.)	10,3	24,0	43,8	61,4	80,3	100,7		
Метанол	-44,0	-16,2	-6,0	+5,0	21,2	34,8	49,9	64,5		
Диоксид углерода	-134,3 (кр.)	-119,5 (кр.)	-114,4 (кр.)	-108,6 (кр.)	-100,2 (кр.)	-98,0 (кр.)	-85,7 (кр.)	-78,2 (кр.)		
Сероуглерод	-73,8	-44,7	-34,3	-22,5	-5,1	+10,4	28,0	46,2		
Тетрахлорэтилен	-20,6 (кр.)	13,8	26,3	40,1	61,3	79,8	100,0	120,8		
Трихлоруксусная кислота	51,0 (кр.)	88,2	101,8	116,3	137,8	155,4	175,2	195,6		

Дихлoруксyснaя кислoтa	44,0	82,6	96,3	111,8	134,0	152,3	173,7	194,4
Хлoруксyснaя кис-лoтa	43,0 (кp.)	81,0	94,2	109,2	130,7	149,0	169,0	189,5
Ацетонитрил	-47,0 (кp.)	-16,3	-5,0	+7,7	27,0	43,7	62,5	81,6
Уксyснaя кислoтa	-17,2 (кp.)	17,5	29,9	43,0	63,0	80,0	99,0	118,1
1,2-Дихлoрэтaн	-44,5	-13,6	-2,4	+10,0	29,4	45,7	64,0	83,5
Этaнoл	-31,3	-2,3	+8,0	19,0	34,9	48,4	63,5	78,4
Этилeнгликoль	53,0	92,1	105,8	120,0	141,8	158,5	178,5	197,3
Ацетoн	-59,4	-31,1	-20,8	-9,4	+7,7	22,7	39,5	56,2
Метилaцетaт	-57,2	-29,3	-19,1	-7,9	+9,4	24,0	40,0	57,8
Прoпиoнoвaя кислoтa	4,6	39,7	52,0	65,8	85,8	102,5	122,0	141,1
Прoпaнoл	-15,0	14,7	25,3	36,4	52,8	66,8	82,0	97,2
Глицepин	125,5	167,2	182,2	198,0	220,1	240,0	263,0	290,0
Маслaнaя кислoтa	25,5	61,5	74,0	88,0	108,0	125,5	144,5	163,5
1,4-Диoксaн	-35,8 (кp.)	-1,2 (кp.)	+12,0	25,2	45,1	62,3	81,8	101,3
Этилaцетaт	-43,4	-13,5	-3,0	+9,1	27,0	42,0	59,3	77,2
Диэтилoвый эфир	-74,3	-48,1	-38,5	-27,7	-11,5	+2,2	17,9	34,6
Бyтaнoл	-1,2	30,2	41,5	53,4	70,1	84,3	100,8	117,5
Тетрaметилсвинeц	-29,0 (кp.)	+4,4	16,6	30,3	50,8	68,8	89,0	110,0
Пиридин	-18,9	13,2	24,8	38,0	57,8	75,0	95,6	115,3
Амилoвый спирт	13,6	44,9	55,8	68,0	85,8	102,0	119,8	137,8
Брoмбензoл	2,9	40,0	53,8	68,6	90,8	110,1	132,3	156,2

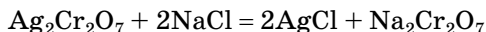
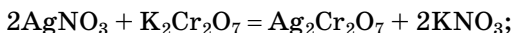
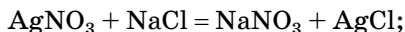
Продолжение табл.

Вещество	Температура, °С, при давлении, кПа (мм рт. ст.)									
	0,133 (1)	1,333 (10)	2,666 (20)	5,333 (40)	13,33 (100)	26,66 (200)	53,33 (400)	101,32 (760)		
Хлорбензол	-13,0	22,2	35,3	49,7	70,7	89,4	110,0	132,2		
Иодбензол	24,1	64,0	78,3	94,4	118,3	139,8	163,9	188,6		
Нитробензол	44,4	84,9	99,3	115,4	139,9	161,2	185,8	210,9		
Бензол	-36,7 (кр.)	-11,5 (кр.)	-2,6 (кр.)	+7,6	26,1	42,2	60,6	80,1		
Фенол	40,1 (кр.)	73,8	86,0	100,1	121,4	139,0	160,0	181,9		
Анилин	34,8	69,4	82,0	96,7	119,9	140,1	161,9	184,4		
Циклогексан	-45,3 (кр.)	-15,9 (кр.)	-5,0 (кр.)	+6,7	25,5	42,0	60,8	80,7		
Гексан	-53,9	-25,0	-14	-2,3	15,8	31,6	49,6	68,7		
Бензойная кислота	96,0 (кр.)	132,1	146,7	162,6	186,2	205,8	227,0	249,2		
Толуол	-26,7	+6,4	18,4	31,8	51,9	69,5	89,5	110,6		
Бензиловый спирт	58,0	92,6	105,8	119,8	141,7	160,0	183,0	204,7		
Гептан	-34,0	-2,1	+9,5	22,3	41,8	58,7	78,0	98,4		
Ацетофенон	37,1	78,0	92,4	109,4	133,6	154,2	178,0	202,4		
Этилбензол	-9,8	25,9	38,6	52,8	74,1	92,7	113,8	136,2		
Октат	-14,0	19,2	31,5	45,1	65,7	83,6	104,0	125,6		
Тетраэтилсвинец	38,4	74,8	88,0	102,4	123,8	142,0	161,8	183,0		
Нафталин	52,6 (кр.)	85,8	101,7	119,3	145,5	167,7	193,2	217,9		
d-Камфора	41,5 (кр.)	82,3 (кр.)	97,5 (кр.)	114,0 (кр.)	138,0 (кр.)	157,9 (кр.)	182,0	209,2		
Дифенил	70,6	117,0	134,2	152,5	180,7	204,2	229,4	254,9		
Антрацен	145,0 (кр.)	187,2 (кр.)	201,9 (кр.)	217,5 (кр.)	250,0	279,0	310,2	342,0		

Приложение 1.2.

Определение содержания поваренной соли аргентометрическим методом (по Мору)

Метод основан на осаждении иона хлора в виде хлорида серебра в присутствии бихромата калия в качестве индикатора:



Образующийся в результате второй реакции кирпично-красный осадок бихромата серебра более растворим, чем белый осадок хлорида серебра, поэтому в начале титрования он быстро исчезает, растворяясь при взаимодействии с хлоридом натрия. Как только все ионы хлора окажутся связанными с ионами серебра, последняя реакция прекращается и неисчезающее кирпично-красное окрашивание показывает конец титрования.

Реактивы, материалы: раствор бихромата калия массовой долей 10%, раствор нитрата серебра молярной концентрацией эквивалента 0,1 моль/дм³ или 0,05 моль/дм³, вода дистиллированная, фильтровальная бумага.

Оборудование, средства измерения: весы лабораторные, бюретка вместимостью 25 см³, стаканы химические вместимостью 100, 200 см³, колбы мерные вместимостью 250 см³, колбы конические 250 см³, пипетки вместимостью 10, 25 см³, воронки стеклянные, ступки фарфоровые.

Образец подготавливают следующим образом: измельчают ножом, затем тщательно растирают в ступке. Отбирают навеску, взвешивание проводят на лабораторных технических весах с точностью до 0,01 г в химическом стакане или фарфоровой чашке, доливают 40–50 см³ горячей (70–80°C) воды, хорошо размешивают стеклянной палочкой и количественно при помощи воронки переносят в мерную колбу вместимостью 100–200 мл (в зависи-

мости от массы навески), смывая прилипшие частицы навески водой.

Колбу доливают водой до половины объема, закрывают пробкой и настаивают в течение 15–20 мин, периодически взбалтывая.

После этого объем раствора в колбе доводят дистиллированной водой до метки, колбу закрывают пробкой, содержимое хорошо перемешивают и фильтруют жидкость через сухой складчатый фильтр в сухую колбу, 10–50 мл в зависимости от предполагаемого содержания соли фильтрата переносят пипеткой в коническую колбу. Перед титрованием добавляют 1–2 капли насыщенного раствора хромата калия или 6–8 капель раствора массовой долей 10% и титруют 0,05 н раствором AgNO_3 при энергичном взбалтывании до появления красно-бурого окрашивания, стойкость которого не изменяется 10 с. Производят два параллельных титрования. Результаты не должны различаться более чем на 0,02%.

Содержание хлорида натрия (поваренной соли) в образце x , %, рассчитывают по формуле

$$x = \frac{V \cdot k \cdot V_2 \cdot 100}{m \cdot V_1},$$

где V — объем затраченного на титрование раствора нитрата серебра, см^3 ; k — количество хлорида натрия, г, соответствующее 1 см^3 раствора нитрата серебра молярной концентрацией эквивалента 0,1 моль/ дм^3 или 0,05 моль/ дм^3 (для 0,1 моль/ дм^3 $k = 0,005845$; для 0,05 моль/ дм^3 $k = 0,00292$); V_1 — объем раствора, взятый для титрования, см^3 ; V_2 — объем колбы, взятой для приготовления водной вытяжки, см^3 ; m — масса навески, г.

КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ

1. Какой раствор называют идеальным? Укажите признаки образования идеальных растворов.
2. В чем причина отрицательных отклонений от закона Рауля?
3. Сформулируйте и проиллюстрируйте на диаграмме фазового равновесия первый закон Коновалова.

4. Поясните процесс перегонки на диаграмме «температура кипения — состав раствора».
5. Что является движущей силой процесса диффузии?
6. Продолжительность и скорость диффузии в системах с участием твердой фазы. Особенности методики расчета и обоснование их необходимости.
7. Особенности диффузии в квазитвердых телах (растительной и животной ткани) и факторы, оказывающие влияние на скорость этого процесса.

АБСОРБЦИЯ

ОБОЗНАЧЕНИЯ

G	— расход инертного газа, кмоль/с
L	— расход абсорбента, кмоль/с
l	— удельный расход абсорбента, приходящийся на единицу расхода инертного газа
E	— константа Генри
m	— коэффициент распределения (константа фазового равновесия)
x	— мольная доля поглощаемого компонента в поглотителе
y	— мольная (объемная) доля распределяемого компонента в газовой смеси
p	— парциальное давление паров распределяемого компонента в газовой смеси.

ТЕРМИНЫ

Абсорбтив — поглощаемый газ в процессе абсорбции.

Абсорбент — поглотитель, участвующий в процессе абсорбции.

Физическая абсорбция — процесс поглощения компонентов из газовой смеси, протекающий без химического взаимодействия поглощаемого газа и абсорбента.

Хемосорбция — процесс поглощения компонентов из газовой смеси, в результате которого поглощаемый газ образует химическое соединение с абсорбентом.

Скорость «захлебывания» колонны — скорость движения газовой фазы в противоточных колонных аппаратах.

тах, при которой наступает накапливание жидкости в аппарате или ее обратное движение (нарушение противоточного движения фаз).

Теоретическая тарелка — некоторый гипотетический участок аппарата, на котором жидкость полностью перемешивается, а концентрации удаляющихся фаз являются равновесными.

2.1. ОСНОВЫ ТЕОРИИ ПРОЦЕССА И МЕТОДЫ РАСЧЕТА

Абсорбция — процесс поглощения газов или паров из газовых или парогазовых смесей жидкими поглотителями.

В процессе абсорбции поглотитель называют абсорбентом, поглощаемый газ — абсорбтивом.

В промышленности процесс абсорбции применяют главным образом для извлечения ценных компонентов из газовых смесей и очистки смесей от вредных примесей.

В случае растворения в жидкости бинарной газовой смеси (распределяемый компонент А + носитель В) переменными для такой системы являются температура, давление и концентрации распределяемого компонента в обеих фазах. Согласно правилу фаз при постоянных давлении и температуре в состоянии равновесия зависимость между концентрацией распределяемого компонента в газе (или его парциальным давлением) и составом жидкой фазы однозначна и выражается *законом Генри*: парциальное давление p_A растворенного газа пропорционально его мольной доле x_A в растворе:

$$p_A = E \cdot x_A \quad (2.1.1)$$

или растворимость газа (поглощаемого компонента А) в жидкости при данной температуре пропорциональна его давлению над жидкостью:

$$x_A^* = \frac{1}{E} \cdot p_A, \quad (2.1.2)$$

где p_A^* — парциальное давление поглощаемого компонента в газе, находящемся в равновесии с раствором, имеющим концентрацию x_A , мол. доли; x_A^* — концентрация газа в растворе, равновесном с газовой фазой, в которой парциальное давление поглощаемого компонента p_A , мол. доли; E — коэффициент или константа Генри.

Константа Генри зависит от природы поглотителя и газа, температуры (см. приложение 2.1), причем значение E растет с увеличением температуры.

Закон Генри можно представить в виде зависимости концентрации извлекаемого компонента А в газовой смеси y_A , мол. доли от его концентрации x_A , мол. доли в растворе. Для этого выразим парциальное давление p_A растворенного газа согласно закону Дальтона:

$$p_A = P \cdot y_A,$$

где P — общее давление в системе.

Тогда закон Генри можно представить в виде

$$y_A = m \cdot x_A, \quad (2.1.3)$$

где $m = \frac{E}{P}$ — коэффициент распределения (константа фазового равновесия), постоянный для данной системы «жидкость — газ» при $t = \text{const}$, $P = \text{const}$. Числовые значения m уменьшаются при увеличении давления и температуры в системе, следовательно, растворимость газа в жидкости увеличивается с повышением давления и понижением температуры.

При выражении состава фаз в относительных концентрациях X , Y (например, кмоль А/кмоль В) закон Генри можно записать в виде

$$Y_A^* = \frac{m \cdot X_A}{1 + (1 - m) \cdot X_A}.$$

Для сильно разбавленных растворов можно принять

$$(1 - m) \cdot X_A \approx 0,$$

тогда

$$Y_A^* = m \cdot X_A.$$

Закон Генри применим к растворам газов, критические температуры которых выше температуры раствора, и справедлив только для идеальных растворов, поэтому с достаточной точностью применим к сильно разбавленным реальным растворам, приближенным по свойствам к идеальным, т. е. при малых концентрациях растворенного газа или при его малой растворимости.

Когда в равновесии находится смесь газов, то закону Генри следует каждый из компонентов смеси в отдельности. В случае абсорбции многокомпонентной смеси равновесные зависимости значительно сложнее, чем при абсорбции одного компонента, особенно если раствор сильно отличается от идеального. При этом парциальное давление каждого компонента в газовой смеси зависит не только от концентрации, но и от концентрации других компонентов. Равновесные зависимости основываются на опытных данных.

Основное уравнение массопередачи для процесса абсорбции можно записать

$$M = K_x \Delta Y_{cp} F, \quad (2.1.4)$$

если движущая сила процесса выражена в концентрациях газовой фазы;

$$M = K_x \Delta X_{cp} F, \quad (2.1.5)$$

если движущая сила процесса выражена в концентрациях жидкой фазы

При этом если принять, что отсутствует диффузионное сопротивление при переходе компонента через поверхность раздела фаз и на этой поверхности достигается равновесие, кроме того, коэффициент распределения постоянен, можно получить следующие уравнения связи коэффициентов массоотдачи и массопередачи:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} \quad \text{и} \quad K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}, \quad (2.1.6)$$

где β_y — коэффициент массоотдачи от потока газа к поверхности раздела фаз, β_x — коэффициент массоотдачи от поверхности раздела фаз к потоку жидкости.

Среднюю движущую силу процесса массопередачи ΔY_{cp} определяют по уравнению

1) если в пределах от X_H до X_K линия равновесия — прямая:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_H - \Delta Y_B}{2,3 \log \left(\frac{\Delta Y_H}{\Delta Y_B} \right)}, \quad (2.1.7)$$

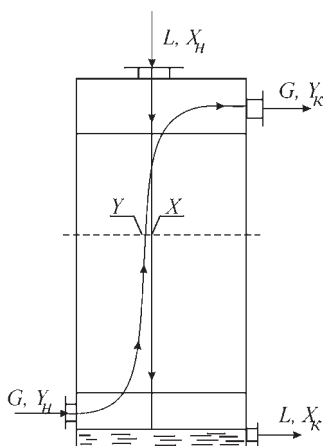


Рис. 2.1.1
Схема абсорбера

где $\Delta Y_H = Y_H - Y_H^*$ — движущая сила на конце аппарата, где $X = X_K$, т. е. в соответствии с рисунком 2.1.1 внизу абсорбера; $\Delta Y_B = Y_K - Y_K^*$ — движущая сила на конце аппарата, где $X = X_H$ (вверху абсорбера).

При этом если отношение

$$0,5 \leq \frac{\Delta Y_H}{\Delta Y_B} \leq 2, \text{ то с достаточ-}$$

ной для технических расчетов точностью можно принять:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_H - \Delta Y_B}{2}; \quad (2.1.8)$$

2) если линия равновесия — кривая:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_H - \Delta Y_B}{\int_{\Delta Y_B}^{\Delta Y_H} \frac{dY}{Y - Y^*}}.$$

Значение интеграла определяют обычно графическим методом.

При расчете процессов абсорбции движущую силу часто выражают в единицах давления. Тогда уравнение массопередачи можно записать в виде

$$M = K_p \Delta p_{\text{ср}} F, \quad (2.1.9)$$

где $\Delta p_{\text{ср}}$ — средняя движущая сила процесса, выраженная в единицах давления, K_p — коэффициент массопередачи, отнесенный к единице движущей силы, выраженной через парциальное давление поглощаемого газа.

По аналогии, если линия равновесия — прямая:

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{\Delta p_{\text{н}} - \Delta p_{\text{к}}}{2,3 \log \left(\frac{\Delta p_{\text{н}}}{\Delta p_{\text{к}}} \right)}, \quad (2.1.10)$$

где $\Delta p_{\text{н}}$ и $\Delta p_{\text{к}}$ — движущие силы на концах аппарата, причем:

$$\Delta p_{\text{н}} = p_{\text{н}} - p_{\text{н}}^*;$$

$$\Delta p_{\text{к}} = p_{\text{к}} - p_{\text{к}}^*,$$

где $p_{\text{н}}$ и $p_{\text{к}}$ — парциальные давления газа на входе в аппарат и на выходе, $p_{\text{н}}^*$ и $p_{\text{к}}^*$ — равновесные парциальные давления газа на входе и на выходе. Если парциальное давление выражено в долях общего давления, то K_p численно равен K_y . Если парциальное давление выражено в единицах давления, то $K_p = P \cdot K_y$.

Для составления материального баланса процесса примем расходы фаз по высоте аппарата постоянными, содержание поглощенного газа в относительных мольных концентрациях.

Обозначим:

- $Y_{\text{н}}$ и $Y_{\text{к}}$ — концентрация абсорбтива в газовой смеси начальная и конечная соответственно, кмоль/кмоль инертного газа;
- $X_{\text{н}}$ и $X_{\text{к}}$ — концентрация поглощаемого газа в абсорбенте начальная и конечная соответственно, кмоль/кмоль абсорбента.

Материальный баланс по распределяемому компоненту (см. рис. 2.1.1):

$$G(Y_{\text{н}} - Y_{\text{к}}) = L(X_{\text{к}} - X_{\text{н}}).$$

Тогда общий расход абсорбента:

$$L = G \frac{Y_{\text{н}} - Y_{\text{к}}}{X_{\text{к}} - X_{\text{н}}}$$

и удельный расход (кмоль/кмоль инертного газа)

$$l = \frac{L}{G} = \frac{Y_{\text{н}} - Y_{\text{к}}}{X_{\text{к}} - X_{\text{н}}}$$

или

$$Y_{\text{н}} - Y_{\text{к}} = l(X_{\text{к}} - X_{\text{н}}).$$

Из последнего выражения видно, изменение концентраций поглощенного газа в абсорбционном аппарате происходит прямолинейно, а значит, рабочая линия процесса абсорбции — прямая, проходящая под углом к оси абсцисс, равном $\arctg(l)$.

Через точку *B* (рис. 2.1.2) проведем рабочие линии процесса абсорбции, отвечающие различным концентрациям поглощенного газа $X_{\text{к}}$ в абсорбенте и, следовательно-

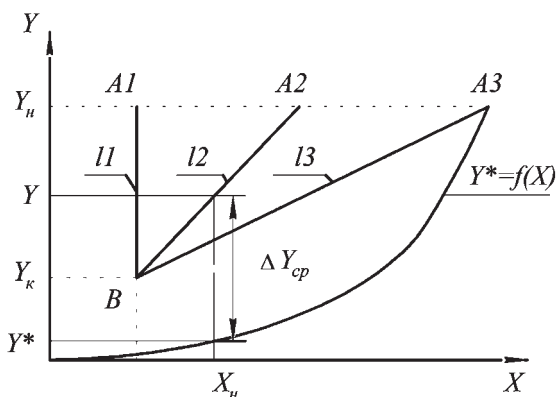


Рис. 2.1.2

Изображение рабочих линий процесса абсорбции на диаграмме $x-y$ при изменении удельного расхода абсорбента

но, различным удельным расходам. При этом точки A_1 , A_2 , A_3 будут лежать на одной прямой $Y = Y_n$.

В случае растворов небольшой концентрации для любых X и выбранной величины l движущая сила процесса определится величиной $\Delta Y_{cp} = Y - Y^*$, т. е. длиной вертикального отрезка, соединяющего соответствующие точки рабочей линии процесса и линии равновесия. При этом величина ΔY_{cp} тем больше, чем круче наклон рабочих линий, а значит, чем больше удельный расход абсорбента l .

Если рабочая линия BA_1 совпадает с вертикалью, то движущая сила процесса максимальна, но удельный расход абсорбента бесконечно большой, так как $X_k = X_n$. Размеры аппарата при этом минимальны.

Если рабочая линия BA_3 касается линии равновесия, то удельный расход абсорбента минимален, в точке касания движущая сила процесса равна нулю, так как рабочая концентрация равна равновесной $Y_n = Y^*$. В этом случае расход абсорбента минимален при бесконечно больших размерах аппарата.

Оба рассмотренных случая предельные и практически неосуществимы.

В реальном абсорбционном аппарате всегда

$$X_k < X_k^*,$$

где X_k^* — концентрация поглощаемого газа в жидкости, находящейся в равновесии с поступающим газом.

Удельный расход абсорбента должен быть всегда больше минимального, отвечающего предельному положению прямой A_3B :

$$l_{\min} = \left(\frac{L}{G} \right)_{\min} = \frac{Y_n - Y_k}{X_k^* - X_n}.$$

С другой стороны, при увеличении удельного расхода абсорбента снижаются допустимые скорости в аппарате, а значит, увеличивается его диаметр. Поэтому, если не задана конечная концентрация поглощенного газа в абсорбенте X_k , удельный расход абсорбента определяется посредством технико-экономического расчета.

Расчет основных размеров абсорбера колонного типа

Аппараты с непрерывным контактом фаз. Диаметр абсорбционной колонны D , м находят по уравнению расхода для газового потока:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}}, \quad (2.1.11)$$

где V — расход газа, проходящего через аппарат, $\text{м}^3/\text{с}$; w — рабочая фиктивная скорость газа (приведенная к полному поперечному сечению колонны), $\text{м}/\text{с}$.

Рабочую фиктивную скорость газа принимают на 10–25% ниже скорости захлебывания (инверсии) w_3 , которую, в свою очередь, для насадки из колец и спиралей находят по уравнению

$$\lg \left(\frac{w_3^2 \cdot \sigma \cdot \rho_{\Gamma} \cdot \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g \cdot V_{\text{св}}^3 \cdot \rho_{\text{ж}}} \right) = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (2.1.12)$$

где σ — удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$ (см. приложение 2.2); $V_{\text{св}}$ — свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; ρ_{Γ} и $\rho_{\text{ж}}$ — плотности газа и жидкости соответственно, $\text{м}^3/\text{кг}$; $\mu_{\text{ж}}$ — динамический коэффициент вязкости жидкости, $\text{мПа}\cdot\text{с}$; L и G — массовые расходы жидкости и газа соответственно, $\text{кг}/\text{с}$.

Высоту насадочного абсорбера можно определить двумя способами.

1. Зная величину высоты, эквивалентной одной теоретической тарелке (ВЭТТ). ВЭТТ определяется экспериментально.

При этом путем графического построения ступеней изменения концентрации в абсорбере между равновесной и рабочими линиями процесса на x – y диаграмме определяют число теоретических тарелок абсорбции (ЧТТ).

При этом высота слоя насадки определится выражением

$$H_{\text{н}} = h_{\text{н}} \cdot n_{\text{Т}}, \quad (2.1.13)$$

где $h_{\text{н}}$ — ВЭТТ; $n_{\text{Т}}$ — ЧТТ.

2. Через высоту единиц переноса (ВЕП). Тогда высота слоя насадки определится по зависимости

$$H_{\text{н}} = h_{\text{oy}} \cdot n_{\text{oy}}, \quad (2.1.14)$$

где h_{oy} — ВЕП, м; n_{oy} — общее число единиц переноса, которое характеризует изменение рабочей концентрации фазы, приходящейся на единицу движущей силы:

$$n_{\text{oy}} = \frac{Y_{\text{н}} - Y_{\text{в}}}{\Delta Y_{\text{ср}}}, \quad (2.1.15)$$

т. е. одна единица переноса — это участок аппарата, для которого изменение концентрации одной из фаз равно средней движущей силе на этом участке.

Значение ВЕП определяется экспериментально и связано с коэффициентом массопередачи следующим образом:

$$h_{\text{oy}} = \frac{G}{K_Y \cdot S \cdot \sigma \cdot \psi}, \quad (2.1.16)$$

где S — площадь поперечного сечения колонны, м^2 ; ψ — коэффициент смоченности насадки.

Число единиц переноса и ВЕП используют для расчета рабочей высоты аппарата в тех случаях, если трудно определить площадь поверхности контакта фаз, что имеет место в расчетах насадочных колонн.

Аппараты со ступенчатым контактом фаз. Определение основных размеров проводится так же, как и для тарельчатых ректификационных колонн.

Высоту колонны (расстояние между верхней и нижней тарелками $H_{\text{т}}$) определяют по уравнению

$$H_{\text{т}} = (n - 1) \cdot h,$$

где n — число тарелок в колонне (действительное); h — расстояние между тарелками.

Действительное число тарелок в колонне определяют, используя метод графического определения ЧТТ посредством построения ломаной между равновесной и рабочими линиями на диаграмме $x-y$ и расчетные зависимости для коэффициентов массоотдачи (или чисел единиц пере-

носа) в паровой и жидкой фазах на тарелке и уравнение массопередачи.

Для приближенного расчета высоты колонны используют понятие среднего КПД тарелок (колонны в целом) η , который вводят для учета реальных условий массообмена на тарелках. η зависит от большого числа факторов (таких как конструкция и размеры тарелок, гидродинамические факторы, физико-химические свойства разделяемых сред). Значение КПД тарелок определяют экспериментально. Обычно величина η находится в пределах 0,3–0,8.

Тогда высота колонны определится по выражению

$$H_{\text{т}} = \left(\frac{n_{\text{т}}}{\eta} - 1 \right) \cdot h,$$

где $n_{\text{т}}$ — ЧТТ.

Последний метод носит название метода теоретических ступеней. Его использование при расчете высоты колонны оправдано только лишь в тех случаях, если отсутствуют данные о коэффициенте массопередачи или ВЕП, т. е. об истинной кинетике процесса в аппарате данной конструкции, или имеются сведения о КПД тарелок для данной системы, полученные в промышленных условиях.

2.2. ПРИМЕРЫ РЕШЕНИЯ ТИПОВЫХ ЗАДАЧ

Пример 2.2.1. Двухфазная система состоит из газовой фазы (воздух атмосферного давления, содержащий 20% об. метана (CH_4)) и жидкой фазы (вода, содержащая растворенный метан в количестве $0,7 \cdot 10^{-5}$ мол. долей). Атмосферное давление 760 мм рт. ст., температура 20°C. Приняв, что равновесные составы газовой и жидкой фаз характеризуются законом Генри, определить направление переноса метана и движущую силу процесса в начальный момент времени.

Решение. Определим парциальное давление метана в газовой фазе на основании уравнений Клапейрона и Дальтона:

$$p = y \cdot P,$$

где P — общее давление смеси, мм рт. ст; y — мольная (объемная) доля компонента в смеси газов.

Отсюда получаем:

$$p = 0,2 \cdot 760 = 152 \text{ мм рт. ст.}$$

Рассматриваемая система может находиться в одном из трех возможных состояний (рис. 2.2.1):

1) мольная доля метана в воде меньше концентрации метана (в мольных долях), которую будет иметь фаза Φ_x в условиях равновесия с газовой фазой Φ_y , парциальное давление метана в которой равно $p = 152$ мм рт. ст. Для того чтобы в процессе массопередачи система приближалась к состоянию равновесия, мольная доля метана в воде должна увеличиваться, т. е. метан будет переходить из воздуха в воду (рис. 2.2.1а);

2) мольная доля метана в воде больше концентрации метана (в мольных долях), которую будет иметь фаза Φ_x в условиях равновесия с газовой фазой Φ_y , парциальное давление метана в которой равно $p = 152$ мм рт. ст. Для того чтобы в процессе массопередачи система приближалась к состоянию равновесия, мольная доля метана в воде должна увеличиваться, т. е. метан будет переходить из воздуха в воду (рис. 2.2.1б);

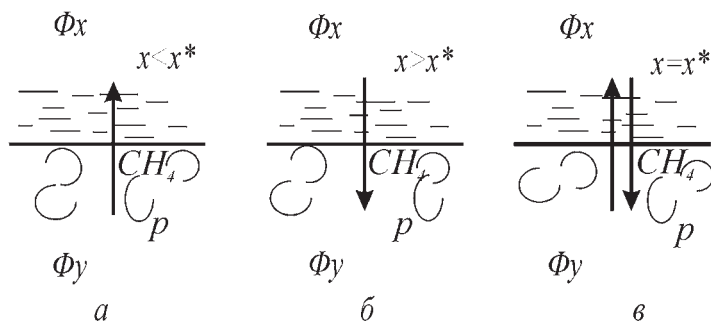


Рис. 2.2.1

Состояния двухфазной системы «газ — жидкость» и направление процесса массопереноса распределяемого компонента

3) мольная доля метана в воде равна концентрации метана (в мольных долях), которую будет иметь фаза Φ_x в условиях равновесия с газовой фазой, парциальное давление метана в которой равно $p = 152$ мм рт. ст. Система находится в состоянии динамического равновесия (рис. 2.2.1в).

Определим по закону Генри концентрацию метана, которую будет иметь вода (фаза Φ_x) в условиях равновесия с газовой фазой Φ_y , парциальное давление метана в которой равно $p = 152$ мм рт. ст.

$$x^* = \frac{p}{E},$$

где E — коэффициент Генри для водного раствора метана при температуре 20°C , $E = 28,5 \cdot 10^6$ мм рт. ст. (Приложение 2.1).

Тогда

$$x^* = \frac{152}{28,5 \cdot 10^6} = 5,3 \cdot 10^{-6} \text{ мол. доли.}$$

Так как $x > x^*$, значит, метан будет переходить из воды в воздух.

При этом движущая сила этого процесса, считая ее по концентрации в жидкой фазе:

$$\Delta x = x - x^* = (7 - 5,3) \cdot 10^{-6} = 1,7 \cdot 10^{-6} \text{ мол. доли.}$$

Задача может быть решена по аналогичному методу путем определения степени отклонения системы от состояния равновесия (направление процесса и его движущая сила) по действительному парциальному давлению метана в газовой смеси p и равновесному p^* , вычисленному по закону Генри при заданной мольной доле метана в растворе.

Пример 2.2.2. В абсорбере, работающем под давлением 1 атм, известны коэффициенты массоотдачи $\beta_x = 2,9 \cdot 10^{-3}$ кмоль/(м²·ч) и $\beta_y = 0,036$ кмоль/(м²·ч). Определить, во сколько раз диффузионное сопротивление жидкой фазы отличается от диффузионного сопротивления газовой фазы, если известно, что равновесные составы газовой и жидкой фаз характеризуются законом Генри $p^* = 5,4 \cdot 10^4 x$.

Решение. Как отмечалось выше, при определенных допущениях можно получить следующие уравнения связи коэффициентов массоотдачи и массопередачи:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} \text{ и } K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}},$$

знаменатели которых будут представлять собой общее диффузионное сопротивление процессу массопереноса, равное сумме диффузионных сопротивлений газовой и жидкой фаз, т. е. отношение диффузионного сопротивления жидкой фазы от диффузионного сопротивления газовой фазы ΔR равно

$$\Delta R = \frac{\frac{m}{\beta_x}}{\frac{1}{\beta_y}} = \frac{m \cdot \beta_y}{\beta_x}.$$

Для того чтобы определить неизвестную в полученном выражении величину коэффициента распределения m , приведем уравнение равновесия к виду $y^* = mx$.

На основании уравнений Клапейрона и Дальтона мольная (объемная) доля любого компонента в смеси газов y определяется выражением

$$y = \frac{p}{P},$$

где P — общее давление смеси, мм рт. ст.

Для системы, находящейся в равновесии, можно записать

$$y^* = \frac{p^*}{P}.$$

Тогда уравнение равновесия для заданной системы:

$$y^* = \frac{5,4 \cdot 10^4 \cdot x}{760} = 71,05 \cdot x,$$

значит, $m = 71,05$.

Получим

$$\Delta R = \frac{71,05 \cdot 0,036}{0,29} = 8,82,$$

т. е. диффузионное сопротивление жидкой фазы в 8,82 раза превосходит диффузионное сопротивление газовой фазы.

Пример 2.2.3. В скруббере из воздуха поглощается водой диоксид углерода. В скруббер поступает $3800 \text{ м}^3/\text{ч}$ газовой смеси (считая при атмосферном давлении и рабочей температуре), расход воды $500 \text{ м}^3/\text{ч}$. Начальное содержание диоксида углерода в воздухе $17,3\%$ об., конечное $0,3\%$ об. В скруббер загружена насадка, суммарная поверхность которой составляет 4500 м^2 . Аппарат работает под давлением $P_{\text{абс}} = 10 \text{ атм}$ и при температуре 20°С . Определить среднюю движущую силу процесса абсорбции и коэффициент массопередачи в скруббере.

Решение.

1. Определим количество диоксида углерода, поглощенного водой, составив материальный баланс процесса (рис. 2.2.2).

$$G_{\text{CO}_2, \text{погл}}^V = G_{\text{CO}_2, \text{н}}^V - G_{\text{CO}_2, \text{к}}^V,$$

Рис. 2.2.2
Схема движения потоков
в скруббере

где $G_{\text{CO}_2, \text{погл}}^V$ — объемный расход поглощенного диоксида углерода, $\text{м}^3/\text{ч}$; $G_{\text{CO}_2, \text{н}}^V$ — начальный объемный расход диоксида углерода в воздухе, $\text{м}^3/\text{ч}$; $G_{\text{CO}_2, \text{к}}^V$ — конечное количество диоксида углерода в воздухе, $\text{м}^3/\text{ч}$.

$$G_{\text{CO}_2, \text{н}}^V = G_{\text{CM}, \text{н}} \cdot y_{\text{н}} = 3800 \cdot 0,173 = 657,4 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$\begin{aligned} G_{\text{CO}_2, \text{к}}^V &= G_{\text{CM}, \text{к}} \cdot y_{\text{к}} = \frac{G_{\text{CM}, \text{н}} - G_{\text{CO}_2, \text{н}}^V}{1 - y_{\text{к}}} \cdot y_{\text{к}} = \\ &= \frac{3800 - 657,4}{1 - 0,003} \cdot 0,003 = 9,46 \text{ м}^3/\text{ч}. \end{aligned}$$

Тогда

$$G_{\text{CO}_2, \text{погл}}^V = 657,4 - 9,46 = 647,94 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Массовый расход поглощенного диоксида углерода (кг/ч):

$$G_{\text{CO}_2, \text{погл}}^{\text{масс}} = \frac{G_{\text{CO}_2, \text{погл}}^V}{T} \cdot T_0,$$

где T — рабочая температура проведения процесса, $T = 20^\circ\text{C} = 293 \text{ K}$; ρ — плотность диоксида углерода при нормальных условиях, $\rho_0 = 1,98 \text{ кг/м}^3$.

Отсюда

$$G_{\text{CO}_2, \text{погл}}^{\text{масс}} = \frac{647,94}{273 + 20} \cdot 273 \cdot 1,98 = 1195,3 \text{ кг/ч}.$$

Мольный расход поглощенного диоксида углерода:

$$G_{\text{CO}_2, \text{погл}}^{\text{мольн}} = \frac{G_{\text{CO}_2, \text{погл}}^V}{M},$$

где M — мольная масса диоксида углерода, $M = 44 \text{ кг/кмоль}$.

$$G_{\text{CO}_2, \text{погл}}^{\text{мольн}} = \frac{1195,3}{44} = 27,17 \text{ кмоль / ч}.$$

2. Находим движущую силу процесса абсорбции

- внизу скруббера:

$$\Delta p_{\text{н}} = p_{\text{н}} - p_{\text{н}}^*,$$

где $p_{\text{н}}$ — парциальное давление диоксида углерода на входе в аппарат, $p_{\text{н}} = P \cdot y_{\text{н}}$; P — общее давление в скруббере; $p_{\text{н}}^*$ — парциальное давление диоксида углерода в газе, равновесном с жидкостью, вытекающей из аппарата (см. пример 2.2.1), $p_{\text{н}}^* = E \cdot x_{\text{к}}$; $E = 1,08 \cdot 10^6 \text{ мм}$ — коэффициент Генри для диоксида углерода при 15°C (см. Приложение 2.1); $x_{\text{к}}$ — мольная доля диоксида углерода в воде, вытекающей из скруббера

$$x_k = \frac{G_{\text{CO}_2, \text{ПОГЛ}}^{\text{МОЛЬН}}}{L_{\text{МОЛ}}},$$

где $L_{\text{МОЛ}}$ — мольный расход воды, кмоль/ч.

$$L_{\text{МОЛ}} = \frac{L \cdot \rho_{\text{В}}}{M_{\text{В}}} = \frac{500 \cdot 1000}{18} = 27\,778 \text{ кмоль/ч};$$

$$x_k = \frac{27,17}{27\,778} = 0,00098.$$

Тогда

$$\Delta p_{\text{Н}} = 10 \cdot 760 \cdot 0,173 - 1,08 \cdot 10^6 \cdot 0,00098 = 256,4 \text{ мм рт. ст.}$$

- наверху скруббера

$$\Delta p_{\text{К}} = p_{\text{К}} - p_{\text{К}}^*,$$

где $p_{\text{К}}$ — парциальное давление диоксида углерода на выходе из аппарата, $p_{\text{К}} = P \cdot y_{\text{К}}$; $p_{\text{Н}}^*$ — парциальное давление диоксида углерода в газе, равновесном с жидкостью, подаваемой в аппарат $p_{\text{Н}}^* = E \cdot x_{\text{К}}^*$. Так как по условию на орошение подается чистая вода, то парциальное давление диоксида углерода в равновесном с водой газе равно нулю.

Тогда

$$\Delta p_{\text{К}} = 10 \cdot 760 \cdot 0,003 = 22,8 \text{ мм рт. ст.}$$

Средняя движущая сила для всего процесса:

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{\Delta p_{\text{Н}} - \Delta p_{\text{К}}}{2,3 \log \left(\frac{\Delta p_{\text{Н}}}{\Delta p_{\text{К}}} \right)} = \frac{256,4 - 22,8}{2,3 \log \left(\frac{256,4}{22,8} \right)} = 96,6 \text{ мм рт. ст.}$$

Коэффициент массопередачи в аппарате:

$$K_p = \frac{G_{\text{CO}_2, \text{ПОГЛ}}^{\text{МОЛЬН}}}{F \cdot \Delta p_{\text{ср}}} = \frac{1195,3}{4500 \cdot 96,6} = 0,0027 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.}).$$

Используя известную зависимость между различными единицами измерения давления, можно получить значение коэффициента массопередачи в аппарате в единицах $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кПа})$.

