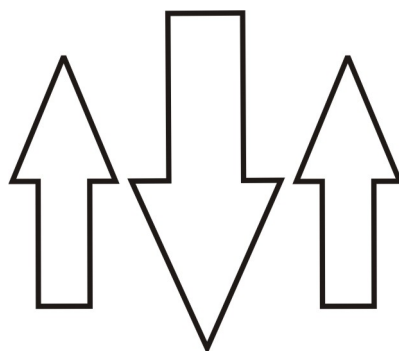


А.Г. ЛАПТЕВ, А.М. КОНАХИН, Н.Г. МИНЕЕВ

**ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ
ОСНОВЫ И РАСЧЕТ
АППАРАТОВ РАЗДЕЛЕНИЯ
ГОМОГЕННЫХ СМЕСЕЙ**



**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ
ФЕДЕРАЦИИ**

**Казанский государственный
энергетический университет**

А.Г. ЛАПТЕВ, А.М. КОНАХИН, Н.Г. МИНЕЕВ

**ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ И РАСЧЕТ
АППАРАТОВ РАЗДЕЛЕНИЯ ГОМОГЕННЫХ
СМЕСЕЙ**

УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ

*Допущено УМО по образованию в области энергетики и
электротехники в качестве учебного пособия для
студентов высших учебных заведений, обучающихся по
направлению подготовки 140100 – «Теплоэнергетика»*

Казань 2007

УДК 66.023: [66.048+66.071.7].001.2

ББК 35

Л 24

Лаптев А.Г., Конахин А.М., Минеев Н.Г.

Теоретические основы и расчет аппаратов разделения гомогенных смесей: Учеб. пособие. - Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2007. – 426 стр.

В учебном пособии представлены общие сведения о процессах разделения смесей методами ректификации, абсорбции и адсорбции, рассмотрены конструкции аппаратов и контактных устройств. Даны алгоритмы и примеры расчета конструктивных и режимных характеристик тарельчатых и насадочных ректификационных аппаратов, насадочных абсорберов, десорберов (декарбонизаторов ТЭС) и адсорберов. Рассмотрены основные принципы проектирования массообменных аппаратов и энергосбережения при разделении веществ.

В приложении приведены задания для расчета и проектирования установок и все необходимые справочные данные.

Учебное пособие предназначено для студентов теплоэнергетических и технологических специальностей дневной, вечерней и заочной форм обучения при выполнении курсовых и дипломных работ, а также может быть полезно аспирантам, преподавателям и инженерно-техническим работникам.

Рецензент

Д-р техн. наук, проф. Ф.Р. Габитов
Д-р техн. наук, проф. К.Х. Гильфанов

Рекомендовано секцией РИС теплоэнергетического института КГЭУ.

ISBN 978-5-94981-080-4

© Казанский государственный энергетический университет, 2007

© Лаптев А.Г., Конахин А.М., Минеев Н.Г., 2007

ВВЕДЕНИЕ

В химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и других отраслях промышленности, а так же в теплоэнергетике, широко распространены и имеют важное значение массообменные процессы, характеризующиеся переходом одного или более компонентов смеси из одной фазы в другую. Наиболее часто массообменные процессы используют для разделения гомогенных (однородных) систем. Массообменные аппараты имеют большую металлоемкость и сложность конструкции и характеризуются значительным потреблением различных видов энергии (особенно ректификационные колонны). От точности расчета технологических установок зависит стоимость оборудования, эксплуатационные затраты и, не менее главное, заданная степень (качество) разделения исходной смеси.

Ректификация и абсорбция составляют основу большинства технологических процессов химической, нефтехимической, газовой, целлюлозно-бумажной, фармацевтической, пищевой и других отраслей промышленности. На ТЭС используют десорберы для удаления свободной углекислоты и других растворенных газов из воды.

Также абсорбция и адсорбция часто используются для решения ряда экологических задач (очистка газовых выбросов, сточных вод и т.д.).

К решению сложных задач по проектированию современных массообменных аппаратов должны быть готовы студенты и аспиранты различных технических и технологических специальностей. Кроме этого на различных предприятиях часто возникают проблемы по эксплуатации промышленных установок разделения при изменении условий по составу исходного сырья и режима работы. Приближенные расчеты массообменных аппаратов можно быстро выполнить на основе материала, представленного в данном учебном пособии.

Учебное пособие написано как с использованием классических монографий, так и результатов научных исследований авторов. В разделе 4.4. представлены некоторые новые конструкции насадочных элементов разработанные в Инженерно – внедренческом центре «Инжехим» при участии авторов. Насадки внедрены на ряде

предприятий химической и нефтехимической отраслей промышленности.

В разделах 6.8, 6.10, 6.15, 8.4 и 8.8 даны уравнения для расчета коэффициентов массоотдачи, полученные на основе использования модели диффузионного пограничного слоя (раздел 1.8). В разделе 2.7 кратко рассмотрен метод сопряженного физического и математического моделирования.

Авторы выражают благодарность профессору С.Г. Дьяконову, профессору В.И. Елизарову и директору ИВЦ «Инжехим», доценту М.И. Фарахову за совместно полученные результаты.

В первой и второй главах учебного пособия рассмотрены основные сведения о массообменных процессах и проектировании промышленных установок.

В третьей, пятой и шестой главах даны сведения о процессах разделения жидких смесей методом ректификации и газовых смесей – абсорбцией.

Конструкции ректификационных и абсорбционных аппаратов и режимы работы рассмотрены в четвертой главе.

Удалению из воды растворенных газов на ТЭС посвящена седьмая глава.

В последней главе учебного пособия рассмотрен процесс адсорбции и представлены примеры расчета.

В конце глав 5 – 8 даны подробные примеры расчета массообменных аппаратов.

В приложении приведены физико – химические свойства веществ и смесей и конструктивные характеристики контактных устройств, задания для расчета и проектирования установок.

Учебное пособие может быть полезно при изучении теоретического курса соответствующих дисциплин, а так же при выполнении практических занятий, выполнении курсовых и дипломных проектов.

Авторы выражают благодарность рецензентам за замечания и пожелания, а также А.В. Климентову за подготовку рукописи к изданию.

ГЛАВА 1. ОСНОВЫ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

1.1. Общие понятия и определения

Процессами массообмена называют такие процессы, в которых основную роль играет перенос вещества из одной фазы в другую. Движущей силой этих процессов является разность химических потенциалов. Как и в любых других процессах, движущая сила массообмена характеризует степень отклонения системы от состояния динамического равновесия. В пределах данной фазы вещество переносится от точки с большей к точке с меньшей концентрацией. Поэтому обычно в инженерных расчетах приближенно движущую силу выражают через разность концентраций, что значительно упрощает расчеты массообменных процессов.*

Классификация процессов. Наибольшее распространение получили рассмотренные ниже массообменные процессы.

1. *Абсорбция* – избирательное поглощение газов или паров жидким поглотителем. Этот процесс представляет собой переход вещества из газовой (или паровой) фазы в жидкую. Наиболее широко используется для разделения технологических газов и очистки газовых выбросов.

Процесс, обратный абсорбции, т.е. выделение растворенного газа из жидкости, называют *десорбцией*, а на ТЭС - *декарбонизацией*.

2. *Перегонка и ректификация* – разделение жидких гомогенных смесей на компоненты при взаимодействии потоков жидкости и пара, полученного испарением разделяемой смеси. Этот процесс представляет собой *переход компонентов из жидкой фазы в паровую и из паровой в жидкую*. Процесс ректификации используется для разделения жидких смесей на составляющие их компоненты, получения сверхчистых жидкостей и для других целей.

3. *Экстракция (жидкостная)* - извлечение растворенного в одной жидкости вещества другой жидкостью, практически несмешивающейся или частично смешивающейся с первой. Этот процесс представляет собой *переход извлекаемого вещества из одной жидкой фазы в другую*. Процесс применяют для извлечения растворенного вещества или группы веществ сравнительно невысоких концентраций.

* В различной литературе массообменные процессы также часто называют диффузионными.

4. *Адсорбция* - избирательное поглощение газов, паров или растворенных в жидкости веществ твердым поглотителем, способным поглощать одно или несколько веществ из смеси. Этот процесс представляет собой *переход веществ из газовой, паровой или жидкой фаз в твердую*. Адсорбцию применяют для извлечения того или иного вещества (или веществ) достаточно низкой концентрации из их смеси. Процесс, обратный адсорбции, т.е. выделение сорбированного вещества из твердого поглотителя, называют *десорбцией*.

5. *Ионный обмен* – избирательное извлечение ионов из растворов электролитов. Этот процесс представляет собой *переход извлекаемого вещества из жидкой фазы в твердую*. Процесс применяют для извлечения веществ из растворов, в которых эти вещества находятся при низких концентрациях.

6. *Сушка* – удаление влаги из твердых влажных материалов, в основном путем ее испарения. Этот процесс представляет собой *переход влаги из твердого влажного материала в газовую или паровую фазы*. Сушку широко применяют в технике для предварительного обезвоживания перерабатываемых веществ или обезвоживания готового продукта.

7. *Растворение и экстрагирование из твердых тел* – это процессы *перехода твердой фазы в жидкую* (растворитель). Извлечение на основе избирательной растворимости из какого – либо вещества (или веществ) с твердого пористого материала называют *экстракцией из твердого материала, или выщелачиванием*. Применяют ее для извлечения ценных или токсичных компонентов из твердых материалов.

8. *Кристаллизация* – выделение твердой фазы в виде кристаллов из растворов или расплавов. Этот процесс представляет собой *переход вещества из жидкой фазы в твердую*. Применяется, в частности, для получения веществ повышенной чистоты.

9. *Мембранные процессы* – избирательное извлечение компонентов смеси или их концентрирование с помощью полупроницаемой перегородки – мембраны. Эти процессы представляют собой *переход вещества (или веществ) из одной фазы в другую через разделяющую их мембрану*. Применяются для разделения газовых и жидких смесей, очистки сточных вод и газовых выбросов.

Таким образом, во всех перечисленных выше процессах общим является переход вещества (или веществ) из одной фазы в другую. *Процесс перехода вещества (или несколько веществ) из одной фазы в другую в направлении достижения равновесия называют массопередачей*. В отличие от теплопередачи, которая происходит

обычно через стенку, массопередача осуществляется, как правило, при непосредственном соприкосновении фаз (за исключением мембранных процессов). При этом граница соприкосновения фаз – т.е. поверхность контакта фаз – может быть подвижной (система газ – жидкость, пар – жидкость, жидкость – жидкость) или неподвижной (газ – твердое тело, пар – твердое тело, жидкость – твердое тело).

Перенос вещества внутри фазы – из фазы к границе раздела фаз или наоборот – от границы раздела в фазу – называют массоотдачей (по аналогии с процессом переноса теплоты внутри фазы – теплоотдачей).

Условия равновесия. Процессы массопередачи обычно обратимы. Причем направление перехода вещества определяется концентрациями вещества в фазах и условиями равновесия.

Для моделирования массо- и теплообмена прежде всего необходимо знание предельного состояния, т.е. состояния равновесия, к которому стремится каждая система. Поэтому рассмотрение процессов переноса начинают с термодинамики, фундаментальной теории, которая определяет поведение систем с большим числом частиц в состоянии равновесия.

Согласно второму закону термодинамики, все самопроизвольные процессы сопровождаются увеличением энтропии системы. В изолированной системе энтропия S достигает максимального значения, поэтому $dS=0$. Кроме этого условия формулируются математические условия равновесия как равенство нулю полного дифференциала параметров состояния, определяющих свойства вещества

$$dP=0; dT=0; d\mu_i=0,$$

где P – давление, T – температура, μ_i – химический потенциал i – го компонента в смеси.

Первое равенство характеризует механическое равновесие, второе термическое, а третье диффузионное, т. е. отсутствие массопередачи. Равновесие в процессе массопередачи часто записывают используя концентрации веществ

$$dC_i = 0,$$

где C_i – концентрация i – го компонента.

Для двухфазных систем газ – жидкость и пар – жидкость условия фазового равновесия можно выразить равенствами

$$T^I = T^{II}; \quad P^I = P^{II}; \quad \mu^I = \mu^{II},$$

где индексами «I» и «II» обозначены величины, относящиеся к разным фазам.

Равновесие при массопередаче удобнее записывать используя рабочие C и равновесные C^* концентрации в фазах

$$C - C^* = 0.$$

Далее концентрации компонента в фазах обозначаются через x и y .