2.3. РАСЧЕТНО-ГРАФИЧЕСКАЯ РАБОТА № 2 «РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА»

Расчетно-графическая работа выполняется студентом по индивидуальному заданию. Номер варианта расчетного задания определяется по двум последним цифрам номера зачетной книжки студента. Исходные данные помещены в две таблицы. В первой таблице приведены данные для первой цифры номера варианта, во второй — для второй цифры номера варианта. Например, если номер зачетной книжки 558971, то номер варианта — 71. Исходные данные для этого варианта берутся из строки «Вариант 70» таблицы 2.3.1 и из строки «Вариант 01» таблицы 2.3.2.

Задание

Определить основные размеры скруббера (диаметр и высоту), заполненного насадкой и работающего при следующих условиях (табл. 2.3.1 и 2.3.2). Скруббер для поглощения паров диоксида серы из воздуха орошается водой в количестве L , кг/ч. Средняя температура в скруббере 20°C . Через скруббер пропускается под атмосферным давлением смесь воздуха с парами диоксида серы, содержащая y_n , % (об.) диоксида серы. Чистого воздуха в этой смеси содержится V , $\text{м}^3/\text{ч}$ (считая на нормальные условия). В скруббере улавливается c_n , % диоксида серы.

Таблица 2.3.1

Исходные данные

№ вар.	L , кг/ч	y_n , % (об.)	c_n , %	Δ , %	ψ	K_y , кмоль/ $\text{м}^2\cdot\text{ч}$
0	1000	0,03	95	20	1	0,1
10	1500	0,04	95	20	0,9	0,15
20	1800	0,05	96	20	0,95	0,2
30	1200	0,06	96	20	0,8	0,3
40	1300	0,07	98	25	0,95	0,25
50	1700	0,07	98	25	0,9	0,32
60	2000	0,06	97	25	1	0,38
70	2200	0,05	97	25	0,85	0,15
80	3500	0,04	94	30	0,85	0,45
90	4000	0,03	94	30	1	0,35

Таблица 2.3.2

Исходные данные

№ вар.	m	$V, \text{м}^3/\text{ч}$	Тип насадки
0	1,8	500	Кольца Рашига керамические 15×15×2
01	1,65	250	Кольца Рашига керамические 10×10×1,5
02	1,55	400	Кольца Палля керамические 25×25×3
03	1,45	600	Кольца Палля керамические 35×35×4
04	1,73	750	Кольца Рашига керамические 25×25×3
05	2,20	900	Кольца Палля стальные 15×15×0,4
06	1,45	1000	Кольца Рашига стальные 15×15×0,5
07	2,35	1100	Кольца Палля стальные 25×25×0,6
08	1,77	1700	Кольца Рашига стальные 50×50×1
09	1,92	2000	Кольца Рашига керамические 35×35×4

Уравнение линии равновесия:

$$Y^* = mX,$$

где X и Y^* выражены в относительных единицах (кмоль диоксида серы на 1 кмоль второго компонента, т. е. воды или воздуха).

Коэффициент массопередачи K_y , кмоль диоксида серы/($\text{м}^2 \cdot \text{ч}$).

Скорость газа принять на Δ , %, меньше скорости захлебывания.

Коэффициент смоченности насадки ψ .

Методика выполнения РГР

1. Составить схему потоков в абсорбере (см. рис. 2.1.1), обозначить на ней расходы фаз и концентрации в относительных единицах (кмоль диоксида серы на 1 кмоль второго компонента, т. е. воды или воздуха).

Начальная концентрация диоксида серы в воде в относительных концентрациях:

$$Y_n = \frac{y_n}{1 - y_n} \text{ (кмоль диоксида серы / кмоль воздуха).}$$

Конечную концентрацию диоксида серы в воздухе определим, зная степень поглощения $s_{\text{п}}$. Степень поглощения называется величина

$$c_{\text{п}} = \frac{Y_{\text{н}} - Y_{\text{к}}}{Y_{\text{н}}},$$

откуда

$$Y_{\text{к}} = \frac{y_{\text{н}} \cdot (1 - c_{\text{п}})}{1 - y_{\text{н}}}, \text{ кмоль диоксида серы / кмоль воздуха.}$$

Начальная концентрация распределяемого компонента в воде в соответствии с условием задачи $X_{\text{н}} = 0$.

Конечная концентрация диоксида серы в воде определяется посредством составления материального баланса скруббера. При этом количество поглощенного газа:

$$M_{\text{мол}} = (Y_{\text{н}} - Y_{\text{к}}) \cdot G_{\text{мол}},$$

где $G_{\text{мол}} = \frac{G_{\text{об}}}{22,4}$ — мольный расход воздуха, кмоль/ч.

Тогда конечная концентрация растворенного диоксида серы в воде:

$$X_{\text{к}} = \frac{M_{\text{мол}}}{L_{\text{мол}}} \text{ (кмоль диоксида серы / кмоль абсорбента).}$$

Мольный расход абсорбента:

$$L_{\text{мол}} = \frac{L}{M_{\text{в}}} \text{ (кмоль / ч),}$$

где $M_{\text{в}} = 18 \text{ кг/кмоль}$ — мольная масса воды.

2. Определение средней движущей силы процесса:

На диаграмме x – y построить рабочую линию процесса абсорбции и линию равновесия (рис. 2.3.1) и определить движущую силу процесса вверху $\Delta Y_{\text{н}}$ и внизу $\Delta Y_{\text{к}}$ скруббера.

По уравнению (2.1.7) или (2.1.8) найти среднюю движущую силу процесса массопередачи $\Delta Y_{\text{ср}}$.

3. Определение требуемой поверхности массопередачи по зависимости (2.1.4):

$$F = \frac{M_{\text{мол}}}{K_y \cdot \Delta Y_{\text{ср}}}.$$

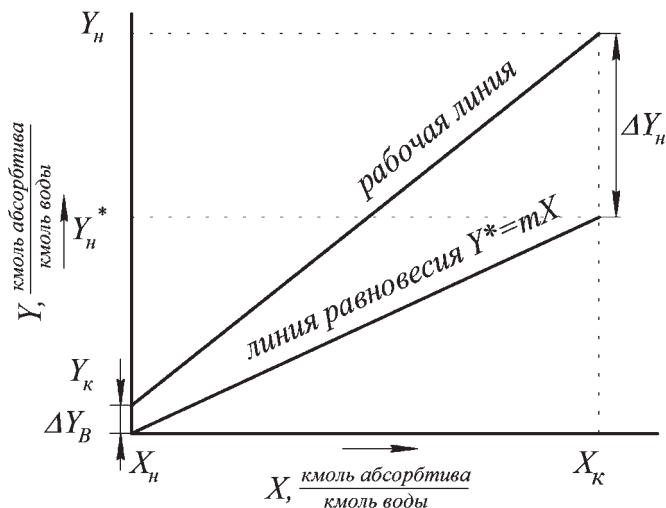


Рис. 2.3.1

Определение движущей силы процесса абсорбции на диаграмме $x-y$

4. Определение размеров аппарата.

По уравнению (2.1.12) определяем скорость инверсии газа в колонне w_3 , м/с. Рабочую фиктивную скорость ω рассчитываем исходя из условия на $\Delta\%$ меньше скорости захлебывания.

При этом массовый расход воздуха:

$$G = V \cdot \rho_0,$$

где ρ_0 — плотность воздуха при нормальных условиях, кг/м³.

Плотность воздуха при заданных условиях работы абсорбера (температура в колонне T , К):

$$\rho_r = \rho_0 \frac{T_0}{T}.$$

Необходимые для расчета характеристики насадки определяем из приложения 2.2.

Площадь поперечного сечения скруббера найдем из уравнения расхода:

$$S = \frac{G}{\omega \cdot \rho_r}, \text{ м}^2.$$

Откуда диаметр:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\omega \cdot \rho_r \cdot \pi}}.$$

Из нормального ряда диаметров колонн (в м) выбираем стандартный диаметр обечайки абсорбера. Ниже приведен нормальный ряд диаметров колонн (в м), принятый в химической промышленности

0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,2; 2,6; 3,0.

Объем слоя насадки, необходимый для создания заданной поверхности массопередачи F при коэффициенте смоченности насадки ψ :

$$V_n = \frac{F}{\sigma \cdot \psi},$$

где σ — удельная поверхность насадки (см. Приложение 2.2).

Требуемая высота насадки:

$$H_n = \frac{V_n}{S}.$$

Общая высота абсорбера:

$$H = H_n + Z_n + Z_b.$$

Расстояние между днищем абсорбера и насадкой Z_n определяется необходимостью равномерного распределения газа по поперечному сечению колонны. Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера Z_b зависит от размеров распределительного устройства для орошения насадки и от высоты сепарационного пространства, в котором часто устанавливают каплеотбойные устройства для предотвращения брызгоуноса из колонны. Z_n и Z_b выбираются по каталогу [9]. Обычно высота скрубберов не превышает 40–50 м.

2.4. ТЕСТОВЫЕ ЗАДАНИЯ ДЛЯ КОНТРОЛЯ УСВОЕНИЯ ЗНАНИЙ

Цель тестов текущего контроля — оценка знаний студентов по пройденному материалу. Тестовые задания разбиты на тематические группы:

- основные понятия;
- статика процесса абсорбции;
- материальный баланс и кинетика процесса абсорбции;
- основные типы абсорбционных аппаратов и гидродинамические режимы их работы;
- схемы абсорбционных установок и десорбция.

Каждый контрольный вопрос может иметь до двух правильных ответов. Индивидуальный опросный лист студента включает вопросы из каждого раздела.

Основные понятия

1. Поглотитель, участвующий в процессе абсорбции, называют:
 - 1) абсорбтив;
 - 2) абсорбент;
 - 3) абсорбат.
2. Поглощаемый газ в процессе абсорбции называют:
 - 1) абсорбтив;
 - 2) абсорбент;
 - 3) абсорбат.
3. При физической абсорбции поглощаемый газ:
 - 1) не взаимодействует с абсорбентом;
 - 2) образует химическое соединение с абсорбентом.
4. Хемосорбция протекает:
 - 1) без взаимодействия абсорбтива с абсорбентом;
 - 2) при взаимодействии абсорбтива с абсорбентом с образованием химического соединения.
5. Абсорбция — процесс:
 - 1) необратимый;
 - 2) обратимый.

6. В промышленности процесс абсорбции применяют с целью:

- 1) очистки газовых смесей от вредных примесей;
- 2) разделения азеотропных смесей;
- 3) извлечения ценных компонентов из газовых смесей;
- 4) тонкого разделения суспензий и пылей.

Статика процесса абсорбции

1. В процессе абсорбции содержание газа в растворе зависит от:

- 1) свойств газа и жидкости, давления, температуры и состава газовой фазы;
- 2) давления, температуры и состава газовой фазы;
- 3) свойств газа и жидкости, давления.

2. Число степеней свободы системы «газ — жидкость» в случае растворения в жидкости бинарной газовой смеси (распределяемый компонент А, носитель В) составляет:

- 1) 1;
- 2) 2;
- 3) 3.

3. Закон Генри гласит: парциальное давление растворенного газа:

- 1) обратно пропорционально его мольной доле в растворе;
- 2) прямо пропорционально его мольной доле в растворе;
- 3) численно равно его мольной доле в растворе.

4. Закон Генри гласит: растворимость поглощаемого компонента А газа в жидкости при данной температуре:

- 1) обратно пропорциональна его парциальному давлению над жидкостью;
- 2) прямо пропорциональна его парциальному давлению над жидкостью;
- 3) численно равна его парциальному давлению над жидкостью.

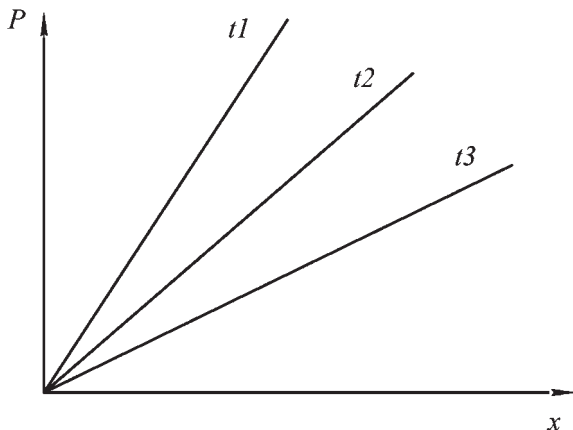
5. Коэффициент Генри зависит от:

- 1) природы поглотителя и газа;
- 2) общего давления в системе;
- 3) температуры.

6. Растворимость газа в жидкости при увеличении температуры:

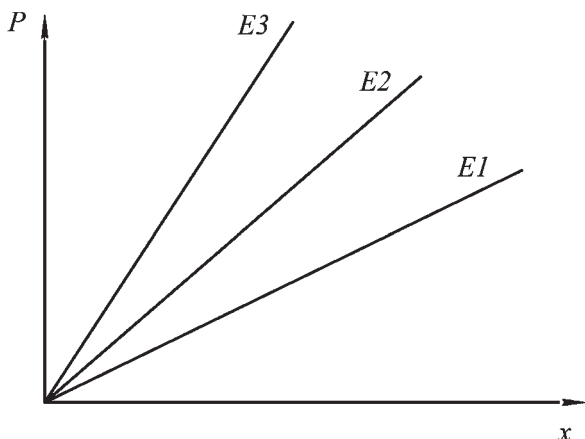
- 1) увеличивается;
- 2) уменьшается;
- 3) не изменяется.

7. На графике P – x показаны зависимости равновесных концентраций от давления для идеального раствора при различных температурах, при этом:



- 1) $t_1 > t_2 > t_3$;
- 2) $t_1 < t_2 < t_3$;
- 3) нет определенной связи между температурами t_1 , t_2 и t_3 .

8. На графике x – p показаны зависимости равновесных концентраций от давления для идеальных растворов, при этом коэффициенты Генри связаны следующим образом:



- 1) $E_1 > E_2 > E_3$;
- 2) $E_1 < E_2 < E_3$;
- 3) нет определенной связи.

9. Растворимость газа в жидкости при увеличении общего давления в системе:

- 1) увеличивается;
- 2) уменьшается;
- 3) не изменяется.

10. Численное значение коэффициента распределения (константы фазового равновесия) m при увеличении общего давления в системе:

- 1) увеличивается;
- 2) уменьшается;
- 3) не изменяется.

11. Численное значение коэффициента распределения (константы фазового равновесия) m при увеличении температуры в системе:

- 1) увеличивается;
- 2) уменьшается;
- 3) не изменяется.

12. Растворимость газа в жидкости увеличивается:

- 1) с увеличением температуры и снижением давления;
- 2) с увеличением температуры и давления;
- 3) с увеличением давления и снижением температуры.

13. При выражении закона Генри в относительных концентрациях равновесие в системе «газ — жидкость» $Y^* = f(X)$ изображается:

- 1) прямой линией, проходящей через начало координат;
- 2) прямой линией, проходящей через начало координат и имеющей наклон, тангенс угла которого равен m ;
- 3) прямой линией, проходящей через начало координат и имеющей наклон, тангенс угла которого равен E ;
- 4) кривой линией, проходящей через начало координат.

14. При изображении закона Генри на диаграмме P – x равновесие в системе «газ — жидкость» $p = f(x)$ изображается:

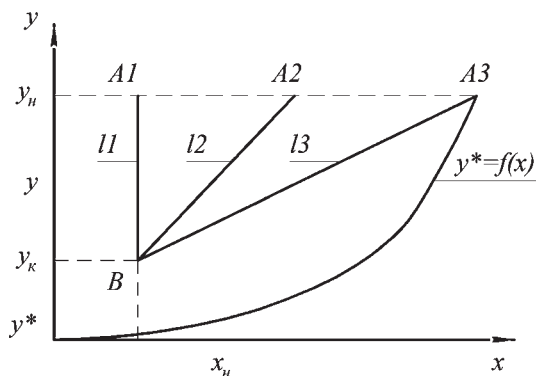
- 1) прямой линией, проходящей через начало координат;
- 2) прямой линией, проходящей через начало координат и имеющей наклон, тангенс угла которого равен m ;
- 3) прямой линией, проходящей через начало координат и имеющей наклон, тангенс угла которого равен E ;
- 4) кривой линией, проходящей через начало координат.

15. В соответствии с законом Генри зависимость между концентрациями распределяемого компонента в газовой смеси в равновесной с ней жидкости на диаграмме $y = f(x)$ изображается:

- 1) прямой линией, проходящей через начало координат;
- 2) прямой линией, проходящей через начало координат и имеющей наклон, тангенс угла которого равен m ;
- 3) прямой линией, проходящей через начало координат и имеющей наклон, тангенс угла которого равен E ;
- 4) кривой линией, проходящей через начало координат.

Материальный баланс и кинетика процесса абсорбции

1. В случае, если рабочая линия процесса абсорбции BA_1 занимает предельное положение, совпадающее с вертикалью:



- 1) расход абсорбента бесконечно большой, размеры аппарата наименьшие;
 - 2) расход абсорбента наименьший при бесконечно больших размерах аппарата;
 - 3) соотношение между размерами аппарата и удельным расходом абсорбента оптимальное.
2. В случае, если рабочая линия процесса абсорбции — BA_3 (см. график, приведенный выше):
 - 1) расход абсорбента бесконечно большой, размеры аппарата наименьшие;
 - 2) расход абсорбента наименьший при бесконечно больших размерах аппарата;
 - 3) соотношение между размерами аппарата и удельным расходом абсорбента оптимальное.
 3. Для плохо растворимых газов определяющим является диффузионное сопротивление:
 - 1) в жидкой фазе $K_x \approx \beta_{ж}$;
 - 2) в газовой фазе $K_y \approx \beta_{г}$.

4. Для хорошо растворимых газов определяющим является диффузионное сопротивление:

- 1) в жидкой фазе $K_x \approx \beta_{ж}$;
- 2) в газовой фазе $K_y \approx \beta_{г}$.

Основные типы абсорбционных аппаратов и гидродинамические режимы их работы

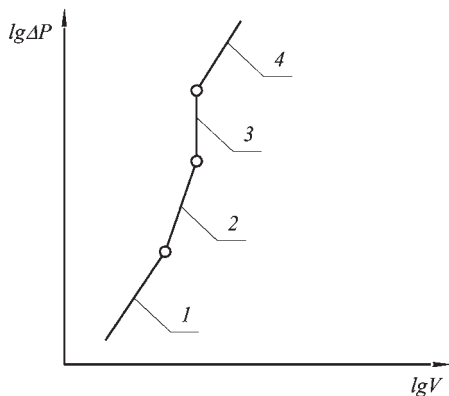
1. Аппарат, в котором осуществляют процесс абсорбции, в общем случае называют

- 1) абсорбат;
- 2) абсорбер;
- 3) абсорбционная колонна.

2. По способу образования поверхности соприкосновения между жидкостью и газом абсорберы условно разделяют на группы:

- 1) поверхностные, пленочные, барботажные, тарельчатые;
- 2) поверхностные и пленочные, насадочные, барботажные, распыливающие;
- 3) поверхностные, смешения, регенеративные;
- 4) поверхностные, пленочные, насадочные, тарельчатые.

3. На графике зависимости гидравлического сопротивления насадки от скорости газа в колонне при постоянном расходе $L = \text{const}$ можно выделить следующие гидродинамические режимы работы абсорбера:



- 1) 1 — эмульгирования; 2 — пленочный; 3 — уноса; 4 — подвисяния;
 - 2) 1 — подвисяния; 2 — эмульгирования; 3 — пленочный; 4 — уноса;
 - 3) 1 — пленочный; 2 — подвисяния; 3 — эмульгирования; 4 — уноса;
 - 4) 1 — пленочный; 2 — эмульгирования; 3 — подвисяния; 4 — уноса.
4. В пленочном режиме работы насадочного абсорбера:
- 1) наступает инверсия фаз с образованием газожидкостной дисперсной системы;
 - 2) количество задерживаемой в насадке жидкости практически не зависит от скорости газа;
 - 3) наблюдается обращенное движение жидкости;
 - 4) с возрастанием скорости газа увеличивается смоченная поверхность насадки, спокойное течение пленки нарушается, появляются завихрения и брызги.
5. В режиме подвисяния работы насадочного абсорбера:
- 1) наступает инверсия фаз с образованием газожидкостной дисперсной системы;
 - 2) количество задерживаемой в насадке жидкости практически не зависит от скорости газа;
 - 3) наблюдается обращенное движение жидкости;
 - 4) с возрастанием скорости газа увеличивается смоченная поверхность насадки, спокойное течение пленки нарушается, появляются завихрения и брызги.
6. В режиме эмульгирования работы насадочного абсорбера:
- 1) наступает инверсия фаз с образованием газожидкостной дисперсной системы;
 - 2) количество задерживаемой в насадке жидкости практически не зависит от скорости газа;
 - 3) наблюдается обращенное движение жидкости;
 - 4) с возрастанием скорости газа увеличивается смоченная поверхность насадки, спокойное течение пленки нарушается, появляются завихрения и брызги.

7. В режиме уноса работы насадочного абсорбера:
 - 1) наступает инверсия фаз с образованием газожидкостной дисперсной системы;
 - 2) количество задерживаемой в насадке жидкости практически не зависит от скорости газа;
 - 3) наблюдается обращенное движение жидкости;
 - 4) с возрастанием скорости газа увеличивается смоченная поверхность насадки, спокойное течение пленки нарушается, появляются завихрения и брызги.
8. Применение мелкой насадки в процессах абсорбции предпочтительнее в случаях:
 - 1) при проведении процесса в вакууме или атмосферном давлении;
 - 2) при проведении процесса при повышенном давлении;
 - 3) если для осуществления процесса необходимо большое число теоретических ступеней и чисел единиц переноса.
9. К недостаткам насадочных колонн относится:
 - 1) трудность отвода тепла;
 - 2) низкие допустимые скорости газа;
 - 3) сложность конструкции;
 - 4) громоздкость и малая эффективность.
10. К недостаткам поверхностных абсорберов относится:
 - 1) трудность отвода тепла;
 - 2) низкие допустимые скорости газа;
 - 3) сложность конструкции;
 - 4) громоздкость и малая эффективность.
11. В зависимости от скорости газа и плотности орошения различают следующие гидродинамические режимы работы барботажных тарелок:
 - 1) пленочный, подвисяния, эмульгирования, уноса;
 - 2) пузырьковый, пенный, струйный;
 - 3) пузырьковый, инжекционный, струйный.

12. Пузырьковый режим работы барботажных тарелок:

- 1) характеризуется образованием на тарелке газожидкостной дисперсной системы, поверхность контакта фаз максимальна;
- 2) наблюдается при небольших скоростях газа при его движении сквозь слой жидкости в виде отдельных пузырьков, поверхность контакта фаз невелика;
- 3) характеризуется увеличением длины газовых струй в слое пены и образованием большого количества крупных брызг, поверхность контакта фаз резко снижается по сравнению с предыдущим режимом.

13. Пенный режим работы барботажных тарелок:

- 1) характеризуется образованием на тарелке газожидкостной дисперсной системы, поверхность контакта фаз максимальна;
- 2) наблюдается при небольших скоростях газа при его движении сквозь слой жидкости в виде отдельных пузырьков, поверхность контакта фаз невелика;
- 3) характеризуется увеличением длины газовых струй в слое пены и образованием большого количества крупных брызг, поверхность контакта фаз резко снижается по сравнению с предыдущим режимом.

14. Инжекционный режим работы барботажных тарелок:

- 1) характеризуется образованием на тарелке газожидкостной дисперсной системы, поверхность контакта фаз максимальна;
- 2) наблюдается при небольших скоростях газа при его движении сквозь слой жидкости в виде отдельных пузырьков, поверхность контакта фаз невелика;
- 3) характеризуется увеличением длины газовых струй в слое пены и образованием большого количества крупных брызг, поверхность контакта фаз резко снижается по сравнению с предыдущим режимом.

15. Струйный режим работы барботажных тарелок:

- 1) характеризуется образованием на тарелке газожидкостной дисперсной системы, поверхность контакта фаз максимальна;
- 2) наблюдается при небольших скоростях газа при его движении сквозь слой жидкости в виде отдельных пузырьков, поверхность контакта фаз невелика;
- 3) характеризуется увеличением длины газовых струй в слое пены и образованием большого количества крупных брызг, поверхность контакта фаз резко снижается по сравнению с предыдущим режимом.

16. Недостатками ситчатых тарелок являются:

- 1) сложность устройства и монтажа;
- 2) в случаях внезапного снижения давления газа с тарелок сливается вся жидкость и колонну необходимо запускать заново;
- 3) чувствительны к загрязнениям и осадкам;
- 4) высокая стоимость.

17. Недостатками колпачковых тарелок являются:

- 1) высокая стоимость;
- 2) в случаях внезапного снижения давления газа с тарелок сливается вся жидкость и колонну необходимо запускать заново;
- 3) сложность устройства и монтажа;
- 4) очень узкий интервал устойчивой работы в диапазоне нагрузок по жидкости и газу.

18. Достоинства клапанных тарелок:

- 1) низкое гидравлическое сопротивление;
- 2) полное отсутствие провала жидкости во всем интервале скоростей газа;
- 3) простота устройства, легкость очистки и монтажа;
- 4) низкий расход металла на изготовление.

19. Достоинства пластинчатых тарелок:

- 1) возможность работы с загрязненными жидкостями;
- 2) полное отсутствие провала жидкости во всем интервале скоростей газа;

- 3) легко организовать отвод тепла в процессе абсорбции.

20. Недостатками полых распыливающих абсорберов являются:

- 1) низкие допустимые скорости газа;
- 2) трудность работы с загрязненными газами;
- 3) расход энергии на распыливание;
- 4) сложность конструкции.

Схемы абсорбционных установок и десорбция

1. Преимуществом противоточной схемы абсорбционных установок перед прямоточными является:

- 1) более высокая степень насыщения поглотителя извлекаемым компонентом;
- 2) возможность отвода тепла, выделяющегося при абсорбции;
- 3) повышение плотности орошения колонны;
- 4) более полное извлечение распределяемого компонента из газовой смеси.

2. Применение схем абсорбционных установок с рециркуляцией жидкой фазы целесообразно в случаях:

- 1) если есть необходимость охлаждать поглотитель в процессе абсорбции;
- 2) если основное сопротивление массопередаче сосредоточено в газовой фазе;
- 3) при больших плотностях орошения.

3. Применение схем абсорбционных установок с рециркуляцией жидкой фазы целесообразно в случаях:

- 1) если нет необходимости охлаждать поглотитель в процессе абсорбции;
- 2) если основное сопротивление массопередаче сосредоточено в жидкой фазе;
- 3) при больших плотностях орошения.

4. Применение схем абсорбционных установок с рециркуляцией жидкой фазы целесообразно в случаях:

- 1) если нет необходимости охлаждать поглотитель в процессе абсорбции;
 - 2) если основное сопротивление массопередаче сосредоточено в газовой фазе;
 - 3) при малых плотностях орошения для улучшения смачиваемости насадки.
5. Получение газа в чистом виде в процессе десорбции возможно путем:
- 1) отгонки в токе инертного газа в тарельчатой или насадочной колонне;
 - 2) подвод тепла к абсорбенту с последующей ректификацией образующейся смеси.
6. В случаях, когда процесс абсорбции проводится под давлением выше атмосферного, десорбцию наиболее целесообразно проводить:
- 1) отгонкой в токе инертного газа или водяного пара;
 - 2) путем подвода тепла к абсорбенту;
 - 3) путем снижения давления над абсорбентом.

Ответы к тестовым заданиям

Таблица 2.4.1

№ вопроса	Правильный ответ	№ вопроса	Правильный ответ
Основные понятия		Основные типы абсорбционных аппаратов и гидродинамические режимы их работы	
1	2)	1	2)
2	1)	2	2)
3	1)	3	3)
4	2)	4	2)
5	2	5	4)
6	1), 3)	6	1)
Статика процесса абсорбции		7	3)
1	1)	8	2), 3)
2	3)	9	1)
3	2)	10	4)
4	2)	11	2)

№ вопроса	Правильный ответ	№ вопроса	Правильный ответ
5	1), 3)	12	2)
6	2)	13	1)
7	1)	14	3)
8	2)	15	3)
9	1)	16	2), 3)
10	2)	17	1), 3)
11	1)	18	2)
12	3)	19	1)
13	4)	20	3), 2)
14	3)	Схемы абсорбционных установок и десорбция	
15	2)	1	1), 4)
Материальный баланс и кинетика процесса абсорбции		2	1)
1	1)	3	2)
2	2)	4	3)
3	1)	5	2)
4	2)	6	3)

2.5. СПРАВОЧНЫЕ ДАННЫЕ ПО РАЗДЕЛУ

Приложение 2.1

Таблица 2.5.1
Значение коэффициента Генри для водных растворов газов (приведены значения $E \cdot 10^{-6}$ мм) [11]

Газ	Температура, °C										
	0	5	10	15	20	25	30	40	60	80	100
Азот	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	79,2	90,9	95,9	95,4
Ацетилен	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,01	1,11	—	—	—	—
Бром	0,016	0,021	0,028	0,034	0,045	0,056	0,069	0,101	0,191	0,307	—
Водород	44	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7	55,4	57,1	58,1	57,4	56,6
Воздух	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7	58,6	66,1	76,5	81,7	81,6
Диоксид углерода	0,553	0,666	0,792	0,93	1,08	1,24	1,41	1,77	2,59	—	—
Кислород	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,3	36,1	40,7	47,8	52,2	53,3
Метан	17	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,1	39,5	416	51,8	53,3
Оксид углерода	26,7	30	33,6	37,2	40,7	44	47,1	52,9	62,5	64,3	64,3
Сероводород	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,566	0,782	1,03	1,12
Хлор	0,204	0,25	0,297	0,346	0,402	0,454	0,502	0,6	0,731	0,73	—
Этан	9,55	11,8	14,4	17,2	20	23	26	32,2	42,9	50,2	52,6
Этилен	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67	9,62	—	—	—	—

Приложение 2.2

Таблица 2.5.2

Характеристики неупорядоченных насадок из колец

Тип насадки (размеры в мм)	$\sigma, \text{м}^2/\text{м}^3$	$V_{\text{св}}, \text{м}^3/\text{м}^3$	$d_s, \text{м}$	$\rho, \text{кг}/\text{м}^3$	Число шт. в 1 м^3
Керамические кольца Рашига 10×10×1,5	440	0,7	0,006	700	700 000
15×15×2	330	0,7	0,009	690	220 000
25×25×3	200	0,74	0,015	530	50 000
35×35×4	140	0,78	0,022	530	18 000
50×50×5	90	0,785	0,035	530	6000
Стальные кольца Рашига 10×10×0,5	500	0,88	0,007	960	770 000
15×15×0,5	350	0,92	0,012	660	240 000
25×25×0,8	220	0,92	0,017	640	55 000
50×50×1	110	0,95	0,035	430	7000
Керамические кольца Палля 25×25×3	220	0,74	0,014	610	46 000
35×35×4	165	0,76	0,018	540	18 500
50×50×5	120	0,78	0,026	520	5800
60×60×6	96	0,79	0,033	520	3350
Стальные кольца Палля 15×15×0,4	380	0,9	0,010	525	230 000
25×25×0,6	235	0,9	0,015	490	52 000
35×35×0,8	170	0,9	0,021	455	18 200
50×50×1,0	108	0,9	0,033	415	6400

КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ

1. Раскройте принципы процессов абсорбции и десорбции. Для решения каких практических задач применяют эти процессы?
2. Сформулируйте закон Генри. Для каких систем справедлив этот закон?
3. Как составляется материальный баланс абсорбции? Раскройте понятие рабочей линии процессов абсорбции.
4. Перечислите основные требования к абсорбционным аппаратам. Дайте их классификацию.

5. Раскройте принцип действия пленочных абсорберов.
6. Раскройте принцип действия насадочных аппаратов колонного типа.
7. В чем особенности режимов работы насадочных колонн?
8. В чем особенности гидродинамических режимов работы тарельчатых абсорберов? Какой режим является оптимальным для проведения процесса абсорбции?
9. Дайте сравнительную характеристику распыливающих абсорберов. Назовите их преимущества.
10. Приведите примеры схем установок с однократным и многократным использованием абсорбента.
11. Каков порядок расчета абсорберов и в чем отличие методики расчета абсорберов с непрерывным и ступенчатым контактом фаз?

ПЕРЕГОНКА ЖИДКОСТЕЙ

ОБОЗНАЧЕНИЯ

x_F	— состав по легколетучему компоненту исходной смеси
x_d	— состав по легколетучему компоненту дистиллята
x_W	— состав по легколетучему компоненту кубового остатка

ТЕРМИНЫ

Легколетучий (низкокипящий) компонент — компонент раствора, который имеет большее парциальное давление паров и кипит при более низкой температуре.

Труднолетучий (высококипящий) компонент — компонент раствора, который имеет меньшее парциальное давление паров и кипит при более высокой температуре.

Дистиллят D — целевой продукт процесса перегонки, раствор, обогащенный легколетучим компонентом и полученный после отвода и конденсации образующихся в процессе паров.

Кубовый остаток W — целевой продукт процесса перегонки, раствор, обогащенный труднолетучим компонентом.

Флегма Ф — часть потока дистиллята, возвращаемая в колонну.

Флегмовое число R — отношение количества возвращаемой в колонну флегмы к количеству отобранного дистиллята.

Питающая тарелка, или секция питания для колонн насадочного типа — тарелка, на которую подается исходная смесь в процессах непрерывной ректификации.

Укрепляющая часть колонны — верхняя часть колонны от тарелки (секции) питания до верхней тарелки, в которой должно быть обеспечено возможно большее укрепление паров низкокипящим компонентом.

Исчерпывающая часть колонны — нижняя часть колонны от нижней тарелки до тарелки (секции) питания, в которой должно быть обеспечено возможно большее извлечение из жидкости легколетучего компонента.

3.1. ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 2 «ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПЕРИОДИЧЕСКОЙ РЕКТИФИКАЦИИ БИНАРНОЙ СМЕСИ»

Теоретическая часть

Ректификацией называется процесс разделения жидких однородных смесей на составляющие вещества или группы составляющих веществ в результате многократного противоточного взаимодействия паровой и жидкой фаз.

Разделение жидкой смеси основано на различной летучести веществ. При ректификации исходная смесь делится на две части: дистиллят — смесь, обогащенную легколетучим компонентом (НК), и кубовый остаток — смесь, обогащенную труднолетучим компонентом (ВК). Легколетучим в процессе испарения является компонент с более низкой температурой кипения.

Сущность процесса ректификации состоит в частичном испарении исходной смеси с отводом и последующей конденсацией образовавшейся паровой фазы. Получившийся конденсат снова частично испаряется, конденсируется и т. д. За счет этого образуется продукт, обогащенный НК. Наглядно это можно иллюстрировать построением процесса на диаграмме «температура — состав» (рис. 3.1.1).

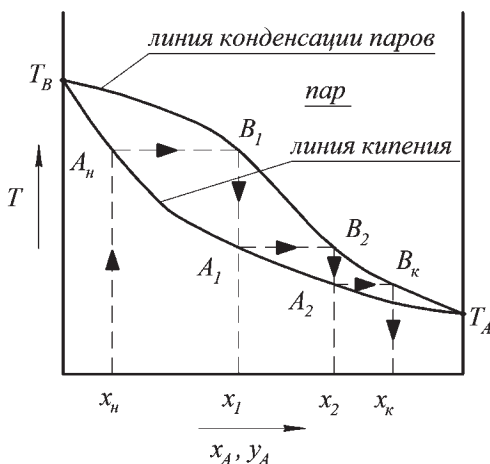


Рис. 3.1.1

Процесс ректификации на диаграмме «температура — состав» $t-x, y$

Исходная смесь состава x_n нагревается до температуры кипения (точка A_n) и частично испаряется (линия $A_n B_1$), при этом образуется пар, обогащенный НК. Получившийся пар конденсируется (линия $A_1 B_1$) и образовавшийся конденсат снова частично испаряется (линия $A_1 B_2$) и т. д. до тех пор, пока не получится продукт — дистиллят заданного состава (точка x_k), обогащенный НК ($x_k > x_n$).

На практике ректификация проводится в колонных аппаратах барботажного или насадочного типа, принцип работы которых заключается в постоянном тепло- и массообмене между поднимающимся в колонне паром и стекающей жидкостью — флегмой. Поскольку пар имеет более высокую температуру, чем жидкость, то при взаимодействии с жидкой фазой пар охлаждается и из него частично конденсируется НК, который присоединяется к жидкой фазе. Теплота конденсации паровой фазы передается флегме и нагревает ее до температуры кипения, флегма вскипает и из нее частично испаряется НК. В результате этого паровая фаза будет обогащена НК, а жидкая фаза — ВК. В целом, в результате процессов частичной конденсации паровой фазы и частичного испарения жидкой фазы, протекающих по всей высоте колонны,

в верхней части аппарата накапливается пар практически чистого НК, а в кубе — жидкость, близкая по своему составу к чистому ВК.

Процесс ректификации осуществляется в ректификационной установке непрерывно (рис. 3.1.2) или периодически.

В первом случае разделяемая смесь, предварительно подогретая до температуры кипения, подается в установку непрерывно. Подача ее осуществляется в среднюю часть на так называемую питающую тарелку колонны, которая делит весь аппарат на нижнюю и верхнюю части. Нижняя часть аппарата работает как отгонная — в ней происходит удаление ВК из разделяемой смеси, а верхняя часть, как укрепля-

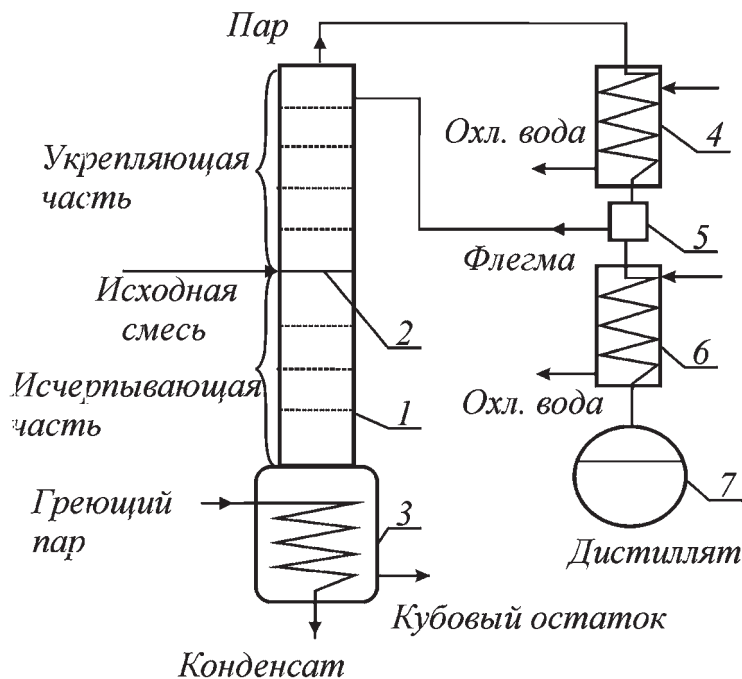


Рис. 3.1.2

Схема ректификационной установки непрерывного действия:

1 — колонна; 2 — тарелка питания; 3 — куб колонны; 4 — дефлегматор; 5 — отделитель флегмы; 6 — холодильник; 7 — сборник готового продукта.

ющая — в ней происходит обогащение паровой фазы НК. Установка в этом случае обычно работает в установившемся режиме, что позволяет получать продукт и кубовый остаток с постоянной по времени концентрацией НК.

При осуществлении периодического процесса (рис. 3.1.3) разделяемая смесь предварительно заливается в испаритель — куб колонны, доводится до кипения и испаряется. Образовавшийся пар проходит через колонну, орошаемую подаваемой сверху флегмой, представляющую собой часть сконденсированного продукта. При взаимодействии флегмы и паровой фазы последняя обогащается легколетучим компонентом.

Процесс периодической ректификации проводится:

- 1) при *постоянном флегмовом числе* ($R = \text{const}$);
- 2) при *постоянном составе дистиллята* ($x_d = \text{const}$).

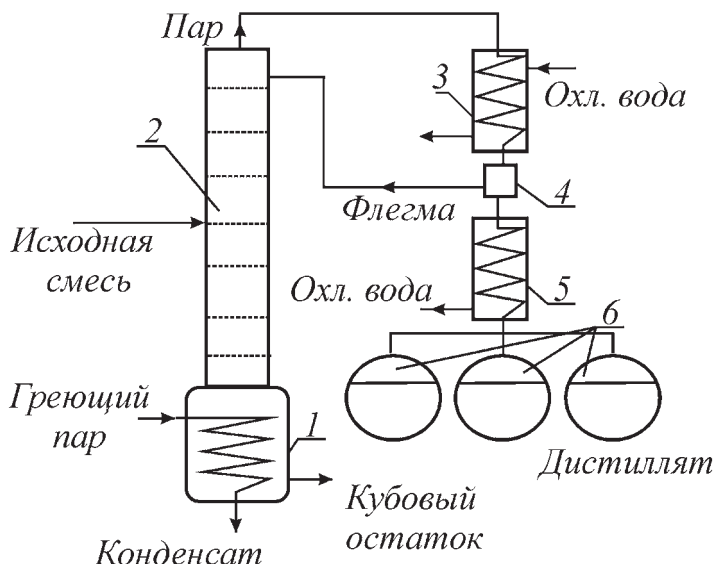


Рис. 3.1.3

Схема ректификационной установки периодического действия:

1 — куб колонны; 2 — ректификационная колонна; 3 — дефлегматор; 4 — отделитель флегмы; 5 — холодильник; 6 — сборники готового продукта.

Проведение процесса с получением дистиллята постоянного (начального) состава $x_d = \text{const}$ возможно путем постепенного увеличения во времени количества возвращаемой в колонну флегмы (при работе с постоянно возрастающим флегмовым числом R). Осуществление процесса таким способом связано с автоматическим регулированием количества флегмы, возвращаемой в колонну, или количества пара, поступающего из кипятильника, что усложняет установку.

В процессе периодической ректификации при $R = \text{const}$ концентрация НК в кубе постепенно уменьшается от x_F (в начальный момент) до x_W (в конечный момент), принимая во времени промежуточные значения (рис. 3.1.4). Как видно из рисунка, при $R = \text{const}$ наклон рабочей линии, тангенс которого равен $R/(R + 1)$, не зависит от концентрации, и поэтому рабочая линия смещается параллельно своему первоначальному положению.

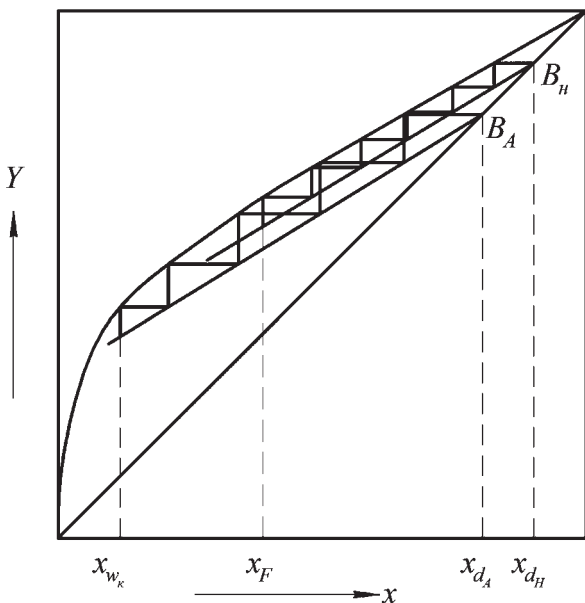


Рис. 3.1.4

Расчет периодической ректификации при постоянном флегмовом числе

При расчете ректификационных колонн принимают, что разделяемая смесь следует правилу Трутона, согласно которому отношение мольной теплоты испарения к абсолютной температуре кипения для всех жидкостей является приближенно величиной постоянной. Отсюда следует, что молярные расходы обеих фаз для любого сечения колонны будут постоянны. Вследствие этого весь расчет колонн удобнее производить в мольных количествах, а концентрации выражать в мольных долях.

Расчет процесса ректификации обычно ведется графо-аналитическим методом, для чего на диаграмму составов наносится кривая равновесия и рабочая линия процесса.

Процесс периодической ректификации может проводиться при постоянном расходе флегмы, но при этом содержание низкокипящего компонента в смеси, кипящей в кубе, уменьшается во времени. Поэтому при возврате постоянного количества флегмы в колонну, т. е. в случае работы при $R = \text{const}$, дистиллят также обедняется низкокипящим компонентом. В результате дистиллят получают в виде различных по составу фракций, отбираемых в отдельные сборники.

Особенность расчета периодически действующих колонн, работающих при $R = \text{const}$, состоит в том, что при всех положениях рабочей линии число единиц переноса в колонне остается неизменным. Как видно из рисунка 3.1.4, наклон рабочей линии, тангенс которого равен $R/(R + 1)$, не зависит от концентрации, и поэтому рабочая линия смещается параллельно своему начальному положению. Однако число единиц переноса (или теоретических ступеней) остается неизменным, и его определяют для начального или конечного момента обычно графическим методом, причем соответствующие граничные концентрации должны быть заданы. В связи с этим изменяется во времени состав дистиллята, концентрация НК в нем снижается, принимая последовательно значения от x_{d_n} (при составе x_F в кубе) до x_{d_k} (при заданном составе остатка x_{W_k}), соответствующее заданному составу остатка. Принимая произвольно промежуточные концентрации дистиллята, проводят параллельно друг другу соот-

ветствующие им рабочие линии. Для каждого положения рабочей линии между ней и линией равновесия строят постоянное число ступеней, определенное ранее, и таким образом находят концентрации кубовой жидкости, отвечающие текущему составу дистиллята (рис. 3.1.4).

Среднюю концентрацию легколетучего компонента в дистилляте (x_{dcp}) рассчитывают из уравнения материального баланса:

$$x_{dcp} = \frac{1}{x_F - x_{Wк}} \int_{x_W}^{x_F} x_d dx. \quad (3.1.1)$$

Интеграл в правой части этого уравнения определяют методом графического интегрирования, пользуясь графиком зависимости между составом дистиллята и кубовой жидкости $x_d = f(x)$.

Проведение процесса в процессе периодической ректификации с получением дистиллята постоянного состава возможно путем непрерывного увеличения расхода флегмы, т. е. необходимо увеличивать флегмовое число. Возрастание его соответствует увеличению наклона рабочей линии, т. е. повороту ее против часовой стрелки вокруг точки В (рис. 3.1.5).

Количество кубовой жидкости G_W , остающейся в кубе к концу процесса, рассчитывают по уравнению материального баланса.

Уравнение материального баланса периодической ректификации по низкокипящему компоненту составим из следующих соображений. Содержание НК в жидкости к началу рассматриваемого промежутка времени составляет $L \cdot x$, а к концу $(L - dL) \cdot (x - dx)$. Количество НК, перешедшего в пар за это время, $dL \cdot x_d(x)$. Таким образом, уравнение материального баланса по НК за это время:

$$L \cdot x = (L - dL) \cdot (x - dx) + dL \cdot x_d(x),$$

где L — количество исходной смеси в некоторый момент времени; x — текущая концентрация смеси по низкокипящему компоненту; dL — количество жидкости, испа-

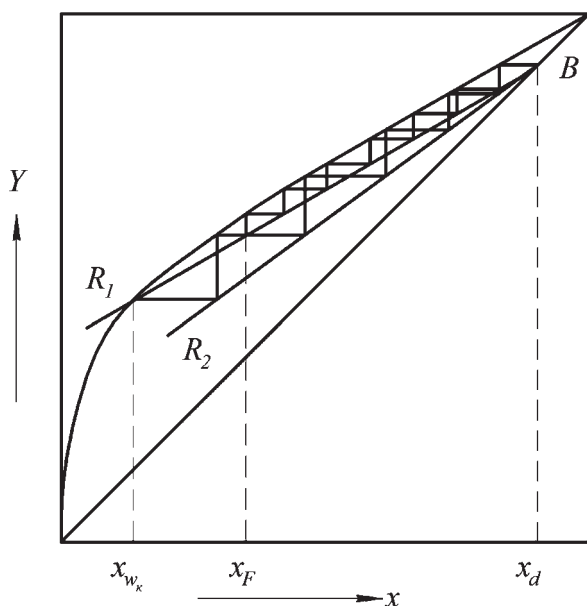


Рис. 3.1.5

Расчет периодической ректификации при постоянном составе дистиллята

рившееся за бесконечно малый промежуток времени dx ; $x_d(x)$ — текущая концентрации дистиллята, соответствующая кипящей в кубе смеси состава x .

Раскрывая скобки и пренебрегая произведением $dL \cdot dx$ как бесконечно малой величиной второго порядка, получим

$$dL \cdot dx = dL \cdot (x_d(x) - x) \quad \text{или} \quad \frac{dL}{L} = \frac{dx}{x_d(x) - x}. \quad (3.1.2)$$

Интегрируем уравнение (3.1.2) в пределах изменения количества жидкости в кубе от начального $L = F$ до конечного $L = W$ и соответствующего падения ее концентрации от x_F до x_W за все время ректификации:

$$\int_F^W \frac{dL}{L} = \int_{x_F}^{x_W} \frac{dx}{x_d(x) - x} \quad \text{или} \quad \int_W^F \frac{dL}{L} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{x_d(x) - x}.$$

После интегрирования получим

$$\ln = \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{x_d(x) - x}. \quad (3.1.3)$$

Интегрирование правой части уравнения (3.1.3) проводят графически или с применением ЭВМ, имеющейся в лаборатории, по стандартной программе вычисления определенного интеграла.

Расчет колонн периодического действия, работающих с получением дистиллята постоянного состава ($x_d = \text{const}$), начинают с нахождения флегмового числа и ЧТТ для конечного момента процесса. Затем, принимая произвольно ряд меньших значений R , строят для каждого из них рабочую линию и вписывают между ней и линией равновесия ЧТТ, определенное для конца процесса, так как это число в реальной колонне остается неизменным во времени. Далее по диаграмме x – y находят составы кубовой жидкости, соответствующие принятым значениям R .

Среднее флегмовое число для всего процесса определяют методом графического интегрирования по уравнению, которое аналогично выражению для расчета среднего состава дистиллята (3.1.1):

$$R_{\text{ср}} = \frac{1}{x_F - x_W} \int_{x_W}^{x_F} R dx.$$

Практическая часть

Цель работы: разделение жидкой бинарной смеси «этиловый спирт — вода» методом периодической ректификации; сравнение экспериментально полученных значений количества и качества (состава) дистиллята, расхода тепла на проведение процесса со значениями, рассчитанными теоретически.

Оборудование, технические средства и инструменты. Для проведения лабораторной работы необходимы: уста-

новка ректификационная; набор ареометров или рефрактометр; плита индукционная; сборники дистиллята; мерный цилиндр; секундомер; плотномер.

Схема установки и принцип работы

Экспериментальная установка состоит из следующих основных элементов (рис. 3.1.6):

- перегонный куб 1;
- колонна ректификационная насадочного типа с фланцем для установки на перегонный куб 2;
- дефлегматор 3;
- конденсатор дистиллята 6;
- плита индукционная 11.

Все детали выполнены из высококачественной пищевой нержавеющей стали, дно перегонного куба изготовлено по принципу «капсула» — слой теплопроводного алюминия находится между двумя слоями нержавеющей стали, что позволяет теплу равномерно распределяться по поверхности дна и не допускает деформаций.

В перегонный куб 1 загружается исходная смесь и установка монтируется согласно схеме на рисунке 3.1.6. Аналоговый термометр 9 для измерения температуры кубовой жидкости устанавливается в куб колонны, цифровой термометр 5 для измерения температуры отходящих из колонны паров устанавливается в колонну. Ректификационная колонна устанавливается на плиту 11, которая работает по принципу электромаг-

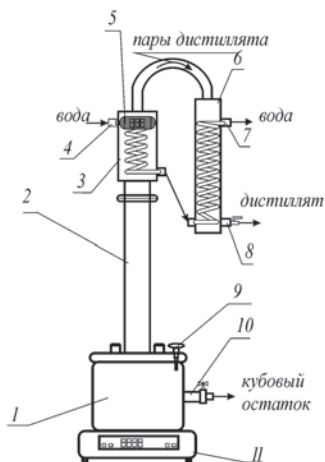


Рис. 3.1.6
Схема экспериментальной установки:

1 — перегонный куб; 2 — колонна ректификационная; 3 — дефлегматор; 4 — канал подвода охлаждающей воды; 5, 9 — термометры; 6 — конденсатор дистиллята; 7 — канал отвода охлаждающей воды; 8 — кран отвода дистиллята; 10 — штуцер слива кубового остатка; 11 — плита индукционная.

нитной индукции и выделение тепла полностью зависит образования вихревых токов Фуко в толще ферромагнитного материала, из которого изготовлено днище перегонного куба. Индукционная плита имеет цифровой дисплей с панелью управления, на которой отображается ее потребляемая мощность, кВт·ч.

Охлаждающая вода из водопроводной сети по силиконовому шлангу через штуцер подвода 4 подается в дефлегматор, где происходит частичная конденсация образующихся наверху колонны паров с образованием потока флегмы, которая стекает обратно в колонну. Несконденсированные пары дистиллята направляются в конденсатор 6, который, в свою очередь, охлаждается также водой, подаваемой из дефлегматора по силиконовой трубке, и выводится через канал 7. Дистиллят выводят через кран 8, на который одевается силиконовая трубка. После отгона определенного количества дистиллята (или получения объема дистиллята заданного среднего состава) источник тепла отключается, кубовый остаток охлаждается и сливается из перегонного куба через штуцер 10.

Порядок выполнения работы

1. Перед проведением работы студенты должны изучить технику безопасности при выполнении лабораторных работ. В случае если помещение плохо проветривается, присоединить к атмосферному клапану гибкий шланг и вывести его за пределы помещения (в рукав системы вентиляции).

Приготовить исходный раствор этилового спирта в дистиллированной воде заданной концентрации x_F , в масс. %, которая контролируется при помощи ареометра или определяется по косвенному параметру — оптическому показателю преломления n , измеряемому с помощью рефрактометра.

2. Заданный преподавателем объем исходной бинарной смеси «этанол — вода» заливается в куб колонны.

3. Установить испарительный куб на регулируемый источник тепла (индукционную плиту).

4. Собрать установку, присоединив конденсатор паров к колонне, колонну установить на перегонный куб, крепящими гайками добившись герметичности соединения. Присоединить силиконовые трубки для подачи охлаждающей воды в дефлегматор и конденсатор к соответствующим штуцерам, а также к каналу отвода дистиллята.

5. Включить индукционную печь для нагрева испарителя. Включение аппаратуры в работу и установка заданного режима разрешается только допущенным к работе лицам.

Рекомендуемая мощность источника 2 кВт, при достижении температуры нагрева кубовой жидкости до температуры ниже приблизительно на 10°C температуры ее кипения (определяется по данным приложения 1 исходя из заданной концентрации спирта в исходной смеси), которая контролируется с помощью аналогового термометра, необходимо убавить мощность до 1–1,2 кВт. Если не сделать этого, то может произойти «захлебывание» колонны, что будет сопровождаться булькающим звуком, резким ростом температуры в колонне до кубовой и выплескиванием большого количества жидкости из атмосферного клапана. Причина «захлебывания» заключается в следующем: если подавать к кубу больше тепловой мощности, чем позволяет диаметр колонны, то количество образующихся паров превысит допустимый уровень и в кубе начнет образовываться избыточное давление. При этом образующаяся флегма (конденсат) из дефлегматора начнёт скапливаться в колонне, не попадая обратно в куб, и колонна начнет заполняться флегмой. Если не отреагировать вовремя, то флегма начнет выплескиваться из атмосферного клапана. **Этого допускать нельзя!** Далее мощность источника остается постоянной на протяжении всего процесса ректификации.

6. Подать охлаждающую жидкость в дефлегматор, открыв кран водопроводной сети.

7. После того как раствор в испарительном кубе закипит и колонна прогреется, открыть кран отбора дистиллята и начать отбор продукта. Колонна вошла в рабочий режим.

8. Определить расход охлаждающей воды $G_{\text{в}}$ (мл/с) с помощью мерного цилиндра и секундомера. Замерить температуры потока на входе $t_{\text{вн}}$ и на выходе $t_{\text{вк}}$ из дефлегматора.

9. Отобрать фракции дистиллята по 10–50 мл и определить в них концентрацию низкокипящего компонента по рефрактометру или при помощи ареометра, отогнав заданное преподавателем количество дистиллята. Следует помнить, что плотность спиртового раствора зависит от его температуры и ареометр показывает правильный результат только при определенных температурах смеси, поэтому пробу перед замером плотности необходимо охладить до 20°C. Плотность отобранных фракций дистиллята ρ измерить с помощью плотномера.

10. В таблицу 3.1.1 занести значения объема дистиллята V , образовавшегося за определенный отрезок времени, его концентрацию (в масс. и об. %), температуру паров $t_{\text{п}}$ и в кубе $t_{\text{к}}$ в момент отбора последних капель каждой фракции дистиллята.

11. После отбора заданного количества дистиллята отключить нагрев колонны, слить все отобранные фракции дистиллята в одну колбу и определить рефрактометрически или с помощью набора ареометров средний состав дистиллята $x_{\text{дср}}$ (в об. %), а также объем и состав $x_{\text{к}}$ (в об. %) кубовой жидкости.

12. Определить по показаниям индукционной плиты мощность, затраченную на проведение процесса перегонки $N_{\text{ф}}$, кВт.

13. Занести все экспериментальные данные в таблицы 3.1.1 и 3.1.2 протокола эксперимента. Пересчет составов производится по приложениям 3.1 и 3.5.

Порядок расчета и обработка опытных данных

1. Для исходной смеси «этиловый спирт — вода» построить по табличным данным диаграмму равновесия $y^* = f(x)$ (см. приложение 3.2), на график нанести также линию равенства составов жидкости и пара (диагональ квадранта).

2. Определить флегмовое число, при котором производился процесс ректификации.

Таблица 3.1.1

Протокол эксперимента

№ экс.	Время отбора пробы τ , с (интервал)	Состав дистиллята		Плотность дистиллята ρ , кг/мл	Объем пробы V_d , мл	Массовый расход дистиллята $D = \frac{V_d \cdot \rho}{\tau}$, кг/с	t_w , °C
		n	x_d , об. %				
	...-...						
	...						
Итог	$\sum \tau_{\text{п}} = \dots \text{с}$	$x_{d_{\text{ср}}} = \dots \text{об. \%}$ $x_{d_{\text{ср}}} = \dots \text{масс. \%}$			$\sum V_d = \dots \text{мл}$	$D_{\text{ср}} = \dots \text{кг/с}$	

Таблица 3.1.2

Наименование величин	Значение			Среднее значение
	1	2	3	
Количество исходной смеси F , л				
Концентрация спирта в исходной смеси x_F , в масс. %				
Расход воды в дефлегматоре G_v , кг/с				
Температура воды, поступающей в дефлегматор $t_{\text{вк}}$, °C				
Температура воды на выходе из дефлегматора $t_{\text{вг}}$, °C				
Объем кубовой жидкости, л				
Конечный состав кубовой жидкости x_w , об. %				
Начальная температура исходной смеси $t_{\text{н}}$, °C				
Температура кипения исходной смеси $t_{\text{кип}}$, °C				
Время нагрева исходной смеси $\tau_{\text{н}}$, с				
Фактическая мощность $N_{\text{ф}}$, кВт				

Для этого рассчитать тепловую нагрузку дефлегматора по формуле

$$Q_d = G_v \cdot c_v \cdot (t_{вк} - t_{вн}),$$

где c_v — теплоемкость воды, Дж/(кг·град); $t_{вн}, t_{вк}$ — средние за время опыта температуры воды на входе и выходе из дефлегматора соответственно.

Тепловая нагрузка дефлегматора Q_d затрачивается на конденсацию потока флегмы, возвращаемого в колонну:

$$Q_d = r_d \cdot \Phi,$$

где r_d — теплота парообразования дистиллята, кДж/кг; Φ — массовый расход флегмы.

Теплота парообразования дистиллята определяется по формуле

$$r_d = r_c \cdot x_d + r_v \cdot (1 - x_d),$$

где r_c, r_v — теплота парообразования компонентов смеси (спирта и воды) (см. Приложение 3.5), кДж/кг; x_d — концентрация дистиллята, масс. доли. Пересчет объемных долей концентрации этанола в смеси в массовые доли произвести Приложению 3.6.

Отсюда определим флегмовое число:

$$R = \frac{\Phi}{D}.$$

3. Для начального момента процесса, зная из эксперимента состав дистиллята $x_{dн}$ и соответствующий ему состав кубовой жидкости x_F графически определим число теоретических тарелок (ЧТТ), которому эквивалентна данная ректификационная колонна. Пересчет составов в мольные доли производится по Приложению 3.2. На диаграмме фазового равновесия $x-y$ «этанол — вода» для определения ЧТТ отмечаем концентрации кубовой жидкости и дистиллята в мольных долях на оси абсцисс. Пренебрегая укрепляющим действием дефлегматора, получим, что точка, имеющая абсциссу $x_{dн}$, лежит на диагонали квадранта. Для нахождения положения рабочей линии процесса на оси ординат

откладываем в масштабе отрезок, равный $x_d/(R + 1)$, через полученные точки проводим рабочую линию. Встроив ступени между линией равновесия и рабочей линией в пределах изменения концентраций от x_{d_n} до x_F , определим ЧТТ.

Произвольно приняв промежуточные концентрации дистиллята x_{di} в интервале их изменения, известном из эксперимента, определим соответствующие им концентрации кубовой жидкости x_{Wi} . На графике проводят параллельно друг другу соответствующие им рабочие линии.

Для каждого положения рабочей линии между ней и линией равновесия вписывают постоянное найденное ранее число ступеней и таким образом определяют составы x_{Wi} в кубе, отвечающие текущему составу дистиллята x_{di} (рис. 3.1.4).

Таблица 3.1.3

Результаты построения сводят в таблице 3.1.3.

По данным таблицы строят график изменения текущего состава дистиллята от состава кубовой жидкости $\vartheta(x) = x_d(x)$.

№ п/п	x_d , мол. доли	x_w , мол. доли
1		
2		
...		
n		

4. Определяют средний состав дистиллята по формуле (3.1.1), графически интегрируя функцию $\vartheta(x)$.

5. Рассчитать теоретически количество кубового остатка $W_{\text{теор}}$, дистиллята $D_{\text{теор}}$.

Зная количество исходной смеси F , ее концентрацию по НК x_F , концентрацию кубового остатка после перегонки x_W , теоретически по уравнению (3.1.3) на ЭВМ или методом графического интегрирования рассчитать количество кубового остатка $W_{\text{теор}}$:

$$\ln \frac{F}{W_{\text{теор}}} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{x_d(x) - x}. \quad (3.1.4)$$

При графическом интегрировании необходимо:

а) используя данные таблицы, рассчитать текущие значения функции $f(x) = \frac{1}{x_d - x}$ и заполнить строки таблицы 3.1.4.

Таблица 3.1.4

Значения функции $f(x) = \frac{1}{x_d - x}$
для графического определения
количества кубового остатка

x	x_d	$\frac{1}{x_d - x}$
x_W		
...		
...		
x_F		

б) на миллиметровой бумаге, в масштабе построить график зависимости

$$f(x) = \frac{1}{x_d - x}.$$

Площадь под кривой в пределах изменения dx от x_W до x_F представляет собой искомый интеграл, т. е. величину

$$\ln \frac{F}{W_{\text{теор}}} = A \cdot \mu_A,$$

где A — площадь под графиком, $A = \frac{1}{x_d - x}$, мм²; μ_A — мас-

штабный коэффициент, в котором построен график.

Величина интеграла, т. е. площадь A , ограниченная осью абсцисс, ординатами, проходящими через точки $x = x_W$ и $x = x_F$, и кривой функции f , может быть определена по одной из квадратурных формул. Здесь рекомендуется применить формулу трапеций:

$$S \equiv \frac{f_1 + f_2}{2} \cdot (x_2 - x_1) + \left(\frac{f_2}{2} + f_3 + \dots + f_{k-2} + \frac{f_{k-1}}{2} \right) \cdot \Delta x + \frac{f_{k-1} + f_k}{2} \cdot (x_k - x_{k-1}), \quad (3.1.5)$$

где Δx — шаг изменения концентрации; f — значение функции $f(x) = \frac{1}{x_d - x}$ при текущем значении x_i .

Для расчета интеграла на ЭВМ надо табличную зависимость $f(x)$ аппроксимировать кривой, например квадратным трехчленом вида $y^* = a + bx + cx^2$. Найдя коэффициенты a , b и c , по стандартной программе вычислить определенный интеграл уравнения (3.1.4).

6. Рассчитать количество дистиллята $D_{\text{теор}}$, получаемого после окончания перегонки:

$$D_{\text{теор}} = F - W_{\text{теор}}.$$

7. Определить расход тепла на перегонку, которое складывается из трех величин:

а) расхода тепла на подогрев исходной смеси:

$$Q_1 = F \cdot c_F \cdot (t_{\text{кип}F} - t_n),$$

где c_F — удельная теплоемкость исходной смеси, кДж/(кг·К); $t_{\text{кип}F}$ — температура кипения исходной смеси, °С; t_n — начальная температура исходной смеси, °С.

Удельная теплоемкость исходной смеси рассчитывается по формуле

$$c_F = c_c \cdot x_F + c_b \cdot (1 - x_F),$$

где x_F — концентрация исходной смеси, масс. доли; c_c , c_b — удельная теплоемкость компонентов в смеси (спирта и воды), кДж/(кг·К);

б) расхода тепла на испарение дистиллята:

$$Q_2 = D \cdot r_d,$$

где r_d — теплота парообразования дистиллята, кДж/кг.

Теплота парообразования дистиллята определяется по формуле

$$r_d = r_c \cdot x_d + r_b \cdot (1 - x_d),$$

где x_d — концентрация дистиллята, масс. доли;

в) расхода тепла на нагрев кубового остатка:

$$Q_3 = W \cdot c_W \cdot (t_{\text{кип}W} - t_{\text{кип}F}),$$

где c_W — удельная теплоемкость кубового остатка, кДж/(кг·К); $t_{\text{кип}W}$ — температура кипения кубового остатка в конце процесса перегонки, °С.

Удельная теплоемкость кубового остатка рассчитывается по формуле

$$c_W = c_c \cdot x_W + c_b \cdot (1 - x_W),$$

где x_W — концентрация кубового остатка, масс. доли.

Тогда общий расход тепла:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3.$$

8. Мощность, затраченная на перегонку N_p (расчетная), кВт:

$$N_p = \frac{Q}{\tau},$$

где $\tau = \tau_n + \tau_p$ — общее время, затраченное на нагрев исходной смеси (τ_n) и ректификацию (τ_p), с.

9. Сравнить показания индукционной плиты и определить КПД установки (%):

$$\eta = \frac{N_p}{N_{\phi}} \cdot 100.$$

10. Все данные, полученные экспериментальным и расчетным путем, занести в таблицу 3.1.5. Сделать вывод.

Таблица 3.1.5

Опытные и расчетные данные

Наименование	Обозначение, единица измерения	Значение величины
Опытные данные		
Количество исходной смеси	F , кг	
Концентрация исходной смеси по НК	x_F , мол. доли	
Средняя концентрация дистиллята	$x_{d_{cp}}$, мол. доли	
Концентрация кубового остатка	x_{W_k} , мол. доли	
Количество кубового остатка	W , кг	
Количество дистиллята	D , кг	
Фактическая мощность	N_{ϕ} , кВт	
Расчетные данные		
Количество кубового остатка	$W_{теор}$, кг	
Количество дистиллята	$D_{теор}$, кг	
Средняя концентрация дистиллята	$x_{d_{cp}}$, мол. доли	
Процент ошибки в определении концентрации дистиллята	ϵ , %	
Мощность, затраченная на перегонку	N_p , кВт	
КПД установки	η , %	

3.2. СПРАВОЧНЫЕ ДАННЫЕ ПО РАЗДЕЛУ

Приложение 3.1

Таблица 3.2.1

Состав кипящей водно-спиртовой жидкости, образующегося из нее пара и температура кипения этой жидкости при атмосферном давлении

Содержание спирта в жидкости		Температура кипения, °С	Содержание спирта в парах	
% вес.	% мол.		% вес.	% мол.
0,01	0,004	99,9	0,13	0,053
0,10	0,04	99,8	1,3	0,51
0,15	0,055	99,7	1,95	0,77
0,20	0,08	99,6	2,6	1,03
0,30	0,12	99,5	3,8	1,57
0,40	0,16	99,4	4,9	1,98
0,50	0,19	99,3	6,1	2,48
0,60	0,23	99,2	7,1	2,90
0,70	0,27	99,1	8,1	3,33
0,80	0,31	99,0	9,0	3,725
0,90	0,35	98,9	9,9	4,12
1,00	0,39	98,75	10,75	4,51
2,00	0,79	97,65	19,7	8,76
3,00	1,19	96,65	27,2	12,75
4,00	1,61	95,8	33,3	16,34
5,00	2,01	94,95	37,0	18,68
6,00	2,43	94,15	41,1	21,45
7,00	2,86	93,35	44,6	23,96
8,00	3,29	92,6	47,6	26,21
9,00	3,73	91,9	50,0	28,12
10,00	4,16	91,3	52,2	29,92
11,00	4,61	90,8	54,1	31,56
12,00	5,07	90,5	55,8	33,06
13,00	5,51	89,7	57,4	34,51
14,00	5,98	89,2	58,8	35,83
15,00	6,46	89,0	60,0	36,98
16,00	6,86	88,3	61,1	38,06
17,00	7,41	87,9	62,2	39,16
18,00	7,95	87,7	63,2	40,18
19,00	8,41	87,4	64,3	41,27

Продолжение табл. 3.2.1

Содержание спирта в жидкости		Температура кипения, °С	Содержание спирта в парах	
% вес.	% мол.		% вес.	% мол.
20,00	8,92	87,0	65,0	42,09
21,00	9,42	86,7	65,8	42,94
22,00	9,93	86,4	66,6	43,82
23,00	10,48	86,2	67,3	44,61
24,00	11,00	85,95	68,0	45,41
25,00	11,53	85,7	68,6	46,08
26,00	12,08	85,4	69,3	46,90
27,00	12,64	85,2	69,8	47,49
28,00	13,19	85,0	70,3	48,08
29,00	13,77	84,8	70,8	48,68
30,00	14,35	84,7	71,3	49,30
31,00	14,95	84,5	71,7	49,77
32,00	15,55	84,3	72,1	50,27
33,00	16,15	84,2	72,5	50,78
34,00	16,77	83,85	72,9	51,27
35,00	17,41	83,75	73,2	51,67
36,00	18,03	83,7	73,5	52,04
37,00	18,68	83,5	73,8	52,43
38,00	19,34	83,4	74,0	52,68
39,00	20,00	83,3	74,3	53,09
40,00	20,68	83,1	74,6	53,46
41,00	21,38	82,95	74,8	53,76
42,00	22,07	82,78	75,1	54,12
43,00	22,79	82,65	75,4	54,54
44,00	23,51	82,5	75,6	54,80
45,00	24,25	82,45	75,9	55,22
46,00	25,00	82,35	76,1	55,48
47,00	25,75	82,3	76,3	55,74
48,00	26,53	82,15	76,5	56,03
49,00	27,32	82,0	76,8	56,44
50,00	28,12	81,9	77,0	56,71
51,00	28,93	81,8	77,3	57,12
52,00	29,80	81,7	77,5	57,41
53,00	30,61	81,6	77,7	57,70
54,00	31,47	81,5	78,0	58,11
55,00	32,34	81,4	78,2	58,39

Продолжение табл. 3.2.1

Содержание спирта в жидкости		Температура кипения, °С	Содержание спирта в парах	
% вес.	% мол.		% вес.	% мол.
56,00	33,24	81,3	78,5	58,78
57,00	34,16	81,25	78,7	59,10
58,00	35,09	81,2	79,0	59,55
59,00	36,02	81,1	79,2	59,84
60,00	36,98	81,0	79,5	60,29
61,00	37,97	80,95	79,7	60,58
62,00	38,95	80,85	80,0	61,02
63,00	40,00	80,75	80,3	61,44
64,00	41,02	80,65	80,5	61,76
65,00	42,09	80,6	80,8	62,22
66,00	43,17	80,5	81,0	62,52
67,00	44,27	80,45	81,3	62,99
68,00	45,41	80,4	81,6	63,43
69,00	46,55	80,3	81,9	63,91
70,00	47,72	80,2	82,1	64,21
71,00	48,92	80,1	82,4	64,70
72,00	50,16	80,0	82,8	65,34
73,00	51,39	79,95	83,1	65,81
74,00	52,68	79,85	83,4	66,28
75,00	54,00	79,75	83,8	66,93
76,00	55,34	79,72	84,1	67,42
77,00	56,71	79,7	84,5	68,07
78,00	58,11	79,65	84,9	68,76
79,00	59,55	79,55	85,4	69,59
80,00	61,02	79,5	85,8	70,29
81,00	62,52	79,4	86,3	71,14
82,00	64,05	79,3	86,7	71,86
83,00	65,64	79,2	87,2	72,71
84,00	67,27	79,1	87,7	73,61
85,00	68,92	78,95	88,3	74,69
86,00	70,62	78,85	88,9	75,81
87,00	72,36	78,75	89,5	76,93
88,00	74,15	78,65	90,1	78,00
89,00	75,99	78,6	90,7	79,26
90,00	77,88	78,5	91,3	80,42
91,00	79,82	78,4	92,0	81,83

Продолжение табл. 3.2.1

Содержание спирта в жидкости		Температура кипения, °С	Содержание спирта в парах	
% вес.	% мол.		% вес.	% мол.
92,00	81,82	78,3	92,65	83,15
93,00	83,87	78,27	93,4	84,70
94,00	85,97	78,2	94,2	86,40
95,00	88,15	78,18	95,05	88,25
95,57	89,41	78,15	95,57	89,41

Приложение 3.2

Таблица 3.2.2

Равновесные составы жидкости x , пара y и температуры кипения t смеси «этиловый спирт — вода» при $p_{\text{абс}} = 1$ атм (составы выражены по НК — этиловому спирту)

x , мольн. доли	y , мольн. доли	t , °С
0	0	100
0,05	0,332	90,5
0,10	0,442	86,5
0,20	0,531	83,2
0,30	0,576	81,7
0,40	0,614	80,8
0,50	0,654	80
0,60	0,699	79,4
0,70	0,753	79
0,80	0,818	78,6
0,90	0,898	78,4
1,00	1,00	78,4
Азеотропная смесь	0,894	78,15

Приложение 3.3

Таблица 3.2.3

Плотность этанола в зависимости от температуры

Температура, °С	0	10	20	30	40	50	60
ρ , г/см ³	0,8062	0,7979	0,7893	0,7810	0,7722	0,7632	0,7541

Приложение 3.4

Таблица 3.2.4

**Теплопроводность водно-спиртовых растворов, ккал/(м·ч·град)
в зависимости от температуры**

Содержание спирта, % об.	Теплопроводность при температуре, °С				
	0	20	40	60	80
0	0,474	0,515	0,545	0,567	0,580
25	0,373	0,391	0,409	0,428	0,447
38	0,328	0,388	0,348	0,358	0,368
50	0,288	0,294	0,299	0,305	0,310
65	0,240	0,244	0,247	0,250	0,253
80	0,193	0,194	0,194	0,195	0,195
94	0,160	0,158	0,155	0,153	0,150
98	0,151	0,147	0,143	0,138	0,133
100	0,146	0,141	0,137	0,133	0,128

Приложение 3.5

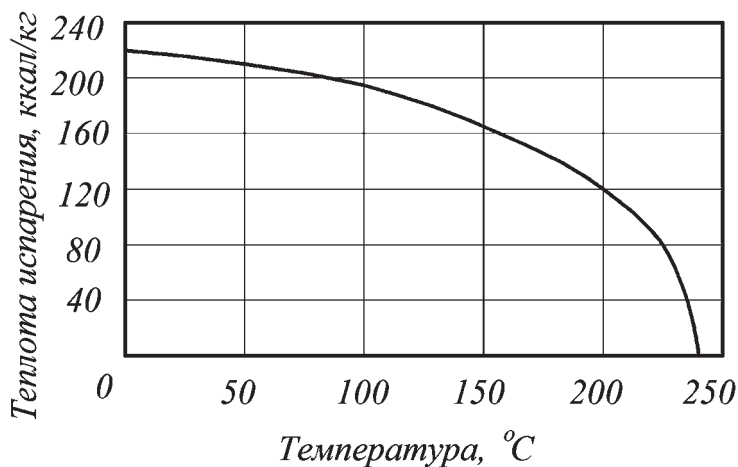


Рис. 3.2.1

Зависимость теплоты испарения этилового спирта от температуры

Приложение 3.6

Таблица 3.2.5

Соотношение объемных (% , об.) и массовых (% , масс.) концентраций и плотность $\rho_{см}$ смесей «этанол — вода» при температуре 20 °С

Содержание спирта		$\rho_{см}$, кг/м ³	Содержание спирта		$\rho_{см}$, кг/м ³	Содержание спирта		$\rho_{см}$, кг/м ³
%, об.	%, масс.		%, об.	%, масс.		%, об.	%, масс.	
0	0,00	998	40	33,30	948	80	73,48	859
1	0,79	996	41	34,19	946	81	74,64	856
2	1,59	995	42	35,09	944	82	75,81	883
3	2,38	993	43	35,99	943	83	77,00	850
4	3,18	992	44	36,89	941	84	78,19	847
5	3,98	991	45	37,80	939	85	79,40	844
6	4,78	989	46	38,72	937	86	80,62	841
7	5,59	988	47	39,69	935	87	81,86	838
8	6,40	987	48	40,56	934	88	83,11	835
9	7,20	986	49	41,49	932	89	84,38	832
10	8,01	985	50	42,43	931	90	85,66	829
11	8,83	983	51	43,37	928	91	86,97	825
12	9,64	982	52	44,31	926	92	88,30	814
13	10,46	981	53	45,26	924	93	89,68	811
14	11,27	980	54	46,22	922	94	91,02	808
15	12,09	978	55	47,18	920	95	92,42	805
16	12,91	977	56	48,15	918	96	93,86	802
17	13,74	976	57	49,13	916	97	95,35	800
18	14,56	975	58	50,11	911	98	96,80	797
19	15,39	974	59	51,10	911	99	98,41	794
20	16,21	973	60	53,09	909	100	100	791
21	17,94	972	61	53,09	907			
22	17,88	971	62	54,09	904			
23	18,71	970	63	55,11	902			
24	19,54	969	64	56,13	899			
25	20,38	968	65	57,15	897			
26	21,22	966	66	58,19	895			
27	22,06	965	67	59,23	892			
28	22,91	964	68	60,27	890			
29	23,76	963	69	61,33	888			
30	24,61	962	70	62,39	885			
31	25,46	961	71	63,40	883			

Продолжение табл. 3.2.5

Содержание спирта		$\rho_{\text{см}},$ кг/м ³	Содержание спирта		$\rho_{\text{см}},$ кг/м ³	Содержание спирта		$\rho_{\text{см}},$ кг/м ³
%, об.	%, масс.		%, об.	%, масс.		%, об.	%, масс.	
32	26,32	959	72	64,54	880			
33	27,18	958	73	65,63	878			
34	28,04	957	74	66,72	875			
35	28,91	955	75	67,83	872			
36	29,78	954	76	68,94	870			
37	30,65	952	77	70,06	867			
38	31,53	951	78	71,19	864			
39	32,44	949	79	72,33	862			

КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ

1. Раскройте принцип ректификации. Изобразите схему ректификационной колонны и укажите на ней потоки жидкости и пара.
2. Проиллюстрируйте закон Коновалова на диаграмме $t-x, y$, объясните его значение для осуществления процесса перегонки.
3. Составьте материальный баланс ректификационной колонны периодического действия для разделения бинарной смеси.
4. Барботажные ректификационные колонны: устройство, принцип и режимы работы.
5. Насадочные ректификационные колонны: устройство, принцип и режимы работы.
6. Как определяются высота и диаметр ректификационной колонны?
7. Варианты проведения процесса периодической ректификации.