При отклонении системы от состояния равновесия возникает движущая сила процессов. При массопередаче появляется поток массы компонента (вещества) из одной фазы в другую.

Механизмы переноса. В реальных процессах разделения в большинстве случаев происходит одновременный перенос массы, импульса и энергии. Поэтому анализ этих явлений представляет собой сущность теоретического исследования любого массообменного процесса. Для математического описания этих процессов необходимо иметь общую систему уравнений, которая описывает все основные виды переноса и их взаимное влияние. Из общей системы уравнений всегда можно получить частные формы, когда преобладает один из механизмов переноса.

Массообменные процессы протекают лишь при нарушении фазового равновесия. Только при этом условии распределяемое вещество переходит из одной фазы в другую. При этом различают два вида (механизма) переноса вещества – *молекулярный и конвективный*.

В неподвижной среде распределяемое вещество переходит из внутренних слоев данной (первой) фазы к поверхности раздела фаз и, пройдя ее, распределяется по всему объему другой фазы, находящейся в контакте с первой. Такой переход массы вещества из одной фазы в другую называют *молекулярной диффузией*. Она является следствием теплового движения молекул (ионов, атомов), которому оказывают сопротивление силы внутреннего трения. Молекулярный перенос характеризуется коэффициентом молекулярной диффузии – D .

Конвективный перенос (конвективная диффузия) характеризуется перемещением (переносом) вещества движущимися частицами потока в

условиях движения фаз. Движение фаз может происходить как в ламинарном, так и турбулентном режимах. Конвективный перенос вещества под действием турбулентных пульсаций иногда называют *турбулентной диффузией*.

Поскольку концентрации участвующих в массообменных процессах фаз могут иметь различную размерность (кг/кг, кмоль/м³ и т.п.), то целесообразно рассмотреть способы выражения состава этих фаз. Обычно состав фаз выражают в массовых или молярных долях, относительных или объемных концентрациях [1, 2].

Массовые и молярные доли. Состав фазы выражается отношением массы данного компонента к массе всей фазы. Например, для двухкомпонентной системы, состоящей из компонентов *A* и *B*, молярный состав смеси по компоненту *A* (x_A) при известной массовой концентрации (в долях) будет выражаться как

$$x_A = \frac{\frac{\bar{x}_A}{M_A}}{\left(\frac{\bar{x}_A}{M_A}\right) + \frac{(1 - \bar{x}_A)}{M_B}}, \quad (1.1)$$

а массовый состав смеси по этому компоненту

$$\bar{x}_A = M_A x_A / [M_A x_A + M_B (1 - x_A)], \quad (1.2)$$

где M_A и M_B - молярные массы компонентов *A* и *B* соответственно.

Для многокомпонентной смеси для любого *i* - го компонента

$$x_i = (\bar{x}_i / M_i) / \sum_{i=1}^n (\bar{x}_i / M_i), \quad (1.3)$$

где *n* - число компонентов в смеси.

Относительная концентрация, массовые и молярные доли. Если через \bar{X} и \bar{Y} выразить относительные массовые концентрации распределяемого компонента в фазах Φ_x и Φ_y (в кг компонента на 1 кг носителя), то при известных массовых концентрациях \bar{x} и \bar{y} этого

компонента в фазах концентрации \bar{X} и \bar{Y} определяют следующим образом:

$$\bar{X} = \bar{x}/(1 - \bar{x}), \quad \bar{Y} = \bar{y}/(1 - \bar{y}), \quad (1.4)$$

а значения \bar{x} и \bar{y} при заданных \bar{X} и \bar{Y}

$$\bar{x} = \bar{X}/(1 + \bar{X}), \quad \bar{y} = \bar{Y}/(1 + \bar{Y}). \quad (1.5)$$

Для многокомпонентных смесей массовые концентрации \bar{x} и \bar{y} определяют по уравнениям

$$\bar{x} = \bar{X} / \left(1 + \sum_{i=1}^{i=n} \bar{X} \right), \quad \bar{y} = \bar{Y} / \left(1 + \sum_{i=1}^{i=n} \bar{Y} \right). \quad (1.6)$$

Выражение состава фаз в относительных массовых и молярных концентрациях удобно тем, что содержание распределяемого компонента относится и к количеству носителя, которое не изменяется в ходе процесса. При малых концентрациях распределяемого вещества относительные молярные концентрации и молярные доли практически совпадают друг с другом.

Если концентрации распределяемого вещества заданы в молярных долях, то его относительные массовые концентрации определяют с помощью следующих выражений:

$$\bar{X} = M_x / [M_H(1 - x)], \quad \bar{Y} = M_y / [M_H(1 - y)], \quad (1.7)$$

где M_H - молярная масса распределяемого компонента.

Объемные концентрации и массовые доли. Выражение объемного состава фаз (c_A, c_B, \dots) в кг/м³ связано с массовыми долями этих компонентов в смеси следующим образом:

$$x_i = c_i \rho, \quad (1.8)$$

где ρ - плотность смеси (т.е. сумма всех компонентов смеси в 1 м^3 ее объема), кг/м^3 .

1.2. Уравнения материального баланса, рабочих и равновесных линий массообменных процессов

Рассмотрим основные термины и понятия, используемые при описании массообменных процессов, протекающих в технологическом оборудовании [1-3].

Пусть в цилиндрическом вертикальном аппарате в режиме идеального вытеснения противотоком друг другу движутся две фазы Φ_x и Φ_y с расходами G и L , концентрацию распределяемого компонента в них обозначим y и x . Концентрации изменяются только по высоте аппарата, являясь постоянными или средними для каждого поперечного сечения. Единицы измерения расходов необходимо выбрать такими, чтобы расходы фаз не изменялись по высоте аппарата (например, в кг/с инертного компонента при абсорбции и десорбции).

В стационарных условиях закон сохранения массы для всего аппарата (рис. 1.1) может быть записан в виде уравнения материального баланса: суммарный приход массы должен равняться его расходу

$$G_{\text{н}} + L_{\text{н}} = G_{\text{к}} + L_{\text{к}}. \quad (1.9)$$

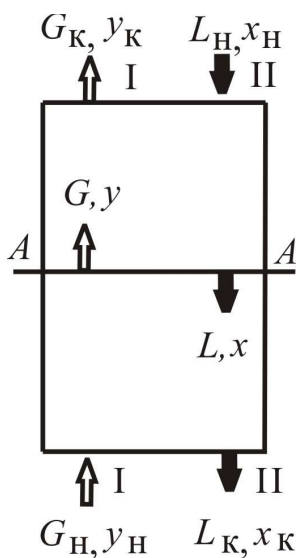


Рис. 1.1. Схема массообменного процесса в вертикальном противоточном аппарате: L, G - расходы фаз; x, y - концентрации распределяемого компонента в фазах; индексы "н" и "к" - начальное и конечное состояния; I, II - номера фаз; A-A - произвольное поперечное сечение аппарата

Материальный баланс по распределяемому компоненту при отсутствии химических реакций

$$G_H y_H + L_H x_H = G_K y_K + L_K x_K. \quad (1.10)$$

В случае постоянства расходов G , $L = \text{const}$ уравнение (1.10) упрощается

$$M = G(y_K - y_H) = L(x_H - x_K) \quad (1.11)$$

или для элементарного участка аппарата

$$dM = G dy = -L dx, \quad (1.12)$$

где M – количество переносимого вещества из одной фазы в другую.

Знак минус свидетельствует о противоположном изменении концентрации распределяемого компонента в фазах: если в одной фазе концентрация увеличивается, то в другой – уменьшается.

Из уравнения материального баланса можно получить уравнение рабочей линии. Запишем уравнение материального баланса для участка аппарата от нижнего сечения до некоторого текущего А-А (рис.1.1) и разрешим его относительно концентрации распределяемого компонента в одной из фаз

$$G_H y_H + Lx = Gy + L_K x_K, \quad (1.13)$$

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{G_H}{G} y_H - \frac{L_K}{G} x_K. \quad (1.14)$$

Это уравнение называется *уравнением рабочей линии* противоточного массообменного процесса, связывающего рабочие концентрации распределяемого компонента в фазах для произвольного сечения аппарата. Под *рабочими концентрациями* понимают средние по сечению или неизменные в сечении аппарата концентрации ядра фазы. В случае постоянства расходов уравнение рабочей линии упрощается

$$y = \frac{L}{G} x + y_H - \frac{L}{G} x_K; \quad G, L = \text{const}. \quad (1.15)$$

Это уравнение прямой линии можно представить в виде

$$y = Ax + B, \text{ где } A = \frac{L}{G}, B = y_{\text{н}} - \frac{L}{G}x_{\text{к}}. \quad (1.16)$$

Запишем *уравнение равновесной линии*, связывающее рабочую концентрацию распределяемого компонента в одной из фаз с его равновесной концентрацией в другой фазе. Под *равновесной концентрацией* в произвольном сечении аппарата понимают концентрацию компонента в фазе, находящейся в равновесии с другой, состав которой определяется рабочей концентрацией. Уравнение равновесной линии может быть записано в виде

$$y^* = mx, \quad (1.17)$$

здесь y^* - равновесная концентрация в фазе I, x - рабочая концентрация в фазе II, m - коэффициент распределения (константа равновесия).

Для системы газ - жидкость в случае бинарной смеси равновесие описывается законом Генри

$$m = \frac{E}{p} \text{ или } p = Ex, \quad (1.18)$$

Здесь E - коэффициент Генри, существенно зависящий от температуры и характеризующий растворимость газа в жидкости. Значения коэффициентов Генри для различных систем и их зависимости от температуры приводятся в справочной литературе и приложении к учебному пособию.

Величина m может быть постоянной (для разбавленных растворов) и равновесная линия будет прямой, а также зависеть от x , тогда равновесная линия будет кривой.

На рис. 1.2 изображены рабочие и равновесные линии, причем рабочая концентрация в фазе I превышает равновесную. При стремлении системы к состоянию равновесия, рабочая концентрация в каждой из фаз сближается с равновесной. Если рабочая концентрация распределяемого компонента в фазе выше равновесной, то он будет уходить из данной фазы в другую, где его концентрация ниже равновесной. В данном случае распределяемый компонент будет переходить из фазы I в фазу II, так как $y_A > y_A^*$, $x_A < x_A^*$. В случае, если рабочая концентрация компонента равна равновесной межфазный

перенос вещества отсутствует. Таким образом по взаимному расположению рабочей и равновесной линий можно судить об отсутствии или наличии процесса массопередачи, а также о его направлении. Можно так же предположить, что величина межфазного потока компонента будет пропорциональна отклонению системы от состояния равновесия, то есть разнице рабочей и равновесной концентраций.

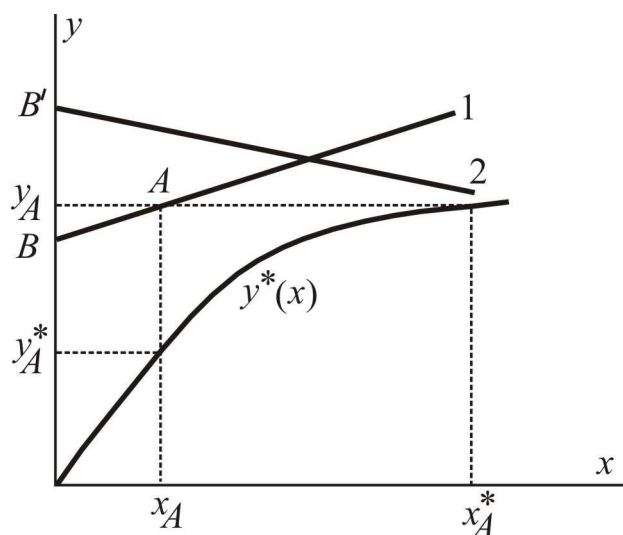


Рис. 1.2. Рабочие (1 и 2) и равновесные линии на x - y диаграмме: 1 - противоточное и 2 - прямоточное движение фаз

1.3. Движущая сила массообменных процессов

В соответствии со вторым законом термодинамики состояние замкнутой системы при взаимодействии двух фаз стремится к равновесию, что характеризуется равенством химических потенциалов компонентов фаз. Движущей силой переноса массы при этом является разность химических потенциалов того или иного компонента. Поскольку химические потенциалы неидеальных систем определить достаточно сложно, то при анализе и расчете процессов массопереноса обычно рассматривают изменение не химических потенциалов, а концентраций компонентов, определение которых значительно проще [1-3].