ЭКСТРАКЦИЯ В СИСТЕМЕ «ЖИДКОСТЬ — ЖИДКОСТЬ»

ОБОЗНАЧЕНИЯ

- F — исходная смесь, или исходный раствор, гомогенный раствор компонентов, поступающих на экстрагирование; в простейшем случае исходная смесь состоит из двух компонентов А и В
- A — первичный растворитель — неизвлекаемый из исходной смеси компонент, преимущественно переходящий в рафинат
- B — экстрагируемый компонент, преимущественно переходящий в экстрактивный раствор S
- L — экстрагент, или чистый вторичный растворитель, добавляемый к исходной смеси F для избирательного растворения только извлекаемого компонента B
- S — экстрактивный раствор — раствор извлеченного компонента B во вторичном растворителе L с небольшим содержанием компонента A
- Q — экстракт — остаток после удаления из экстрактивного раствора S вторичного растворителя L
- R — рафинатный раствор — раствор вторичного растворителя L и остатка исходной смеси, полностью или частично освобожденного от компонента B
- P — рафинат — остаток после удаления из рафинатного раствора вторичного растворителя L
- g — масса (объем) участвующей в процессе экстракции фазы
- x_A, x_B, x_C — компонентный состав раствора
- C_i — концентрации третьего компонента в одной из несмешивающихся жидкостей.

4.1. ОСНОВЫ ТЕОРИИ ПРОЦЕССА И МЕТОДЫ РАСЧЕТА

Экстрагирование в системе «жидкость — жидкость» является одним из физико-химических способов разделения жидкостных смесей в химической промышленности, который применяют для извлечения отдельного компонента из растворов с помощью жидкого селективного растворителя, хорошо растворяющего этот компонент и обладающего ограниченной растворимостью в первичном растворителе.

Экстрагирование применяется, как правило, в тех случаях, когда смесь жидкостей не удастся разделить методом дистилляции или ректификации либо такое разделение экономически невыгодно. Обычно это имеет место при незначительной разнице температур кипения жидкостей в разделяемой смеси, или азеотропной характеристике кипения, или при опасности химического распада жидкостей при дистилляции в связи с их термоллабильностью.

Областью применения экстракции является, например, выделение витаминов, антибиотиков и ароматических веществ из водных растворов, извлечение ароматических углеводородов из нефтяных фракций, а также экстракция солей металлов из водных солей растворов.

Переход экстрагируемого вещества из одной жидкой фазы в другую подчиняется законам массопередачи, растворимости и состояния межфазового равновесия. Теория массопередачи позволяет находить способы контакта между фазами, обеспечивающие наиболее полное и быстрое проведение процесса. Теория растворов дает возможность ориентироваться при выборе растворителя, который должен обладать плотностью, отличающейся от плотности первичного растворителя для обеспечения хорошего осаждения после смешивания, и малой растворимостью в нем, высоким коэффициентом распределения, большим коэффициентом диффузии, максимальной избирательностью и другими свойствами.

Процесс выделения жидкостей из жидкостных смесей с использованием жидкого растворителя включает в себя несколько этапов, схематично проиллюстрированных на рисунке 4.1.1. В результате смешивания с разбивкой обе-

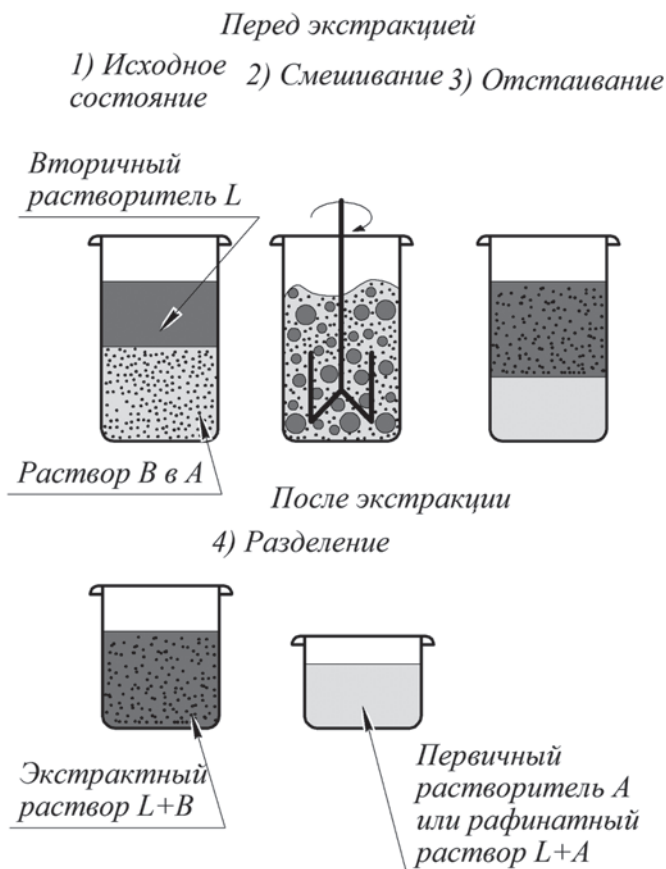


Рис. 4.1.1

Принцип осуществления процесса жидкостной экстракции

их жидкостей на мелкие капли, что обеспечивает увеличение контактной поверхности, растворитель интенсивно контактирует с подлежащей разделению смесью жидкостей, в результате чего экстрагируемое вещество посредством массообмена переходит из жидкости-носителя (первичного растворителя) в растворитель с образованием раствора, обогащенного экстрагируемым компонентом (экстрактный раствор), и раствора, обедненного этим компонентом (рафинатный раствор).

Для разделения образовавшихся фаз используется гравитационное осаждение или центрифугирование, для регенерации растворителя — дистилляции и другие процессы.

Треугольные диаграммы

Расчет процессов экстрагирования производится преимущественно графическим путем. При этом широко используются треугольные диаграммы, в которых удобно выражать составы фаз, представляющих собой тройные системы («растворитель — извлекаемый компонент — неизвлекаемый компонент»).

Треугольная диаграмма представляет собой равносторонний треугольник, на сторонах которого откладывают концентрации компонентов A , B и L . Вершины треугольника A , B и L характеризуют состав чистых компонентов, каждая точка внутри треугольника отвечает трехкомпонентной системе « $A-B-L$ ». Бинарная смесь исходных компонентов характеризуется точкой, находящейся на соответствующей стороне треугольника, т. е. три равные стороны отображают соответственно составы двухкомпонентных растворов $A-L$, $L-B$ и $B-A$ (например, точка F — бинарная смесь, состоящая из компонентов B и A , компонент L в ней отсутствует (рис. 4.1.2)).

Для удобства пользования диаграммой чаще используют следующий способ отсчета концентраций входящих в смесь компонентов, полученный на основе свойств равносторонних треугольников (рис. 4.1.2).

Пусть точка N внутри треугольника характеризует смесь компонентов A , B и L . Проведем из точки N прямые, параллельные сторонам треугольника. На каждой стороне получим по три отрезка. Чтобы упростить пользование треугольной диаграммой на каждой стороне треугольника откладывают концентрацию только одного компонента от 0 до 100%. Например, на стороне BA — концентрации компонента A , причем, учитывая вышесказанное, вершина A будет соответствовать чистому компоненту A , т. е. его концентрация в этой точке равна 100%, а в точке B компонент A отсутствует, т. е. его концентрация в этой точке равна 0%. Длины отрезков, эквивалентных

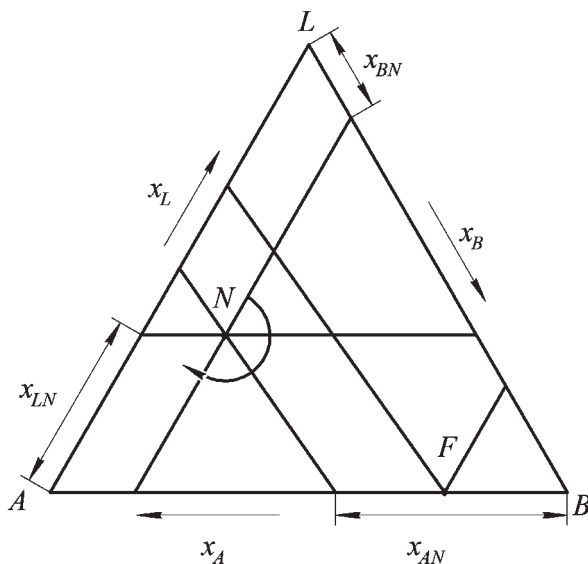


Рис. 4.1.2

Принцип отсчета концентраций компонентов раствора на треугольной диаграмме

концентрации соответствующего компонента в смеси, отсчитывают от каждой вершины треугольника, обходя его по часовой стрелке.

Для бинарной смеси на каждой стороне получим два отрезка (точка F на рис. 4.1.2).

Все растворы, расположенные на прямой, параллельной одной из сторон треугольника, содержат постоянное количество того компонента, который находится на вершине треугольника, лежащего против этой прямой (см. Пример 4.2.1).

Положение некоторых точек и линий на треугольной диаграмме характеризует ее основные свойства, которые необходимо знать при расчете процесса экстракции.

Первое свойство. правило рычага (правило центра тяжести треугольника): если из двух систем, характеризуемых точками R и S , путем смешения получают новую систему, характеризуемую точкой N , точки всех систем лежат на одной прямой, которая точкой N делится на от-

резки, обратно пропорциональные количествам исходных систем (рис. 4.1.3):

$$\frac{NR}{SN} = \frac{g_S}{g_R} \quad \text{и} \quad \frac{NR}{SR} = \frac{g_S}{g_N},$$

где g_N , g_R , g_S — массы (объемы) исходной и получаемых систем.

Первое свойство треугольной диаграммы используется при решении материального баланса процесса экстрагирования (см. примеры 4.2.2 и 4.2.4).

Второе свойство. Если при попарном смешении нескольких систем получается одна и та же система, характеризующаяся точкой N , то на треугольной диаграмме прямые, соединяющие точки попарно смешивающих систем, пересекутся в точке N (рис. 4.1.4).

То есть если смешать трехкомпонентные системы R_1 и S_1 с получением новой системы, характеризующейся точкой N на треугольной диаграмме, и системы R_2 и S_2 с получением также новой системы N , то на треугольной диаграмме точкой N найдем как точку пересечения отрезков R_1S_1 и R_2S_2 .

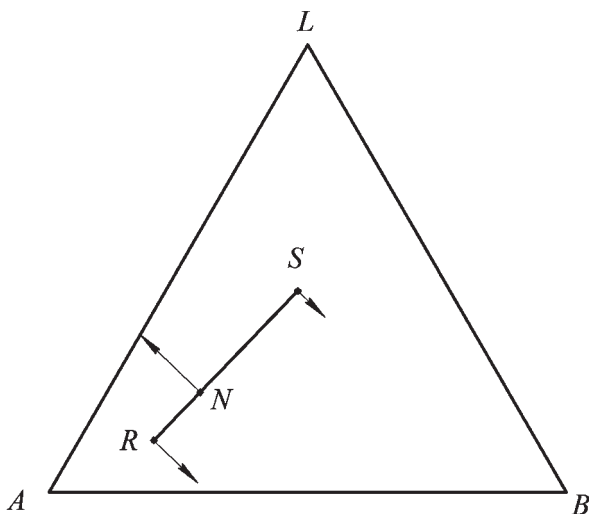


Рис. 4.1.3
Правило рычага на треугольной диаграмме

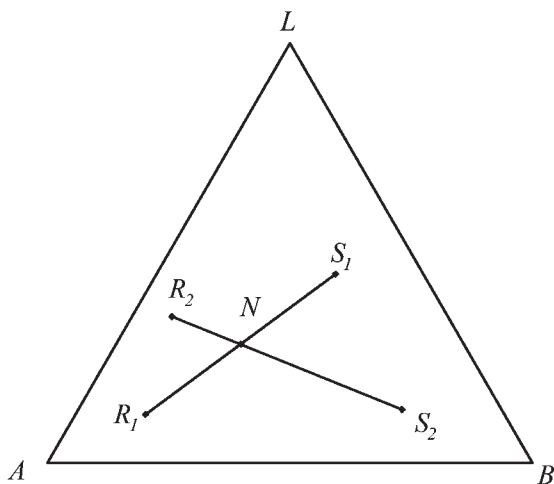


Рис. 4.1.4

Второе свойство треугольной диаграммы

При этом уравнение материального баланса запишется в виде

$$g_{R_1} + g_{S_1} = g_{R_2} + g_{S_2} = g_N.$$

Третье свойство. Если из каких-либо растворов R_1, R_2, R_n , имеющих массы $g_{R_1}, g_{R_2}, g_{R_n}$, удаляются системы S_1, S_2, S_3 в количествах соответственно $g_{S_1}, g_{S_2}, g_{S_n}$ и разность количеств двух систем есть величина постоянная:

$$g_{R_1} - g_{S_1} = g_{R_2} - g_{S_2} = g_{R_n} - g_{S_n} = g_M,$$

то на треугольной диаграмме прямые, проходящие через соответствующие пары точек, характеризующие исходные системы, пересекутся в одной точке M (рис. 4.1.5).

Точка M может находиться вне треугольника (рис. 4.1.5б), при этом она будет выражать состав условного раствора.

Третье свойство треугольной диаграммы используется для расчета статики процесса противоточной экстракции (см. п. 5).

Четвертое свойство. Растворы, соответствующие точкам, лежащим на прямых, проведенных из вершин тре-

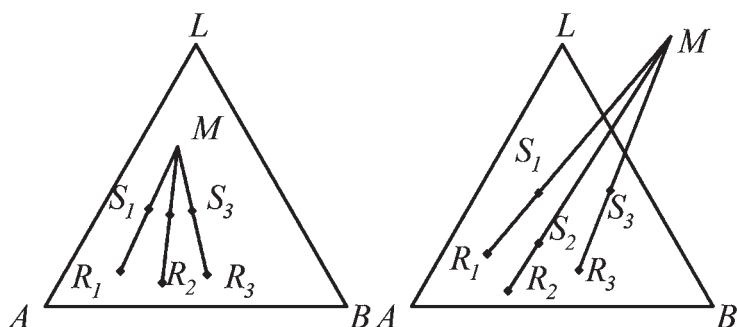


Рис. 4.1.5
Третье свойство треугольной диаграммы

угольника к противоположным его сторонам, содержат в постоянном соотношении те компоненты, которым отвечают вершины треугольника, лежащие по обе стороны от этой линии.

Например, любая точка, лежащая на линии LF (рис. 4.1.6), характеризуется постоянством соотношений компонентов А и В $x_A/x_B = \text{const}$. Перемещение из точки F

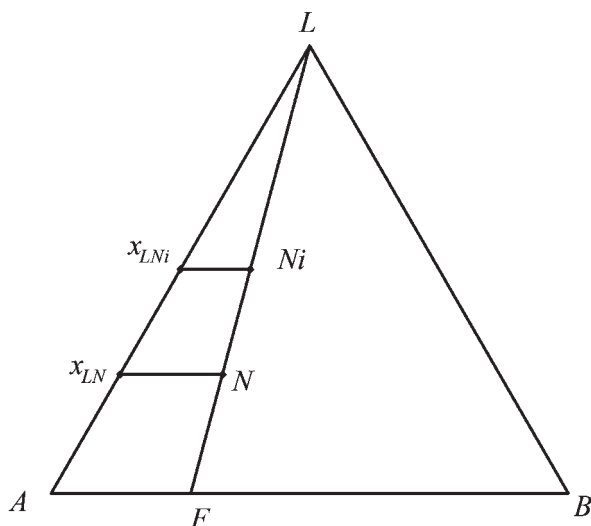


Рис. 4.1.6
Четвертое свойство треугольной диаграммы

в направлении к вершине L (например, перемещение точки N в точку N_i) можно рассматривать как разбавление двухкомпонентного раствора A – B третьим компонентом L в соответствующих количествах, при этом соотношение между концентрациями компонентов A и B будет оставаться неизменным и равно соотношению этих компонентов в исходной смеси F .

Задачи по статике процесса экстракции решаются также с помощью более удобных прямоугольных диаграмм в координатах X – Y (массовые относительные доли экстрагируемого компонента в экстракте и рафинате соответственно) в тех случаях, если взаимной растворимостью первичного и вторичного растворителей можно пренебречь.

Кривая равновесия фаз на треугольной диаграмме

Типичная диаграмма равновесия для тройных систем приведена на рисунке 4.1.7.

Вершина A в треугольнике соответствует в чистом виде первоначальному растворителю, вершина B — растворен-

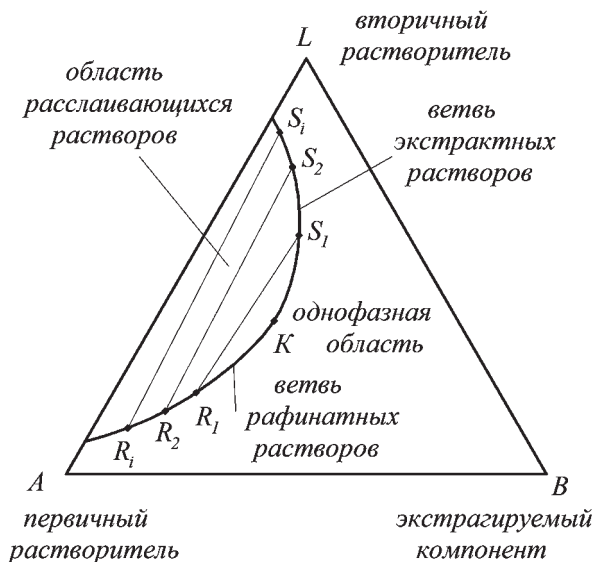


Рис. 4.1.7

Типичная диаграмма равновесия для тройных систем

ному веществу и вершина L — растворителю. Компоненты A и B неограниченно растворимы друг в друге, а компоненты A и L обладают ограниченной взаимной растворимостью, поэтому при смешении определенных количеств компонентов образуется двухфазная система. Составам фаз, находящихся в состоянии равновесия, соответствуют точки R_1 и S_1 , R_2 и S_2 , R_i и S_i и т. д. Соединив эти точки, получают две ветви кривой равновесия. Точка K в которой сливаются две ветви кривой, называется критической точкой равновесия. В этой точке система состоит из одной фазы. Хорды, соединяющие попарно точки R_1 и S_1 , R_2 и S_2 , R_i и S_i и т. д., соответствующие растворам, находящимся в равновесии, носят название нод или конод, а кривую равновесия называют бинодальной кривой.

Точкам, лежащим внутри контура, ограниченного бинодальной кривой, соответствует двухфазная система, а точкам, лежащим вне контура, — однофазовая. По мере добавления компонента B к двухфазному раствору улучшается взаимная растворимость компонентов A и L , что на треугольной диаграмме выражается уменьшением длины коннод и увеличением области однофазного раствора. Коноды располагаются не параллельно друг другу, так как распределение компонента B между фазами происходит неравномерно по мере прибавления этого компонента. Хорды равновесия строятся на треугольной диаграмме по экспериментальным данным. Однако в расчетной практике возникает необходимость построить внутри гетерогенной области любую хорду равновесия, что можно осуществить графическими методами, построив так называемую соединяющую линию (см. пример 4.2.3).

Кроме типовой треугольной диаграммы равновесия, встречаются также и другие виды: с двумя зонами ограниченной взаимной растворимости, причем эти две зоны могут быть слиты в одну область; возможны случаи, когда все три компонента обнаруживают частичную взаимную растворимость.

Необходимо особо отметить, что диаграммы равновесия составлены для условия постоянства температуры, поэтому кривые равновесия на них являются изотермами.

В большинстве случаев взаимная растворимость компонентов с увеличением температуры повышается и область существования гетерогенных двухфазных систем уменьшается.

Методы экстрагирования

Любой процесс экстракции содержит стадии смешения растворителя с разделяемой смесью и разделения образовавшейся смеси на рафинатный и экстрактивный растворы.

В зависимости от требований, предъявляемым к качеству получаемых продуктов, контактирование фаз может быть осуществлено по нескольким схемам. В зависимости от числа ступеней и способа их соединения различают экстракцию однократную, многократную, противоточную и др.

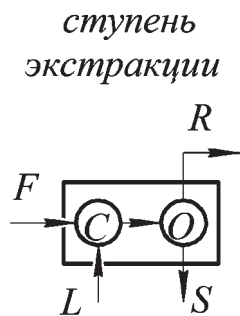


Рис. 4.1.8
Принципиальная
схема однократной
экстракции

Однократная экстракция — исходное сырье F в один прием обрабатывается заданным количеством растворителя L в смесителе C . Образовавшуюся смесь разделяют в отстойнике O на рафинатный R и экстрактивный S растворы, которые отдельно выводят из аппарата (рис. 4.1.8). Методика расчета процесса приведена в примере 4.2.4.

Многократная экстракция — исходное сырье F и соответствующие рафинатные растворы R_i обрабатываются порцией свежего растворителя L_i на каждой i -й ступени экстракции, состоящей из смесителя и отстойника. При этом рафинатный раствор R_i направляется в следующую ступень экстракции, экстрактивные растворы S_1, S_2, S_i после каждой ступени выводятся из системы. Исходное сырье поступает в первую ступень, окончательный рафинатный раствор отбирается из последней ступени (рис. 4.1.9).

Такой обработкой достигается высокое качество рафинатного раствора, но при этом его выход небольшой при

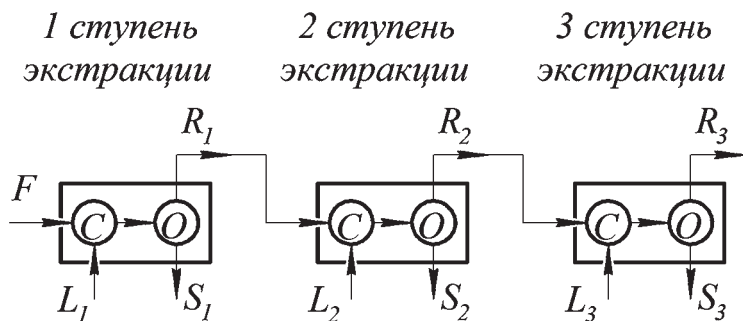


Рис. 4.1.9

Принципиальная схема многократной ступенчатой экстракции

больших суммарных расходах экстрагента, что приводит к удорожанию процесса регенерации вторичного растворителя.

Поэтому этот способ экстракции преимущественно используется для получения весьма чистого рафинатного раствора, если возможно применение дешевого экстрагента или не требуется его регенерация.

Противоточная экстракция — многократное контактирование в противотоке экстрактных и рафинатных растворов с целью обеспечения заданного состава конечных растворов.

Исходный раствор и экстрагент поступают с противоположных концов установки, состоящей из последовательно соединенных ступеней, и движутся противотоком друг к другу. Одна ступень может представлять собой систему «смеситель — отстойник/контактное устройство» в колонных аппаратах различных конструкций. Такая организация процесса обеспечивает на последней ступени контакт рафината, наиболее обедненного экстрагируемым компонентом, со свежим растворителем, в то время как на первой ступени наиболее концентрированный исходный раствор взаимодействует с близким к насыщению экстрактным раствором (рис. 4.1.10). Таким образом, по сравнению с многократной экстракцией выравнивается движущая сила на концах установки и происходит более полное извлечение экстрагируемого компонента из исход-

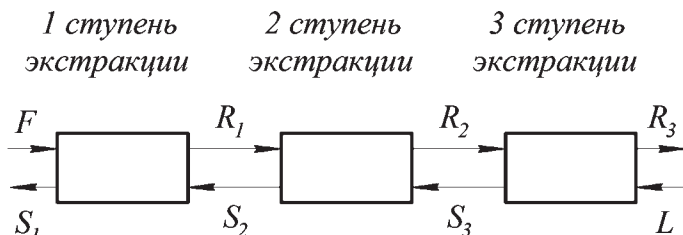


Рис. 4.1.10

Принципиальная схема противоточной ступенчатой экстракции

ного раствора при значительном сокращении количества экстрагента и увеличении выхода рафината.

Методика расчета процессов многократной и противоточной экстракции изложена в п. 4.3.

В промышленности используют также схемы многоступенчатой экстракции с флегмой, экстракции двумя растворителями и др. [7, 9].

4.2. ПРИМЕРЫ РЕШЕНИЯ ТИПОВЫХ ЗАДАЧ

Пример 4.2.1. Определить составы систем, соответствующих точкам на треугольной диаграмме (рис. 4.2.1) и сделать вывод.

Решение. Проанализировав указанные в разделе свойства треугольной диаграммы, можно выделить следующие ее особенности:

1) точки, лежащие на сторонах диаграммы, соответствуют двухкомпонентным растворам:

- точка h — 72% масс. компонента С, 26% масс. компонента В, компонент А отсутствует;
- точка k — 28% масс. компонента А, 72% масс. компонента С, компонент В отсутствует;

2) лучи, проведенные из вершин треугольника, являются геометрическим местом точек смесей с постоянным содержанием компонентов, которым отвечают вершины треугольника, лежащие по обе стороны от этой линии:

- луч из вершины А:
- точка t — 20% масс. С, 70% масс. А, 10% масс. В, отношение концентраций компонентов С и В: $x_C/x_B = 2$;

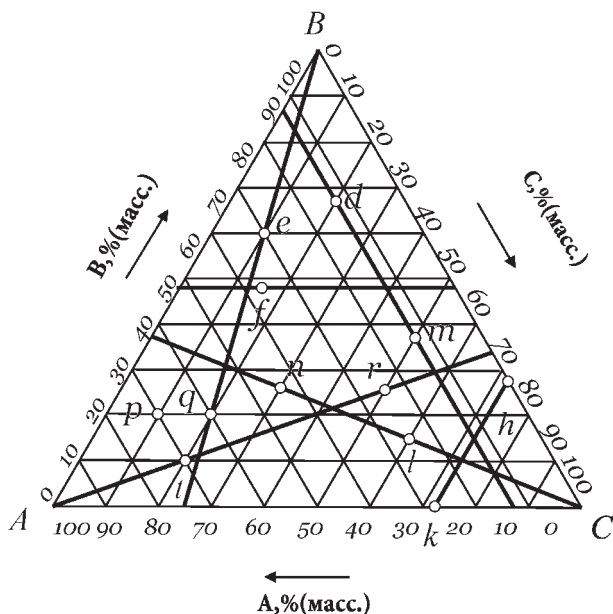


Рис. 4.2.1
Треугольная диаграмма

- точка r — 50% масс. С, 25% масс. А, 25% масс. В, отношение концентраций компонентов С и В: $x_C/x_B = 2$;

3) все растворы, расположенные на прямой, параллельной одной из сторон треугольника, содержат постоянное количество того компонента, который находится на вершине треугольника, лежащей против этой прямой:

Прямая fg параллельна стороне треугольника AC :

- точка f — 16% масс. С, 36% масс. А, 48% масс. В;
- точка g — 44% масс. С, 8% масс. А, 48% масс. В.

Аналогичные выводы можно сделать для остальных точек, отмеченных на диаграмме, определив их принадлежность к одному из указанных геометрических мест точек.

Пример 4.2.2. По треугольной диаграмме (рис. 4.2.2) определить количество этанола, при добавлении которого перестанет расслаиваться смесь 0,15 кг воды и 0,05 кг свиного масла.

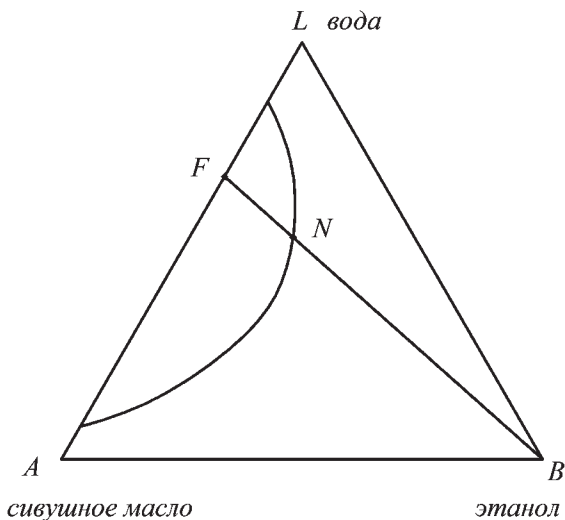


Рис. 4.2.2

Бинаodalная кривая на треугольной диаграмме

Решение. Определим состав исходной смеси в %, масс. для нахождения характеризующей ее точки на треугольной диаграмме.

Концентрация воды в смеси:

$$x_{LF} = \frac{m_B}{m_B + m_{\text{сив.масло}}} \cdot 100\%;$$

$$x_{LF} = \frac{0,15}{0,05 + 0,15} \cdot 100\% = 75\%, \text{ масс.}$$

Концентрация сивушного масла:

$$x_{AF} = 100 - 75 = 25\%, \text{ масс.}$$

Отмечаем точку F на треугольной диаграмме.

Геометрическое место точек, характеризующее смесь, состоящую из исходной смеси и этанола, — прямая, соединяющая точки, определяющие составы компонентов на треугольной диаграмме (точка F и точка B), т. е. в данном случае — прямая FB . Точка N на этой прямой характеризует переход в однофазную область нерасслаивающихся растворов.

По первому свойству треугольной диаграммы найдем количество этанола для смеси состава точка N :

$$\frac{g_{BN}}{g_{FN}} = \frac{NF}{NB},$$

откуда

$$g_{BN} = \frac{NF}{NB} \cdot g_{FN};$$

$$g_{BN} = \frac{10}{33} \cdot (0,15 + 0,05) = 0,06 \text{ кг},$$

длины отрезков NB и NF сняты с треугольной диаграммы.

Пример 4.2.3. По треугольной диаграмме определить составы рафинатного и экстрактивного растворов, образующихся при расслаивании трехкомпонентной системы «хлорбензол — вода — ацетон» (хлорбензол — экстрагент, ацетон — экстрагируемый компонент), если известно, что рафинатный раствор содержит 25% масс. ацетона.

Решение. Положение хорд равновесия на треугольной диаграмме определяется экспериментально и обычно на ней имеется небольшое число коннод. Однако в расчетной практике процессов экстракции возникает необходимость построить внутри гетерогенной области любую хорду равновесия, такая задача стоит в данном примере.

Решение осуществляется графически следующим образом (рис. 4.2.3).

Проведем прямую PQ с постоянным содержанием ацетона $x_B = 25\%$, масс. (из точки состава 25%, масс. на стороне треугольной диаграммы LB , по которой ведут отчет концентраций ацетона, параллельно стороне AL).

Точка пересечения прямой PQ и нижней ветви бинарной кривой (точка R) характеризует состав рафинатного раствора. Для построения коноды, проходящей через точку R , необходимо выполнить следующие геометрические построения:

- 1) из точек 1 и 2 ближайших конод провести линии, параллельные стороне LB ;
- 2) из точек 1' и 2' ближайших конод провести линии, параллельные стороне AB ;

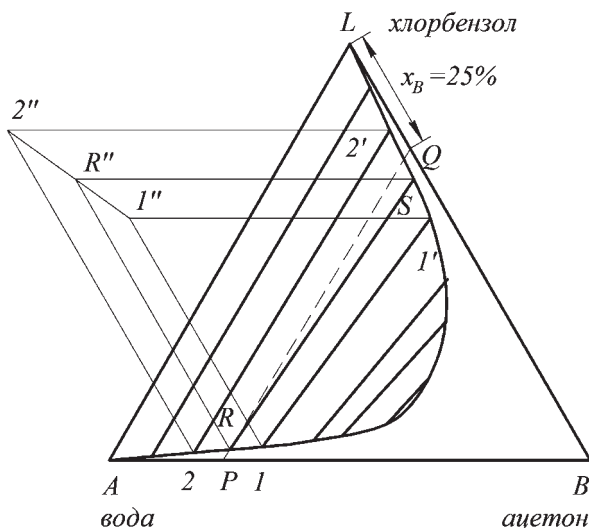


Рис. 4.2.3

Построение на треугольной диаграмме хорды равновесия

3) полученные точки пересечения $1''$ и $2''$ соединить прямой;

4) из точки R параллельно LB провести прямую до пересечения с прямой $1''2''$ до пересечения в точки R'' ;

5) из точки R'' параллельно AB до пересечения с верхней ветвью бинодальной кривой в точке S . Отрезок RS — искомая конода.

Проведя аналогичные построения для каждой имеющейся коноды и соединив точки, полученные на пересечении параллельных сторонам треугольника линий, получим так называемую соединительную линию, которую можно использовать для нахождения любой хорды равновесия [2].

Определяем составы рафинатного (точка R треугольной диаграммы) и экстрактного растворов (точка S треугольной диаграммы (см. пример 4.2.1)).

Рафинатный раствор: ацетон — 25%, вода — 74%, хлорбензол — 1%;

Экстрактный раствор: ацетон — 31%, вода — 1%, хлорбензол — 68%.

Пример 4.2.4. Ацетон экстрагируется хлорбензолом из 50% водного раствора. Остаток должен содержать не более 40% масс. ацетона. Определить количество растворителя, необходимого для обработки 140 кг исходной смеси, если экстрагирование производится в одну ступень.

Определить выход рафината g_R , выход и состав экстракта g_Q .

Решение. Находим точку P , характеризующую состав рафината на треугольной диаграмме (рис. 4.2.3).

Состав рафинатного раствора на треугольной диаграмме в соответствии с четвертым свойством треугольной диаграммы при добавлении к рафинату растворителя будет характеризоваться прямой линией LP , точка R пересечения которой с бинодальной кривой определяет состав рафинатного раствора.

Найдем положение хорды равновесия RS , проходящей через точку R (см. пример 4.2.3).

Составив уравнение материального баланса, получим $g_F + g_L = g_R + g_S$, значит, по второму свойству треугольной диаграммы прямые FL и RS пересекутся в точке N — точке тройной системы «сырье — растворитель».

По первому свойству треугольной диаграммы:

$$\frac{g_F}{g_L} = \frac{NL}{NF},$$

тогда расход растворителя определится выражением

$$g_L = g_F \cdot \frac{NF}{NL};$$

$$g_L = 140 \cdot \frac{12}{40} = 42 \text{ кг.}$$

Количества образовавшихся рафинатного и экстрактного растворов также определяют, используя правило рычага и материальный баланс процесса экстракции:

$$\frac{g_S}{g_R} = \frac{NR}{NS};$$

$$g_S = g_F + g_L - g_R.$$

4.3. РАСЧЕТНО-ГРАФИЧЕСКАЯ РАБОТА № 3 «РАСЧЕТ СТАТИКИ ПРОЦЕССА ЖИДКОСТНОЙ ЭКСТРАКЦИИ»

Расчетно-графическая работа выполняется студентом по индивидуальному заданию. Номер варианта расчетного задания определяется по двум последним цифрам номера зачетной книжки студента. Исходные данные помещены в две таблицы. В первой таблице приведены данные для первой цифры номера варианта, во второй — для второй цифры номера варианта. Например, если номер зачетной книжки 225462, то номер варианта — 62. Исходные данные для этого варианта берутся из строки «Вариант 60» (табл. 4.3.1) и из строки «Вариант 02» (табл. 4.3.2).

Таблица 4.3.1

Исходные данные

№ вар.	$x_{AF},$ % масс.	Z	A	B	L
0	55	Многократная	Вода	Ацетон	Хлорбензол
10	60	Многократная	Сивушное масло	Этанол	Вода
20	70	Многократная	Анилин	Толуол	Н-гептан
30	50	Многократная	Вода	Ацетон	Хлорбензол
40	65	Многократная	Сивушное масло	Этанол	Вода
50	75	Противоточная	Анилин	Толуол	Н-гептан
60	60	Противоточная	Вода	Ацетон	Хлорбензол
70	55	Противоточная	Сивушное масло	Этанол	Вода
80	70	Противоточная	Анилин	Толуол	Н-гептан
90	65	Противоточная	Сивушное масло	Этанол	Вода

Таблица 4.3.2

Исходные данные

№ вар.	$x_B,$ % масс.	$n_1:n_2$	$g_F,$ кг	№ вар.	$x_B,$ % масс.	$n_1:n_2$	$g_F,$ кг
0	5	1,5:1	170	05	5	1,5:1	100
01	10	1,3:1	90	06	10	1,4:1	120
02	15	1,2:1	200	07	15	1,3:1	140
03	3	1:1	80	08	5	1,2:1	250
04	10	1,1:1	150	09	10	1:1	200

Задание

Вещество В экстрагируется растворителем L из x_{AF} (% масс.) раствора в первичном растворителе А. Экстрагирование производится по схеме экстракции Z. Обрабатывается g_F , кг смеси. Рафинат должен содержать не более x_B (% масс.) компонента В. Определить число ступеней экстракции, общий расход растворителя, количество образовавшихся по ступеням рафинатного и экстрактного растворов, рафината и экстракта.

Многократная экстракция проводится свежим растворителем при соотношении потоков «растворитель — обрабатываемая смесь» $n_1:n_2$.

При расчете противоточной экстракции соотношение потоков «растворитель — обрабатываемая смесь» $n_1:n_2$.

Треугольные диаграммы фазового равновесия указанных систем приведены в Приложении 4.1.

Методика выполнения РГР

1. Составляем графическую схему процесса с указанием расходов потоков по ступеням.

2. На треугольной диаграмме отмечаем точку F, отвечающую составу исходной смеси и проводим линию, характеризующую смесь исходного сырья с растворителем. По условию задано соотношение потоков «растворитель — обрабатываемая смесь» $n_1:n_2$, потому по правилу рычага находим точку N_1 , характеризующую общий состав смеси при добавлении заданного количества растворителя.

Методика дальнейших расчетов для различных вариантов проведения процесса экстракции отличается.

3. Многократная экстракция.

3.1. Через точку N_1 проводим хорду равновесия (см. пример 4.2.3). Точка R_1 , принадлежащая ей, определяет состав рафинатного раствора, выходящего с первой ступени экстракции.

3.2. Рафинатный раствор состава R_1 обрабатывается новой порцией растворителя, причем количество его определим, зная из условия соотношение потоков «растворитель — обрабатываемая смесь» $n_1:n_2$.

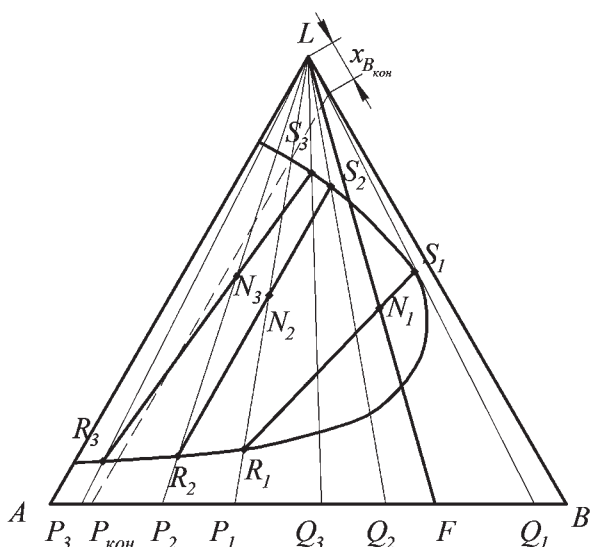


Рис. 4.3.1

Расчет процесса многократной экстракции

По правилу рычага находим положение точки N_2 , характеризующую состав смеси, обрабатываемой на второй ступени экстракции. Построение ступеней продолжаем до тех пор, пока не достигнем заданного состава рафината (концентрации в нем ацетона не более x_B , %).

3.3. По количеству построенных конод определим число ступеней экстракции N — теоретических ступеней контакта. Расчет основан на допущении о достижении состояния равновесия на каждой ступени. В реальных условиях система обычно не достигает равновесия, поэтому определить действительное число ступеней можно, задавшись величиной эффективности контактной ступени η :

$$N_d = \frac{N}{\eta}.$$

Эффективность контактной ступени η зависит от типа контактного устройства, скорости фаз, физико-химических свойств обрабатываемых веществ, гидродинамического режима работы аппарата и других параметров.

Для экстракторов типа «смеситель — отстойник» принимают $\eta = 0,75-0,95$. Расчет основных размеров аппаратов этого типа основан на закономерностях процессов перемешивания и отстаивания.