Обычно начальные и конечные рабочие концентрации заданы или определяются по уравнению материального баланса. Изменение рабочих концентраций по поверхности массообмена описывается уравнением рабочих линий. Эти линии используют для определения движущей силы процесса по всей поверхности F массопередачи, а так же для определения высоты H массообменных аппаратов.

Процесс массопереноса протекает самопроизвольно при наличии

разности между рабочими и равновесными концентрациями (при данных условиях температуры и давления), которые можно выразить через концентрации y и y^* фазы Φ_y , а так же x и x^* для фазы Φ_x .

Разность между рабочими и равновесными концентрациями и есть движущая сила массообменных процессов.

Движущую силу в концентрациях фазы Φ_y выражается так:
 $\Delta y = y - y^*$ (при $y > y^*$) или $\Delta y = y^* - y$ (при $y < y^*$), а в концентрациях фазы Φ_x : $\Delta x = x - x^*$ или $\Delta x = x^* - x$.

Таким образом, движущая сила характеризует степень отклонения системы от равновесия. При установлении равновесия между фазами массообмен между ними прекращается.

Так же как и при теплообмене, величина движущей силы массообменных процессов зависит от относительного направления движения фаз (противоток, прямоток и др.) Кроме того, на движущую силу большое влияние оказывает гидродинамическая структура потоков.

Рассмотрим вариант, когда в массообменном аппарате, фазы движутся противоточно по отношению друг к другу, аппарат работает в стационарном режиме по модели идеального вытеснения (МИВ) (рис. 1.3.а). Полагаем, что перенос вещества происходит из фазы Φ_x в фазу Φ_y , т.е. $y < y^*$. Для этого случая линия равновесия располагается выше линии рабочих концентраций (рис. 1.3.б).

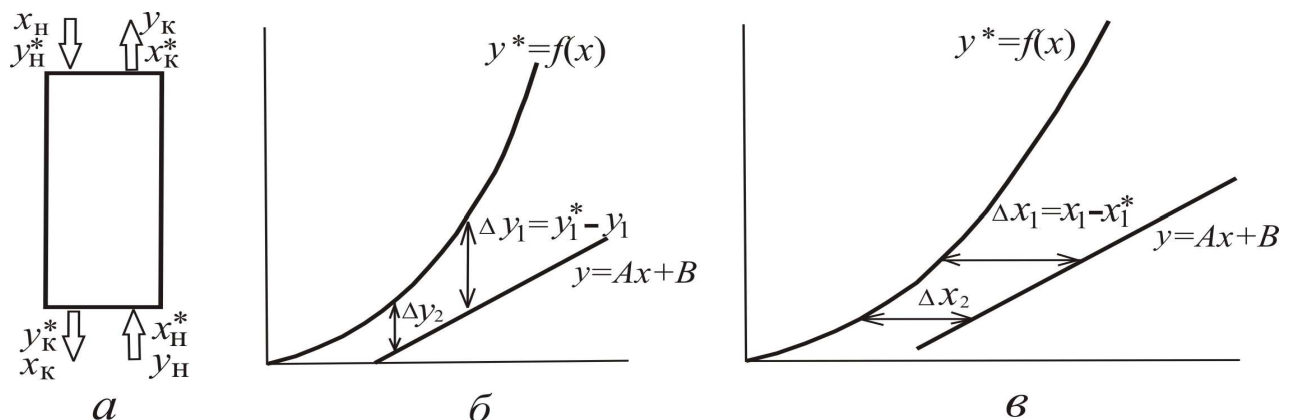


Рис. 1.3. К пояснению выражения движущей силы противоточного процесса массопередачи: а – схема потоков в противоточном массообменном аппарате; б, в – выражение движущей силы массообменных процессов в концентрациях фаз соответственно Φ_y и Φ_x

Для каждой точки или сечения аппарата $\Delta y = y^* - y$, т.е. получим $\Delta y_1, \Delta y_2$ и т.д. Для этого же варианта движущую силу выразим в концентрациях фазы Φ_x (рис. 1.3, в). Тогда $\Delta x = x - x^*$ т.е. $\Delta x_1 = x_1 - x_1^*, \Delta x_2$ и т.д.

Отсюда видно, что движущая сила изменяется с изменением рабочей концентрации. Поэтому для всего процесса (или для всей поверхности F массопередачи) должна быть найдена средняя движущая сила. Для упрощения выводов полагаем, что аппарат работает по противоточной схеме при идеальном вытеснении, линия равновесия прямая (т.е. $y^* = mx$), $m > 1$ и перенос вещества – из фазы Φ_x в фазу Φ_y (рис. 1.4).

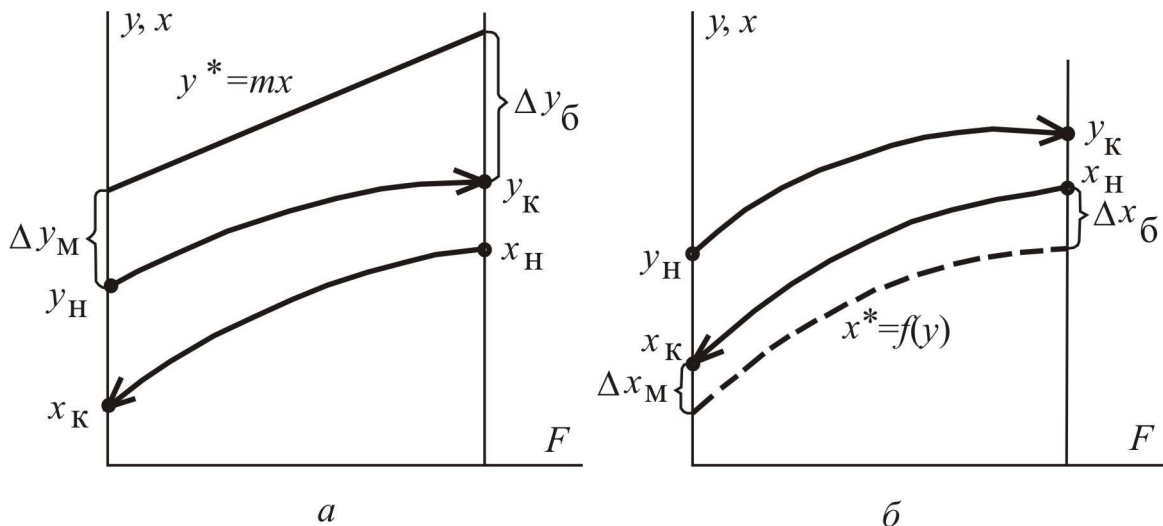


Рис. 1.4. К определению движущей силы процесса массопереноса в концентрациях фаз Φ_y (а) Φ_x (б)

По аналогии с теплопереносом можно написать для массопереноса следующее выражение движущей силы процесса Δy_{cp} в концентрациях фазы Φ_y (рис. 1.4. а)

$$\Delta y_{cp} = (\Delta y_{\bar{b}} - \Delta y_M) / \ln(\Delta y_{\bar{b}} / \Delta y_M), \quad (1.19)$$

а для фазы Φ_x (рис. 1.4, б)

$$\Delta x_{cp} = (\Delta x_{\bar{b}} - \Delta x_M) / \ln(\Delta x_{\bar{b}} / \Delta x_M), \quad (1.20)$$

где $\Delta y_{\bar{6}}$ и $\Delta x_{\bar{6}}$ - большая, а Δy_M и Δx_M - меньшая разности концентраций на концах массообменного аппарата.

При $\Delta y_{\bar{6}}/\Delta y_M < 2$ движущая сила может определяться как среднеарифметическая, т.е. $\Delta y_{cp} = (\Delta y_{\bar{6}} + \Delta y_M)/2$.

Аналогичные выражения будут и для прямоточного движения фаз, участвующих в массообмене.

1.4. Молекулярная диффузия

Ранее отмечалось, что в потоке идут два вида массопереноса – молекулярный и конвективный.

Молекулярная диффузия описывается первым законом Фика:

$$dM = -DdF d\tau \partial C / \partial n. \quad (1.21)$$

Для всей поверхности F диффузии первый закон Фика выразится как

$$M = -DF \tau \partial C / \partial n, \quad (1.22)$$

где D – коэффициент молекулярной диффузии; τ – время, с; F – поверхность, нормальная к направлению диффузии; $\partial C / \partial n$ - градиент концентраций вещества на единицу длины пути n диффундирующего вещества; знак минус связан с уменьшением градиента концентраций $\partial C / \partial n$ по длине пути диффузии.

Коэффициент молекулярной диффузии D зависит от природы диффундирующего вещества. Поэтому он не связан с динамикой процесса и характеризует способность вещества проникать в какую – либо среду. Его размерность m^2/s .

Коэффициент молекулярной диффузии D показывает, какое количество вещества диффундирует в единицу времени через единицу поверхности при градиенте концентрации, равном единице. Коэффициент молекулярной диффузии D является аналогом коэффициента температуропроводности a .

Значение D находят по справочникам или рассчитывают по известным уравнениям [1-4]. Например, для газов:

$$D_{\Gamma} = \frac{0,0435T^{3/2}}{P \left(V_A^{1/2} + V_B^{1/2} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (1.23)$$

для жидкостей

$$D_{\text{ж}} = \frac{8,2 \cdot 10^{-6}}{\mu V_A^{1/3}} \left[1 + \left(\frac{3V_B}{V_A} \right)^{2/3} \right], \quad (1.24)$$

где T – абсолютная температура, К; P – давление, Па; V_A и V_B – молярные объемы взаимодействующих веществ, см³/моль; M_A и M_B – молярные массы, кг/кмоль; μ – вязкость жидкости, в которой происходит диффузия, Па·с.

Значение молярных масс и объемов для некоторых сред приведены в приложении.

Таким образом, коэффициент диффузии зависит от температуры (увеличивается с повышением температуры) и для газов – от давления (с увеличением давления D_{Γ} снижается).

Для газовой среды $D_{\Gamma} \approx 1$ см²/с ($10^{-5} - 10^{-6}$ м²/с), для конденсированной среды $D_{\text{ж}} \approx 1$ см²/сут ($\sim 10^{-9}$ м²/с), откуда следует, что молекулярная диффузия в жидкостях, а тем более в твердых телах – процесс очень медленный.

Молекулярный механизм начинает влиять на перенос в области пограничного слоя на стенках или на межфазной поверхности газ – жидкость. Поэтому роль пограничного слоя очень велика, поскольку в большинстве случаев именно в нем сосредотачивается основное сопротивление переносу массы вещества и энергии. Вопросом математического моделирования и расчета характеристик пограничного слоя посвящена многочисленная специальная литература.

1.5. Уравнения переноса массы

1.5.1. Уравнения массоотдачи

Массоотдача - это перенос вещества от границы раздела фаз к

ядру фазы или в обратном направлении за счет различных механизмов.

Запишем уравнения массоотдачи для двух фаз Φ_y и Φ_x , обозначив их индексами y и x соответственно. Предположим, что распределяемый компонент переходит из фазы Φ_y в фазу Φ_x . Тогда имеем

$$M = \beta_y F (y - y^{\text{ГР}}), \quad (1.25)$$

$$M = \beta_x F (x^{\text{ГР}} - x). \quad (1.26)$$

где M – количество переносимого вещества из одной фазы в другую; β_x , β_y – коэффициенты массоотдачи; F – поверхность массообмена, x , y – рабочие концентрации распределяемого компонента в фазах, $x^{\text{ГР}}$, $y^{\text{ГР}}$ – концентрации распределяемого компонента вблизи границы раздела фаз. На границе раздела принимается $y^{\text{ГР}} = mx^{\text{ГР}}$.

Коэффициент массоотдачи показывает какое количество распределяемого компонента перешло из ядра потока к границе раздела фаз (или в обратном направлении) за единицу времени через единицу поверхности при движущей силе массоотдачи, равной единице. Движущей силой массоотдачи является разность концентраций распределяемого компонента в ядре потока (x или y) и вблизи границы раздела фаз ($x^{\text{ГР}}$ или $y^{\text{ГР}}$).

При проектировании массообменных аппаратов очень важное значение имеет расчет коэффициентов массоотдачи. Их значения зависят от режима движения и физических свойств среды, а так же конструкции контактных устройств (насадок, тарелок и т.д.). Для определения коэффициентов массоотдачи наиболее часто используются различные критериальные уравнения (теория подобия) или модели пограничного слоя (разделы 1.7 и 1.8).