3.4. Количества образовавшихся рафинатных g_{R_i} и экстрактных g_{S_i} растворов по ступеням определим по правилу рычага и посредством составления материального баланса ступени (пример 4.2.4):

- 1-я ступень

$$\frac{g_{S_1}}{g_{R_1}} = \frac{N_1 R_1}{N_1 S_1};$$

$$g_{S_1} = g_{F_1} + g_{L_1} - g_{R_1};$$

- 2-я ступень

$$\frac{g_{S_2}}{g_{R_2}} = \frac{N_2 R_2}{N_2 S_2};$$

$$g_{S_2} = g_{R_1} + g_{L_2} - g_{R_2};$$

- n -я ступень

$$\frac{g_{S_n}}{g_{R_n}} = \frac{N_n R_n}{N_n S_n};$$

$$g_{S_n} = g_{R_{(n-1)}} + g_{L_n} - g_{R_n}.$$

3.5. Содержание растворителя в рафинатных x_{LR_i} и экстрактных x_{LS_i} растворах по ступеням определим, проведя из точек R_i и S_i каждой i -й ступени горизонталь до пересечения со стороной AL (см. пример 4.2.4).

3.6. Выходы рафината и экстракта по ступеням:

- 1-я ступень

$$g_{P_1} = g_{R_1} \cdot (1 - x_{LR_1});$$

$$g_{Q_1} = g_{S_1} \cdot (1 - x_{LS_1});$$

- 2-я ступень

$$g_{P_2} = g_{R_2} \cdot (1 - x_{LR_2});$$

$$g_{Q_2} = g_{S_2} \cdot (1 - x_{LS_2});$$

- n -я ступень

$$g_{P_n} = g_{R_n} \cdot (1 - x_{LR_n});$$

$$g_{Q_n} = g_{S_n} \cdot (1 - x_{LS_n}).$$

3.7. Определяем общее количество растворителя, которое потребуется для проведения процесса многократной экстракции и получения заданного состава рафината, а также общее количество продуктов.

3.8. Результаты расчета сводим в таблицу 4.3.3.

Таблица 4.3.3

Результаты расчетов

Ступень экстрагирования	g_R , кг	g_S , кг	x_{LR} , %	x_{LS} , %	g_P , кг	g_Q , кг
1-я						
2-я						
...						
n -я						

4. Противоточная экстракция.

4.1. Составим уравнения материального баланса для каждой ступени в соответствии с рисунком 4.1.10:

- 1-я ступень

$$g_F + g_{S_2} = g_{R_1} + g_{S_1},$$

преобразуем:

$$g_{S_1} + g_F = g_{S_2} - g_{R_1};$$

- 2-я ступень

$$g_{R_1} + g_{S_3} = g_{R_2} + g_{S_2},$$

преобразуем:

$$g_{S_2} - g_{R_1} = g_{R_2} - g_{S_3};$$

- 3-я ступень

$$g_{R_2} + g_L = g_{R_3} + g_{S_3},$$

преобразуем:

$$g_{R_2} - g_{S_3} = g_{R_3} - g_L.$$

Отсюда получим

$$\begin{aligned} g_{S_1} - g_F &= g_{R_2} - g_{S_3} = g_{R_3} - g_L = \\ &= g_{S_2} - g_{R_1} = g_M = \text{const.} \end{aligned} \quad (4.3.1)$$

На основании 3-го свойства треугольной диаграммы получим, что уравнение (4.3.1) характеризует пучок прямых, проходящих через точки каждой пары встречных потоков (рис. 4.1.10) S_1 и F , R и S_2 , R_2 и S_3 , R_3 и L и пересекающихся в точке M (полюсе). Полюс является общей точкой пересечения всех лучей, проходящих через точки, характеризующие состав рафинатного раствора любой ступени и состав экстрактного раствора на последующей ступени. При этом линии являются рабочими для процесса экстракции, так как отвечают потокам и их составам, встречающимся в данном сечении экстрактора.

Воспользуемся этим положением для определения числа ступеней экстракции (рис. 4.3.2).

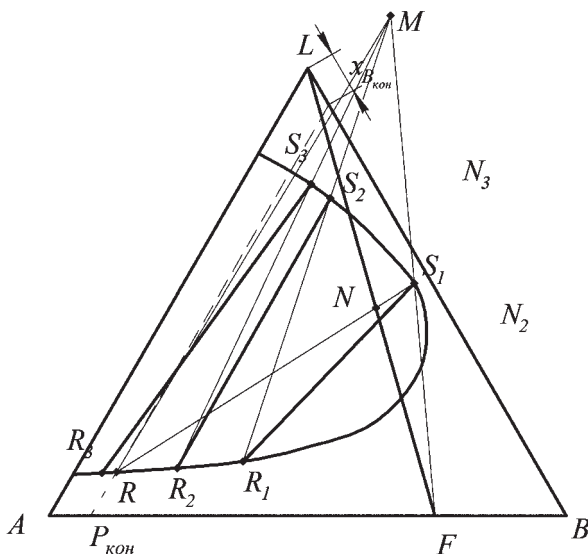


Рис. 4.3.2

Расчет процесса противоточной экстракции

Так как задан состав рафината (точка $P_{\text{кон}}$ на треугольной диаграмме), на основании четвертого свойства треугольной диаграммы определим состав конечного рафинатного раствора (точка R). Положение точки R найдем, соединив точку P и точку L прямой линией, пересечение которой с нижней ветвью бинодальной кривой определит состав конечного рафинатного раствора.

По условию задано соотношение потоков «растворитель — обрабатываемая смесь» $n_1:n_2$, поэтому по правилу рычага можем найти положение точки N , определяющую общий фиктивный состав смеси исходного раствора со всем растворителем:

$$\frac{g_F}{g_L} = \frac{n_2}{n_1} = \frac{LN}{NF}.$$

Для определения положения на треугольной диаграмме точки S_1 , характеризующей экстрактивный раствор первой ступени (конечный экстрактивный раствор) соединим точки R и N до пересечения с верхней ветвью бинодальной кривой.

Проведя через точку S_1 коноду, определим состав равновесного рафинатного раствора R_1 , покидающего первую ступень экстракции. Находим положение точки M , удовлетворяющей условию (4.3.1). Так как известны составы встречных потоков R и L , F и S , соединим их попарно прямыми. Прямые RL и FS пересекутся в искомой точке M .

Найдем состав экстрактивного раствора S_2 , покидающего вторую ступень. Также на основании третьего свойства треугольной диаграммы прямая, связывающая составы встречных потоков R_1 и S_2 , проходит через полюс M . Поэтому прямая R_1M пересечется с верхней ветвью бинодальной кривой в точке S_2 .

Состав равновесного рафинатного раствора R_2 определим по коноде, проходящей через точку S_2 .

Аналогично выполняем построения для третьей и последующих ступеней экстракции.

Таким образом, число ступеней определяется графически, при этом если конода, соответствующая последней ступени экстракции, пройдет:

- через точку R , значит, полученного числа ступеней достаточно для обеспечения заданного состава рафината;
- правее точки R — количества ступеней недостаточно и необходимо продолжить построение;
- левее точки R — полученное число ступеней экстракции обеспечит более высокое качество рафината, чем было задано условием (рис. 4.3.2).

4.2. По количеству построенных конод определим число ступеней экстракции N — теоретических ступеней контакта.

4.3. Определяем действительное число ступеней N_d (см. п. 5.1).

4.4. Количества образовавшихся рафинатных g_{R_i} и экстрактных g_{S_i} растворов по ступеням определим по правилу рычага и посредством составления материального баланса ступени (см. пример 4.2.4).

Так количество полученного экстрактного раствора g_{S_1} , выходящего с первой ступени экстракции, определится путем решения системы:

$$\frac{g_{S_1}}{g_N} = \frac{R_3 N}{R_3 S_1};$$

$$g_N = g_F + g_L.$$

Аналогично для каждой пары встречных потоков можно составить свое уравнение в соответствии с первым свойством треугольной диаграммы:

- 1-я ступень

$$\frac{g_{S_2}}{g_{R_1}} = \frac{R_1 M}{M S_2};$$

- 2-я ступень

$$\frac{g_{S_3}}{g_{R_2}} = \frac{R_2 M}{M S_3};$$

- n -я ступень

$$\frac{g_{R_n}}{g_{NL}} = \frac{LM}{R_n M}.$$

Решая уравнения совместно с уравнением материального баланса (4.3.1), определим количества образовавшихся рафинатных g_{R_i} и экстрактных g_{S_i} растворов по ступеням.

4.5. Дальнейшие расчеты (определение содержания растворителя в рафинатных x_{LR_i} и экстрактных x_{LS_i} растворах по ступеням, выходы рафината и экстракта по ступеням) аналогичны приведенным выше для процесса многократной экстракции (см. п. 3.5–3.7). Точки, характеризующие составы экстрактов и рафинатов, получаемых на каждой ступени Q_i и P_i , на рисунке не показаны.

Результаты расчета сводим в таблицу 4.3.3.

4.6. Определяем общий выход рафината и экстракта, суммируя данные соответствующего столбца таблицы.

4.4. ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 3 **«ИССЛЕДОВАНИЕ СТАТИКИ ПРОЦЕССА** **ЭКСТРАКЦИИ В СИСТЕМЕ «ЖИДКОСТЬ —** **ЖИДКОСТЬ» И ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ** **ПРОВЕРКА ЗАКОНА РАСПРЕДЕЛЕНИЯ»**

Теоретическая часть

Известно, что экстрагенты обеспечивают переход целевых компонентов из одной фазы в другую фазу. Две контактирующие жидкие фазы и распределяемый между ними целевой компонент образуют экстракционную систему.

Физико-химические характеристики веществ лежат в основе их распределения между двумя фазами. Справедливо *эмпирическое правило*: подобное растворяется в подобном (вещество лучше растворяется в жидкости, если оно обладает той же полярностью и сходными прочими характеристиками), т. е. вещества полярные, с высоким значением диэлектрической постоянной, хорошо растворяются в полярных растворителях. Вещества неполярные, с малым значением диэлектрической постоянной, растворимы в неполярных растворителях, например:

- неполярные растворители (хлороформ, бензол, петролейный эфир, бензин, гексан и т. п.) хорошо извлека-

ют эфирные масла, жиры, воски, смолы и т. п., но не растворяют белки, пектины, сахара, минеральные вещества и другие гидрофильные вещества;

- малополярные растворители — этиловый спирт, (изо)пропиловый и бутиловый спирты, ацетон и др. — растворяют как соли, так и основания алкалоидов, гликозиды и их агликоны, флавоны и их агликоны, кумарины, каротиноиды, витамины группы В, Р, РР, эфирные масла, пигменты, хлорофилл, смолы, балласты и др., но не растворяют белки, слизи, пектины, сахара, воски, танины и др.;
- полярные растворители — вода, метиловый спирт, глицерин — обладают способностью растворять соли алкалоидов, витамины С, К, Р, РР, органические кислоты, соли, сахара, слизи и др. Эти способности присущи воде и растворам спиртов в воде.

Вода не растворяет неполярные вещества — основания алкалоидов, воски, смолы, жиры и масла, эфирные масла, пигменты, в частности хлорофилл, церины и др.

Таким образом, в качестве растворителей для экстракции из водных растворов, которая чаще всего используется в пищевой и химической промышленности, применяют не смешивающиеся с водой органические растворители (например, четыреххлористый углерод), хорошо растворяющие простые или комплексные соединения. Многие неорганические вещества экстрагируются из водных растворов смесей органическими растворителями в виде комплексных соединений.

Если используют растворители, частично смешивающиеся с водой (например, сероуглерод, этиловый эфир или амиловый спирт), то для «высаливания», т. е. уменьшения растворимости этих веществ в воде, в обрабатываемый раствор прибавляют большие количества электролитов.

Следует иметь в виду, что неудачно выбранные высаливающие электролиты могут приводить в некоторых случаях к противоположному результату, т. е. к увеличению растворимости органического растворителя в воде. Возможно также образование иных комплексов, мешаю-

щих переводу элементов в органический растворитель. Вообще же для образования в водном растворе того соединения, которое должно переходить в органический растворитель, необходимо добавлять реактивы строго определенных концентраций.

Основные требования к промышленным экстрагентам:

- высокая избирательность;
- высокая экстракционная емкость по целевому компоненту;
- низкая растворимость в рафинате;
- совместимость с разбавителями;
- легкость регенерации;
- высокие химическая, а в ряде случаев и радиационная стойкость, негорючесть или достаточно высокая температура вспышки (более 60°C);
- невысокая летучесть и низкая токсичность;
- доступность и невысокая стоимость.

Основные количественные характеристики процесса экстракции

Экстракция подчиняется законам диффузии и равновесного распределения.

Термодинамически жидкостная экстракция — самопроизвольный процесс выравнивания химических потенциалов веществ в контактирующих фазах. Разность химических потенциалов переносимых компонентов в фазах представляет собой движущую силу жидкостной экстракции. Точное определение химических потенциалов в экстракционных системах в настоящее время затруднительно. Поэтому для упрощения инженерных расчетов за движущую силу процесса принимают разность между фактическими (рабочими) и равновесными концентрациями целевого компонента в фазах.

Для экстракционных равновесий справедливо правило фаз. Его применение к простейшей экстракционной системе (двухфазной из трех компонентов) при условии, что температура и давление обычно не изменяются, дает вариантность системы (т. е. число ее термодинамических

степеней свободы), равную единице. Это означает, что существует взаимно однозначное соответствие между равновесными концентрациями распределяемого компонента в исчерпываемой и извлекающей фазах.

При взаимной нерастворимости экстрагента и растворителя отношение y к x для равновесной системы (для которой y обозначается как y^*) называется коэффициентом распределения K_p , который используется для характеристики равновесного распределения извлекаемого компонента в фазах:

$$K_p = \frac{y^*}{x}. \quad (4.4.1)$$

Если извлекаемое вещество в экстрактном и рафинатном растворах находится в неассоциированном и недиссоциированном состояниях (обладает одинаковой величиной частиц в обоих растворителях), то K_p — величина постоянная, не зависящая от концентрации; в противном случае K_p — функция концентрации.

Эта зависимость выражает *законом распределения*: для каждой данной температуры при равновесии отношение концентрации третьего компонента в одной из несмешивающихся жидкостей (C_1) и концентрации этого компонента в другой из несмешивающихся жидкостей (C_2) является величиной постоянной при различных исходных концентрациях (C_i):

$$K_p = \frac{C_1}{C_2}. \quad (4.4.2)$$

Указанные простые соотношения справедливы только в тех случаях, когда добавление третьего вещества к системе нерастворимых или ограниченно растворимых жидкостей не вызывает изменения растворимости жидкостей друг в друге, а также если растворяемое вещество в каждой из равновесных фаз находится в одном и том же состоянии (в виде одних и тех же частиц). Если же распределяющееся вещество между двумя фазами при этом диссоциирует или ассоциируется, то устанавливается сложное равновесие между простыми и ассоциированными молекулами или ионами в пределах каждой фазы и между фа-

зами. В общем случае если растворенное вещество в одной из несмешивающихся жидкостей диссоциирует, а другое ассоциирует, то коэффициент распределения изменяется с концентрацией $K_p = f(C_i)$.

В таких условиях уравнение (4.2) принимает вид

$$K_p = \frac{C_1(1-\alpha)}{\sqrt[m]{C_2}}, \quad (4.4.3)$$

где α — степень диссоциации кислоты в воде; m — число молекул в ассоциированном комплексе в другом растворителе.

Уравнение (4.4.3) является общим аналитическим выражением закона распределения Нернста — Шилова.

Коэффициент распределения K_p всегда зависит от температуры, практически не зависит от давления; определяется экспериментальным путем.

Действительная (рабочая) концентрация y всегда меньше равновесной y^* . Степень приближения y к y^* характеризует эффективность экстракции, и по указанным причинам принимают, что разность $(y^* - y)$ является его движущей силой.

Степень экстракции — отношение количества экстрагированного вещества к общему (начальному) количеству этого вещества в исходном растворе:

$$R = \frac{n_{\text{экстр}}}{n_{\text{исх}}} \cdot 100\%, \quad (4.4.4)$$

где R — степень экстракции вещества, %; $n_{\text{экстр}}$ — количество вещества, которое экстрагировалось растворителем; $n_{\text{исх}}$ — общее (начальное) количество вещества в исходном растворе.

Факторы, влияющие на экстракционное разделение, многочисленны и определяются не только закономерностями экстракционного равновесия, но и способом организации процесса (природа экстрагируемого вещества, природа экстрагента, число экстракций, объем экстрагента, температура, pH среды, присутствие электролитов в водных растворах, скорость взбалтывания и др.).

Например, чем больше число экстракций, тем выше степень извлечения экстрагируемого вещества. Однако увеличение числа экстракций сильнее влияет на степень извлечения экстрагируемого вещества, чем увеличение объема экстрагента в то же число раз, поэтому одну и ту же степень извлечения можно получить, уменьшая объем экстрагента $V_{\text{орг}}$, но увеличивая число экстракций n . Обычно используют двукратный объем экстрагента по сравнению с водной фазой и применяют 2–6 последовательных экстракций.

Практическая часть

Цель работы: изучить закономерности процесса экстракции в системе «жидкость — жидкость», экспериментально выявить влияние факторов на коэффициент распределения и степень извлечения компонента.

Задачи работы.

1. Определить коэффициент распределения йода между водой и экстрагентом для различных концентраций йода в исходном растворе и температур, сделать вывод о характере зависимости коэффициента распределения от этих параметров.

2. Провести однократную и двухступенчатую экстракцию с одинаковым общим объемом экстрагента и исходного раствора и определить степень извлечения компонента в обоих случаях, сделать вывод.

Оборудование: экстракционная воронка на 150 мл, бюретка на 25 мл в штативе, мерные цилиндры на 100 мл и 20 мл, конические колбы на 100 мл, химический стакан на 100 мл, пипетка на 10 мл.

Реактивы: калий иодистый, дистиллированная вода, экстрагент по заданию преподавателя (бензол, хлороформ, бензин или другие неполярные растворители).

Методика выполнения работы

Внимание! Для организации безопасной работы необходимо знать, что многие органические растворители, например диэтиловый эфир, чрезвычайно огнеопасны, а другие, например четыреххлористый углерод, очень

ядовиты при вдыхании паров. При работе с реактивами соблюдают требования безопасности для работ с токсичными, едкими и легковоспламеняющимися веществами в соответствии с ГОСТ 12.1.005-89.

При выполнении измерений с использованием спектрофотометра соблюдают правила электробезопасности в соответствии с ГОСТ 12.1.019-79 и инструкцией по эксплуатации прибора.

При изучении процесса жидкостной экстракции в лабораторных условиях экстракцию обычно проводят с помощью делительной воронки. В воронку помещают исследуемый раствор, содержащий растворенное вещество, подлежащее экстрагированию, и не смешивающийся с водой органический растворитель, которым извлекается экстрагируемое вещество из водного раствора. Воронка энергично встряхивается в течение 2–5 мин. При этом обе жидкие фазы диспергируются друг в друга, образуя капли различного размера. Экстрагируемое вещество через границу раздела водной и органической фаз переходит из водной фазы в органическую до тех пор, пока в системе не наступит межфазное равновесие, при котором достигаются равновесные концентрации экстрагируемого вещества в водной и органической фазах. При достижении межфазного равновесия скорость перехода растворенного вещества из водной фазы в органическую становится равной скорости перехода того же вещества из органической фазы в водную, т. е. осуществляется состояние динамического равновесия. После прекращения встряхивания обе жидкие фазы расслаиваются, причем тем быстрее, чем больше разница в плотностях воды (водного раствора) и применяемого органического растворителя, плотность которого может быть как выше, так и ниже плотности воды.

Концентрацию распределяемого компонента в фазах определяют с помощью фотометрирования окрашенных растворов. Выполнение измерений на спектрофотометре проводят в соответствии с технической документацией к прибору. Перед выполнением измерений проводят следующие работы: приготовление растворов и установление градуировочной характеристики.

Порядок выполнения работы

1. Приготовление градуировочных растворов. Исходный раствор йодида в воде ($c = 0,1$ мг/см³). 0,1308 г калия йодистого вносят в мерную колбу вместимостью 1000 см³, доводят дистиллированной водой до метки и тщательно перемешивают. Из исходного раствора калия йодистого готовят растворы для градуировки. Для этого в мерную колбу вместимостью 500 см³ помещают исходный раствор в соответствии с таблицей 4.4.1, доводят объем до метки дистиллированной водой и тщательно перемешивают.

Таблица 4.4.1

Растворы для установления градуировочной характеристики водного раствора йода

Номер раствора для градуировки	1	2	3	4	5	6
Объем исходного раствора концентрацией 0,1 мг/см ³ , см ³	0,5	1	1,5	2,5	5,0	10,0
Концентрация йода в растворе, мг/см ³	0,1	0,2	0,3	0,5	1,0	2,0

2. Построение градуировочной характеристики. В спектроскопии принято для каждого исследуемого вещества экспериментально проверять выполнимость закона Бугера — Ламберта — Бера. С этой целью проводят измерения оптической плотности на фиксированной (рабочей) длине волны для ряда растворов с различной концентрацией, приготовленных по п. 1. Для проведения точных спектроскопических измерений необходимо грамотно выбирать рабочую длину волны. В большинстве случаев удобнее всего проводить измерения в области максимального поглощения. Не рекомендуется работать на крутом спаде спектральной кривой, поскольку в этом случае небольшие отклонения в значении λ могут привести к заметной ошибке в определении оптической плотности, а значит, к неправильному результату.

Для определения рабочей длины волны для одного из приготовленных растворов по п. 1 измеряют оптическую плотность раствора D (коэффициент пропускания ϵ , %) в интервале длин волн λ от 350 до 800 нм через каждые 30 нм (раствором сравнения является дистиллированная вода, длина оптического пути $l = 1$ см) и результаты занос-

сят в таблицу 4.4.2. По ее данным строят график зависимости оптической плотности раствора D (коэффициента пропускания ε , %) в спектральном диапазоне видимого света (рис. 4.4.1). По положению пика полученной кривой устанавливают рабочую длины волны.

Таблица 4.4.2

λ , нм	350	400	450	500	550	...	700	750	800
D									
ε , %									

Затем измеряют оптическую плотность каждого стандартного раствора из приготовленной серии при выбранной длине волны и толщине слоя. Необходимо, чтобы выбранный интервал концентрации соответствовал области

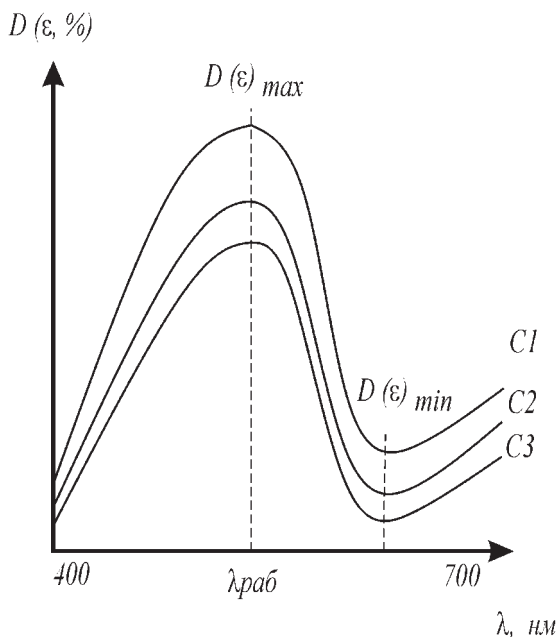


Рис. 4.4.1
Спектральные кривые растворов вещества
различной концентрации C_1 , C_2 , C_3

возможных изменений концентраций анализируемых растворов. Строят градуировочный график в координатах концентрация раствора C — показатель оптической плотности раствора D (коэффициент пропускания ϵ , %). В случае подчинения закону Бугера — Ламберта — Бера и при измерении оптической плотности относительно растворителя, график представляет собой прямую (рис. 4.4.2), проходящую через начало координат.

3. Построение градуировочного графика оптической плотности растворов йода в бензине в зависимости от концентрации. Приготовление градуировочных растворов и построение градуировочной характеристики для раствора йода в органическом растворителе осуществляется по методике, изложенной в п. 1–2. Концентрации растворов задаются преподавателем в зависимости от вида растворителя (бензин, четыреххлористый углерод и др.)

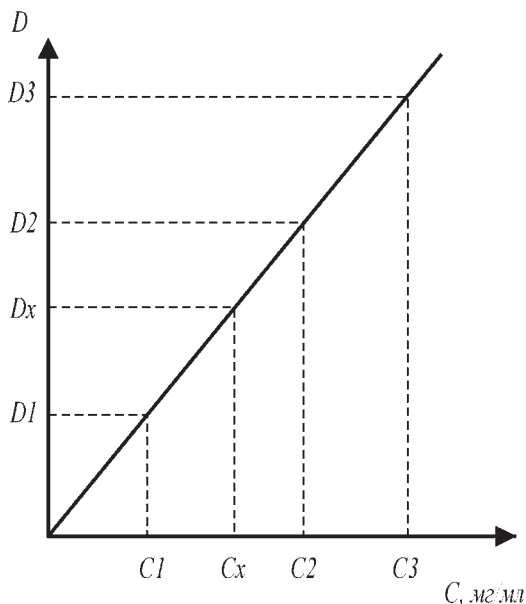


Рис. 4.4.2

Градуировочный график для определения концентрации раствора по показателю его оптической плотности

и должны быть кратными, охватывающими область их изменений в исследуемом растворе.

Оптическую плотность растворов измеряют фотоэлектроколориметром в кюветах с рабочей длиной 10 мм при рабочей длине волны против чистого растворителя. Измерения повторяют три раза и определяют среднее арифметическое значение оптической плотности.

4. Приготовление исходного раствора иодида калия в воде заданной преподавателем концентрацией C_0 , мг/мл.

5. Провести однократную экстракцию йода бензином с помощью воронки для экстракции объемом на 150 мл. Для этого смешиваем в ней 70 мл содержащей иод воды и 7 мл бензина. Воронку закрываем пробкой и встряхиваем в течение 3 мин. Оставляем затем воронку в покое до полного расслоения фаз. После разделения слои сливают в пробирки с притертыми пробками для последующего анализа на спектрофотометре.

6. Определяем содержание иода в слоях (водном и слое бензина $C_{\text{вод.}}$ и $C_{\text{орг.}}$) после первой экстракции. Для этого измеряем показатель оптической плотности растворов на спектроэлектрофотокolorиметре и по градуировочным графикам определяем концентрацию иода в растворах. Оптическую плотность окрашенного бензинового слоя определяют спектрофотометрически в кюветах с рабочей длиной 10 мм при рабочей длине против чистого бензина, окрашенного водного слоя — в кюветах с рабочей длиной 10 мм при рабочей длине волны для водного раствора, выбранной экспериментально в п. 2, против дистиллированной воды. Полученные данные заносим в таблицу 4.4.3.

Определить концентрацию вещества в растворе можно также в автоматическом режиме на спектрофотометре, предварительно выполнив ряд подготовительных операций в следующей последовательности:

- выбор длины волны;
- выбор кюветы;
- построение градуировочного графика для данного вещества и определение коэффициента факторизации K_f ;
- введение коэффициента K_f в память вычислительного блока;

- измерение концентрации вещества в растворе.

7. Рассчитать массу перешедшего в бензин иода M , мг, и коэффициент распределения K_p иода между фазами (водой и бензином) по формуле (4.4.2).

8. Провести дважды экстракцию иода из раствора того же объема, что и в первом опыте, но при этом разделить весь объем растворителя на два равных объема. Рассчитать массу перешедшего в бензин иода на первой и второй ступени экстракции и общую массу. Для каждого опыта определить коэффициент распределения K_p иода между фазами.

Определить степень экстракции R по формуле (4.4.4) для всех опытов, данные занести в таблицу 4.4.3, сделать вывод.

Таблица 4.4.3

Обработка результатов

№ эксп.	C_0 , мг/мл	Водный слой		Слой растворителя		M , мг	K_p	R , %
		D (ε, %)	$C_{\text{вод.}}$, мг/мл	D (ε, %)	$C_{\text{орг.}}$, мг/мл			
1	Однократная							
2	Многократная							
1-я ступень								
2-я ступень								
						$\sum M$, мг		$R_{\text{общ}}$, %

4.5. ТЕСТОВЫЕ ЗАДАНИЯ ДЛЯ КОНТРОЛЯ УСВОЕНИЯ ЗНАНИЙ

Цель тестов текущего контроля — оценка знаний студентов по пройденному материалу. Тестовые задания разбиты на тематические группы:

- сущность и кинетика процесса жидкостной экстракции;
- равновесие в процессе экстракции;
- принципиальные схемы в процессах экстракции. Устройство экстракторов.

Каждый контрольный вопрос может иметь до двух правильных ответов. Индивидуальный опросный лист студента включает в себя вопросы из каждого раздела.

Сущность и кинетика процесса жидкостной экстракции

1. Экстрагирование — это...

1) извлечение из твердого или жидкого сложного по составу вещества одного или нескольких компонентов с помощью растворителя, обладающего избирательной растворимостью;

2) избирательное поглощение газов или паров жидкими поглотителями;

3) разделение компонентов, входящих в жидкую смесь, посредством многократного частичного испарения и конденсации образующихся паров;

4) избирательное поглощение растворимых в жидкости веществ поверхностью твердого тела.

2. Экстрагент — это...

1) раствор извлеченных веществ во вторичном растворителе;

2) остаточный исходный раствор, из которого с той или иной степенью полноты удалены экстрагируемые компоненты;

3) растворитель, обладающей избирательной растворимостью отдельных компонентов в исходной смеси;

4) первичный растворитель, содержащийся в исходной смеси.

3. Экстрактным называется:

1) раствор извлеченных веществ во вторичном растворителе;

2) остаточный исходный раствор, из которого с той или иной степенью полноты удалены экстрагируемые компоненты;

3) раствор, содержащий селективный по отношению к некоторым компонентам смеси растворитель и исходную смесь.

4. Рафинатным называется:

- 1) раствор извлеченных веществ во вторичном растворителе;
- 2) остаточный исходный раствор, из которого с той или иной степенью полноты удалены экстрагируемые компоненты;
- 3) раствор, содержащий селективный по отношению к некоторым компонентам смеси растворитель и исходную смесь.

5. Достоинства процесса экстракции как метода разделения жидких смесей по сравнению с процессом ректификации:

- 1) низкая рабочая температура процесса;
- 2) возможность разделения близкокипящих, азеотропных смесей;
- 3) практически полное разделение на компоненты смесей, имеющих даже минимальный изгиб линии равновесия.

6. Недостатки процесса экстракции как метода разделения жидких смесей по сравнению с процессом ректификации:

- 1) высокая рабочая температура процесса;
- 2) невозможность разделения близкокипящих, азеотропных смесей;
- 3) усложнение аппаратного оформления и удорожание процесса за счет применения дополнительного компонента — экстрагента;
- 4) чрезмерно высокие затраты на испарение жидкости при выделении компонентов из сильно разбавленных растворов.

7. Кинетические закономерности процесса экстракции определяются...

- 1) законами массопередачи, фазового равновесия и растворимости;
- 2) законам растворимости;
- 3) законам молекулярной диффузии.

8. В процессе экстракции одну из контактирующих фаз диспергируют до капель определенной величины. В случае если диффузионное сопротивление внутри капли незначительно по сравнению с диффузионным сопротивлением в сплошной фазе, при расчете процесса...

1) коэффициент массопередачи принимают равным коэффициенту массоотдачи от поверхности капли в ядро сплошной фазы;

2) коэффициент массопередачи принимают равным коэффициенту массоотдачи из капли к ее поверхности;

3) коэффициент массопередачи определяется по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений.

9. В процессе экстракции одну из контактирующих фаз диспергируют до капель определенной величины. В случае если диффузионным сопротивлением внутри капли по сравнению с диффузионным сопротивлением в сплошной фазе пренебречь нельзя, при расчете процесса...

1) коэффициент массопередачи принимают равным коэффициенту массоотдачи от поверхности капли в ядро сплошной фазы;

2) коэффициент массопередачи принимают равным коэффициенту массоотдачи из капли к ее поверхности;

3) коэффициент массопередачи определяется по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений.

10. В процессе экстракции одну из контактирующих фаз диспергируют до капель определенной величины. В случае если диффузионным сопротивлением внутри капли и в сплошной фазе пренебречь нельзя, при расчете процесса...

1) коэффициент массопередачи принимают равным коэффициенту массоотдачи от поверхности капли в ядро сплошной фазы;

2) коэффициент массопередачи принимают равным коэффициенту массоотдачи из капли к ее поверхности;

3) коэффициент массопередачи определяется по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений.

11. Растворитель в процессе экстракции должен:

- 1) обладать плотностью как можно более близкой к плотности исходного раствора;
- 2) иметь высокую избирательность к отдельным компонентам исходной смеси;
- 3) образовывать химически стойкие соединения с компонентами исходной смеси.

12. Состояние равновесия фаз характеризуется законом:

- 1) массопередачи;
- 2) фазового распределения;
- 3) конвективной и молекулярной диффузии.

Равновесие в процессе экстракции

1. В случае если взаимной растворимостью двух фаз, вступающих в контакт в процессе экстракции, пренебречь нельзя, составы фаз в графической форме представляют в виде:

- 1) диаграммы $x-y$;
- 2) треугольной диаграммы;
- 3) диаграммы фазового равновесия $y^* = f(x)$.

2. Каждая точка внутри треугольной диаграммы соответствует:

- 1) составу трехкомпонентного раствора;
- 2) составу двухкомпонентного раствора;
- 3) значению коэффициента распределения для любой пары равновесных растворов.

3. Точка p на треугольной диаграмме (рис. 4.2.1) характеризует следующий состав смеси:

- 1) 10% масс. С, 70% масс. А, 20% масс. В;
- 2) 10% масс. С, 70% масс. А, компонент В отсутствует;
- 3) 80% масс. С, 10% масс. А, 10% масс. В.

4. Если критическая точка растворимости компонентов А и В на бинодальной кривой при увеличении тем-

температуры смеси удаляется от стороны треугольника AB треугольной диаграммы, то...

1) взаимная растворимость компонентов повышается при повышении температуры;

2) взаимная растворимость компонентов снижается при повышении температуры;

3) с изменением температуры выпадает твердая фаза.

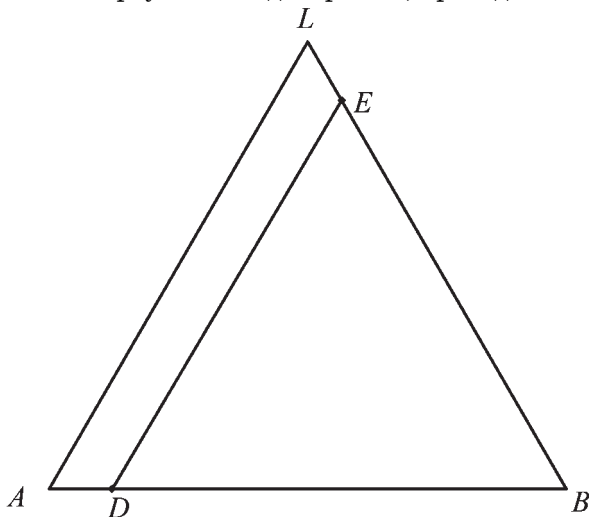
5. Точка e на треугольной диаграмме (рис. 4.2.1) характеризует следующий состав смеси:

1) 40% масс. C , 30% масс. A , 30% масс. B ;

2) 10% масс. C , 20% масс. A , 70% масс. B ;

3) 10% масс. C , 30% масс. A , 60% масс. B .

6. Все растворы, расположенные на прямой DE , расположенной на треугольной диаграмме, приведенной ниже:



1) содержат постоянное количество компонента C ;

2) содержат в постоянном соотношении компоненты A и C ;

3) являются двухкомпонентными, т. е. смесями компонентов C и B ;

4) содержат постоянное количество компонента A .

7. При смешении двух трехкомпонентных растворов R и S образуется тройная смесь, состав которой характеризуется точкой N , принадлежащей:

- 1) прямой, соединяющей точки R и S ;
- 2) бинодальной кривой;
- 3) хорде равновесия.

8. При смешении двух трехкомпонентных растворов R и S образуется тройная смесь, состав которой характеризуется точкой N (рис. 4.5.1). Количество раствора R составляет 60 кг. Количество получаемой смеси составляет:

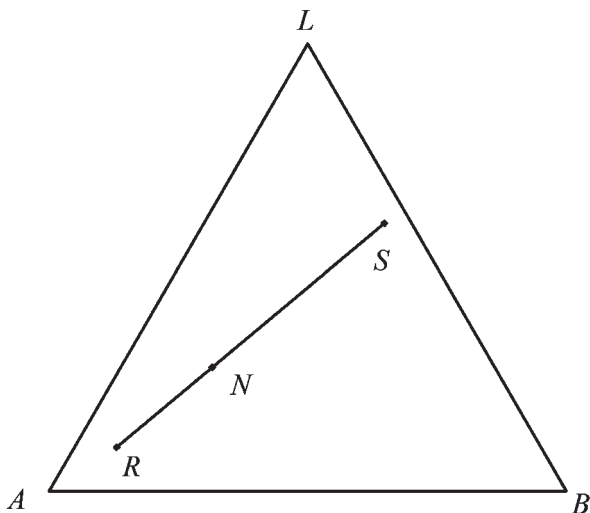


Рис. 4.5.1

- 1) 163 кг;
- 2) 35 кг;
- 3) 95 кг.

9. При смешении двух трехкомпонентных растворов R и S образуется тройная смесь, состав которой характеризуется точкой N . По положению точек на треугольной диаграмме (рис. 4.5.1) определить во сколько раз количество исходного раствора R превосходит количество раствора S :

- 1) в 1,7 раза;
- 2) в 0,6 раз;
- 3) в 2,5 раза.

10. Трехкомпонентная смесь в количестве 100 кг, состав которой на треугольной диаграмме характеризуется точкой N , расслоилась на два раствора R и S (рис. 4.5.2). Количество получаемой при этом фазы R составляет:

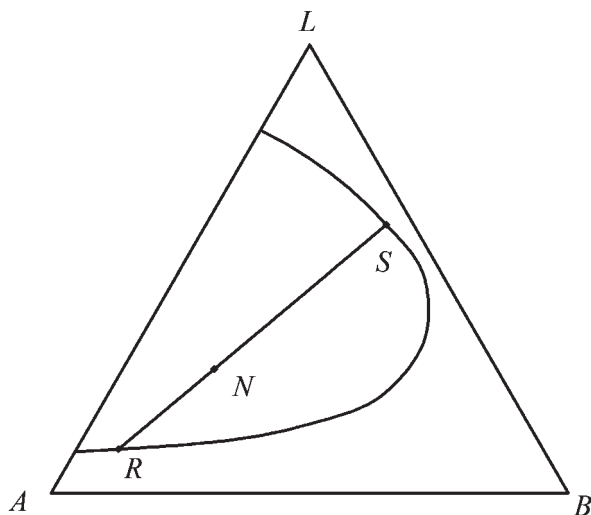


Рис. 4.5.2

- 1) 160 кг;
- 2) 100 кг;
- 3) 60 кг.

11. Трехкомпонентная смесь в количестве 80 кг, состав которой на треугольной диаграмме характеризуется точкой N , расслоилась на два раствора R и S (рис. 4.5.2). Количество получаемой при этом фазы S составляет:

- 1) 50 кг;
- 2) 30 кг;
- 3) 130 кг.

12. Бинодальная кривая на треугольной диаграмме ограничивает область, соответствующую:

- 1) двухфазным смесям;
- 2) гомогенным растворам;
- 3) области с постоянным коэффициентом распределения для любой пары равновесных растворов.

13. В общем случае хорды равновесия для тройной системы с одной областью ограниченной растворимости компонентов на треугольной диаграмме:

- 1) имеют постоянный наклон;
- 2) параллельны стороне треугольника, соответствующей двухкомпонентным смесям веществ с ограниченной взаимной растворимостью;
- 3) имеют переменный наклон, зависящий от значения коэффициента распределения.

14. Для тройной смеси, характеризуемой критической точкой на бинодальной кривой, коэффициент распределения:

- 1) всегда больше 1;
- 2) всегда меньше 1;
- 3) равен 1.