1.5.2. Уравнение массопередачи

Массопередача – включает процессы массоотдачи в пределах каждой из двух взаимодействующих фаз и, кроме этого, - перенос вещества из одной фазы в другую через границу раздела.

Основные уравнения массопередачи для фазы Φ_y и Φ_x можно записать в виде

$$M = K_{oy} F (y - y^*), \quad (1.27)$$

$$M = K_{ox} F (x^* - x). \quad (1.28)$$

где K_{oy} , K_{ox} - коэффициенты массопередачи; F - поверхность массообмена, $(y - y^*)$ и $(x^* - x)$ - движущие силы массопередачи.

Движущей силой массопередачи является разность рабочей и равновесной концентраций распределяемого компонента. Так как по высоте аппарата движущая сила процесса не постоянна, для практических расчетов необходимо использовать ее средние значения:

$$\Delta y_{cp} \text{ и } \Delta x_{cp}.$$

Практический смысл уравнения массопередачи в интегральной форме приобретают в случае, если величины коэффициентов массопередачи на рассматриваемом участке интегрирования можно считать постоянными K_{oy} , $K_{ox} = \text{const}$.

Тогда уравнения массопередачи запишутся в виде:

$$M = K_{oy} F \Delta y_{cp}, \quad (1.29)$$

$$M = K_{ox} F \Delta x_{cp}. \quad (1.30)$$

Средние движущие силы массопередачи обычно рассчитываются по следующим выражениям:

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_H - y_k}{\int_{y_k}^{y_H} \frac{dy}{y - y^*}}, \quad (1.31)$$

$$\Delta x_{cp} = \frac{x_k - x_H}{\int_{x_H}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x}}. \quad (1.32)$$

Расчет средних движущих сил массопередачи предусматривает

нахождение определенного интеграла. В частном случае, если в пределах интегрирования коэффициент распределения $m=\text{const}$ или линию равновесия можно аппроксимировать прямой, средняя движущая сила определяется средней логарифмической величиной:

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{\Delta y_{\text{В}} - \Delta y_{\text{Н}}}{\ln\left(\frac{\Delta y_{\text{В}}}{\Delta y_{\text{Н}}}\right)}, \quad (1.33)$$

где $\Delta y_{\text{В}}$ и $\Delta y_{\text{Н}}$ движущие силы массопередачи в верхнем и нижнем сечениях аппарата (участка аппарата). Аналогичное соотношение справедливо и для $\Delta x_{\text{ср}}$.

Графическое определение движущей силы процесса массообмена представлено на рис. 1.6.

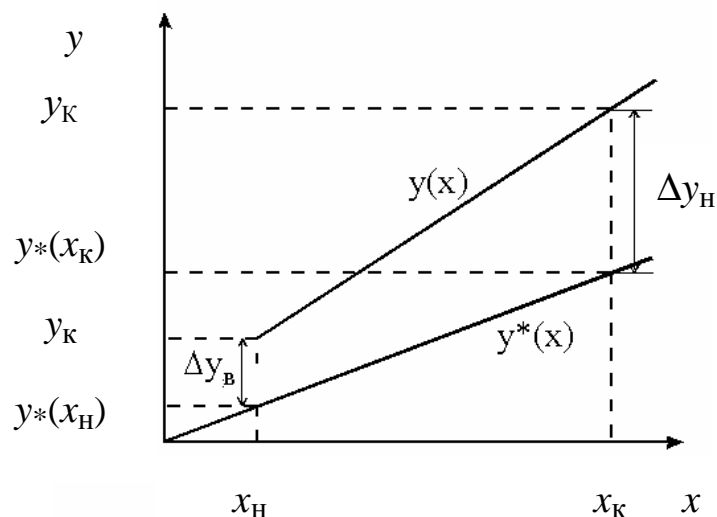


Рис.1.6. Определение средней движущей силы массопередачи при близости равновесной линии к прямой: $\Delta y_{\text{В}}$ и $\Delta y_{\text{Н}}$ - движущие силы массопередачи в верхнем и нижнем сечениях аппарата.

Если линия равновесия обладает существенной кривизной, то интегралы в соотношениях (1.31) и (1.32) могут находиться аналитически, при условии, что это позволяют зависимости $m(x)$, $m(y)$, либо численными методами на ЭВМ.

В случае, когда коэффициент распределения не зависит или зависит слабо от состава фазы, справедливы следующие соотношения:

$$\frac{1}{K_{oy}} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}, \quad (1.34)$$

$$\frac{1}{K_{ox}} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m\beta_y}. \quad (1.35)$$

Выражения (1.34) и (1.35) носят название уравнений аддитивности фазовых сопротивлений, где m – коэффициент распределения (1.18).

В уравнении (1.34) член $\frac{1}{\beta_y}$ представляет собой сопротивление массопередаче, оказываемое газовой фазой, а член $\frac{m}{\beta_x}$ – сопротивление жидкой фазы. Сумма этих величин $\frac{1}{K_{oy}}$ есть общее сопротивление массопередаче. Таким образом уравнение (1.34) выражает аддитивность фазовых сопротивлений.

Аналогично в уравнении (1.35) член $\frac{1}{m\beta_y}$ выражает сопротивление газовой фазы, а член $\frac{1}{\beta_x}$ – жидкой фазы, а их сумма $\frac{1}{K_{ox}}$ – общее сопротивление.

Использование коэффициента массопередачи K_{oy} или K_{ox} зависит от выбора фазы, через концентрации в которой записана движущая сила. При расчете и использовании коэффициентов массоотдачи и массопередачи необходимо соблюдать соответствие размерностей потоков, движущих сил, коэффициентов распределения, массоотдачи и массопередачи.

Для неизменности коэффициентов массопередачи по высоте аппарата необходимо выполнение условия $\beta_x, \beta_y, m = \text{const}$ или при постоянных коэффициентах массоотдачи возможность аппроксимации линии равновесия прямой на участке интегрирования, либо совокупное изменение этих величин, приводящее к неизменности коэффициентов массопередачи. В случаях если эти условия не выполняются и $K_{oy}, K_{ox} \neq \text{const}$, либо не соблюдается постоянство расходов фаз по высоте аппарата, или структура потока не соответствует модели идеального вытеснения, то для определения поля концентраций по высоте аппарата

$x(L)$, $y(L)$, средней движущей силы $\Delta u_{\text{ср}}$, количества вещества переносимого в аппарате из одной фазы в другую за единицу времени M необходимо решать систему дифференциальных уравнений, описывающих рассматриваемый процесс.

1.6. Число и высота единиц переноса

Для наиболее распространенного типа массообменных аппаратов (цилиндрические вертикальные колонны) основным размером, зависящим от скорости массопередачи, является высота H (например, высота слоя насадки). Рабочую высоту аппарата можно вычислить используя уравнения массопередачи (1.29), (1.30) и материального баланса. Допустим, что массопередача происходит из газовой фазы (y) в жидкую фазу (x) и движущая сила выражается в концентрациях газовой фазы – y . Количество вещества, переходящего из газовой фазы в жидкую составит (1.11):

$$M = G(y_{\text{н}} - y_{\text{к}}). \quad (1.36)$$

Эта же величина может быть записана по уравнению (1.29)

$$M = K_{oy} F \Delta u_{\text{ср}}. \quad (1.37)$$

В массообменных аппаратах часто используют значения удельной поверхности массообмена

$$a_v = \frac{F}{V_{\text{ап}}}, \quad \left(\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3} \right), \quad (1.38)$$

где $V_{\text{ап}} = SH$ - рабочий объем аппарата; S – площадь поперечного сечения аппарата; H – рабочая высота аппарата, м.

Из выражений (1.36) - (1.38) находятся рабочая высота аппарата

$$H = \frac{G}{K_y a_v \cdot S} \frac{y_{\text{н}} - y_{\text{к}}}{\Delta u_{\text{ср}}} = h_{oy} n_{oy}. \quad (1.39)$$

Аналогичным образом можно преобразовать и уравнения (1.11),

(1.30), (1.38), записанные относительно концентраций в жидкой фазе:

$$H = \frac{L}{K_x a_v \cdot S} \frac{x_K - x_H}{\Delta x_{cp}} = h_{ox} n_{ox}. \quad (1.40)$$

Первые множители этих уравнений называются высотой единиц переноса (ВЕР), а вторые - числом единиц переноса (ЧЕР). Причем, когда идет речь о величине, характеризующей процесс массопередачи ($h_{oy}, h_{ox}, n_{oy}, n_{ox}$) перед ее названием добавляется определение “общая” (“общее”).

Число единиц переноса - это изменение рабочей концентрации фазы на участке аппарата, отнесенное к средней по данному участку движущей силе процесса. Тогда одна единица переноса соответствует участку аппарата, для которого изменение рабочей концентрации фазы равно средней движущей силе на этом участке. Общие числа единиц переноса можно представить в различных видах:

$$n_{oy} = \int_{Y_K}^{Y_H} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{y_H - y_K}{\Delta y_{cp}}, \quad (1.41)$$

$$n_{ox} = \int_{X_H}^{X_K} \frac{dx}{x^* - x} = \frac{x_K - x_H}{\Delta x_{cp}}. \quad (1.42)$$

Как и объемные коэффициенты массоотдачи и массопередачи высоты единиц переноса находятся, обычно, из уравнений, полученных обобщением экспериментальных данных.

Следует отметить, что вычисление высоты H по выражениям (1.39), (1.40) осуществляется без учета перемешивания потоков. Известно, что обратное (продольное) перемешивание снижает движущую силу массопередачи и реальная высота аппарата должна быть больше чем вычисленная по методу числа и единиц переноса. Расчет массообменных аппаратов с учетом перемешивания может быть выполнен с использованием моделей структуры потоков [3, 5].

1.7. Основные подходы моделирования массоотдачи

Для расчета массообменных аппаратов необходимо вычислить значения коэффициентов массоотдачи β_x и β_y , а затем массопередачи (1.34), (1.35).

Для этого используются различные методы [3, 6, 7].

Эмпирические методы

Основной задачей при эмпирическом подходе является установление конкретного вида зависимости коэффициентов массо- и теплоотдачи от режимных, конструктивных параметров контактных устройств и физических свойств среды на основе обработки экспериментальных данных. В этом случае большое значение имеет методика обработки опытных результатов. Обработка экспериментальных данных заключается в нахождении функциональной зависимости искомой величины, представленной, как правило в безразмерной форме, от параметров подобия.

Эмпирические формулы, предложенные многими авторами, представляют собой, в большинстве случаев, простые зависимости вида:

$$\text{Nu} = f\left(\text{Re}, \text{Pe}, F_0, \text{Fr}, \text{Pr}, \text{Ga}, \frac{L_i}{L_0} \dots\right)$$

где $\text{Nu} = \alpha l / \lambda$ - критерий Нуссельта; $\text{Pe} = U_\infty l / a$ - критерий Пекле; $F_0 = at / l^2$ - критерий Фурье; $\text{Fr} = U_\infty / gl$ - критерий Фруда; $\text{Pr} = \mu c_p / \lambda = \nu / a$ - критерий Прандтля; $\text{Ga} = l^3 \rho^2 g / \mu$ - критерий Галилея; $\text{Re} = U_\infty l / \nu$ - критерий Рейнольдса; L_i, L_0 - геометрические размеры, м. В критериях подобия l – определяющий геометрический размер, м, например, для трубы это ее диаметр $l = d$.

Число безразмерных комплексов (чисел подобия) иногда достигает восьми - десяти, делая формулы громоздкими и самое главное они не вскрывают механизмов переноса, т.е. не могут служить в качестве универсальной базы для научного исследования. Кроме этого теория подобия не обеспечивает масштабный переход, т.к. не описывают "масштабные эффекты" при увеличении размера аппарата от

лабораторного макета к промышленному варианту. Опыт показывает, что даже если соблюдаются требования теории подобия, то коэффициент масштабного перехода (отношение высоты единицы переноса производственного аппарата и лабораторного макета) может составлять десять и более (см. раздел 2.4).

Обычное одномерное критериальное описание массообменных процессов (основанное к тому же на критериях подобия однофазной гидродинамики) является неполным, т.к. оно не учитывает особенности двухфазного движения и структуру потоков. Изменение этой структуры при переходе от лабораторных аппаратов к промышленным и является причиной масштабного эффекта. Значение теории подобия сохраняется, но не для описания массообмена в двухфазных системах при масштабном переходе, а для определения локальных характеристик массоотдачи.