15. Диаграммы равновесия для расчетов статики процессов экстракции составлены при условии постоянства ..., бинодальные кривые являются...

- 1) давления, изобарами;
- 2) температуры, изотермами;
- 3) объема, изохорами;
- 4) давления, изохорами.

16. При увеличении температуры область существования гетерогенных двухфазных растворов для большинства тройных систем компонентов с ограниченной взаимной растворимостью:

- 1) не изменяется;
- 2) уменьшается;
- 3) увеличивается.

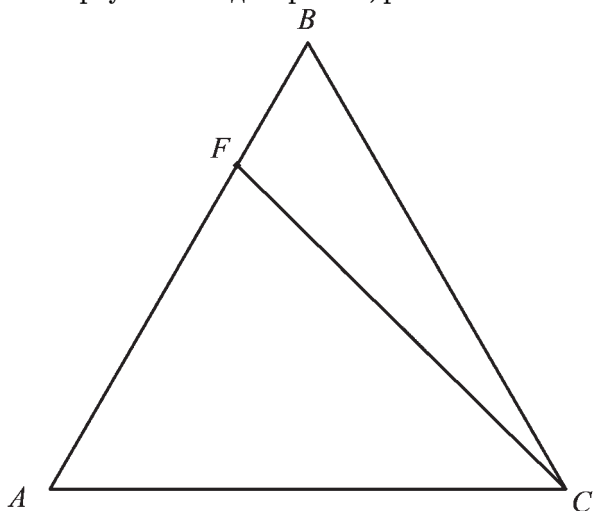
17. На треугольной диаграмме точки, принадлежащие лучу, проведенному из вершины A к стороне BC треугольника, при движении в направлении к вершине A характеризуют:

1) изменение состава смеси в процессе ее разбавления компонентом A при постоянном соотношении компонентов B и C ;

2) изменение состава смеси в процессе извлечения из нее компонента A при постоянном соотношении компонентов B и C ;

3) изменение значения коэффициента распределения для любой пары равновесных растворов B и C .

18. Все растворы, расположенные на прямой CF , приведенной на треугольной диаграмме, расположенной ниже:



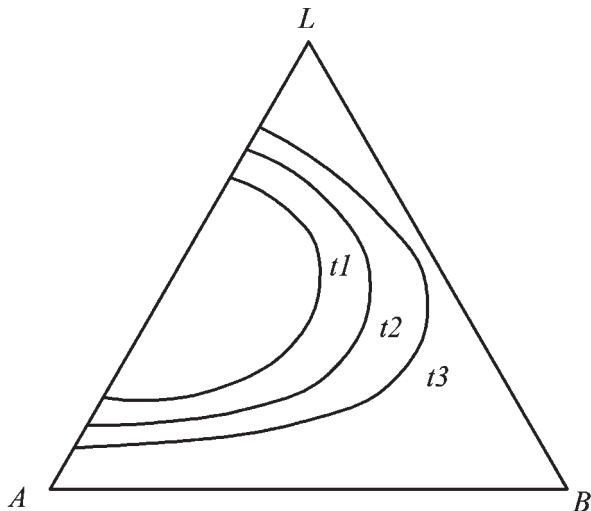
1) содержат постоянное количество компонента C ;

2) содержат в постоянном соотношении компоненты A и B ;

3) содержат в постоянном соотношении компоненты A и C .

19. На рисунке, приведенном ниже, показаны положения бинодальной кривой при изменении температуры

для раствора компонентов А и L, взаимная растворимость которых повышается с увеличением температуры, при этом:



- 1) $t_1 > t_2 > t_3$;
- 2) $t_1 < t_2 < t_3$;
- 3) нет определенной связи между значениями температур.

20. Хорда равновесия на бинадальной кривой соединяет...

- 1) точки составов рафинатных растворов;
- 2) точки составов взаимно насыщенных растворов;
- 3) точки составов экстрактных растворов.

Принципиальные схемы в процессах экстракции.

Устройство экстракторов

1. В результате проведения процесса многократной экстракции...

- 1) составы получаемых рафинатного и экстрактного растворов при достаточной продолжительности процесса близки к равновесным и мало отличаются от исходного состава обрабатываемой смеси;

2) получают рафинатный раствор заданного состава посредством последовательной обработки рафинатного раствора каждой ступени свежей порцией растворителя;

3) экстрактивный раствор имеет концентрацию выше равновесной за счет возвращения в аппарат со стороны отбора экстракта потока флегмы.

2. В случае если диспергируемая и сплошная фазы обладают близкими по значению плотностями и высоким межфазовым натяжением, обеспечить высокую степень диспергирования в экстракторе можно:

1) за счет введения энергии извне, используя механическое перемешивание или пульсации;

2) увеличив число ступеней экстракции;

3) используя частичную рециркуляцию фазы с меньшей плотностью из отстойника в смеситель.

3. Недостатком распыливающего колонного экстрактора является...

1) наличие значительного продольного перемешивания, что снижает скорость массопердачи;

2) необходимость большой производственной площади;

3) ограниченность диаметра аппарата, так как при его увели-

Ответы к тестовым заданиям

Таблица 4.5.1

№ вопроса	Правильный ответ
Сущность и кинетика процесса жидкостной экстракции	
1	1)
2	3)
3	1)
4	2)
5	1), 2)
6	3)
7	1)
8	1)
9	2)
10	3)
11	2)
12	2)
Равновесие в процессе экстракции	
1	2)
2	1)
3	1)
4	1)
5	3)
6	1)
7	1)
8	3)
9	1)
10	3)
11	2)
12	1)
13	3)
14	3)
15	2)

Продолжение табл. 4.5.1

№ вопроса	Правильный ответ
16	2)
17	1)
18	2)
19	2)
20	2)
Принципиальные схемы в процессах экстракции. Устройство экстракторов	
1	2)
2	1)
3	2)
4	3)

чении возрастает возможность кавитации.

4. Недостатком пульсационного экстрактора является...

1) наличие значительного продольного перемешивания, что снижает скорость массопердачи;

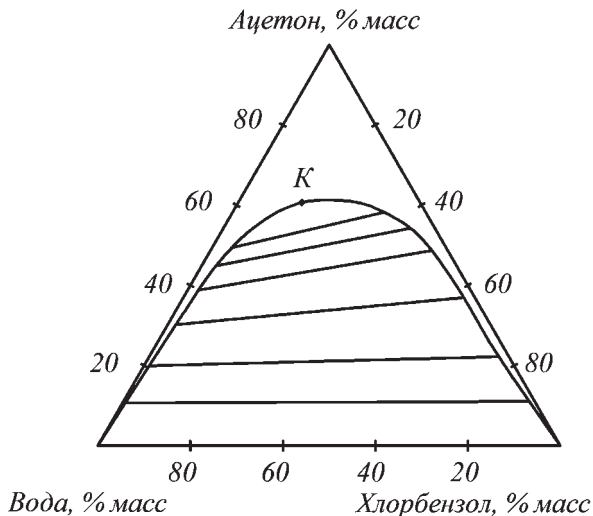
2) необходимость большой производственной площади;

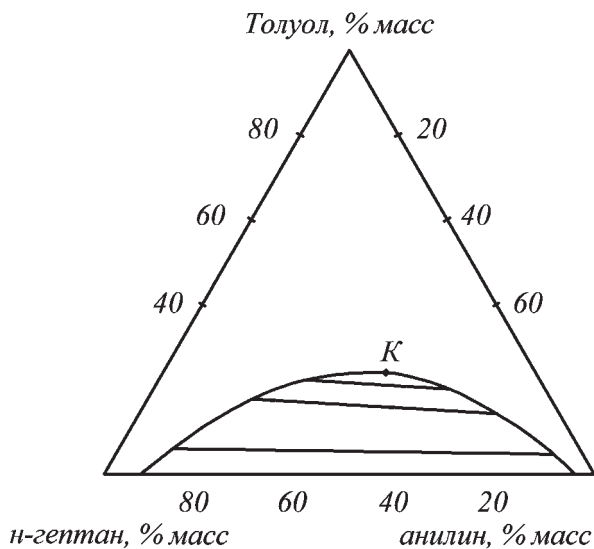
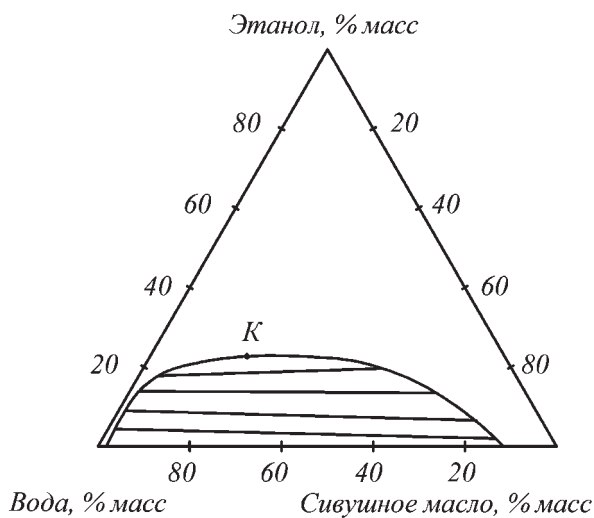
3) ограниченность диаметра аппарата, так как при его увеличении возрастает возможность кавитации.

4.6. СПРАВОЧНЫЕ ДАННЫЕ ПО РАЗДЕЛУ

Приложение 4.1

Диаграммы фазового равновесия тройных систем





КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ

1. Приведите сравнительную характеристику процесса экстракции и других процессов разделения жидких смесей (ректификация, выпаривание и др.), указав достоинства и недостатки каждого способа.
2. Укажите особенности расчета числа теоретических ступеней процесса жидкостной экстракции при учете взаимной растворимости первичного и вторичного растворителей.
3. Поясните, каким образом используются в практических расчетах статика процесса экстракции свойства треугольной диаграммы.
4. Приведите сравнительную характеристику основных типов экстракторов и области их применения.
5. Сравните методы проведения процесса экстракции (по величине расхода экстрагента, выходу конечных продуктов, полноте извлечения компонентов и др.) и укажите область его использования в промышленности.
6. Как изменяется концентрация третьего компонента в двух несмешивающихся растворителях при добавлении его к одному из растворителей?
7. Как степень диссоциации влияет на коэффициент распределения?
8. Как определить количество экстракций, необходимых для заданной полноты извлечения экстрагируемого вещества?

ЭКСТРАКЦИЯ В СИСТЕМЕ «ТВЕРДОЕ ТЕЛО — ЖИДКОСТЬ»

5.1. РАСЧЕТНО-ГРАФИЧЕСКАЯ РАБОТА № 4 «РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ В СИСТЕМАХ «ТВЕРДОЕ ТЕЛО — ЖИДКОСТЬ» НА ПРИМЕРЕ ДИФфуЗИОННОЙ БАТАРЕИ ДЛЯ ЭКСТРАГИРОВАНИЯ САХАРА ИЗ СВЕКЛЫ»

Теоретическая часть

Экстракция в системе «твердое тело — жидкость» — процесс извлечения одного или нескольких компонентов из твердого вещества пористой структуры с помощью растворителя, избирательно растворяющего только извлекаемые компоненты. Растворитель (экстрагент) проникает в поры твердого вещества, и извлекаемые компоненты растворяются в растворителе, диффундируют к поверхности твердого вещества, а затем в основную массу жидкости, при этом твердый скелет остается неизменным (рис. 5.1.1).

Чаще всего в химической промышленности в качестве растворителей используют воду и водные растворы неор-

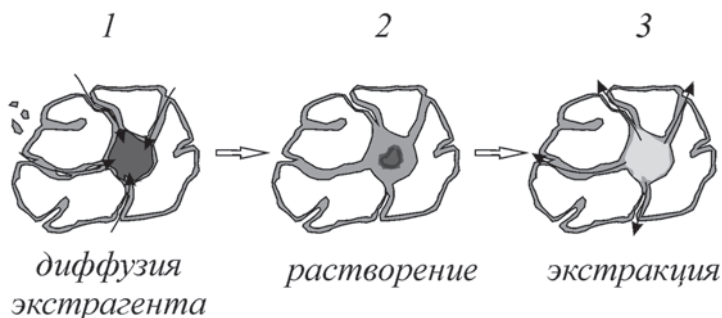


Рис. 5.1.1

Последовательность извлечения твердого компонента из твердого вещества пористой структуры:

1 — проникновение растворителя в поры; 2 — постепенное растворение компонентов в растворителе; 3 — диффузия растворенного компонента к поверхности твердого вещества.

ганических кислот, в этом случае процесс экстракции называют *выщелачиванием*.

В промышленных условиях процесс экстрагирования проходит поэтапно и включает в себя несколько рабочих операций (рис. 5.1.2):

1. Смешивание экстрактивного вещества с растворителем и непосредственно процесс экстрагирования.

2. Механическое отделение образовавшегося раствора экстракта (жидкой фазы, содержащей извлекаемое вещество) от выщелоченного остатка (*шлама*), например, центрифугированием или фильтрацией.

3. Термическое разделение раствора экстракта на экстракт и растворитель — например, путем выпаривания.

Основной областью применения экстракции твердой фазы является производство пищевых продуктов и натуральных веществ, например получение сахара из сахарной свеклы, маслоэкстракционной, крахмало-паточной промышленности, при получении растворимых кофе

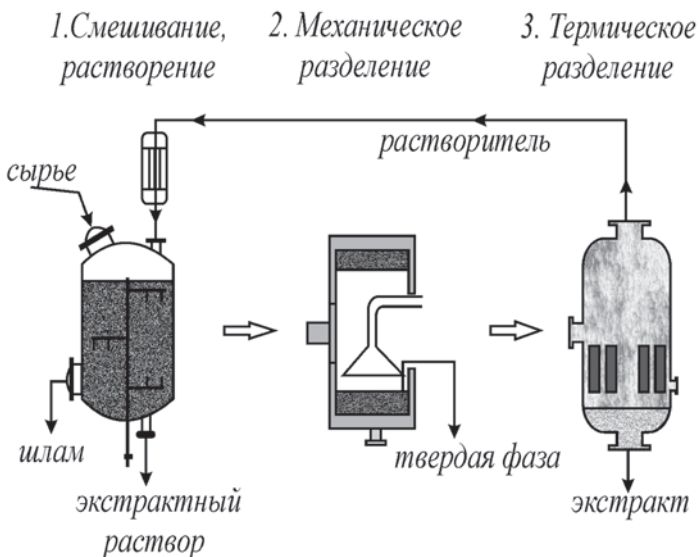


Рис. 5.1.2

Осуществление процесса твердофазной экстракции в промышленности

и чая, биологически активных веществ из лекарственных растений. Среди прочих сфер можно назвать выщелачивание руд, например с использованием разбавленной серной кислоты.

Способы выщелачивания.

1. Замкнутый периодический процесс, осуществляемый в аппарате с мешалкой, в котором смешивается растворитель и твердый материал.

2. Прямоточный и противоточный процессы, проводимые в каскаде последовательно соединенных аппаратов с мешалками или аппаратах других типов непрерывного действия, через которые *пульпа* (система, образовавшаяся при взаимодействии растворителя с исходным твердым материалом) движется самотеком.

3. Процесс в неподвижном слое (фильтрационно-проточный или перколяционный), при котором растворитель фильтруется сквозь неподвижный слой пористого кускового материала. Такой способ в промышленности обычно организуется в батарее последовательно соединенных по ходу раствора аппаратов, в каждом из которых периодически осуществляется выгрузка отработанного и загрузка свежего материала.

Замкнутый периодический процесс, прямоточный и противоточный процессы осуществляются при перемешивании реагентов и требуют применения фильтров или других аппаратов, необходимых для разделения пульпы и промывки осадка. Процессы экстракции и фильтрования, осуществляемые при фильтрационно-проточном способе, протекают одновременно, причем получаемый раствор представляет собой практически чистый экстрактивный раствор. Такая организация процесса обеспечивает высокую производительность при низком удельном расходе растворителя, но требует однородного по крупности и грубо измельченного твердого материала ввиду высокого гидравлического сопротивления слоя.

Выбор способа экстракции следует производить на основе технико-экономического расчета.

Аппараты для экстракции делятся на периодически и непрерывно действующие.

К экстракторам периодического действия относятся настойные чаны, камерные аппараты с механическим, гидравлическим и пневматическим перемешиванием, с различного рода интенсифицирующим воздействием: вибрационным, пульсационным, вакуумным кипением и др. Как правило, экстракторы периодического действия являются ступенями непрерывных или полунепрерывных многоступенчатых.

Настойные чаны — открытые или герметичные емкости с неподвижным слоем твердых частиц с циркуляцией (перколяторы или диффузоры) или без циркуляции экстрагента. В пищевой и фармацевтической промышленности их применяют для экстрагирования небольших количеств сырья прямо- или противоточных (преимущественно) экстракционных установок.

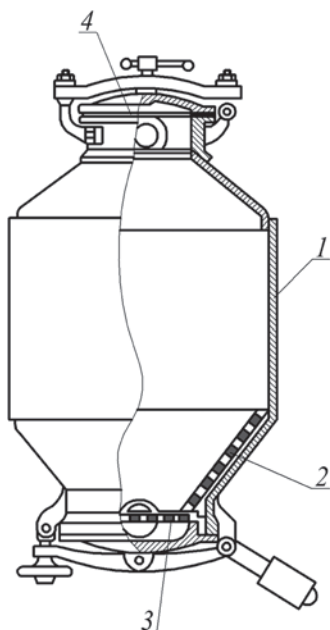


Рис. 5.1.3
Диффузор:

1 — корпус; 2 — дополнительное сито;
3 — основное сито; 4 — крышка.

Экстракторы для проведения процесса экстракции фильтрационно-проточным способом — *диффузоры* (рис. 5.1.3) с неподвижным слоем частиц, орошаемым циркулирующим экстрагентом, обычно изготавливаются в виде вертикальных аппаратов цилиндрической, конической или прямоугольной формы, имеющих в нижней части ложное перфорированное днище. Загрузку и выгрузку материала выполняют через верхний и нижний люки с крышками, которые плотно прижимаются к отверстиям с помощью механических или гидравлических устройств. Разделительное сито для отделения жидкости может находиться над нижней или под верхней крышка-

ми диффузора. Для улучшения взаимодействия твердых частиц с экстрагентом и устранения застойных зон аппараты для настаивания (*перколяторы*) небольших объемов снабжаются мешалками.

Последовательное включение в один ряд сразу нескольких диффузоров — создание *батареи экстракторов* (ступенчатые экстракционные установки) позволяет производить экстрагирование больших объемов экстрактивного вещества непрерывно. Ступенчатые экстракционные установки нашли широкое применение в пищевых, фармацевтических, ферментативных, винодельческих и других производствах.

Батареи экстракторов состоят из отдельных экстракторов периодического типа (10–15 и более в зависимости от требуемой скорости процесса), аналогичных аппарату, изображенному на рисунке 5.1.3, соединенных между собой трубопроводами, по которым через все аппараты последовательно прокачивается растворитель. Батарея в целом работает по принципу противотока, т. е. «свежий» экстрагент подается в хвостовой экстрактор (перколятор, диффузор) с наиболее истощенным сырьем, полученный раствор целевых компонентов в растворителе передается в следующий аппарат и т. д., вплоть до головного аппарата, где загружено наименее истощенное сырье. При таком протекании через экстракторы растворитель постепенно обогащается экстрактором, выходя из последнего только что заполненного экстрактора в виде концентрированного раствора. Этот раствор направляется в выпарной аппарат и там разделяется на высококонцентрированный раствор экстракта и испаряющийся растворитель. Раствор экстракта изымается из процесса в виде продукта, а растворитель конденсирует и вновь возвращается в установку.

В любой рассматриваемый момент времени один из аппаратов, в котором уже достигнута заданная степень извлечения, отключается на разгрузку выщелоченного материала и загрузку свежего сырья. В то время в остальных аппаратах (исключая один, находящийся в резерве) проводится экстракция. Схема работы приведена на рисунке 5.1.4.

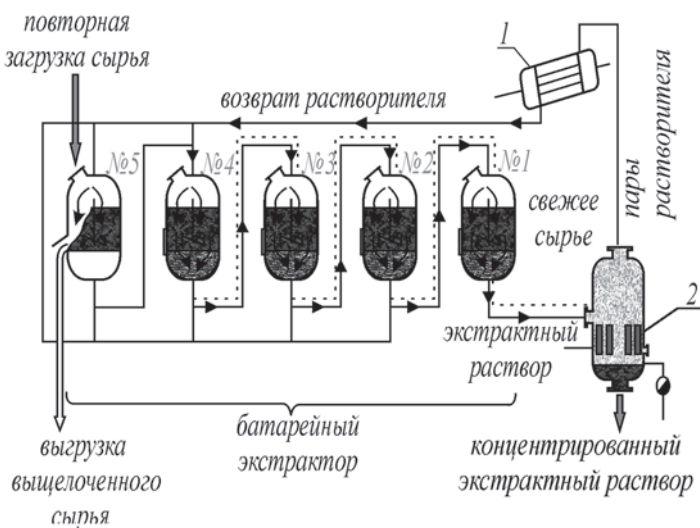


Рис. 5.1.4

Батареяный экстрактор, работающий при противотоке

В современных установках смена операций в условиях полунепрерывной работы диффузоров осуществляется автоматически.

Наибольшее количество *экстракторов непрерывного действия* разработано для процессов переработки растительного сырья. В основном это аппараты с механическими транспортными органами: колонные, наклонные и горизонтальные (шнековые и лопастные), ротационные, оросительные (карусельные, ленточные, ковшовые, шнековые).

Колонные аппараты с транспортирующими шнеками и лопастями используются для экстрагирования из материалов с плотностью, близкой к плотности экстрагента. Если плотность материала существенно выше плотности экстрагента, их использование становится нецелесообразным из-за уплотнения материала и нарушения противотока.

Основные зависимости и расчетные формулы

Процессы экстрагирования целевых компонентов из твердых тел подчиняются основным положениям общей теории массопередачи. Количество вещества (в кг), из-

влеченного в процессах экстракции в системе «твердое тело — жидкость», определяется уравнениями массопроводности, молекулярной и конвективной диффузии (более подробно см. лабораторную работу № 5): извлекаемый компонент диффундирует изнутри частицы материала к ее поверхности (молекулярная диффузия), а затем от поверхности частицы через пограничный слой — в экстрагент (конвективная диффузия).

Вся сложность применения этих уравнений для расчета реальных производственных процессов заключается в трудности определения величин $D_{\text{вн}}$ — коэффициент молекулярной (внутренней) диффузии, $\text{м}^2/\text{ч}$; $D_{\text{н}}$ — коэффициент конвективной (наружной) диффузии, $\text{м}^2/\text{ч}$; δ — толщина пограничного слоя, м ; K — коэффициент массопередачи при экстрагировании, $\text{м}/\text{ч}$.

Из теории процесса известно также, что соотношение избыточных концентраций при непрерывном экстрагировании с противоточным процессом, который предпочтителен, на любом участке кривых распределения концентраций в частицах экстрагируемого вещества и экстрагируемой жидкости является функцией критериев Био ($\text{Bi}_\text{д}$), Фурье ($\text{Fo}_\text{д}$) и соотношения расхода масс.

В пищевой промышленности экстрагируют многие твердые материалы, имеющие различные физико-химические свойства, в связи с этим существует множество конструкций, экстракторов периодического и непрерывного действия.

Для расчета процесса экстрагирования, происходящего в этих аппаратах, применяют следующие методы:

- 1) графоаналитический;
- 2) метод расчета многочленных экстракторов с учетом гидродинамических условий процесса;
- 3) расчет процесса экстрагирования с применением интервально-итерационного метода;
- 4) гидродинамический расчет экстракторов непрерывного действия.

Графоаналитический метод расчета многочленных экстракторов периодического действия и экстракторов непрерывного действия был предложен П. М. Силиным

на основе анализа работы промышленных экстракционных установок сахарных заводов. Уравнение, учитывающее все основные факторы работы экстрактора, имеет следующий вид:

$$\frac{n}{n-1} \left[0,43429 \ln \frac{(n-1)C_2 + C_1}{nC_1} \right] = ADl\tau, \quad (5.1.1)$$

где n — отбор экстракта (на 1 кг нормального сока в све-кле); C_2 — содержание сахара в нормальном соке, % к массе свеклы; C_1 — содержание сахара в обессахаренной стружке, % к массе свеклы; A — экспериментальный коэффициент, для многочленных экстракторов периодического действия $A = (5,1-6,3) \cdot 10^{-5}$, для экстракторов непрерывного действия $A = (9,4-14,3) \cdot 10^{-5}$; D — коэффициент диффузии сахара, зависит от температуры процесса (приложение 5.1); l — длина 100 г свекловичной стружки, м; τ — длительность экстрагирования, мин.

Используя уравнение (5.1.1), можно вычислить содержание сахара C_1 в обессахаренной свекловичной стружке, зависящее только от двух величин — n и $ADl\tau$, а также другие параметры процесса.

Для облегчения проведения расчетов используется номограмма (приложение 5.3), на оси абсцисс которой отложены значения $\gamma = ADl\tau$, а на оси ординат в логарифмическом масштабе значения x — содержание сахара в стружке (жоме), уходящей из аппарата, в % к массе свеклы. На номограмме нанесены кривые, соответствующие процентному отбору экстракта из аппарата a , % по отношению к массе свеклы. При помощи номограммы можно определить и другие параметры, характеризующие работу многочленных диффузионных установок и экстракторов непрерывного действия в зависимости от того, каковы исходные данные.

Производительность экстракторов периодического и непрерывного действия, применяющихся в различных отраслях пищевой промышленности, при определенных условиях протекания процесса зависит от гидродинамических условий — скорости экстрагента, протекающего в свободных порах слоя материала, и физических свойств

экстрагируемого материала и экстракта. Для учета влияния гидродинамических условий на протекание процесса экстракции разработан *следующий метод расчета многочленных экстракторов*.

Для определения производительности диффузионных батарей сахарного производства в зависимости от качества перерабатываемого сырья составлены номограммы (см. приложения 5.4–5.6). Для построения номограммы используют следующие данные. Удельная нагрузка диффузора свекловичной стружкой прямо пропорциональна высоте диффузора h и является постоянной для свеклы данного качества, поэтому при составлении номограммы пользуются высотой диффузора, которую откладывают на оси абсцисс.

На оси ординат, с левой стороны номограмм, отложено давление в одном диффузоре (в МПа, кг·с/см²); с правой стороны номограмм отложена скорость движения экстрагента в межстружечном пространстве диффузора (v , мм/с).

Скорость перемещения экстрагента (v , мм/с) в свободном объеме слоя материала определяется по выражению

$$v = \frac{L}{\tau} \left(\frac{\alpha}{\rho} \frac{q}{1-q} + 1 \right) \frac{1}{3,6}, \quad (5.1.2)$$

где L — общая длина слоя материала во всех членах установки, м; τ — продолжительность диффундирования (активное время), ч; α — коэффициент отбора экстракта (в долях единицы); ρ — средняя объемная масса экстрагента, т/м³; q — удельная нагрузка членов установки материалом, т/м³.

Кривые распределения давления по высоте диффузора в зависимости от скорости сока получены при максимальной длине свекловичной стружки для свеклы данного качества. Изменение скорости сока в диффузоре при одном и том же давлении в зависимости от длины свекловичной стружки учитывают при помощи пунктирных линий изменения скорости сока, нанесенных в левом углу номограмм.

При постоянной скорости экстрагента изменение сопротивления слоя свекловичной стружки в зависимости

от ее качества учитывают линиями изменения давления, показанными также в левом углу номограмм.

Номограммы построены для нормальных условий работы диффузионных батарей, причем сопротивление коммуникаций арматуры и подогревателей составляет 50% общего допустимого давления на один диффузор.

Гидродинамический расчет работы аппаратов непрерывного действия определяется сопротивлением слоя материала в аппарате при фильтрации через него экстрагента. Это сопротивление зависит от относительной скорости экстракта и материала в аппарате, физических свойств экстракта и экстрагируемых частиц. Удельный напор экстрагента для преодоления сопротивления слоя материала при фильтрации (в Па/м) определяется по формуле

$$\Delta p = \frac{2\rho_t w_0^2 f'}{d_3 F_a^2},$$

где ρ_t — плотность экстрагента, кг/м³; w_0 — средний объемный расход экстрагента, отнесенный к полному сечению материала в аппарате, м³/с; f' — коэффициент сопротивления, зависящий от качества свекловичной стружки и скорости экстрагента в порах слоя материала; d_3 — эквивалентный диаметр пор слоя материала, м; F_a — площадь пор в сечении слоя материала, м².

Коэффициент сопротивления фильтрации экстрагента в слое материала диффузионных аппаратов f' зависит от режима течения экстрагента, эквивалентный диаметр пор слоя материала d_3 определяется дисперсными характеристиками материала (форма поперечного сечения стружки, удельная поверхность материала в единице объема аппарата s , м²/м³, толщина свекловичной стружки δ , м; деление свеклорезного ножа b , м).

Практическая часть

Расчетно-графическая работа выполняется студентом по индивидуальному заданию. Номер варианта расчетного задания задается преподавателем или определяется по двум последним цифрам номера зачетной книжки студента. Исходные данные даны в двух таблицах. В первой

таблице приведены данные для первой цифры номера варианта, во второй — для второй цифры номера варианта. Например, если номер зачетной книжки 558971, то номер варианта — 71. Исходные данные для этого варианта берутся из строки «Вариант 70» таблицы 5.1.1 и из строки «Вариант 01» таблицы 5.1.2.

Таблица 5.1.1

Исходные данные для расчета

№ вар.	G , т/сут	n	V , м ³	h , м	l , м
0	1200	14	8	2,8	22/20/14
10	1400	14	10	2,6	24/22/10
20	1600	16	12	2,4	26/18/12
30	1800	14	8	2,2	28/16/14
40	1200	14	10	2,8	30/24/16
50	1400	16	12	2,6	32/24/18
60	1600	14	8	2,4	22/20/8
70	1800	16	10	2,2	24/22/10
80	1600	16	12	2,4	26/18/12
90	1800	14	10	2,6	28/16/14

Таблица 5.1.2

Исходные данные

№ вар.	τ_0 , мин	C_2 , %	C_1 , %	T , °C	$[P_{\text{общ}}]$, МПа
0	70	0,3	14	70	0,30
01	80	0,4	15	72	0,32
02	100	0,5	16	64	0,29
03	90	0,3	17	66	0,28
04	110	0,4	18	68	0,30
05	120	0,5	14	70	0,34
06	70	0,3	15	72	0,28
07	80	0,4	16	74	0,33
08	100	0,5	17	64	0,32
09	90	0,3	18	68	0,35

Задание

Производительность завода по свекле G , т в сутки. Диффузионная батарея n -членная. Вместимость диффузоров V , м³; высота столба свекловичной стружки h , м; полный обо-

рот батареи τ_0 , мин. Сахара в свекле C_1 , %, требуется получить содержание сахара в жоме C_2 , % к массе свеклы. Длина 100 г свекловичной стружки l м (в табл. 5.1.1 указана длина 100 г свекловичной стружки для свежей/подмороженной/мороженной свеклы соответственно), температура процесса T , °C, допустимое давление на батарее [$P_{\text{общ}}$].

Определить соответствие производительности диффузионной батареи расчетной производительности сахарного завода при работе завода на свежей, подмороженной и мороженной свекле.

Методика выполнения РГР

Расчет ведут в такой последовательности.

1. Определить время активного диффундирования для учета того, что не все диффузоры одновременно участвуют в работе диффузионной батареи, по формуле:

$$\tau = \frac{\tau_0(m-4)}{14},$$

где m — число членов диффузионной батареи; 4 — количество диффузоров, не участвующих в процессе [7].

2. По приложению 5.1 определить коэффициент диффузии сахарозы в воде при соответствующей температуре процесса.

3. Рассчитать отбор экстракта a , в % к массе свеклы, чтобы получилось заданное содержание сахара в жоме C_2 к массе свеклы при числе членов в диффузионной батарее, равном n .

Для этого используют номограмму (приложение 5.3). Предварительно принимают по приложению 5.2 коэффициент A в зависимости от числа членов диффузионной батареи. Затем по уравнению $\gamma = ADlt$ определяют параметр γ для свежей свеклы и рассчитывают потери сахара на 100 кг свеклы x , %, по формуле

$$x = \frac{C_2}{C_1} \cdot 100.$$

Далее необходимо отложить полученные значения на соответствующих осях номограммы и на пересечении го-

ризонтالي, проведенной из точки на оси ординат с координатой $(0, x)$, и вертикали из точки на оси абсцисс с координатой $(\gamma, 0)$, определить отбор экстракта a , %.

4. Рассчитать по уравнению (5.1.2) скорость движения сока в диффузионной батарее v , соответствующую заданной производительности завода G .

Удельную производительность q определить по формуле

$$q = \frac{G}{V \cdot n \cdot 24}.$$

Общая длина столба свекловичной стружки в батарее L определяется как произведение высоты столба стружки в одном диффузоре h на число диффузоров в батарее n , участвующих в процессе ($n = m - 4$).

Таким образом, скорость сока определена исходя из средней удельной нагрузки при работе батареи на свежей, подмороженной и мороженой свекле. Такое допущение объясняется тем, что средняя скорость движения сока в диффузорах при одних и тех же производительности диффузионной батареи и отборе диффузионного сока должна иметь равную величину. Таким образом, приняв скорость равной для всех вариантов качества свеклы, определим давление на диффузор по номограммам для свеклы различного качества (приложения 5.4–5.6), сравнив с заданным по условию допустимым давлением на один диффузор $[p]$.

Поясним на примере для расчета диффузионной батареи, работающей на свежей свекле. Согласно номограмме приложения 5.4 определим давление на один диффузор, соответствующее определенной скорости движения сока в батарее v .

На оси абсцисс находят точку A , соответствующую высоте столба стружки в диффузоре h (в примере, показанном на номограмме приложения 5.4, высота столба свекловичной стружки $h = 2,6$ м). Из этой точки проводят линию AB , параллельную ординате скорости движения сока, до пересечения ее в точке B с линией давления, соответствующей определенной скорости движения сока v (на номограмме приложения 5.4 скорость движения сока

в батарее $v = 31$ м/с). Из точки B проводят линию BC , параллельную оси абсцисс, до пересечения ее в точке C с ординатой давления. Точка C определяет давление на один диффузор p , в МПа или кгс/см² в зависимости от выбранной оси отсчета.

Принимают сопротивление коммуникаций, арматуры и калоризаторов диффузионной батареи равным 50% общего сопротивления батареи. Полное сопротивление батареи:

$$P_{\text{общ}} = 2 \cdot n \cdot p, \text{ МПа (или кгс/см}^2\text{)}.$$

Полученное значение $P_{\text{общ}}$ сравниваем с заданным по условию $[P_{\text{общ}}]$.

5. Определим действительную скорость движения сока $[v]$ для свеклы различного качества по номограммам (приложения 5.4–5.6) при заданном условии задачи давления на один диффузор:

$$[p] = \frac{[P_{\text{общ}}]}{2n}, \text{ МПа.}$$

Поясним определение скорости сока $[v]$ на примере для расчета диффузионной батареи, работающей на свежей свекле.

Для этого на номограмме приложения 5.4 откладывают на ординате давлений величину $[p]$, получают точку D . Из этой точки проводят линию DE , параллельную оси абсцисс, до пересечения ее в точке E с линией максимальной длины стружки, обозначенной цифрой 32. Из точки E проводят линию EF , параллельную ближайшей линии изменения скорости сока при постоянном давлении, до пересечения ее с линией, обозначающей заданную длину свекловичной стружки данного качества (28 м в 100 г), в точке F . Из точки F проводят линию, параллельную оси абсцисс, до пересечения с линией AB в точке G . Линия GK , параллельная ближайшей линии давления, определяет в точке K на ординате скоростей величину скорости движения сока $[v]$ при допустимой величине давления на один диффузор.

Производительность диффузионной батареи при одинаковых размерах диффузоров и прочих равных прямо

пропорциональна скорости движения сока, поэтому резерв производительности диффузионной батареи можно определить по формуле

$$\Delta\P_p = \frac{[v] \cdot 100}{v}, \%$$

6. Аналогично определяют величину скорости движения сока $[v]$ и резерв производительности диффузионной батареи, работающей на стружке из подмороженной свеклы (номограмма приложения 5.5) и из мороженой свеклы (номограмма приложения 5.6). Обратите внимание, что длина 100 г свекловичной стружки зависит от качества свеклы и в исходных данных указана для различного сырья (свежая/подмороженная и мороженая свекла).

7. На основе полученных результатов сделать вывод о возможности изменения производительности завода при работе на свекле различного качества.

5.2. ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 4 «ИЗУЧЕНИЕ КИНЕТИКИ ПРОЦЕССА ТВЕРДОФАЗНОЙ ЭКСТРАКЦИИ»

Теоретическая часть

В пищевой промышленности экстрагированием обрабатывают капиллярно-пористые тела растительного или животного происхождения. В качестве растворителей используют воду (для экстрагирования сахара из свеклы, кофе, цикория, чая), спирт и водноспиртовую смесь (для получения настоев в ликероводочном и пивобезалкогольном производствах), бензин, трихлорэтилен, дихлорэтан (в маслоэкстракционном и эфиромасличном производствах) и др.

В отличие от растворения твердого тела в жидкости, процесс извлечения из растительной ткани осложняется наличием клеточной оболочки, которая оказывается основным препятствием при проникновении внутрь клетки растворителя и при выходе экстрактивных веществ наружу.

Ультрамикropористая клеточная оболочка оказывает большое гидростатическое сопротивление движению молекул растворителя и растворенных веществ и, что самое важное, способна отделять, задерживать высокомолекулярные вещества, т. е. обеспечивать диализ, пропускающая при этом низкомолекулярные соединения. Процесс извлечения сырья осложняется и рядом поверхностных явлений, связанных со взаимодействием молекул экстрагента с молекулами клеточных структур. В процессах экстракции из растительного сырья процесс извлечения целевых компонентов представляет собой сложный комплекс целого ряда процессов (смачивание, набухание, растворение, химическое взаимодействие, адсорбция, десорбция, диффузия, диализ и др.). Очень упрощенно этот процесс можно описать следующим образом: вначале происходит диффузия компонента из разорванных при резании растительных клеток (свободная диффузия), затем вода проникает в клеточный сок (осмос) и после прогрева материала до 60°C и свертывания протоплазмы начинается основной процесс извлечения компонента из вакуолей неразрушенных клеток в диффузионный сок. При проникновении экстрагента в сухой материал (например, экстракция из чайного листа) можно выделить три основных стадии: пропитывание сухого растительного материала экстрагентом, растворение компонентов растительной клетки, переход растворенных веществ в экстрагент. На второй стадии в клетке образуется концентрированный раствор растворимых веществ, который называют первичным соком. Часть его остается свободной, часть впитывается в различные поры пластидов, форменных элементов и разбухшую клеточную оболочку. И в том, и в другом случае собственно экстракция заключается в переходе вещества из растительного материала в экстрагент, т. е. из твердой фазы в жидкую через границу межфазной поверхности до достижения равновесия, при этом переход вещества из одной фазы в другую может происходить только при разности концентраций — из фазы с большей концентрацией в фазу с меньшей концентрацией.