Полуэмпирические методы

Трудность построения корректной и полной математической модели массообменного процесса обусловлено большим разнообразием конструкций контактных устройств, одновременно протекающих гидродинамических, диффузионных и тепловых процессов и различными физико-химическими свойствами двухфазной среды. Поэтому находит применение подход, когда сложное явление заменяют совокупностью "элементарных процессов (актов)". Такими элементарными актами, прежде всего, являются процессы переноса импульса, массы и тепла в пограничном слое.

Одной из простых полуэмпирических моделей пограничного слоя является *пленочная модель* Нернста - Льюиса - Уитмена, предполагающая существование неподвижного слоя на границе фаз. Несмотря на многие недостатки, эта модель сыграла некоторую положительную роль в дальнейшем развитии представлений о массообмене.

Предполагается, что вблизи межфазной поверхности существует тонкая неподвижная или ламинарно движущаяся пленка толщиной δ_ϑ , в которой сосредоточено все сопротивление массоотдачи. Таким образом, эта пленка представляет собой диффузионный пограничный слой. Предполагается также неизменность диффузионного потока поперек слоя. Тогда записывают:

$$\beta = \frac{1}{\int_0^{\delta_{\ominus}} \frac{dy}{D}} = \frac{D}{\delta_{\ominus}}. \quad (1.43)$$

где D – коэффициент молекулярной диффузии компонента, $\text{м}^2/\text{с}$.

Параметром модели является эффективная толщина пленки δ_{\ominus} , которая в рамках самой модели не определяется, что является существенным недостатком. Кроме того, соотношением (1.43) устанавливается линейная связь коэффициентов массоотдачи и молекулярной диффузии, что для многих случаев не подтверждается на практике. Устранить этот недостаток можно предположив зависимость δ_{\ominus} от D . Данная модель является слишком упрощенной и пригодна, в основном, лишь для качественного анализа.

Получившая широкую известность *модель проникания* (обновления) Хигби, предполагает, что из-за кратковременности контакта фаз в пограничном слое не успевает установиться стационарное распределение концентрации и массоотдача осуществляется путем нестационарной молекулярной диффузии (т.е. посредством проникания с периодом θ_r).

Для коэффициентов массоотдачи получено

$$\beta = 2 \sqrt{\frac{D}{\pi \theta_r}}. \quad (1.44)$$

Так, например, для газового пузырька Хигби определил θ_r как время, в течении которого пузырек проходит расстояние, равное его диаметру. Следует отметить, что при $\text{Re} \geq 1$ уравнение Хигби совпадает с уравнением, полученным в приближении диффузионного пограничного слоя. Однако в модели Хигби не учитывается явным образом конвективный механизм переноса и она отражает качественную сторону процесса массоотдачи в сплошной фазе. Анализ модели проникания подробно выполнен Розеном. Показано, что единственный случай, когда эта модель приводит к физически правильному результату – безволновое течение тонких пленок жидкости при малых числах Рейнольдса.

Кишиневским, Данквертсом, Ханратти, Харриоттом и др. предложены различные варианты развития модели проникания и

обновления, которые иногда находят практическое применение в расчетах массо - теплообменных процессов.

1.8. Модель диффузионного пограничного слоя

Дальнейшее развитие представлений о процессах переноса в пограничном слое связано с моделями Прандля, Кармана, Ландау и Левича, а также с развитием гидродинамической аналогии Рейнольдсом и Чилтоном - Кольборном. Причем наиболее теоретически обоснованной и перспективной является *модель диффузионного пограничного слоя* Ландау - Левича. Согласно этой модели в области развитой турбулентности пограничного слоя молекулярная диффузия не играет заметной роли, и вещество переносится в основном турбулентными пульсациями. С приближением к границе раздела фаз в вязком подслое турбулентные пульсации затухают и здесь необходимо учитывать также молекулярный механизм переноса, который становится преобладающим в тонкой области у границы раздела (диффузионном подслое). Таким образом, затухание турбулентности происходит постепенно и непрерывно, и лишь у межфазной поверхности пульсационная скорость становится равной нулю. Основной задачей, в данном случае, является определение вида функциональных зависимостей для коэффициентов турбулентного обмена, которые, как правило, для вязкого подслоя представляются в виде степенных зависимостей от расстояния до поверхности раздела.

Рассмотрим общую схему получения выражений для определения коэффициентов массоотдачи на основе использования модели диффузионного пограничного слоя на примере бинарной двухфазной системы. Будем рассматривать ситуацию, когда основное сопротивление межфазному переносу массы сосредоточено в пограничных слоях со стороны каждой из фаз. Ось Ox направлена по нормали к поверхности раздела фаз.

Для определения коэффициентов массоотдачи записывают выражения для плотности потоков массы компонента с учетом молекулярного и турбулентного переноса:

$$dM = -(D + D_T) \frac{dC}{dn}, \quad (1.45)$$

где D_T - коэффициент турбулентной диффузии, m^2/c .

На основе этого выражения для одной из фаз записывают интеграл:

$$C_{\infty} - C_{\text{гр}} = \int_0^{\delta} \frac{dMdn}{D + D_T(n)}, \quad (1.46)$$

где индексы « ∞ » и «гр» - значения в ядре потока и на границе раздела фаз; δ - толщина пограничного слоя, м.

Форма записи интегралов для второй фазы будет только отличаться направлением движущей силы.

Из выражения (1.46), если ввести коэффициент массоотдачи

$$\beta = \frac{dM}{C_{\infty} - C_{\text{гр}}}, \quad (1.47)$$

можно записать сопротивление переносу массы [8]:

$$\frac{1}{\beta} = \frac{C_{\infty} - C_{\text{гр}}}{dM} = \int_0^{\delta} \frac{F(n)dn}{D + D_T}, \quad (1.48)$$

где геометрический фактор $F(n)=1$, если значение δ значительно меньше характерного размера обтекаемого тела, т.е. $\delta/L \ll 1$.

Выражение (1.48) можно проинтегрировать при известных функциях для коэффициента турбулентного обмена $D_T(n)$ в пограничном слое.

Рассматриваются две основные гипотезы о затухании турбулентности в пограничном слое:

1. Гипотеза Прандтля-Тейлора о полном прекращении турбулентности в вязком подслое.
2. Гипотеза Ландау - Левича о постепенном затухании турбулентности.

Однако, по вопросу о законе затухания единой точки зрения не существует.

Наряду с гипотезой о законе затухания турбулентных пульсаций выдвигалось предположение о сохранении закона $l \sim n$ в пределах вязкого подслоя. Это предположение приводит к выражению:

$$D_T \sim \frac{v_0 n^3}{\delta_1^2},$$

где v_0 - характерная скорость турбулентных пульсаций, м/с; δ_1 - толщина вязкого подслоя, м.

Коэффициент турбулентной диффузии D_T в вязком подслое быстро, как n^3 , убывает с уменьшением расстояния до стенки. Поэтому на некотором расстоянии до стенки, равном δ_D , коэффициент турбулентной диффузии станет столь мал, что будет иметь место равенство

$$D_T(\delta) = b v_0 \frac{\delta_1^4}{\delta^3} = D,$$

где b - численный коэффициент; δ_D - толщина диффузионного подслоя, м.

При $y < \delta_D$ коэффициент турбулентной диффузии должен быть меньше коэффициента молекулярной диффузии, но теоретически там $D_T = 0$. Соответственно при $n < \delta_D$ механизмом переноса вещества является молекулярная диффузия.

Таким образом, получается, что турбулентный поток имеет четырехслойную структуру.

Вдали от поверхности тела имеется область развитой турбулентности, являющаяся областью постоянной концентрации. Ближе к телу, в турбулентном пограничном слое, происходит медленное, подчиняющееся логарифмическому закону, уменьшение средней скорости и концентрации. В этой области молекулярная вязкость и диффузия не играют заметной роли. Импульс и вещество переносятся турбулентными пульсациями. Еще ближе к стенке, в вязком подслое, турбулентные пульсации становятся столь малыми, что импульс, переносимый молекулярной вязкостью, оказывается большим, чем импульс, переносимый турбулентными пульсациями. Поскольку, однако, коэффициент диффузии D в жидкостях в тысячу раз меньше, чем кинематическая вязкость, затухающие турбулентные пульсации переносят все же гораздо больше вещества, чем молекулярная диффузия. Только в самой глубине вязкого подслоя, при $y < \delta_D$,

молекулярный механизм диффузии начинает преобладать над турбулентным.

Как и в модели Прандтля, при $Pr \gg 1$ основное диффузионное сопротивление оказывается сосредоточенным в диффузионном подслое δ_D , в котором перенос вещества осуществляется диффузией. Однако в диффузионном процессе диффузионный поток dM оказывается пропорциональным $D^{\frac{3}{4}}$, а не D , как в схеме Прандтля. Более низкая степень при коэффициенте диффузии имеет определенный смысл: чем меньше коэффициент диффузии D , тем на меньшем расстоянии от стенки перенос вещества турбулентными пульсациями преобладает над молекулярной диффузией. Поскольку турбулентный перенос является более эффективным, чем молекулярный, можно сказать, что в данной схеме учитывается частичная компенсация уменьшения D возрастанием роли турбулентного переноса. Аналогичные рассуждения справедливы и для процессов переноса тепла.

Путем интегрирования выражения (1.48) с различными функциями коэффициентов турбулентного обмена получены теоретические уравнения для расчета коэффициентов массоотдачи в аппаратах различных конструкций [6, 7].

1.9. Эффективность массопередачи

Для определения размеров массообменных аппаратов (числа тарелок, высоты насадки) необходимо иметь численное значение эффективности массопередачи.

Эффективность массопередачи характеризуется дифференциальной и интегральной характеристиками, определяющими массопередачу в элементарном (локальном) объеме системы газ – жидкость и в пределах всего контактного устройства или слоя насадки заданной высоты соответственно.

Существуют различные способы выражения дифференциальной (локальной) и интегральной (общей) характеристик эффективности массопередачи.

Наиболее часто в качестве дифференциальных характеристик эффективности массопередачи используется локальная эффективность контакта E_V , а в качестве интегральной характеристики – общая эффективность массопередачи по Мерффри E_{MV} . Выраженные через концентрации компонента в газовой фазе указанные характеристики

эффективности массопередачи для контактных устройств разделительного противоточного каскада (рис. 5.2) при ректификации бинарных смесей имеют следующий вид:

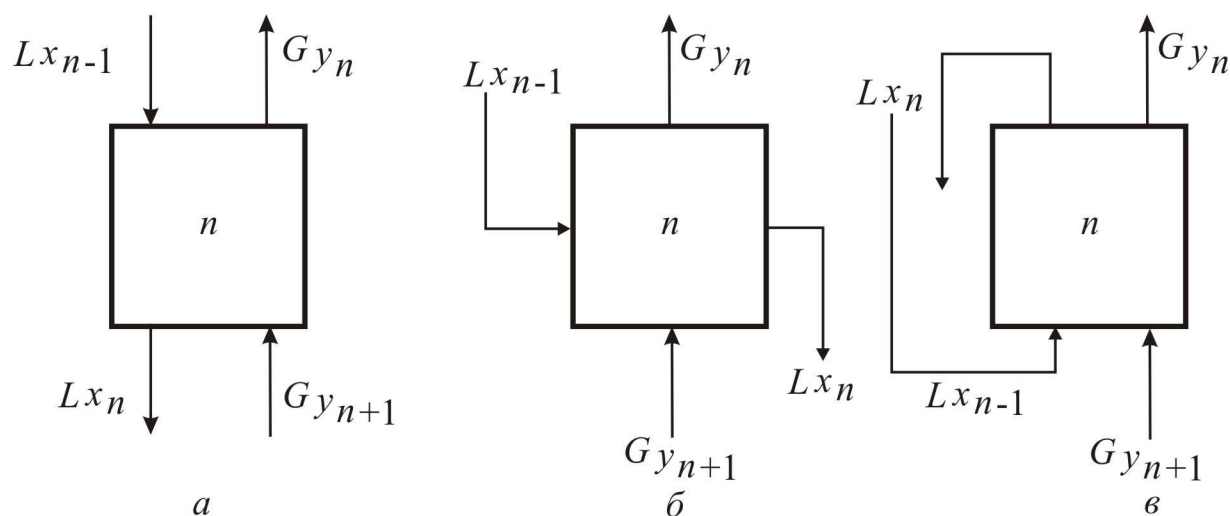


Рис. 1.7. Схема потоков на контактном устройстве противоточного каскада в противотоке *a*, перекрестном токе *б* и прямотоке *в*

$$E_V = \frac{y_p - y_{p+1}}{y_p^* - y_{p+1}}, \quad (1.49)$$

$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}. \quad (1.50)$$

где y_{p+1} и y_p – концентрации компонента в паре, поступающем и уходящим из дифференциального объема системы газ – жидкость, в котором один из потоков либо оба потока полностью перемешаны, т.е. имеют состав y_p и x_p ; y_{n+1} и y_n – то же для потоков пара, поступающего и уходящего с контактного устройства; y_p^* и y_n^* – концентрации компонента в паре, находящемся в равновесии с жидкостью состава x_p и x_n .