Механизм диффузии вещества через клеточную оболочку заключается в следующем: молекулы диффундируемого вещества вначале сорбируются из первичного сока материалом мембраны стенок растительной клетки, затем диффундируют через нее и десорбируются с другой стороны перегородки, накапливаются в пограничном (диффузионном слое) и только затем перемещаются в растворитель (рис. 5.2.1). Пограничный (диффузионный) слой — это концентрированный раствор вещества у границы раздела твердой и жидкой фаз. Этот слой оказывает основное сопротивление молекулярной диффузии, его толщина существенно влияет на интенсивность массообмена. При наличии клеточных оболочек, стенок и др., что имеет место при экстрагировании организованного (клеточного) сырья, диффузия веществ определяется как внутренняя диффузия, так как молекулы экстрактивных веществ диффундируют в толще, внутри самой клеточной оболоч-

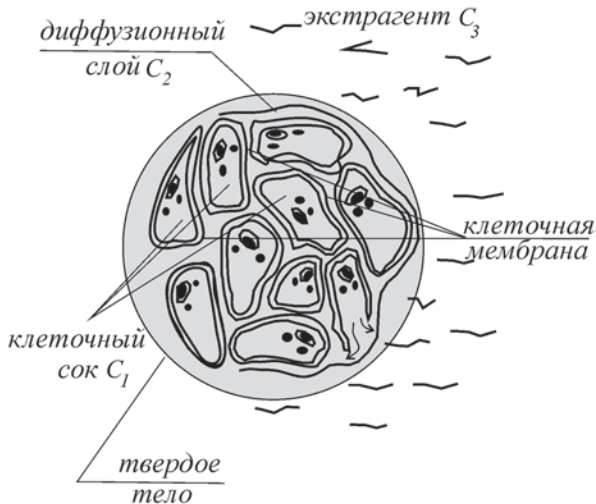


Рис. 5.2.1

Частица растительного материала в экстрагенте:

C_1 — концентрация экстрагируемых веществ внутри частицы; C_2 — концентрация экстрагируемых внутри диффузионного пограничного слоя; C_3 — концентрация экстрагента в объеме жидкости, омывающей частицу.

ки, перегородки. Физиологическое состояние клеточной оболочки определяет возможности массообмена. В живой клетке оболочка изнутри выстлана протоплазмой, пропускающей воду только внутрь клетки и не выпускающей из клетки растворенные в плазме вещества. Процесс экстракции не имеет места, пока жива протоплазма, выделения веществ из неразрушенных клеток не происходит. Поэтому существенное влияние на скорость процесса оказывает температура его проведения. Погибшая протоплазма становится проницаемой, клеточная оболочка — пористой перегородкой, пронизанной ультрамикропорами, через которые проходит диффузия, идет процесс диализа.

Наличие в организованном сырье клеточной мембраны, ее строение, а также инкрустация клеточной оболочки воском, кутином, суберином, наличие лигнина и других компонентов, сказывается на массообмене, снижая его еще в большей степени — на несколько порядков по сравнению со свободной молекулярной диффузией.

Таким образом, эффективность процесса экстрагирования, определяемая полнотой извлечения ценных компонентов, зависит от большого числа параметров.

Оценить ее можно с помощью показателя — степени экстракции (степень извлечения) — отношение количества экстрагированного вещества к общему (начальному) количеству этого вещества в исходном растворе:

$$R = \frac{n_{\text{экстр}}}{n_{\text{исх}}} \cdot 100\%, \quad (5.2.1)$$

где R — степень экстракции вещества, %; $n_{\text{экстр}}$ — количество вещества, которое экстрагировалось растворителем; $n_{\text{исх}}$ — общее (начальное) количество вещества в обрабатываемом материале.

Процесс экстрагирования из твердого тела сложен прежде всего потому, что он существенным образом зависит от структуры каркаса обрабатываемого материала, который к тому же может сильно изменяться в процессе избирательного многокомпонентного растворения. К тому же исходным сырьем для процесса экстрагирования из твердого тела чаще всего являются продукты естествен-

ного происхождения, свойства которых не только плохо изучены, потому что чрезвычайно сложны, но и могут непредсказуемым образом меняться даже внутри одной партии сырья. Все это предопределило преимущественно экспериментальный подход к описанию данного процесса. В отличие от сравнительно хорошо изученного случая экстракции в системе «жидкость — жидкость», математическое описание процесса экстрагирования из твердого тела в промышленных экстракционных установках еще не получено. Поэтому приходится по отдельности изучать влияние различных факторов на процесс экстракции из твердого материала по экспериментальным данным.

На степень извлечения вещества в процессе твердофазной экстракции влияют в большей мере природа растворителя и экстрагируемого компонента, структура пористого материала, температура экстрагента, степень измельчения сырья, соотношение сырья и экстрагента, продолжительность и интенсивность воздействия электромагнитных и акустических полей, гидродинамическая обстановка в аппарате. Определять оптимальные значения влияющих факторов во многих случаях необходимо экспериментально, так как влияние их на эффективность процесса неоднозначно. К примеру, при увеличении температуры степень экстракции увеличивается, но при экстрагировании растительного сырья температуру диффузии стремятся поддерживать в пределах 70–75°C, поскольку при температуре выше 75°C происходит быстрое набухание пектиновых веществ и снижение упругости материала, а при температуре ниже 70°C интенсивно развиваются микроорганизмы, приводящие к порче. Эффективность процесса также зависит от степени измельчения сырья и будет тем больше, чем меньше его частички. Однако на практике известно, что при чрезмерно тонком измельчении сырье может слеживаться, а также резко увеличивается количество разорванных клеток, что приводит к вымыванию сопутствующих веществ, загрязняющих экстракт (белки, слизи, пектины и другие высокомолекулярные соединения). Кроме того, в экстрагент переходит большое количество взвешенных частиц.

Практическая часть

Цель работы: изучить кинетику процесса экстракции из квазитвердых материалов на примере растительной ткани и влияние отдельных факторов на скорость протекания процесса.

Задачи работы.

1. Провести процесс экстрагирования сухих веществ водой из измельченного растительного сырья, варьируя значения влияющих факторов (степень измельчения сырья, температура, длительность экстрагирования).

2. Определить влияние на степень экстракции сухих веществ природы экстрагента.

3. Для каждого эксперимента определить содержание сухих веществ в диффузионном соке, вычислить степень экстракции.

4. Построить графики зависимости степени экстракции от значений влияющих факторов. На основании полученных данных выявить характер их влияния на эффективность процесса экстрагирования.

Оборудование и реактивы: рефрактометр ИРФ-454 Б2М или шкаф сушильный; мерные колбы на 200 мл — 10 шт.; химические стаканы на 100 мл — 10 шт.; бумажный фильтр; дистиллированная вода; этанол, 96% -ный; сухое растительное сырье — чайный лист различного качества (крупнолистовой, мелколистовой и т. п.), лавровый лист.

Порядок выполнения работы

1. *Изучение кинетики экстракции.* Приготовить пробы растительного материала с заданной преподавателем степенью измельчения (размером частиц). Для этого измельчить образцы на ножевом измельчителе или вручную. Полученную пробу рассеивают сухим способом через набор стандартных сит с отверстиями разных размеров, соответствующих стандартной шкале. Сита устанавливают сверху вниз от крупных размеров отверстий к мелким. Пробу засыпают на верхнее сито и весь набор сит встряхивают в течение 10 мин. Таким образом получают несколько фракций материала различного среднего размера d_i , мм.

Отобрать навески самой крупной фракции по 5 г в 4 мерные колбы на 200 мл и долить дистиллированной водой с температурой 20°C до метки. Содержимое периодически помешивать стеклянной палочкой. Продолжительность экстракции τ составляет 5 мин, 20 мин, 40 мин, 1 ч. По истечении заданного времени экстрагирования содержимое колбы слить через сухой складчатый бумажный фильтр и определить содержание сухих веществ в полученном экстракте.

Содержание сухих веществ можно определить с помощью рефрактометра или высушиваем в сушильном шкафу.

Для определения сухих веществ высушиванием 10 мл экстракта переносят во взвешенную фарфоровую чашечку, выпаривают на водяной бане и высушивают в сушильном шкафу при температуре 105°C в течение 75 мин.

Метод определения массовой доли сухих веществ с помощью рефрактометра отличается высокой точностью и технической простотой. Определение растворимых сухих веществ проводят по ГОСТ 28562-90.

Перед началом работы необходимо протереть призмы рефрактометра марлей или ватой, смоченной дистиллированной водой или спиртом, высушить и проверить юстировку рефрактометра.

Измерения необходимо проводить при температуре от 10 до 40°C. При отклонении температуры измерения от 20°C вводят температурные поправки. Во время измерений температуру следует поддерживать постоянной в пределах $\pm 0,5^\circ\text{C}$. При необходимости следует включить систему термостатирования призм рефрактометра и регулировать подачу воды так, чтобы выполнялись указанные выше условия. Температуру измеряемого раствора довести до значения, отличающегося от температуры призм не более чем на $\pm 2^\circ\text{C}$.

Необходимо проводить два параллельных измерения для каждой пробы, при этом каждый раз пробу хорошо перемешивают.

За окончательный результат измерения необходимо принимать среднее арифметическое значение результатов параллельных определений двух проб, абсолютное расхо-

ждение между которыми не должно превышать 0,5% для светлоокрашенных продуктов и 1% для темноокрашенных продуктов, разводимых водой (доверительная вероятность $P = 0,95$).

Принцип определения сухих веществ основан на определении показателя преломления света в зависимости от концентрации раствора. Шкала рефрактометра градуирована по сахарозе. Поэтому в сахарном сиропе рефрактометром определяют фактическую концентрацию сахара. Во всех остальных случаях определяют суммарную концентрацию всех веществ, которые находятся в растворе. В диффузионном соке плодов и ягод, кроме сахаров, содержатся и другие растворимые вещества. Их количество зависит от особенностей химического состава сырья. Поэтому рефрактометром определяют концентрацию сухих растворимых веществ, а содержание сахаров или общее количество сухих веществ (сухой остаток) примерно можно определить при помощи переводных коэффициентов.

2. *Определение влияния природы растворителя на эффективность процесса экстракции.* Методом разбавления приготовить 45%-ные, 60%-ные, 70%-ные растворы этилового спирта в воде. Отобрать навески самой крупной фракции по 5 г в 3-мерные колбы на 200 мл и долить каждую экстрагентом соответствующей концентрации с температурой 20°C до метки. Содержимое периодически помешивать стеклянной палочкой. Через 30 мин содержимое колбы слить через сухой складчатый бумажный фильтр и определить содержание сухих веществ в полученном экстракте методом высушивания.

3. *Изучение влияния степени измельчения частиц материала на эффективность процесса.* Из приготовленных по п. 1 образцов материала с различным размером частиц отобрать навески по 5 г в мерные колбы на 200 мл и долить дистиллированной водой с температурой 20°C до метки. Экстракцию проводить в течение 30 мин, периодически помешивая содержимое стеклянной палочкой. Затем содержимое слить через сухой складчатый бумажный фильтр и определить содержание сухих веществ в полученных экстрактах.

4. *Выявление характера влияния температуры на степень извлечения.* Для этого в три мерные колбы отобрать навески по 5 г образца одной степени измельчения. Колбы залить до метки дистиллированной водой, нагретой до температуры 20, 40 и 70°C и установить на водяную баню, поддерживая заданную температуру. Экстракцию проводить в течение 30 мин, периодически помешивая содержимое стеклянной палочкой. Затем отфильтровать экстракт через сухой складчатый бумажный фильтр и определить содержание сухих веществ в нем.

Данные всех экспериментов занести в таблицу 5.2.1 протокола измерений.

Таблица 5.2.1

Протокол измерений

Эксперимент	№ колбы	Значение влияющего фактора	Содержание сухих веществ, %
1 — кинетика процесса	1	τ , мин	
	2		
	3		
	4		
2 — влияние природы растворителя	1	Концентрация этанола, %	
	2		
	3		
3 — влияние степени измельчения частиц материала	1	d , мм	
	2		
	3		
	4		
4 — влияние температуры	1	T , °C	
	2		
	3		
	4		

Обработка результатов

1. Для каждого эксперимента определить степень экстракции по формуле (5.2.1) и построить графики зависимости степени экстракции от времени экстрагирования, температуры проведения процесса и размера частиц об-

разца, концентрации этанола в растворе. Содержание сухих веществ в исходном сырье определить по справочным данным.

2. Сделать вывод о кинетических закономерностях процесса твердофазной экстракции и влиянии отдельных факторов на эффективность этого процесса.

5.3. СПРАВОЧНЫЕ ДАННЫЕ ПО РАЗДЕЛУ

Приложение 5.1

Таблица 5.3.1

Зависимость коэффициента диффузии сахара от температуры процесса экстрагирования

$T, ^\circ\text{C}$	60	62	64	66	68	70	72	74
$D \cdot 10^{-5} \text{ см}^2/\text{мин}$	63	76,1	71,2	75,3	79,4	83,5	87,6	91,7

Приложение 5.2

Таблица 5.3.2

Значение экспериментального коэффициента А для расчета многочленных экстракторов периодического действия графоаналитическим методом П. М. Силина

Число диффузоров	12	14	16
Коэффициент А	$6,5 \cdot 10^{-5}$	$5,7 \cdot 10^{-5}$	$5,2 \cdot 10^{-5}$

Приложение 5.3

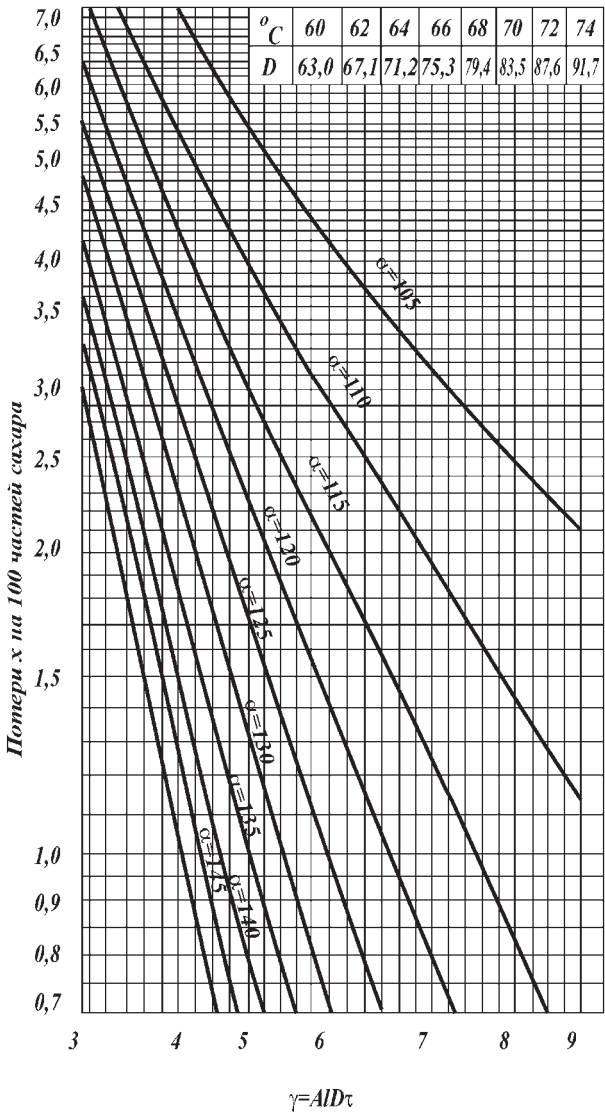


Рис. 5.3.1
Номограмма для расчета диффузных аппаратов графоаналитическим методом П. М. Силина

Приложение 5.4

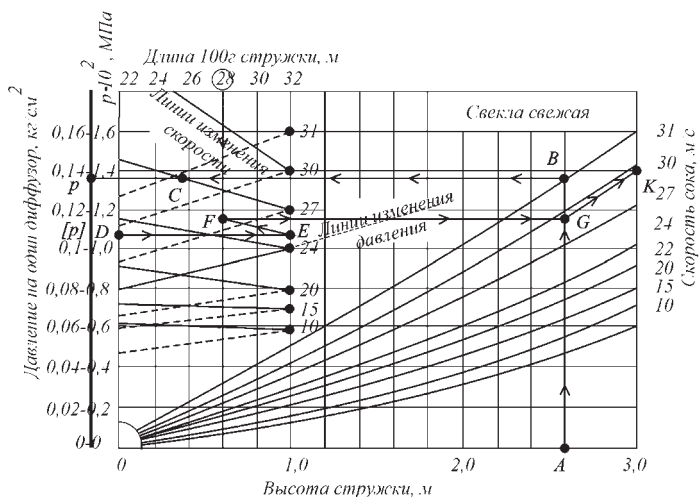


Рис. 5.3.2

Номограмма для определения производительности диффузионных батарей сахарного производства в зависимости от качества перерабатываемого сырья для свежей свеклы

Приложение 5.5

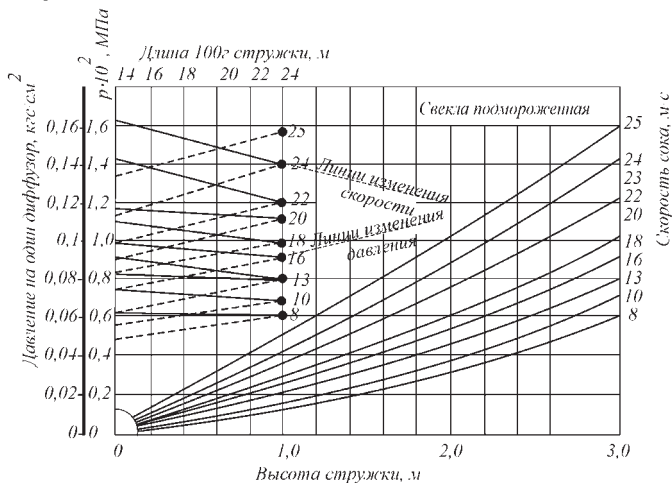


Рис. 5.3.3

Номограмма для определения производительности диффузионных батарей сахарного производства в зависимости от качества перерабатываемого сырья для подмороженной свеклы

Приложение 5.6

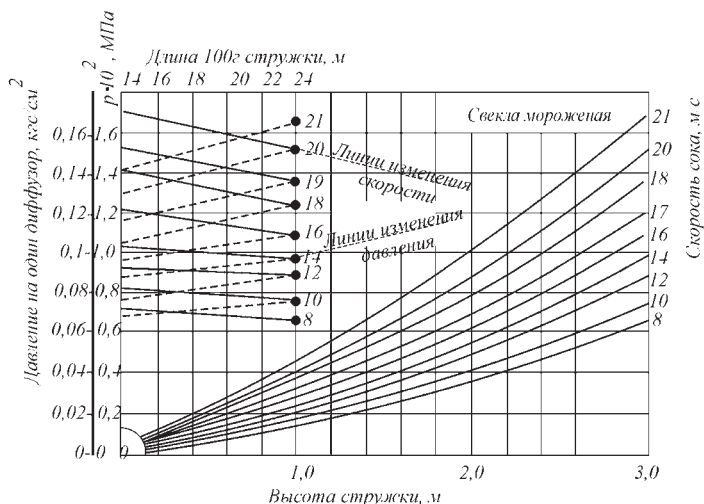


Рис. 5.3.4

Номограмма для определения производительности диффузионных батарей сахарного производства в зависимости от качества перерабатываемого сырья для мороженой свеклы

КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ

1. Какие требования предъявляют к экстрагенту?
2. Опишите механизм процесса экстракции в системе «твердое тело — жидкость».
3. От каких факторов зависит величина коэффициента массопроводности D и массотдачи β ?
4. Какие критерии теории подобия используют для описания нестационарного процесса массопередачи?
5. Каковы перспективы развития сахарной промышленности в РФ? Какие задачи при этом стоят перед инженерами-механиками в этой области?
6. Приведите сравнительный анализ способов экстрагирования в системе «жидкость — твердое тело», обозначив их преимущества и недостатки.
7. Объясните, в чем состоят причины сложности математического описания процесса экстрагирования в системе «твердое тело — жидкость».

8. Какие факторы оказывают преимущественное влияние на эффективность процесса экстракции с участием твердой фазы?
9. Перспективные типы аппаратов для проведения твердофазной экстракции.
10. Каким образом можно интенсифицировать процесс экстракции в системе «твердое тело — жидкость»?

ПЕРСПЕКТИВНЫЕ СПОСОБЫ ПРОВЕДЕНИЯ ПРОЦЕССОВ МАССОПЕРЕНОСА

Пищевая и перерабатывающая промышленность стабильно сохраняет свое лидирующее положение в структуре промышленного производства России. В то же время потребителями продукции химического комплекса являются практически все отрасли промышленности, транспорта, сельского хозяйства, оборонный и топливно-энергетический комплексы, а также сфера услуг, торговля, наука, культура и образование.

В числе наиболее актуальных проблем пищевой и химической технологий всегда стояли и будут стоять задачи по интенсификации технологических процессов и повышению эффективности производства.

Успешная реализация поставленных задач зависит от обеспечения устойчивого развития отрасли, обоснованных наукоёмкими технологиями и решениями. Одним из важнейших разделов современной науки являются процессы переноса массы вещества, имеющие большое практическое значение не только для химической промышленности, но и для фармацевтической, пищевой, парфюмерно-косметической, легкой, металлургической.

Из общих положений теории массопередачи известно, что для интенсификации массообменного процесса необходимо увеличивать движущую силу процесса и уменьшать сопротивление его протеканию.

Методы интенсификации процессов массопередачи зависят от вида системы массопереноса (системы с фиксированной поверхностью раздела фаз или подвижной).

К числу основных процессов первой группы относят процессы растворения, экстрагирования, адсорбции и сушки.

При отсутствии химического взаимодействия скорость процесса в системах с твердой фазой лимитируется следующими стадиями:

- **внешнедиффузионной** — скорость процесса определяется скоростью диффузии в объеме при условии, что концентрация растворителя в порах и на поверхности твердого материала меньше его концентрации в объеме;
- **внутридиффузионной** — скорость процесса определяется скоростью диффузии в порах вещества.

Во внутридиффузионной области с целью интенсификации может быть использовано повышение температуры, давления, измельчение. Предельные значения температуры определяются условиями, при которых протекают нежелательные процессы, связанные с разложением продукта, побочными реакциями, коррозией аппаратуры и т. д. Уменьшение размера частиц позволяет увеличить их удельную поверхность и тем самым ускорить процесс. При этом не столь важно увеличение относительной скорости фаз, сколько обеспечение того, чтобы вся поверхность частиц участвовала в процессе. Дело в том, что по мере уменьшения размера частиц, увеличивается блокирование поверхности одних частиц другими, уменьшаются поры, по которым движется жидкость, могут возникать области, в которых жидкость не циркулирует.

Оптимальный размер частиц зависит от наличия последующих стадий обработки продукта (например, разделение суспензий на твердую фазу и экстракт в процессах экстрагирования) и энергетических затрат на измельчение твердой фазы, внутренней структуры твердого материала, смачиваемости и других физических свойств.

Не следует стремиться к максимально возможной величине межфазной поверхности. Она должна быть оптимальной, так как слишком сильное диспергирование одной из фаз обычно приводит к уносу ее из аппарата и другим нежелательным эффектам. Например, пылевид-

ное состояние твердой фазы увеличивает ее гидравлическое сопротивление и приводит к значительным потерям в результате уноса при больших скоростях потока газа или жидкости; чрезмерное увеличение кратности вспенивания при организации пенного режима снижает эффективность использования объема аппарата и т. д.

Следует отметить, что наличие высокоразвитой поверхности не гарантирует высокой скорости процесса. Эта поверхность должна обладать работоспособностью. Накопление распределяемого компонента на поверхности контакта фаз часто является причиной уменьшения скорости процесса, а иногда и полного его ингибирования, т. е. лимитирующей стадией может стать стадия диффузионного отвода продуктов реакции с поверхности. В таком случае для поддержания работоспособности поверхности на протяжении всего процесса необходима организация ее постоянного обновления.

Для снижения диффузионного сопротивления на границе фаз и интенсификации процесса массообмена во внешнедиффузионной области применяют различные методы турбулизации внешнего потока (ядра фазы).

С этой целью используют различные внешние силовые поля: ультразвук, постоянное электрическое, высокочастотное и центробежное поля. В этом случае появляются новые инструменты управления, такие как скорость перемешивания, линейная скорость подачи сырья, поверхность контакта фаз и др. (гидродинамические факторы).

Наиболее широкое распространение на практике получил ультразвук.

При наложении ультразвука имеет место тепловое воздействие, вызванное поглощением ультразвуковой энергии, ускорение процесса диффузии, увеличение скорости обтекания твердых частиц. При распространении высокочастотных колебаний возникают звуковое давление, акустическая или ультразвуковая кавитация, звуковой ветер и другие явления. При распространении звуковой волны происходит сжатие и разрежение, причем частота их чередования соответствует частоте колебания звуковой волны. Эта волна вызывает не только колебательное

движение частиц в пространстве, но и их перемещение в нем, что способствует ускорению перемешивания и конвективной диффузии. При схлопывании пузырьков при кавитации образуется ударная волна и возникают большие импульсные давления, которые могут приводить к разрушению поверхности твердого тела. Таким образом, использование ультразвука позволяет повысить проницаемость пленок, а также интенсифицировать потоки в порах и капиллярах.

Интенсификация процесса за счет улучшения условий смачиваемости может быть достигнута в результате изменения электрического потенциала поверхности твердого тела.

Применение пульсаций и вибраций позволяет уменьшить объемы застойных зон в аппаратах и увеличить значения коэффициентов массообмена между застойными и проточными зонами аппарата. Использование вибраций оказывает более эффективное воздействие на процесс, чем применение пульсаций, так как интенсифицирующее воздействие при использовании вибраций имеет место во всем объеме аппарата, в то время как пульсации воздействуют на процессы в пределах относительно небольших объемов.

Возбудить в жидкой фазе импульсные акустические колебания возможно с помощью высоковольтных разрядов, а также при использовании электромагнитного поля высокой частоты и при применении комбинированных электрических и магнитных полей. Создание режима кипящего слоя способствует уменьшению внешнего диффузионного сопротивления в 3–10 раз. Однако применение кипящего слоя требует усложнения конструкции установки.

К группе процессов массопередачи в системах с подвижной границей раздела фаз относят процессы в системах «жидкость — жидкость» и «жидкость — газ (пар)».

Одним из основных факторов, влияющих на интенсивность массообмена в таких системах является создание развитой поверхности раздела или контакта фаз. Диспергирование фаз достигается обычно за счет использования

механического перемешивания или с помощью физических методов воздействия, к которым, в частности, можно отнести применение электрического поля.

При увеличении интенсивности перемешивания сначала происходит быстрое увеличение поверхности раздела фаз и уменьшение размера капель, что позволяет повысить скорость массопередачи. Однако дальнейшее повышение интенсивности перемешивания приводит к снижению скорости роста поверхности раздела фаз и, кроме того, ухудшается скорость циркуляции жидкости внутри капли. На выбор оптимальной скорости перемешивания оказывает влияние стоимость расходуемой при этом энергии, возможность эффективного разделения эмульсий и скорость массопередачи.

Для систем «газ — жидкость» с целью увеличения носительной поверхности контакта фаз применяют два режима:

- 1) барботажный — диспергирование газа в жидкости;
- 2) скрубберный — диспергирование жидкости в газе.

Особенности движения жидкости в пограничных слоях, зависящие от поверхностного натяжения и состава фаз, в условиях их диспергирования могут оказывать отрицательное влияние на процесс разделения фаз и приводить иногда к повышению степени уноса дисперсной фазы со сплошной фазой. Уменьшение размеров капель увеличивает поверхность контакта фаз, снижает скорость их движения относительно сплошной фазы, что может привести к уменьшению производительности процесса и ухудшению условий разделения фаз.

Температура оказывает также определенное влияние и на скорость массопередачи через величины коэффициентов диффузии, вязкость и поверхностное натяжение, что может приводить к изменению глубины реакционной зоны.

Интенсификация процессов всегда сопряжена с дополнительными затратами, потому во всех случаях требуется контроль за оправданностью уровня интенсификации с точки зрения увеличения полезной производительности и качества получаемой продукции. Кроме того, конструк-

ция и технические условия эксплуатации применяемого оборудования должны обладать необходимыми резервами для использования перечисленных выше факторов интенсификации, что будет способствовать дальнейшим исследованиям в области техники массообмена.

6.1. ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 5 «ИССЛЕДОВАНИЕ ДИСПЕРСНОГО СОСТАВА ПЕНОСТРУКТУР МЕТОДОМ ОПТИЧЕСКОГО АНАЛИЗА ИЗОБРАЖЕНИЙ»

Теоретическая часть

В массообменных и тепломассообменных процессах пищевой и химической промышленности (таких как абсорбция, сушка, адсорбция, экстракция), а также процессах смешения, сопровождающихся образованием и разрушением пены, необходимо изучение комплекса свойств обрабатываемых продуктов, в частности пеноструктурных характеристик. Важной характеристикой пены является ее дисперсный состав, определяемый на основе дисперсного (дисперсионного) анализа.

Диспергирование газа в жидкости с образованием пены используется как один из возможных методов интенсификации процессов массообмена в системе «жидкость — газ (пар)» для образования развитой поверхности контакта.

Пена представляет собой дисперсную систему, состоящую из ячеек — пузырьков газа (пара), разделенных пленками жидкости (или твердого вещества). Обычно газ (пар) рассматривается как дисперсная фаза, а жидкость (или твердое вещество) — как непрерывная дисперсионная среда. Разделяющие пузырьки газа жидкие пленки образуют в совокупности пленочный каркас, являющийся основой пены.

Соотношение объемов газовой и жидкой фаз определяет структуру пены и обуславливает форму ее ячеек (пузырьков) — сферическую или многогранную (полиэдрическую). При условии, что объем газовой фазы выше объема

жидкой не более чем в 10–20 раз, пузырьки принимают сферическую форму и обладают относительно большей толщиной пленок, которая тем больше, чем меньше отношение объемов газовой и жидкой фаз. Пузырьки, у которых это отношение составляет несколько десятков и даже сотен, имеют многогранную форму и очень тонкие жидкие пленки. В процессе разрушения (старения) происходит утончение пленок, в результате которого пузырьки шарообразной формы превращаются в многогранники, при этом пена с ячейками такой формы обладает большей устойчивостью, ввиду достижения пенной системой состояния, близкого к равновесному. Использование тонкодисперсных пен с шарообразной формой пузырьков, например в процессах сушки, представляется наиболее целесообразным (рис. 6.1.1).

Вся структура пены пронизана *каналами Плато*, которые представляют собой характерные утолщения в местах стыков пленок (рис. 6.1.1) и состоят из двух адсорбционных слоев молекул ПАВ и прослойки раствора между ними, образуя тем самым взаимосвязанную систему.

Основные способы получения пен делятся на диспергационный и конденсационный. При диспергационном способе пена образуется в результате интенсивного совместного диспергирования пенообразующего раствора и газа, осуществляемого следующими методами.

1. При прохождении струй газа через слой жидкости (в барботажных или аэрационных установках, в аппаратах с «пенным» слоем при очистке газов, в пеногенераторах некоторых типов, имеющих сетку, орошаемую пенообразующим раствором).

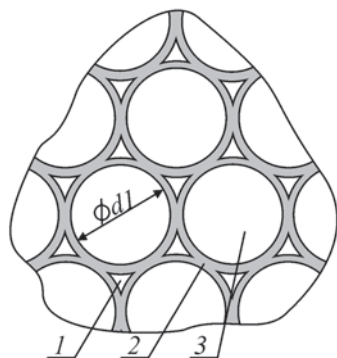


Рис. 6.1.1

Внутренняя структура пены диаметром ячеек (пузырьков) dl :
1 — канал Плато; 2 — места стыков пленок пузырьков; 3 — ячейка пены.

2. При действии движущихся устройств на жидкость в атмосфере газа или при действии движущейся жидкости на преграду (в технологических аппаратах при перемешивании мешалками, встряхивании, взбивании, переливании растворов).

3. При эжектировании воздуха движущейся струей раствора (в некоторых типах пеногенераторов предназначенных для тушения пожаров).

Конденсационный способ образования пен основан на изменении параметров физического состояния системы, приводящем к пересыщению раствора газом. К этому способу относится образование пен в результате химических реакций и микробиологических процессов, сопровождающихся выделением газообразных продуктов. Вспенивание может происходить при создании пониженного давления в аппарате с раствором, при повышении температуры раствора, при введении в раствор веществ, уменьшающих растворимость газов. Получение пен может быть обусловлено действием нескольких источников пенообразования одновременно.

Важной характеристикой пены является ее дисперсный состав, оценка которого осуществляется следующими величинами, определяемыми на основе дисперсного (дисперсионного) анализа:

- средний диаметр пузырьков;
- средний объем пузырьков;
- средняя поверхность пузырька;
- средняя удельная поверхность раздела «жидкость — газ», приходящейся на единицу объема жидкости в пене, имеющей пузырьки одинакового диаметра;
- истинная удельная поверхность раздела жидкость-газ в пене на единицу объема пены.

Дисперсный анализ — совокупность методов измерения размеров пузырьков (частиц) дисперсной фазы (или пор в случае пористых тел).

Существующие методы дисперсионного анализа можно разделить на три группы.

1. Методы измерения параметров отдельных пузырьков, частиц (линейных размеров, массы и т. п.) с после-

дующей статистической обработкой результатов большого числа измерений, например метод оптического анализа изображений (микрофотографирования) и пр.

2. Методы, основанные на механическом разделении дисперсной системы на несколько классов по крупности частиц.

3. Методы, основанные на изучении свойств ансамбля пузырьков (частиц, пор).

В первой группе методов измеряют:

- линейные размеры пузырьков (частиц, пор) с помощью оптического микроскопа (обычно реализуемый предел измерений — от 1 мкм до нескольких мм) или электронного микроскопа (от 1 нм до нескольких мкм);
- электрическое сопротивление или световой поток при пропускании суспензии через тонкий канал, вызванные попаданием в этот канал частицы дисперсной фазы (счетчики Культера позволяют измерять размеры частиц от 0,1 до 100 мкм, оптические приборы — от 5 до 500 мкм);
- интенсивность света, рассеянного единичной частицей, с помощью ультрамикроскопа или поточного ультрамикроскопа Дерягина — Власенко (частицы размером от 2 до 500 нм).

Вторая группа методов дисперсионного анализа включает ситовой анализ (размеры частиц от 50 мкм до 10 мм) и разделение частиц в потоке газа или жидкости (размеры частиц от 0,1 до нескольких мм). Ситовой анализ осуществляют просеиванием проб материала через набор стандартных сит с обычно квадратными, реже прямоугольными отверстиями, размер которых последовательно уменьшается сверху вниз. В результате материал разделяется на классы, или фракции, в каждой из которых частицы незначительно различаются размерами.

К третьей группе методов дисперсионного анализа относятся все методы седиментационного анализа, в основе которых лежат несколько принципов:

- наблюдение за скоростью оседания частиц в спокойной жидкости;

- взмучивание суспензии с разделением дисперсной фазы на фракции по размерам частиц в струе текущей жидкости;
- разделение порошков на фракции с помощью воздушной сепарации.

Ввиду сравнительно несложной методики проведения на сегодняшний день наиболее распространенным является метод оптического анализа изображений (микрофотографирования).

При выполнении работы требуется определить: относительную частичную концентрацию пузырьков по средним диаметрам N ; средний диаметр пузырьков $d_{\text{ср}}$, средний объем пузырьков $V_{\text{ср}}$, среднюю поверхность пузырька $S_{\text{ср}}$, а также оценить среднюю удельную поверхность раздела «жидкость — газ» $S_{\text{уд ср}}$, приходящуюся на единицу объема жидкости в пене, имеющей пузырьки одинакового диаметра и истинную удельную поверхность раздела «жидкость — газ» в пене на единицу объема пены $S_{\text{уд}}$ и построить интегральную и дифференциальную кривые распределения числа частиц по размерам.

Практическая часть

Цель работы: расчет распределения пеноячеек по размерам и дисперсионный анализ поверхностно-активных веществ (ПАВ) для обеспечения заданных пеноструктурных характеристик.

Методика выполнения работы

1. Изучить устройство, принцип работы микроскопа, подготовить его к работе с возможностью фотосъемки образцов.

2. Подготовить шесть опытных образцов пен ПАВ (например, синтетического ПАВ сульфонола-порошка и сухого яичного белка) с концентрацией сухих веществ в продукте $C_m = 60\%$, 70% и 80% .

2.1. Для приготовления раствора сухой продукт разбавить в определенных пропорциях дистиллированной водой до достижения требуемой концентрации сухих ве-

ществ в растворе C_m , %. Необходимое количество воды M_n для получения раствора вычисляется по формуле

$$M_n = \frac{C_c - C_m}{C_m} \cdot M_c, \quad (6.1.1)$$

где C_c — концентрация сухих веществ в сухом продукте (например, 95% — в сульфоноле-порошке, 91% — в сухом яичном белке); M_c — масса сухого продукта, г.

2.2. В мерном стакане каждый из растворов вспенить методом перемешивания до образования пены максимального объема V_n , м³.

3. Вычислить кратность пены каждого образца по формуле $\beta = \frac{V_n}{V_{ж}}$, где $V_{ж}$ и V_n — объемы исходного и вспененного раствора соответственно, измеряемые мерным стаканом, м³. Результаты занести в таблицу 6.1.1.

Таблица 6.1.1

Протокол испытаний

C, %	V _ж , м³	V _п , м³	β	Распределение пузырьков по диаметрам d _i , мкм				
				Количество пузырьков каждой фракции, Z _i				
Продукт № 1								
60								
70								
80								
Продукт № 2								
60								
70								
80								

4. Получить микрофотографию пеноструктуры для каждого из четырех образцов.

4.1. Нанести пену каждого образца на предметное стекло, установить его в препаратодоводитель.

4.2. Изображение вывести на экран монитора ПК и сфокусировать. Применить к изображению заданную калибровку и создать на его поле масштабную линейку. Далее сохранить изображение в память ПК как рисунок в формате .jpg.

5. В программе обработки оптических изображений определить истинные размеры внутренних диаметров пузырьков для каждого из шести изображений.

6. Размеры всех пузырьков разбить по фракциям, каждую фракцию охарактеризовать средним диаметром d_i , подсчитать число пузырьков в каждой фракции.

7. Результаты занести в таблицу 6.1.1 протокола испытаний.

Обработка экспериментальных данных

1. Относительная частичная концентрация пузырьков по средним диаметрам

$$N_i = \frac{n_i}{Z_n},$$

где n_i — число пузырьков фракции с диаметром d_i ; Z_n — общее число пузырьков всех фракций.

2. Интегральная (кумулятивная) кривая строится в координатах $\sum N(\%) - d$, при этом по оси абсцисс откладываются значения средних диаметров d_i , характеризующих каждую фракцию, по оси ординат — сумма относительных частичных концентраций каждой фракции $\sum N_i$ в диапазоне от d_{\min} до данного диаметра d_i .

3. При построении дифференциальной кривой плотности распределения по оси абсцисс откладывают размер частиц d_i , а по оси ординат — отношение $\frac{N}{\Delta d}$, где Δd — величина, характеризующая диапазон размеров частиц, который соответствует этой фракции.

4. Средний диаметр пузырьков:

$$d_{\text{cp}} = \frac{\sum d_i \cdot N_i}{\sum N_i}, \text{ мкм.}$$

5. Средний объем пузырьков:

$$V_{\text{cp}} = \frac{\pi}{6} \cdot \frac{\sum d_i^3 \cdot N_i}{\sum N_i}, \text{ мкм}^3.$$

6. Средняя поверхность пузырька:

$$S_{\text{ср}} = \pi \cdot \frac{\sum d_i^2 \cdot N_i}{\sum N_i}, \text{ мкм}^2.$$

7. Средняя удельная поверхность раздела «жидкость — газ»:

$$S_{\text{уд.ср}} = \frac{6}{d_{\text{ср}}} \cdot (\beta - 1), 1 / \text{мкм}.$$

8. Истинная удельная поверхность раздела «жидкость — газ»:

$$S_{\text{уд}} = \frac{6 \cdot (\beta - 1) \cdot \sum d_i^2 \cdot N_i}{\sum d_i^3 \cdot N_i}, \text{ мкм}^2 / \text{мкм}^3.$$

9. Результаты расчетов занести в таблицы 6.1.2 и 6.1.3.