Локальный КПД E_V (1.49) представляет собой отношение изменения состава пара в данной точке контактного устройства к изменению состава при достижении равновесной концентрации y_p^* .

Эффективность контактного устройства E_{MV} (1.50), или КПД по Мерффри, представляет собой отношение изменения среднего состава паров на контактном устройстве к изменению состава при достижении равновесной концентрации y_n^* .

Из уравнений (1.50) следует, что заданное значение общей эффективности массопередачи E_{MV} определяет состав уходящего пара y_n при начальных составах поступающего пара y_{n+1} и уходящей жидкости x_n .

Таким же образом записываются локальные и общие характеристики эффективности массопередачи, выраженные через концентрации компонента в жидкости:

$$E_L = \frac{x_{p-1} - x_p}{x_{p-1} - x_p^*}, \quad (1.51)$$

$$E_{ML} = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_n^*}. \quad (1.52)$$

При помощи уравнений материального баланса потоков на контактном устройстве и уравнения равновесия составов фаз получается известное соотношение между общими эффективностями массопередачи E_{MV} и E_{ML} :

$$1 - \frac{1}{E_{MV}} = \lambda \left(1 - \frac{1}{E_{ML}} \right). \quad (1.53)$$

где $\lambda = mG/L$ - фактор разделения; G, L - расход газа и жидкости, кг/с; m - константа равновесия.

Аналогичное соотношение получается для локальных характеристик эффективности массопередачи E_V и E_L .

Отметим, что условие линейности равновесной зависимости в большинстве случаев вполне допустимо, поэтому оно широко используется при изучении эффективности массопередачи в пределах контактного устройства или небольшой высоты слоя насадки.

Из уравнения (1.53) следует, что при $\lambda < 1$ $E_{MV} > E_{ML}$, при $\lambda > 1$ $E_{MV} < E_{ML}$ и при $\lambda = 1$ $E_{MV} = E_{ML}$.

В расчетах эффективности массопередачи наиболее часто используют характеристики эффективности, выраженные через концентрации компонента в газовой фазе E_V и E_{MV} . Однако если основное сопротивление массопередаче сосредоточено в жидкой фазе, то более удобно воспользоваться значениями E_L и E_{ML} . Действительно, из уравнения (1.53) следует, что при больших величинах комплекса λ значения E_V и $E_{MV} \rightarrow 0$, в то время как E_L и $E_{ML} \rightarrow 1$.

В качестве интегральной характеристики эффективности массопередачи вместо эффективности по Мерффри E_{MV} и E_{ML} широко используют также коэффициенты извлечения Φ_V и Φ_L , которые определяются уравнениями:

$$\Phi_V = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_{n-1}^* - y_{n+1}}, \quad (1.54)$$

$$\Phi_L = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_{n+1}^*}. \quad (1.55)$$

Из приведенных выражений следует, что заданные значения общих коэффициентов извлечения определяют составы уходящих потоков y_n или x_n при начальных составах поступающих на контактное устройство пара и жидкости y_{n+1} и x_{n-1} . Аналогичные выражения могут быть записаны и для локальных характеристик эффективности массопередачи Φ_{pV} и Φ_{pL} . Использование коэффициентов извлечения Φ_p и Φ наряду с коэффициентами E_V и E_{MV} позволяет унифицировать расчетные выражения локальных и общих характеристик эффективности массопередачи в противотоке и прямотоке, что особенно важно при расчете общей эффективности массопередачи в многокомпонентных смесях.

Коэффициенты извлечения φ и общая эффективность массопередачи E_{MV} связаны между собой следующими зависимостями:

$$\varphi_L = \lambda \varphi_V, \quad (1.56)$$

$$\frac{1}{E_{MV}} = \frac{1}{\varphi_V} - \lambda, \quad \frac{1}{E_{ML}} = \frac{1}{\varphi_L} - \frac{1}{\lambda} \quad (1.57)$$

Физический смысл рассмотренных выше локальных и общих характеристик эффективности массопередачи раскрывается не только исходными выражениями, т. е. определяющими их уравнениями, но и той связью, которая существует между ними и движущими силами массопередачи. Выразим общее число единиц переноса через движущую силу массопередачи при полном перемешивании потоков Δy_1 и коэффициент использования средней движущей силы ε_G :

$$N_{0y} = \frac{y_n - y_{n+1}}{\varepsilon_G \Delta y_1}, \quad (1.58)$$

где $\varepsilon_G = \Delta y_{cp} / \Delta y_1$; $\Delta y_1 = y_n^* - y_n$.

Отметим, что коэффициенты использования средних движущих сил массопередачи в газовой и жидкой фазах одинаковы

$$\varepsilon_G = \varepsilon_L$$

так как $\frac{\Delta y_{cp}}{\Delta x_{cp}} = \frac{\Delta y_1}{\Delta x_1} = \tilde{m}$.

Из совместного решения уравнений (1.52) и (1.58), следует выражение:

$$E_{MV} = \frac{\varepsilon_G N_{0y}}{1 + \varepsilon_G N_{0y}}, \quad (1.59)$$

связывающее рассмотренные характеристики эффективности массопередачи с движущими силами массопередачи и указывающие тем самым на полную аналогию в расчете общей эффективности

массопередачи при помощи коэффициентов эффективности по Мерффри или при помощи исходного уравнения массопередачи со средней движущей силой массопередачи.

Из уравнения (1.59) следует, что в условиях полного перемешивания потоков наряду с E_V локальной характеристикой эффективности массопередачи является также величина N_{0y} , а общей характеристикой независимо от гидродинамической структуры потоков – произведение $\epsilon_G N_{0y}$. Действительно, величина N_{0G} характеризует эффективность массопередачи в локальном объеме системы газ – жидкость при полном перемешивании потоков ($\epsilon_G=1$), поэтому в указанных условиях изменения концентраций потоков она может рассматриваться как мера интенсивности массопередачи. Величина $\epsilon_G N_{0y}$ характеризует общую эффективность массопередачи на контактном устройстве в целом, т.е. в условиях реального изменения концентраций потоков при движении их по контактному устройству.

В качестве локальной характеристики эффективности массопередачи в элементарном объеме дисперсной системы газ – жидкость вместо чисел единиц переноса N_{0y} часто используют высоту, эквивалентную единице переноса

$$h_{\text{ЭКВ}} = \frac{H}{N_{0y}} = \frac{w_G}{K_y a_V},$$

применение которой требует разработки специальных методов расчета массообменных аппаратов.

Таким образом, локальные характеристики эффективности массопередачи зависят главным образом от кинетических параметров процесса, а интегральные характеристики – от относительного направления движения фаз и гидродинамики процесса или от изменения движущей силы массопередачи. Указанная зависимость наиболее заметно проявляется при разделении в условиях высоких значений λ и при увеличении масштаба аппарата.

Теоретические методы определения эффективности массопередачи предполагают решение системы дифференциальных уравнений переноса импульса, массы и энергии (раздел 2.2). Из-за сложности такого подхода наибольшее применение получили различные модели структуры потоков и эмпирические методы.

Контрольные вопросы

1. Классификация массообменных процессов.
2. Условия равновесия массо – и теплообменных процессов.
3. Опишите способы выражения состава фаз.
4. Материальный баланс и уравнения рабочих линий.
5. Сформулируйте понятие движущей силы массообменных процессов.
6. Сформулируйте первый закон Фика.
7. От чего зависит коэффициент молекулярной диффузии. Раскройте его физический смысл.
8. Раскройте физический смысл коэффициента массоотдачи.
9. Запишите уравнение массопередачи. Покажите связь и различие коэффициентов массопередачи и массоотдачи.
10. Раскройте понятие число и высота единиц переноса.
11. Дайте определение высоты массообменного аппарата с помощью уравнения массопередачи.
12. Определите высоту массообменного аппарата с помощью числа и высоты единиц переноса.
13. Методы определения коэффициентов массо – и теплоотдачи.
14. В чем сущность модели диффузионного пограничного слоя.
15. Как записываются выражения для эффективности массопередачи.

ГЛАВА 2. ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ АППАРАТОВ

2.1. Общие принципы проектирования

Производство представляет собой сочетание различных химических, физических и механических процессов. Эффективность производств зависит от рациональности выбора последовательности технологических операций (технологии производства) и правильного выбора оборудования (аппаратурного оформления).

Важнейшая задача проектировщика заключается в обоснованной постановке и оптимальном аппаратурно-технологическом оформлении рассматриваемых процессов.

Условия протекания всех процессов во многом зависят от характера движения участвующих в них потоков, т.е. от гидродинамической обстановки. Таким образом, теоретической основой этих процессов являются законы термодинамики и гидромеханики.

Общие принципы расчета и проектирования тепломассообменных процессов состоят в том, что вначале на основе законов сохранения массы и энергии определяются материальные и тепловые потоки. Затем находится движущая сила процесса как мера отклонения рассматриваемой системы от состояния равновесия, рассчитываются основные показатели процесса. Все эти расчеты относятся к статике процесса. Далее рассматривается кинетика процесса, которая существенно зависит от аппаратурного оформления. Определение кинетических характеристик – наиболее сложная и важная часть проектных расчетов. На завершающей стадии выполняются расчеты основных размеров аппаратов и их прочностных характеристик.

2.2. Теоретические основы проектирования

В реальных процессах разделения многокомпонентной смеси в большинстве случаев происходит одновременный перенос массы, импульса и энергии. Поэтому анализ этих явлений представляет собой сущность теоретического исследования любого массообменного процесса. Для математического описания этих процессов необходимо иметь общую систему уравнений, которая описывает все основные виды переноса и их взаимное влияние. Из общей системы уравнений всегда

можно получить частные формы, когда преобладает один из механизмов переноса.

Закон сохранения импульса (уравнения движения). Запишем уравнение сохранения импульса в движущейся несжимаемой (плотность $\rho = \text{const}$) однофазной среде

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{1}{\rho} \text{grad } P + \frac{1}{\rho} \text{div } \tau + F \quad (2.1)$$

с уравнением неразрывности

$$\frac{1}{\rho} \frac{d\rho}{d\theta} + \text{div } V = 0, \quad (2.2)$$

где V – трехмерный вектор осредненной скорости, компонентами которого являются его проекции на пространственные координатные оси Ox , Oy , Oz ; F – объемные силы; θ – время; τ – тензор напряжений; P – давление; ρ – плотность среды.

Уравнение осредненного турбулентного движения (2.1) содержит произведения пульсационных компонент скорости, что делает его незамкнутым. Буссинеск в 1877 году предложил ввести понятие "турбулентной вязкости", что привело к возникновению различных полуэмпирических моделей, содержащих по меньшей мере две опытные "константы турбулентности". Развитие этого направления связано с работами Тейлора, Прандтля, Кармана, Колмогорова, Никурадзе и др.

Потоки импульса в уравнении (2.1) записываются в форме закона Ньютона

$$\tau_x = \rho(v + v_T) \frac{\partial V_x}{\partial x}; \quad \tau_y = \rho(v + v_T) \frac{\partial V_y}{\partial y}; \quad \tau_z = \rho(v + v_T) \frac{\partial V_z}{\partial z},$$

где коэффициенты турбулентного обмена v_T являются функциями пространственных координат и определяются механизмом турбулентности и принятой моделью.

Закон сохранения массы. Уравнение переноса массы компонентов смеси в однофазной среде имеет вид

$$\rho \frac{dC_i}{d\theta} + \operatorname{div} j_i = r_i, \quad i=1,2,\dots,n, \quad (2.3)$$

где C_i – концентрация, j_i – диффузионный поток, r_i – скорость химической реакции i -го компонента.

Для описания переноса n компонентов в смеси необходимо $(n-1)$ независимых уравнений (2.3). Концентрация n -го компонента может быть определена по соотношению

$$\sum_i^n C_i = 1.$$

Если компоненты смеси не участвуют в химических превращениях, то источники химических реакций $r_i=0$.

Диффузионные потоки компонентов в уравнениях (2.3) запишем в форме закона Фика с учетом молекулярного и турбулентного переноса

$$j_{ix} = -\rho \sum_{i=1}^{n-1} (D_{ij} + \delta_{ij} D_T) \frac{\partial C_i}{\partial x}, \quad (2.4)$$

$$j_{iy} = -\rho \sum_{i=1}^{n-1} (D_{ij} + \delta_{ij} D_T) \frac{\partial C_i}{\partial y}, \quad (2.5)$$

$$j_{iz} = -\rho \sum_{i=1}^{n-1} (D_{ij} + \delta_{ij} D_T) \frac{\partial C_i}{\partial z}, \quad (2.6)$$

где δ_{ij} – символ Кронекера; D_{ij} – элементы квадратной матрицы коэффициентов молекулярной диффузии $[D]$ размерностью $(n-1) \times (n-1)$; D_T – коэффициент турбулентной диффузии.

Уравнение (2.2) с потоковыми соотношениями (2.4)-(2.6) можно записать в матрично-векторном виде:

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} + (v \nabla) C = \left\{ \left([D] + I \cdot D_T \right) \nabla C \right\}, \quad (2.7)$$

где C – вектор-столбец, содержащий мольные концентрации компонентов смеси; I – единичный вектор; V – трехмерный вектор скорости.

Закон сохранения энергии. Уравнение переноса энергии записывается в форме

$$\rho \cdot c_p \frac{\partial T}{\partial \theta} = \operatorname{div} q + \Phi, \quad (2.8)$$

где Φ – диссипативная энергия, q – тепловой поток; θ – время; T – температура; c_p – теплоемкость.

Величина диссипируемой энергии обычно невелика, поэтому в большинстве случаев принимается $\Phi=0$.

Плотность тепловых потоков представим в виде закона Фурье

$$q_x = \rho \cdot c_p (a + a_T) \frac{\partial T}{\partial x}; \quad q_y = \rho \cdot c_p (a + a_T) \frac{\partial T}{\partial y}; \quad q_z = \rho \cdot c_p (a + a_T) \frac{\partial T}{\partial z}.$$

где a, a_T – коэффициенты молекулярной и турбулентной температуропроводности.

Преобразование уравнений переноса. Рассмотрим стационарное движение среды. Уравнения переноса импульса, массы и тепла (2.1)–(2.3), (2.8) запишем в векторной форме

$$(\nabla V)V = -\frac{1}{\rho_{\text{ж}}} \operatorname{grad} P + \nabla[(\nu + \nu_T)\nabla V], \quad (2.9)$$

$$\operatorname{div} V = 0, \quad (2.10)$$

$$(\nabla V)C = \nabla[(D) + I \cdot D_T] \nabla C, \quad (2.11)$$

$$(\nabla V)T = \nabla[(a + a_T)\nabla T]. \quad (2.12)$$

Система дифференциальных уравнений (2.9) – (2.12), записанная на основе законов сохранения, вместе с соответствующими краевыми условиями и условиями равновесия составляет *теоретическую основу* моделирования массотеплопереноса в промышленных аппаратах.

Очевидно, что теоретический метод решения обладает преимуществами перед всеми остальными методами. Имея исходное описание в виде законов сохранения (2.9)-(2.12) и краевых условий можно теоретическим путем получить распределение полей V , C , T , рассчитать эффективность массотеплообменного процесса, выполнить проектирование аппарата.

Из решения системы уравнений переноса с соответствующими краевыми условиями, условиями равновесия и потоковыми соотношениями находятся поля скоростей фаз, температур и концентраций. Изменяя режимные и конструктивные характеристики работы теплообменного аппарата (установки) определяется наиболее рациональная конструкция и условия проведения процесса.

Из-за значительной сложности решения полной системы дифференциальных уравнений переноса (2.9)-(2.12) часто применяется подход сокращения математического описания до двухмерных или одномерных моделей. При этом должна сохраняться физическая картина процесса и требуемая точность вычисления при проектировании.

Законы сохранения в многофазных средах. В дисперсных многофазных системах, встречающихся при осуществлении различных химико-технологических процессов, в сплошной фазе (жидкости или газе) находится значительное количество дисперсных включений – твердых частиц, жидких капель или газовых пузырей. Точное описание движения фаз такой системы на уровне отдельных дисперсных включений представляется невозможным вследствие большого числа этих включений. К тому же точная информация о движении всех дисперсных включений и сплошной фазы между ними является ненужной, так как на практике интерес представляют только некоторые осредненные величины. Поэтому математическое описание осуществляется при помощи осредненных величин.

Обычно предполагается, что такие системы можно изучать, используя представления механики взаимопроникающих взаимодействующих сплошных сред (континуумов). Применение указанных представлений правомерно только в том случае, если для рассматриваемой многофазной системы существует физически бесконечно малый объем. Физически бесконечно малый объем – объем, размеры которого пренебрежимо малы по сравнению с характерным пространственным масштабом макроскопического течения (то есть масштабом, на котором осредненные параметры многофазной среды

существенно изменяются). Данное условие позволяет считать, что осредненные по физически бесконечно малому объему характеристики многофазной среды практически постоянны в пределах этого объема. Число дисперсных частиц, заключенных в физически бесконечно малом объеме, должно быть настолько большим, чтобы осредненные по этому объему характеристики многофазной системы были устойчивы по отношению к изменению объема.

Введение физически бесконечно малого объема позволяет использовать для описания движения фаз многофазной среды характеристики (доли объема, занимаемые каждой из фаз, скорости фаз и т.п.), осредненные по такому объему. Указанные осредненные величины непрерывно изменяются в пространстве, причем во всех точках пространства определены характеристики, относящиеся к каждой из фаз многофазной системы. Тем самым от описания движения фаз на уровне отдельных дисперсных включений можно перейти к осредненному описанию движения фаз многофазной системы. При этом осредненные по физически бесконечно малому объему величины представляют собой осредненные характеристики фаз реальной многофазной системы. Следовательно, введение физически бесконечно малого объема позволяет представить рассматриваемую многофазную среду как совокупность нескольких (по числу фаз) сплошных сред, обладающих физическими свойствами фаз реальной многофазной среды и непрерывно распределенных в пространстве, занимаемом многофазной средой.

Другое условие, которое обычно предполагается выполненным, заключается в том, что размер неоднородностей в рассматриваемой многофазной системе считается существенно превосходящим молекулярно-кинетические размеры (средние длины свободного пробега молекул, расстояния между молекулами и т.п.), то есть неоднородности содержат очень большое число молекул. Выполнение этого условия позволяет использовать для описания движения отдельных дисперсных включений и окружающей их жидкости (газа) обычные уравнения и методы механики сплошной среды.

Для каждой из фаз, составляющих рассматриваемую многофазную среду (для каждой из взаимодействующих взаимопроникающих сплошных сред), можно определить параметры, характеризующие движение этой фазы – плотность фаз, скорости фаз и т.п.

Согласно этому понятию дисперсная среда типа многофазной эмульсии в несущей жидкости представляется как совокупность

непрерывных сред, заполняющих одновременно один и тот же объем и имеющих в каждой точке пространства свою собственную скорость. Для каждой фазы i вводится приведенная массовая плотность ρ_i , объемная доля α_i и скорость фазы V_i , которые могут меняться от точки к точке, что позволяет описывать изменение числа капель и их скорость движения. Если обычную массовую плотность вещества фазы i обозначить ρ_i^0 , то получим для N фазной смеси

$$\rho_i = \rho_i^0 \alpha_i \quad i = 1 \dots N, \quad \sum_{i=1}^N \alpha_i = 1, \quad i = 1 \dots N, \quad (2.13)$$

(в дальнейшем будем считать что индекс $i=1$ относится к несущей, а $i = 2 \dots N$ к дисперсным элементам).

Уравнение переноса импульса и массы i -й фазы записываются в виде

$$\rho_i \frac{d_i V_i}{d\theta} = \nabla \sigma_i + \rho_i \bar{F}_i + \sum_{j=1; j \neq i}^m (\bar{P}_{ji} - J_{ji} V_i), \quad (2.14)$$

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial \theta} + \nabla (\rho_i V_i) = \sum_{j=0; j \neq i}^m J_{ji} \quad (i = 1, \dots, m). \quad (2.15)$$

где σ_i – тензор напряжения в i -той фазе; \bar{P}_{ji} – сила межфазного взаимодействия, отнесенная к единице объема смеси; V_i – вектор скорости; J_{ji} – поток массы из j фазы в i фазу за счет фазовых переходов; \bar{F}_i – массовые силы.

Система уравнений гидромеханики многофазных систем (2.14), (2.15) незамкнута. Ее необходимо дополнить выражениями для неизвестных величин J_{ij} , σ_i , \bar{P}_{ji} , \bar{F}_i . Обычно единственной внешней массовой силой является сила тяжести. Тогда $\bar{F}_i = \bar{g}$, где g – ускорение силы тяжести. Нахождение выражений для величин J_{ij} , σ_i , \bar{P}_{ji} представляет собой сложную проблему. Обычно выражения для указанных величин постулируются. Кроме того, часто используются какие-либо полуэмпирические выражения, полученные путем обобщения экспериментальных данных. Для некоторых конкретных многофазных систем имеются попытки нахождения замыкающих

соотношений теоретическим путем. Отметим, что в некоторых случаях, наряду с уравнениями баланса массы и количества движения, необходимо рассматривать также уравнения баланса энергии.

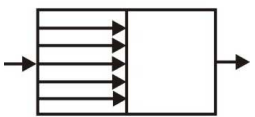
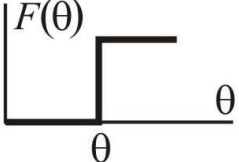
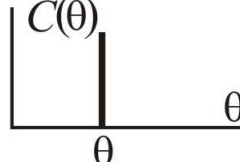
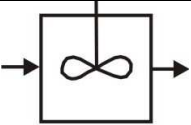
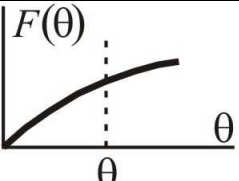
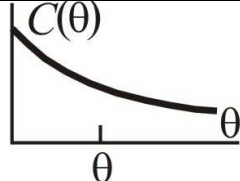
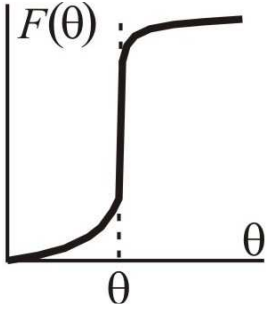
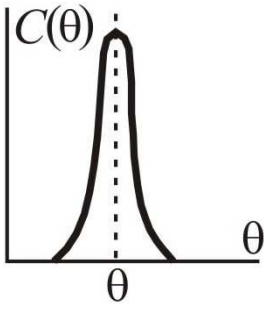
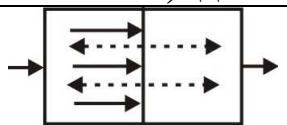
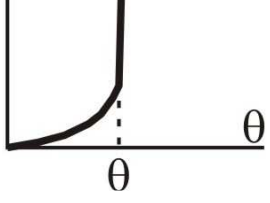
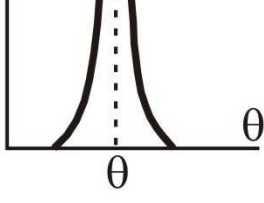
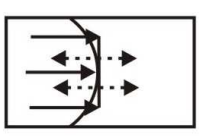
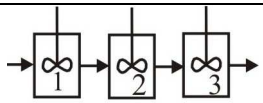
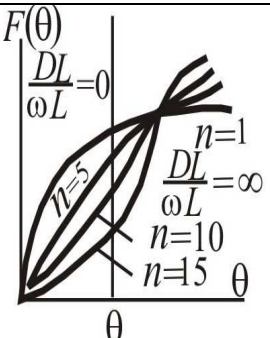
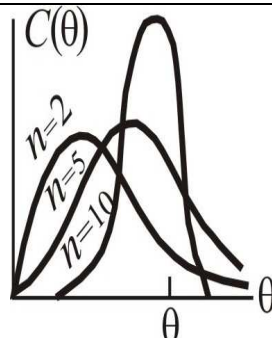
Структура потоков. От гидродинамической обстановки в промышленных аппаратах существенно зависит эффективность многих протекающих тепло-массообменных и реакционных процессов и тем самым она влияет на общую рентабельность производства. Исторически первыми попытками охарактеризовать гидродинамику и структуру потока в промышленном аппарате были модели идеального *смешения* и идеального *вытеснения*. В модели идеального смешения предполагается, что все элементы жидкости в аппарате имеют одно и то же время пребывания, что соответствует поршневому, или стержневому движению среды. При этом обеспечивается максимальная движущая сила теплообменных процессов и наиболее эффективный режим работы многих химико-технологических, нефтехимических и теплоэнергетических устройств. В дальнейшем отклонение структуры потока от модели идеального смешения стали характеризовать распределением по временам пребывания различных элементарных объемов жидкости. В связи с этим возникла необходимость экспериментального и теоретического определения функции распределения по временам пребывания (табл. 2.1).