Таблица 6.1.2

Относительная частичная концентрация пузырьков пены N_i по средним диаметрам d_i

Концентрация С, %	Распределение пузырьков по диаметрам d_i , мкм				
Продукт № 1					
60					
70					
80					
Продукт № 2					
60					
70					
80					

Таблица 6.1.3

Значения средних диаметра $d_{\text{ср}}$, объема $V_{\text{ср}}$, поверхности $S_{\text{ср}}$ и удельной поверхности пузырьков $S_{\text{уд}}$ для различной концентрации сухих веществ С

С, %	$d_{\text{ср}}$, мкм	$V_{\text{ср}}$, мкм ³	$S_{\text{ср}}$, мкм ²	$S_{\text{уд}}$, 1/мкм	$S_{\text{уд}}$, мкм ² /мкм ³
Продукт № 1					
60					
70					
80					

Продолжение табл. 6.1.3

С, %	$d_{\text{ср}}, \text{мкм}$	$V_{\text{ср}}, \text{мкм}^3$	$S_{\text{ср}}, \text{мкм}^2$	$S_{\text{уд}}, 1/\text{мкм}$	$S_{\text{уд}}, \text{мкм}^2/\text{мкм}^3$
Продукт № 2					
60					
70					
80					

6.2. ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 6 «ИЗУЧЕНИЕ И СРАВНИТЕЛЬНЫЙ АНАЛИЗ РАЗЛИЧНЫХ СПОСОБОВ И РЕЖИМОВ ПРОВЕДЕНИЯ ПРОЦЕССА СУШКИ»

Теоретическая часть

Сушка — процесс удаления влаги из твердых и пастообразных влажных материалов путем ее испарения и отвода образующихся паров.

Сушка является одним из распространенных методов консервирования продуктов питания посредством снижения их влажности, что позволяет повысить сроки хранения, уменьшить массу и придать продукту необходимые потребительские свойства.

В пищевой технологии, как правило, применяется искусственная сушка материалов в специальных сушильных установках, так как естественная сушка на открытом воздухе — слишком длительный процесс.

Способы сушки классифицируются [7] по способу подвода энергии для испарения влаги:

- *конвективная* — осуществляется непосредственный контакт высушиваемого материала с сушильным агентом (воздухом);
- *кондуктивная (контактная)* — подвод энергии к высушиваемому материалу от сушильного агента через разделяющую их стенку;
- *радиационная* — передача энергии ИК-излучением;
- *диэлектрическая* — нагревание материала в поле токов высокой и сверхвысокой частоты;
- *сублимационная* — обезвоживание продукта в замороженном состоянии при глубоком вакууме, при этом

происходит перенос влаги из твердой фазы в газовую, минуя жидкую фазу. По способу передачи тепла этот вид сушки аналогичен контактному, но указанные специфические особенности заставляют выделить его в особую группу.

Выбор способа сушки определяется исходя из характеристик обрабатываемого материала, требований к качеству готового продукта, затрат энергии и др.

Статика сушки определяет процесс взаимодействия влажного твердого тела с водяным паром, при этом возможны три состояния системы:

1) давление пара над поверхностью материала p_m больше его парциального давления p_v в окружающей среде ($p_m > p_v$), происходит *процесс десорбции* (сушки) влаги из материала;

2) парциальное давление пара в окружающей среде больше, чем его давление над поверхностью материала ($p_m < p_v$), происходит *процесс сорбции* (увлажнения) влаги материалом;

3) парциальное давление пара в окружающей среде равно его давлению над поверхностью материала ($p_m = p_v$), имеет место *динамическое равновесие*, которому соответствует так называемая равновесная влажность материала W_p .

Равновесная влажность материала W_p при постоянной температуре зависит от относительной влажности воздуха:

$$W_p = f(\varphi),$$

где $\varphi = \left(\frac{P}{P_n} \right) \cdot 100\%$ — относительная влажность воздуха;

P — давление пара над продуктом; P_n — давление насыщенного водяного пара.

Графически зависимость $W_p = f(\varphi)$ изображается изотермой сорбции (десорбции).

В качестве наиболее распространенной характеристики состояния влаги в пищевых продуктах применяют показатель активности воды (*англ.* water activity) — A_w). Термин «активность воды» был введен после того, как было доказано, что существует зависимость между состо-

янием воды в продукте и ростом микроорганизмов. В настоящее время данные исследований позволяют заключить, что величина активности воды оказывает влияние и на интенсивность происходящих в продукте реакций окисления липидов, меланоидинообразования, на активность ферментативных, микробиологических и других процессов. При этом определение активности рассматривается как отношение летучести вещества в некотором состоянии к его летучести в каком-либо состоянии, принятом за стандартное. Так как мы рассматриваем водные пищевые среды, то под летучестью вещества принимается некоторая величина парциального давления пара над продуктом P . Если за стандартное состояние принять давление пара над чистым растворителем (дистиллированная вода) P_n , активность воды A_w и относительная влажность воздуха ϕ , % будут одним и тем же параметром, выраженным в различных единицах:

$$A_w = \frac{P}{P_n} = \frac{\phi}{100}.$$

Поэтому для пищевых продуктов изотермы сорбции (десорбции) представляют в виде $A_w = f(W_p)$ (рис. 6.2.1).

Пищевые продукты можно отнести к группе капиллярно-пористых коллоидных тел, в которых для жидкости характерны различные формы связи влаги с твердым скелетом, присущие как капиллярно-пористым, так и коллоидным телам. На различных этапах обезвоживания основную роль играет тот или иной вид связи влаги с материалом.

Применительно к процессам сушки влагу материала условно классифицируют на свободную и связанную. Под свободной понимают влагу, скорость испарения которой равна скорости испарения воды со свободной поверхности, под связанной — скорость испарения которой меньше скорости испарения со свободной поверхности. На границе свободной и связанной влаги материала находится гигроскопическая влажность W_r . Свободная влага может удаляться из материала при любой относительной влажности окружающего воздуха, удаление связанной влаги

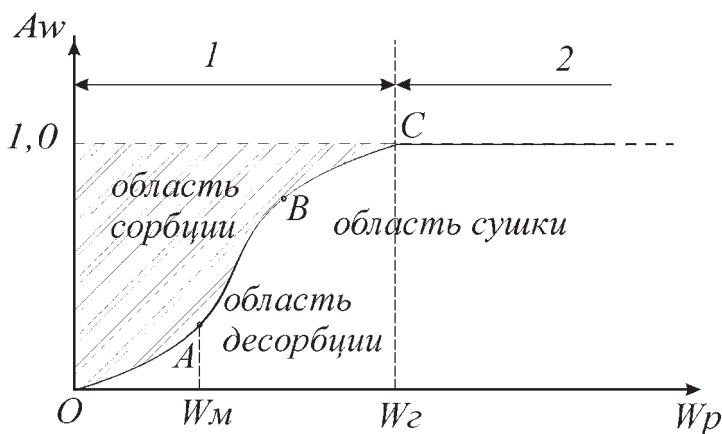


Рис. 6.2.1

Типичная изотерма сорбции пищевых продуктов $A_w = f(W_p)$:

OA — участок мономолекулярной сорбции; AB — участок полимолекулярной сорбции; BC — участок заполнения влагой микрокапилляров; W_m — мономолекулярная влага; W_{mk} — влага микрокапилляров; W_k — конечная влага при сушке; W_r — гигроскопическая влажность.

возможно лишь при той относительной влажности окружающей среды, которой соответствует влажность материала больше равновесной (на рис. 6.2.1 заштрихована и обозначена как область сушки).

Изотермы сорбции пищевых сред имеют типичную для коллоидных капиллярно-пористых тел S-образную форму. Кривую можно условно разбить на три участка:

1) OA — участок мономолекулярной сорбции (характеризуется образованием на поверхности материала слоя влаги в одну молекулу) — кривая имеет выпуклость к оси абсцисс, увлажнение на этом участке сопровождается значительным выделением тепла;

2) AB — участок полимолекулярной сорбции (образуются слои молекул) обращен выпуклостью к оси ординат;

3) BC — участок заполнения влагой микрокапилляров.

Конечная влажность при сушке W_k обосновывается экспериментально для каждого продукта, исходя из условий хранения и предотвращения порчи микроорганизмами. Минимальная активность микроорганизмов имеет

место при влагосодержании, близком к насыщению «монослоя», близкое к нему значение и рекомендуют в качестве конечного влагосодержания при сушке $W_{\kappa} \approx W_{\text{м}}$.

С целью расчета продолжительности процесса определяют скорость сушки, которая зависит от формы связи влаги с материалом и механизма перемещения в нем влаги.

Кинетика сушки характеризуется изменением во времени средней влажности материала или его влагосодержания.

Графически изменение влажности материала от времени изображается *кривой сушки* $W = f(\tau)$, определяемой экспериментально. Дифференцируя полученную зависимость $W = f(\tau)$ по времени τ (графически или аналитически), получим *кривую скорости сушки* — зависимость скорости сушки от влажности материала:

$$\frac{dW}{d\tau} = f(W).$$

В общем случае кривая сушки (рис. 6.2.2) состоит из нескольких участков, соответствующих различным пе-

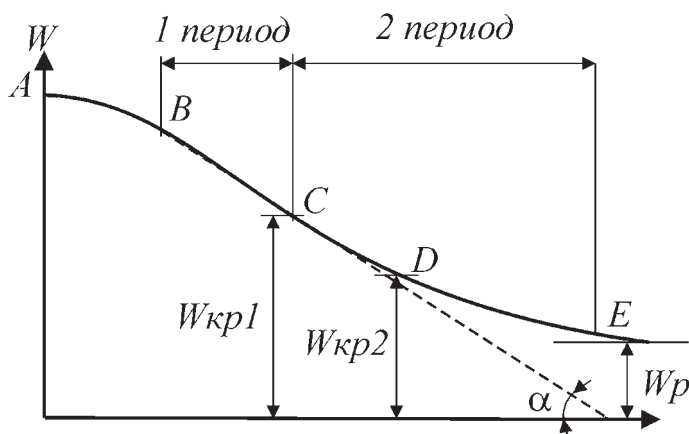


Рис. 6.2.2
Кривая сушки:

AB — прогрев материала; BC — участок удаления свободной влаги ($\text{tg } \alpha = \text{const}$); CE — участок удаления связанной влаги.

риодам сушки. По кривой AB влажность снижается незначительно, соответствующий этому участку небольшой промежуток времени — период прогрева материала.

Участок BC — период постоянной скорости сушки (1-й период). При этом влажность материала интенсивно уменьшается по прямолинейному закону. Такое уменьшение влажности наблюдается до достижения первой критической влажности $W_{кр1}$, после чего начинается период падающей скорости сушки (2-й период). В этом периоде уменьшение влажности материала выражается некоторой кривой (кривая CE), которая в общем случае состоит из двух участков различной кривизны (кривая CD и DE). Точка перегиба D соответствует второй критической влажности $W_{кр2}$. В конце второго периода сушки влажность материала асимптотически приближается к равновесной W_p . Достижение равновесной влажности W_p означает полное прекращение дальнейшего испарения влаги из материала.

Скорость сушки может быть определена с помощью кривой сушки путем графического дифференцирования. Для материала данной влажности сушки скорость будет выражаться тангенсом угла наклона касательной, проведенной к точке кривой, отвечающей влажности материала. В частности, для 1-го периода скорости сушки будет соответствовать $tg\alpha = \text{const}$.

На рисунке 6.2.3 показана кривая скорости сушки, соответствующая кривой сушки на рисунке 6.2.2. Горизонтальный отрезок BC отвечает периоду постоянной скорости (1-й период), а отрезок CE — периоду падающей скорости (2-й период). В первый период происходит интенсивное поверхностное испарение свободной влаги. В точке C (первой критической влажности $W_{кр1}$) влажность на поверхности материала становится равной гигроскопической. С этого момента начинается испарение связанной влаги. Точка D (вторая критическая влажность $W_{кр2}$) соответствует достижению равновесной влажности на поверхности материала (внутри материала влажность превышает равновесную). Начиная с этого момента и вплоть до установления равновесной влажности по всей толщине мате-

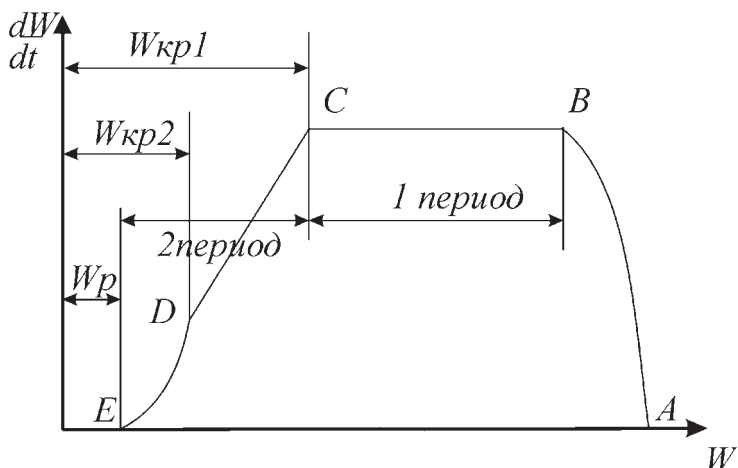


Рис. 6.2.3
Кривая скорости сушки

риала, скорость сушки определяется скоростью внутренней диффузии влаги из глубины материала к его поверхности. Одновременно вследствие высыхания все меньшая поверхность материала остается доступной для испарения влаги в окружающую среду и скорость сушки падает непропорционально уменьшению влажности W материала.

Сушка пищевых продуктов при ИК-энергоподводе. Радиационная сушка пищевых продуктов относится к специальным и малоизученным на данный момент способам сушки. Нагрев и удаление влаги при этом способе обезвоживания происходят за счет передачи тепла ИК-лучами.

Тепловое (ИК) излучение относится к собственному излучению нагретых тел; практический интерес представляет участок спектра (рис. 6.2.4) от 0,1 до 100 мкм, в котором заключена основная часть энергии теплового излучения. При этом видимая часть спектра соответствует длинам волн от 0,4 до 0,7 мкм.

Источники теплового излучения различаются на *светлые*, спектр излучения которых захватывает видимую часть, и *темные*, спектр излучения которых невидим.

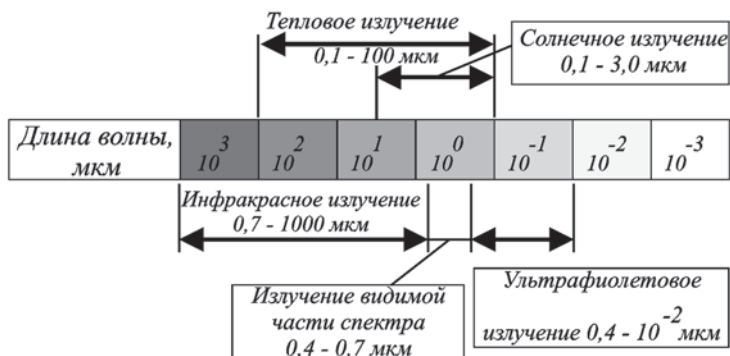


Рис. 6.2.4
Шкала электромагнитных волн

Для практических целей генерирования ИК-излучения можно рассматривать любые твердые тела, нагретые до температуры более 600°C . Источниками ИК-излучения являются либо нагретые стенки аппаратов (печи), либо специальные генераторы, нагреваемые либо электричеством (спирали), либо сгорающим газом.

В технологических процессах в любом случае необходимо рассматривать систему, состоящую из генератора излучения и объекта поглощения этого излучения.

Общий баланс лучистой энергии $Q_{\text{л}}$, падающей на объект обработки, равен

$$Q_{\text{л}} = Q_{\text{погл}} + Q_{\text{отр}} + Q_{\text{пр}},$$

где $Q_{\text{погл}}$, $Q_{\text{отр}}$, $Q_{\text{пр}}$ — соответственно поглощенная, отраженная и пропущенная телом энергия.

В долях от общей энергии:

$$\frac{Q_{\text{погл}}}{Q_{\text{л}}} + \frac{Q_{\text{отр}}}{Q_{\text{л}}} + \frac{Q_{\text{пр}}}{Q_{\text{л}}} = 1 \quad \text{или} \quad K_{\text{погл}} + K_{\text{отр}} + K_{\text{пр}} = 1,$$

где $K_{\text{погл}}$, $K_{\text{отр}}$, $K_{\text{пр}}$ — соответственно коэффициенты поглощения, отражения и пропускания.

Тело может полностью поглощать падающие на него лучи $K_{\text{погл}} = 1$ (абсолютно черные тела); полностью отра-

жать падающие на него лучи $K_{отр} = 1$ (абсолютно белые тела); полностью пропускать падающие на него лучи $K_{пр} = 1$ (абсолютно прозрачные тела). Пищевые продукты, естественно, обладают широким спектром оптических коэффициентов, зависящих от химического состава, влажности, а также длин волн, падающих на продукт.

В инженерных решениях для оптимизации процесса теплообмена между излучателями и продуктом необходимо знать спектр поглощения (отражения), т. е. диапазон волн, соответствующий максимуму поглощения тела, после чего подбирать излучатель (генератор излучения), работающий с длинами волн, соответствующими максимуму излучения.

Способ ИК-сушки основан на использовании свойств инфракрасного излучения, безвредного для окружающей среды и человека. ИК-излучение определенной длины волны активно поглощается водой, содержащейся в продукте, и в меньшей степени поглощается тканью продукта, поэтому удаление влаги возможно при невысокой температуре (40–60°C), что позволяет сохранить витамины и биологически активные вещества, естественный цвет и аромат.

В промышленности необходимое ИК-излучение формируется особым керамическим покрытием на нагревательных элементах сушильной установки. Высокая плотность инфракрасного излучения активно уничтожает вредную микрофлору в продукте, благодаря чему он может храниться длительное время без ухудшения качества. Сушильные шкафы надежны, бесшумны, гигиеничны и просты в обслуживании. Поддоны для сушки продуктов выполнены из пищевой нержавеющей стальной сетки. Время сушки зависит от вида продукта, температуры и влажности окружающей среды. В герметичной таре высушенный продукт может храниться до двух лет без существенного изменения качественных показателей. Кроме того, продукция не содержит консервантов, при непродолжительном замачивании восстанавливает практически все свои натуральные свойства и может употребляться в свежем виде или поддаваться кулинарной обработке.

Особенности сушки в осциллирующем режиме. Для обеспечения высокого качества продукта (отсутствия ло-

кального перегрева и подгорания поверхности, обеспечения равномерной влажности по объему объекта обработки), а также повышения интенсивности процесса сушки целесообразна организация переменных (импульсных, осциллирующих) режимов процесса влагоудаления. При этом в момент отсутствия теплового воздействия на продукт происходит перераспределение влаги (продвижение влаги из влажной сердцевины к поверхности) и «разгон» системы при периодическом воздействии начального теплового импульса.

В частности, для пищевых продуктов переменные режимы необходимы для удаления сильносвязанной влаги (заключенной внутри закрытых капилляров, клеток, пеночеек), процесс удаления которой длителен. Для многих термолабильных материалов и пищевых продуктов фактором, лимитирующим продолжительность пребывания их в сушильной камере, является предельная (максимально допустимая) температура нагрева и другие варьируемые параметры. Поэтому для таких материалов необходимо применять циклическую сушку с осциллирующим режимом, при которой циклы нагрева чередуются с циклами охлаждения или «отлежки».

Все это говорит в пользу осциллирующих режимов сушки продуктов растительного происхождения.

Практическая часть

Цель работы: изучение процесса сушки продукта при инфракрасном (ИК) энергоподводе в постоянном и осциллирующем режиме.

Задачи работы.

1. Экспериментально получить кривые сушки изучаемого материала.
2. Освоить методику графического построения кривых скорости сушки методом хорд.
3. Провести сравнительный анализ по качеству получаемого продукта и производительности процесса двух режимов радиационной сушки при постоянном и осциллирующем энергоподводе.
4. Сделать выводы по проделанной работе.

Описание экспериментальной установки

Эксперименты проводятся на экспериментальной установке (рис. 6.2.5).

Процесс обезвоживания продукта осуществляется в атмосферных условиях на рабочей поверхности 13 (ровной пластинке, сетчатом или игольчатом носителе 14) в двух режимах: при постоянном ИК-энергоподводе и в осциллирующем режиме.

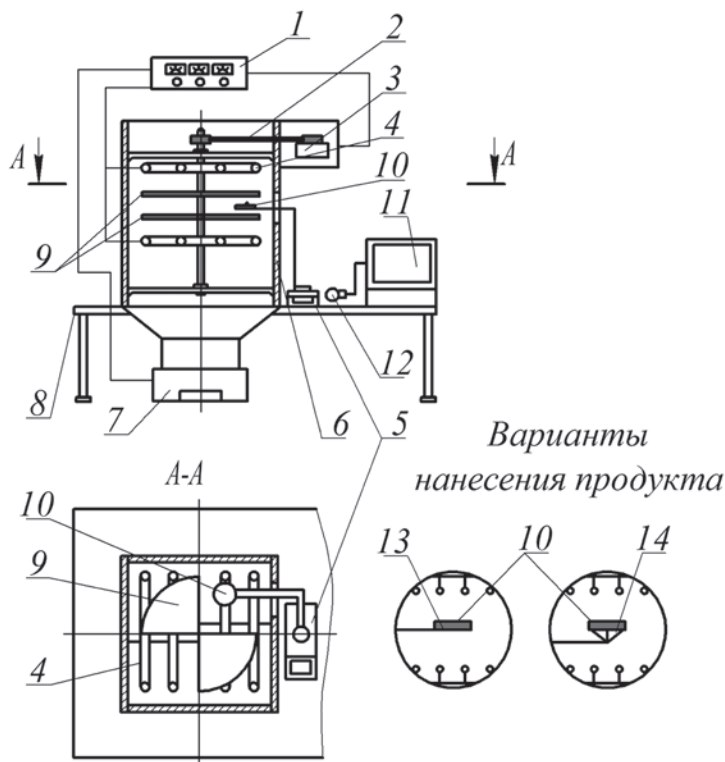


Рис. 6.2.5

Схема экспериментальной установки для изучения процесса сушки при постоянном ИК-энергоподводе и в осциллирующем режиме:

1 — щит управления; 2 — ременная передача; 3 — двигатель; 4 — панель ИК-излучателей; 5 — весы Adventurer OHAUS AR3130; 6 — корпус экспериментальной установки; 7 — коллектор; 8 — стол; 9 — перегородки (лопасти); 10 — обезвоживаемый продукт; 11 — персональный компьютер; 12 — видекамера; 13, 14 — подложки (13 — пластина, сетчатый носитель; 14 — игольчатый носитель).

Основу экспериментальной установки составляет корпус 6 — рабочая камера со смотровым окном, обеспечивающим визуальное наблюдение за процессом сушки. Радиационный нагрев обезвоживаемого материала осуществляется посредством трубчатых галогенных ламп КИ (КГ, КГТ) 4, расположенных на двух специальных рамах (условно не показаны) по обе стороны рабочей поверхности (двухстороннее облучение продукта) и снабженных отражателями из полированного алюминия для обеспечения диффузного потока облучения. Предусмотрена возможность изменения взаимного положения излучателей, а также регулирования режима их работы посредством тиристорного регулятора, связанного с приборами контроля напряжения и силы тока на щите управления 1. Нанесение продукта на рабочую поверхность — подложку 13, 14 из нержавеющей стали, прикрепленную к штативу производится вручную. Штатив с продуктом устанавливается на чашку аналитических весов, соответствующих 2-му классу точности по ГОСТ 24104-88 (допускаемая основная погрешность прибора не более 0,1%) 5. Посредством весов осуществляется непрерывное измерение убыли массы продукта в процессе сушки.

Осциллирующий режим энергоподвода достигается введением дополнительной перегородок (лопастей) 9, вращающихся в плоскости, параллельной плоскости носителя между продуктом и ИК-излучателями. Введение в процесс светотеневого воздействия обеспечивает пульсационное выравнивание влажности продукта по толщине дольки, обновление поверхности испарения, что предохраняет продукт от перегрева и подгорания, при высокой интенсивности процесса сушки.

Методика выполнения работы

1. Изучить устройство, принцип работы экспериментальной ИК-сушильной установки.
2. Подготовить установку к работе.
3. Установить цифровую видеокамеру 6 перед табло весов 5, подключить ее к ПК 11.

4. Измерить массу штатива с подложкой m_n , кг, значение m_n занести в таблицу 6.2.1 протокола испытаний.

5. Подготовить опытный образец к сушке.

5.1. При одностороннем ИК-энергоподводе — облучение верхней панелью ИК-генераторов (как правило, сушка жидких, пастообразных продуктов в слое, нанесенном на пластину). Для приготовления опытного образца к сушке исследуемый продукт необходимо нанести равномерным слоем толщиной l_n на подложку. Значения толщины l_n и площади облучаемой поверхности S , m^2 , продукта занести в таблицу 6.2.1.

5.2. При двухстороннем ИК-энергоподводе (как правило, сушка на игольчатом, сетчатом носителях долек или пластинок плодоовощных продуктов). Для приготовления опытного образца свежий плод (томат, баклажан, клубень картофеля или др.) необходимо вымыть, протереть насухо ветошью, нарезать на дольки равномерной толщины l_n , дольку наложить на сетчатый носитель. Значения толщины l_n и площади облучаемой поверхности S продукта занести в таблицу 6.2.1.

6. Установить штатив на чашку весов 5, одновременно помещая подложку с продуктом в сушильную камеру 6.

7. Начать запись показаний весов посредством видеокамеры 12.

8. Установить требуемое напряжение U на ИК-излучателях посредством тиристорного регулятора на щите управления 1, значение U занести в таблицу 6.2.1.

9. При осциллирующем энергоподводе привести в движение лопасти 9, подключив электродвигатель 3 к сети посредством тумблера на щите управления 1.

10. Вести опыт до установления постоянной массы исследуемого образца либо до видимого повреждения продукта (подгорания, стеклования и пр.).

11. Закончив запись показаний весов, сохранить видеофайл на съемный носитель.

12. Следуя п. 4–10, провести опыты для нескольких видов продуктов при одинаковых параметрах проведения процесса (l_n и U) в постоянном и осциллирующем режиме ИК-энергоподвода.

Таблица 6.2.1

Протокол испытаний

Режимные параметры	Продукт № 1		Продукт № 2	
	Постоянный режим	Осцилли- рующий режим	Постоянный режим	Осцилли- рующий режим
m_n , кг				
l_n , м				
S , м ²				
U , В				
$\tau_{\text{общ}}$, с				
Оценка качества готового продукта				

Обработка результатов

1. Визуально оценить качество готового продукта для каждого опыта (наличие подгорания, стеклования, вспенивания, недосыхания образца и пр.; равномерность влажности по толщине, изменение цвета, деформация продукта и пр.).

2. Расшифровать видеоданные ПК.

2.1. Определить интервал времени регистрации показаний весов τ_v , с по формуле

$$\tau_v = \frac{\tau_{\text{общ}}}{n - 1},$$

где $\tau_{\text{общ}}$ — общее время сушки, с; n — количество зарегистрированных показаний (рекомендуется $n = 10 \dots 15$).

2.2. Используя видеоредактор ПК, через интервал τ_v регистрировать показания весов — m_{v_i} , ($i = 1, 2, \dots, n$) с начала процесса обезвоживания (момент включения ИК-ламп) до его окончания. Одновременно фиксировать время τ_{v_i} , соответствующее m_{v_i} (время с начала процесса до момента регистрации m_{v_i}).

Значения τ_{v_i} и m_{v_i} занести в таблицу 6.2.2.

3. Определить массу образца в процессе сушки $m_{\text{пр}_i}$ по формуле

$$m_{\text{пр}_i} = m_{v_i} - m_n.$$

Значения $m_{\text{пр}_i}$ занести в таблицу 6.2.2.

4. Для каждого n определить влажность образца w_i , %, по формуле

$$w_i = 100 - \frac{m_{\text{н}}}{m_{\text{пр}_i}} \cdot (100 - w_{\text{н}}),$$

где $w_{\text{н}}$ — начальная влажность продукта, % (по справочным данным [4, 5]); $m_{\text{н}}$ — начальная масса образца (перед сушкой).

Значения w_i занести в таблицу 6.2.2.

5. Используя данные таблицы 6.2.2, графически изобразить зависимости $w = f(\tau)$ — кривую сушки.

6. По кривой $w = f(\tau)$ определить время сушки $\tau_{\text{к}}$, соответствующее конечной влажности продукта $w_{\text{к}}$, % ($w_{\text{к}}$ — по справочным данным).

Значения $\tau_{\text{к}}$ и $w_{\text{к}}$ занести в таблицу 6.2.2.

7. Вычислить конечную массу образца $m_{\text{к}}$ по формуле

$$m_{\text{к}} = \frac{m_{\text{н}} \cdot (100 - w_{\text{н}})}{100 - w_{\text{н}}}.$$

Значения $m_{\text{к}}$ занести в таблицу 6.2.2.

8. Вычислить величину удельного съема сухого продукта с единицы площади в единицу времени Y , кг/(м²·ч):

$$Y = \frac{m_{\text{к}}}{S \cdot \tau_{\text{к}}}.$$

Значения Y занести в таблицу 6.2.2.

9. Следуя п. 1–7, выполнить обработку результатов для каждого опыта.

10. Для указанного преподавателем опыта построить кривую скорости сушки методом касательных (рис. 6.2.3).

10.1. Используя график зависимости $w = f(\tau)$, для каждого n в точке $X_i(w_i; \tau_i)$ провести касательную к кривой.

10.2. Определить тангенс угла наклона касательной к оси абсцисс $\text{tg}\alpha_i$ (рис. 6.2.2). Значения $\text{tg}\alpha_i$ занести в таблицу 6.2.2.

Полученное значение $\operatorname{tg} \alpha_i$, %/мин показывает изменение влажности материала в единицу времени и соответствует скорости сушки $\frac{dw_i}{d\tau_i}$ в данной точке $X_i(w_i; \tau_i)$.

10.3. Используя данные таблицы 6.2.2, графически изобразить зависимости $\frac{dw}{d\tau} = f(\tau)$ — кривую скорости сушки.

11. Провести сравнительный анализ опытов по выходу и качеству сухого продукта Y . На графиках кривой скорости сушки и соответствующей ей кривой сушки выявить участки, соответствующие различным периодам удаления. Сделать выводы по проведенной работе.

Таблица 6.2.2

Обработка результатов измерений

i	Постоянный режим					Осциллирующий режим				
	$m_{в_i}$, кг	$\tau_{в_i}$, с	$m_{пр_i}$, кг	w_i , %	$\operatorname{tg} \alpha_i$	$m_{в_i}$, кг	$\tau_{в_i}$, с	$m_{пр_i}$, кг	w_i , %	$\operatorname{tg} \alpha_i$
1	$m_{в_н}$	0	$m_н$	$w_н$		$m_{в_н}$	0	$m_н$	$w_н$	
2										
3										
...	$m_{в_к}$	$\tau_к$	$m_к$	$w_к$		$m_{в_к}$	$\tau_к$	$m_к$	$w_к$	
n										
Y , кг/(м ² ·ч)										

КОНТРОЛЬНЫЕ ВОПРОСЫ

1. Каковы перспективы усовершенствования процессов химической и пищевой технологии и пути их интенсификации?
2. В чем особенности основных приемов интенсификации процессов массопереноса в системах с подвижной и неподвижной границей раздела?
3. Дайте характеристику пены как неоднородной бинарной системы.
4. Охарактеризуйте способы получения пен и дайте их сравнительную характеристику.

5. Назовите основные величины, характеризующие дисперсионный состав пен и других дисперсных продуктов.
6. Проведите сравнительную характеристику основных методов дисперсного анализа.
7. Какие параметры и как именно влияют на дисперсный состав пен?
8. Для каких целей изучают пеноструктурные характеристики продуктов?
9. Что является движущей силой процесса сушки?
10. Какую информацию о сушильном процессе можно получить из изотерм сорбции-десорбции?
11. Что такое свободная и связанная влага продукта?
12. Чем определяется характер кривых сушки и скорости сушки?
13. Укажите диапазон длин волн инфракрасного излучения, используемого в практике нагрева пищевых продуктов.
14. Сформулируйте принцип подбора инфракрасных генераторов для обработки пищевых продуктов.
15. В чем особенность осциллирующего режима инфракрасного энергоподвода в процессе сушки?

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Характерной особенностью развития науки и техники в настоящее время является перенесение новейших методов и конструктивных решений из одной отрасли промышленности в другую. Это дает возможность коренным образом изменять технологический процесс, создавать новые способы производства материалов и изделий. Законы в теории массообмена, включающие в себя комплекс научных знаний из гидродинамики, молекулярной физики, термодинамики и физикохимии взаимодействующих сред, являются научной основой многих теплоэнергетических процессов. Это в свою очередь позволяет не только обеспечить высокоэффективную эксплуатацию промышленных установок, но и получить экономичные проектные решения во многих отраслях.

Меры по развитию пищевой и химической промышленности должны быть ориентированы на решение основных системных проблем, формирование нового промышленного потенциала, модернизацию и развитие инноваций в этих отраслях промышленности, повышение качества жизни различных социальных слоев населения.

ЛИТЕРАТУРА

1. *Александров, И. А.* Ректификационные и абсорбционные аппараты. — 3-е изд., перераб. — М. : Химия, 1978. — 280 с.
2. *Аношин, И. М.* Теоретические основы массообменных процессов пищевых производств : для технол. спец. вузов пищ. пром-сти. — М. : Пищ. пром-сть, 1970. — 342 с.
3. *Астарита, Дж.* Массопередача с химической реакцией : пер. с англ. М. И. Балашова / под ред. Л. А. Серафимова. — Л. : Химия. Ленингр. отд-ние, 1971. — 224 с.
4. *Гинзбург, А. С.* Расчет и проектирование сушильных установок пищевой промышленности. — М. : Агропромиздат, 1985. — 336 с.
5. *Глазунов, Ю. Т.* Моделирование процессов пищевых производств : учеб. пособие / Ю. Т. Глазунов, А. М. Ершов, М. А. Ершов. — М. : Колос, 2008. — 360 с.
6. *Грачев, Ю. П.* Моделирование и оптимизация тепло- и массообменных процессов пищевых производств / Ю. П. Грачев, А. К. Тубольцев, В. К. Тубольцев. — М. : Легкая и пищ. пром-сть, 1984. — 216 с.
7. *Касаткин, А. Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии : учебник. — 15-е изд., стер. — М. : Альянс, 2009. — 753 с.
8. *Кафаров, В. В.* Основы массопередачи. Системы «газ — жидкость», «пар — жидкость», «жидкость — жидкость» : учебник. — 3-е изд., перераб. и доп. — М. : Высш. шк., 1979. — 439 с.
9. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий / под ред. Г. М. Островского. — СПб. : Профессионал, 2010. — Ч. 1. — 848 с. ; Ч. 2. — 915 с.
10. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию : учеб. пособие / под ред.

- Ю. И. Дытнерского. — 5-е изд., стер. — М. : Альянс, 2010. — 496 с.
11. *Павлов, К. Ф.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учеб. пособие / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. — 14-е изд., стер. — М. : Альянс, 2007. — 576 с.
 12. *Романков, П. Г.* Массообменные процессы химической технологии : Системы с дисперсной твердой фазой / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов. — Л. : Химия, 1990. — 384 с.
 13. Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии / под ред. П. Г. Романкова. — 5-е изд., перераб. — Л. : Химия, 1979. — 256 с.
 14. *Рудобашта, С. П.* Массоперенос в системах с твердой фазой / под ред. А. Н. Плановского. — М. : Химия, 1980. — 48 с.
 15. *Рудобашта, С. П.* Диффузия в химико-технологических процессах / С. П. Рудобашта, Э. М. Карташов. — М. : КолосС, 2010. — 478 с.
 16. *Серпионова, Е. Н.* Промышленная адсорбция газов и паров : учеб. пособие. — 2-е изд, перераб. и доп. — М. : Высш. шк., 1969. — 416 с.
 17. *Сумм, Б. Д.* Основы коллоидной химии. — М. : Академия, 2007. — 240 с.
 18. *Шервуд, Т.* Массопередача : пер. с англ. — М. : Химия, 1982. — 696 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение	3
<i>Глава 1. Основы массопередачи</i>	<i>11</i>
Обозначения.....	11
1.1. Расчетно-графическая работа № 1	
«Фазовое равновесие бинарных систем»	11
Теоретическая часть	11
Практическая часть	23
1.2. Лабораторная работа № 1 «Закономерности процессов	
переноса массы в присутствии твердой фазы»	27
Теоретическая часть	27
Практическая часть	31
1.3. Справочные данные по разделу	36
Приложение 1.1	36
Приложение 1.2.....	39
<i>Глава 2. Абсорбция</i>	<i>42</i>
Обозначения.....	42
Термины.....	42
2.1. Основы теории процесса и методы расчета	43
2.2. Примеры решения типовых задач.....	52
2.3. Расчетно-графическая работа № 2 «Расчет основных	
размеров насадочного абсорбера»	59
2.4. Тестовые задания для контроля усвоения знаний	64
Ответы к тестовым заданиям	76
2.5. Справочные данные по разделу	78
Приложение 2.1	78
Приложение 2.2	79
<i>Глава 3. Перегонка жидкостей</i>	<i>81</i>
Обозначения.....	81
Термины.....	81

3.1. Лабораторная работа № 2 «Исследование процесса периодической ректификации бинарной смеси»	82
Теоретическая часть	82
Практическая часть	90
3.2. Справочные данные по разделу	101
Приложение 3.1	101
Приложение 3.2	104
Приложение 3.3	104
Приложение 3.4	105
Приложение 3.5	105
Приложение 3.6	106
Глава 4. Экстракция в системе «жидкость — жидкость» . . .	108
Обозначения	108
4.1. Основы теории процесса и методы расчета	109
4.2. Примеры решения типовых задач	120
4.3. Расчетно-графическая работа № 3 «Расчет статики процесса жидкостной экстракции»	127
4.4. Лабораторная работа № 3 «Исследование статики процесса экстракции в системе «жидкость — жидкость» и экспериментальная проверка закона распределения»	135
Теоретическая часть	135
Практическая часть	140
4.5. Тестовые задания для контроля усвоения знаний . . .	146
Ответы к тестовым заданиям	157
4.6. Справочные данные по разделу	158
Приложение 4.1	158
Глава 5. Экстракция в системе «твердое тело — жидкость»	161
5.1. Расчетно-графическая работа № 4 «Расчет процесса экстрагирования в системах «твердое тело — жидкость» на примере диффузионной батареи для экстрагирования сахара из свеклы»	161
Теоретическая часть	161
Практическая часть	170
5.2. Лабораторная работа № 4 «Изучение кинетики процесса твердофазной экстракции»	175
Теоретическая часть	175
Практическая часть	180
5.3. Справочные данные по разделу	184
Приложение 5.1	184
Приложение 5.2	184

Приложение 5.3	185
Приложение 5.4	186
Приложение 5.5	186
Приложение 5.6	187
Глава 6. Перспективные способы проведения процессов	
массопереноса	189
6.1. Лабораторная работа № 5 «Исследование дисперсного	
состава пеноструктур методом оптического анализа	
изображений»	194
Теоретическая часть	194
Практическая часть.....	198
6.2. Лабораторная работа № 6 «Изучение и сравнительный	
анализ различных способов и режимов проведения	
процесса сушки»	202
Теоретическая часть	202
Практическая часть.....	211
Заключение	219
Литература	220

*Любовь Михайловна ТИТОВА,
Игорь Юрьевич АЛЕКСАНЯН,
Альберт Хамед-Харисович НУГМАНОВ*

МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ В ХИМИЧЕСКОЙ И ПИЩЕВОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Лабораторные и практические занятия

Учебное пособие

Зав. редакцией литературы по пищевой биотехнологии
и технологии продуктов питания *М. В. Гончаренко*

ЛР № 065466 от 21.10.97
Гигиенический сертификат 78.01.07.953.П.007216.04.10
от 21.04.2010 г., выдан ЦГСЭН в СПб

Издательство «ЛАНЬ»

lan@lanbook.ru; www.lanbook.com
192029, Санкт-Петербург, Общественный пер., 5.
Тел./факс: (812) 412-29-35, 412-05-97, 412-92-72.
Бесплатный звонок по России: 8-800-700-40-71

Подписано в печать 06.08.14.

Бумага офсетная. Гарнитура Школьная. Формат 84×108^{1/32}.
Печать офсетная. Усл. п. л. 11,76. Тираж 700 экз.

Заказ № .

Отпечатано в полном соответствии с качеством предоставленных материалов
в ГУП ЧР «ИПК «Чувашия»».
428019, г. Чебоксары, пр. И. Яковлева, д. 13.
Тел.: (8352) 56-00-23