Экспериментально функция распределения по временам пребывания может быть найдена по кривым отклика на ввод трассера. В частности, показано, что при импульсном вводе трассера на вход, кривая отклика на выходе после соответствующей нормировки и переходу к безразмерному времени как раз и дает функцию распределения по временам пребывания.

Теоретически первыми попытками использования кривых отклика для идентификации математических моделей структуры потоков стали вычисления коэффициентов продольного перемешивания D_L и D_R *диффузионной модели* структуры потоков. По этим же кривым также можно судить и о том, насколько точно диффузионная модель продольного перемешивания отражает реальную структуру потока, так как невозможно подобрать такой коэффициент, при котором теоретическая кривая точно совпадает с экспериментальной.

Таким образом, путем сравнения теоретических и экспериментальных кривых отклика можно делать выводы об адекватности модельных представлений [5].

Таблица 2.1. Типовые модели структуры потоков в аппаратах химической технологии

Схема потока	Математическое описание	Характер отклика	
		Ступенчатое возмущение	Импульсное возмущение
1. Модель идеального вытеснения			
	$\frac{\partial C}{\partial \theta} = -\omega \frac{\partial C}{\partial x}$		
2. Модель идеального смешения			
	$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \frac{V_c}{V} (C_{\text{вх}} - C)$		
3. Диффузионные модели			
а) однопараметрическая			
	$\frac{\partial C}{\partial \theta} = -\omega \frac{\partial C}{\partial x} + D_L \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}$		
б) двухпараметрическая			
	$\frac{\partial C}{\partial \theta} = -\omega \frac{\partial C}{\partial x} + D_L \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{D_R}{R} \frac{\partial}{\partial R} \left(R \frac{\partial C}{\partial R} \right)$		
4. Ячеечная модель			
	$\frac{1}{n} \frac{dc}{d\theta} = \theta_n (C_{i-1} - C_i)$ $i = 1, 2, \dots, n$		

В табл. 2.1. обозначения x , R - продольная и радиальная координаты; ω - скорость потока; V - объем аппарата; V_c - объемная скорость потока; n - число ячеек.

Конечно, сравнение теоретических и экспериментальных данных по полям скорости могло бы дать более полную информацию, чем сравнение кривых отклика. Современным стандартом определения поля скорости является метод лазерной доплеровской анемометрии. Однако преимущества сравнения кривых отклика для сопоставления теоретических и экспериментальных данных по структуре потока вполне очевидны и состоят в следующем.

1. Снятие кривых отклика является достаточно дешевым способом экспериментального изучения структуры потока. Метод лазерной доплеровской анемометрии обходится на порядки дороже и требует привлечения сложного и дорогостоящего оборудования и специальных методов обработки данных.

2. Метод кривых отклика позволяет работать с аппаратами промышленного масштаба с непрозрачными стенками. Между тем, метод лазерной доплеровской анемометрии работает с прозрачными для лазерного луча сосудами лабораторного масштаба.

3. На практике часто интересуют не локальные параметры, а брутто-характеристики на выходе из аппарата. Например, если протекает химическая реакция и степень конверсии зависит от времени пребывания, то нас будет интересовать среднее время пребывания в аппарате и разброс во времени пребывания относительно этого среднего. То же самое касается многих процессов разделения – распределение по временам пребывания является хорошим интегральным показателем эффективности работы аппарата.

Для расчета эффективности промышленных массообменных аппаратов наибольшее применение получили одно или двухпараметрическая диффузионная модель, а также комбинированные модели, состоящие из диффузионной модели, ячеечной модели с учетом рецикла и байпаса потоков [1 - 6].

2.3. Стадии проектирования

Проектирование технологических установок складывается из трех стадий: составления проектного задания (технического задания), разработки технического проекта и выполнения рабочих чертежей. В некоторых случаях стадии проектирования могут совмещаться.

Проектное задание включает в сокращенном виде исходный материал для проектирования, например, техническое задание, содержащее принципиальные требования и пожелания к проекту,

основные технологические чертежи, исходные условия и материалы для проектирования (географическая привязка, сырьевая база, источники энергии).

В соответствии с проектным заданием проектируемый объект должен отвечать определенным технологическим и экономическим требованиям. По технологическим требованиям объект должен полностью соответствовать рабочим чертежам и техническим условиям выпуска заданной продукции. По экономическим требованиям сооружение объекта должно вестись с минимальными затратами труда и с минимальными издержками производства. Проектное задание получается наиболее полноценным, если в его составлении принимают участие специалисты, хорошо знакомые с современными аналогичными объектами и с общим направлением проектирования.

Задача проектирования технологических объектов характеризуется многовариантностью возможных решений. Из нескольких возможных вариантов выполнения проектного задания, равноценных с позиций технических требований, выбирается наиболее эффективный и рентабельный.

В техническом проекте дается окончательное техническое решение вопросов, поставленных в проектном задании, включающее основные элементы [9, 10]:

1. Принципиальные схемы технологического процесса, основные исходные технологические и энергетические параметры и схемы управления, контроля и автоматизации объекта;
2. Чертежи общих видов основных технологических агрегатов и нестандартного вспомогательного оборудования;
3. Компановочные и строительные чертежи с необходимым количеством планов на различных отметках по высоте здания;
4. Развернутые схемы энерго-, водо- и газоснабжения;
5. Спецификации на все серийное и стандартное вспомогательное оборудование, контрольно-измерительные приборы и элементы схемы автоматизации и защиты;
6. Перечень особых требований по технике безопасности, противопожарной, грозовой, паводковой и других видов защиты объекта;
7. Сметы на оборудование, монтаж и наладку;
8. Сметы на пробную эксплуатацию смонтированного оборудования;
9. Пояснительную записку.

На основании технического проекта заказывают основное и вспомогательное оборудование, приборы контроля и автоматического регулирования и определяют объем затрат на реализацию проекта. После рассмотрения специалистами и утверждения проекта приступают к выполнению рабочих чертежей и к составлению спецификации на строительные материалы, трубы, арматуру, кабели, монтажное оборудование и инструменты, вспомогательные материалы и средства механизации.

Комплект рабочих чертежей состоит из следующих частей:

1. Чертежей транспортных, энергетических и канализационных коммуникаций;
2. Строительных и монтажных чертежей;
3. Чертежей основного оборудования в сборе со всеми коммуникационными трубопроводами, лестницами и площадками обслуживания;
4. Чертежей узлов и отдельных элементов оборудования;
5. Чертежей монтажно-коммуникационных схем щитов, пультов управления и установки приборов контроля и регулирования;
6. Чертежей различных специальных конструкций.

При изготовлении рабочих чертежей следует широко применять разработанные проектными организациями типовые чертежи и только в виде исключения выполнять специальные рабочие чертежи. В ряде случаев при наличии опытного монтажного персонала объем рабочих чертежей можно существенно сократить.

2.4. Этапы проектирования

Существуют следующие этапы проектирования (САПР) нового объекта (рис. 2.1):

1. Техническое задание – начало проектирования.
2. Научно-исследовательская работа (НИР) – проведение расчетов, работа с литературой, архивами и выбор технических решений по объекту проектирования.
3. Эскизное проектирование – определение внешних ограничений, выбор методов, расчеты, эскизные чертежи.
4. Рабочее проектирование – разработка рабочих чертежей и полного комплекта документации по объекту.
5. Технологическая подготовка производства.
6. Изготовление – разработка графиков и запуск производства.

7. Техническое обслуживание.

Порядок выполнения этих видов деятельности не имеет значения, так как на практике они следуют в произвольной последовательности. САПР находит применение в большей мере там, где существуют единообразные виды деятельности. САПР использует ЭВМ для облегчения работы проектировщика.



Рис. 2.1. Разработка и изготовление промышленного объекта

Современный уровень программных и технических средств электронной вычислительной техники позволяет перейти от традиционных, ручных методов конструирования к новым информационным технологиям с использованием ЭВМ, создавать системы автоматизации разработки и выполнения конструкторской документации (АКД), удовлетворяющие стандартам ЕСКД как по качеству исполнения документов, так и по соблюдению требований стандартов.

2.5. Проблема масштабного перехода

Актуальной и сложной задачей в различных отраслях промышленности является проектирование новых и реконструкция действующих массо- и теплообменных аппаратов большой единичной мощности, значительную часть которых составляют колонные аппараты для разделения многокомпонентных смесей в системах газ (пар) – жидкость и жидкость – жидкость. При этом одной из основных проблем является снижение эффективности процессов разделения смесей в промышленных массообменных колоннах при увеличении их размеров, что получило название "масштабного эффекта" [11]. Установлено, что масштабный эффект имеет гидродинамическую природу и обусловлен увеличением неравномерности распределения фаз и полевых переменных на промышленном контактном устройстве по сравнению с его лабораторным макетом. Так, например, эффективность колпачковых и клапанных тарелок уменьшается примерно в два раза при увеличении их диаметра от одного до 3-4 метров.

Изучение масштабных эффектов показало, что они могут быть обусловлены неравномерностями следующих четырех типов:

1. Входными неравномерностями – неоднородностями распределения потоков газа и жидкости на входе контактного устройства;
2. Неравномерностями, вызванными внутренними закономерностями двухфазного течения;
3. Неравномерностями, вызванными дефектами монтажа;
4. Неравномерностями, обусловленными дефектами конструкции.

Роль каждого из этих факторов существенно зависит от типа аппарата. Так, например, в тарельчатых колоннах с перекрестным движением фаз возникают как продольная, так и поперечная неравномерности в объемах газа и жидкости (рис. 2.2, 2.3).

Как правило, подобные неравномерности невозможно установить на физической модели небольшого диаметра, поэтому эти недостатки обнаруживаются и устраняются только путем промышленного испытания или гидродинамического моделирования контактных устройств на стендах промышленного размера.

Наличие в математических моделях большого числа эмпирических коэффициентов, определяемых экспериментальным путем на установках различного масштаба, значительно увеличивает затраты, сроки проектирования и модернизации массообменных аппаратов. Такая система проектирования затягивает внедрение в промышленность

научных разработок и обладает принципиальным дефектом – неоптимальностью выбранных конструкций.

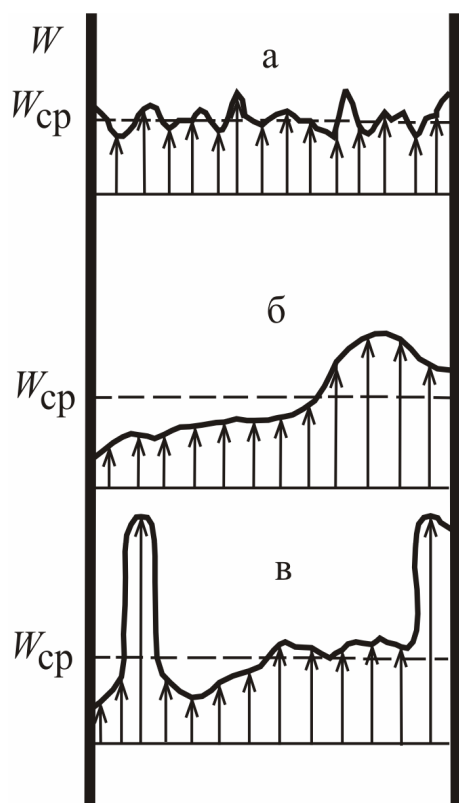


Рис.2.2. Некоторые виды неравномерности распределения скоростей:
а – случайные неоднородности;
б – существенные поперечные неравномерности;
в - каналообразование

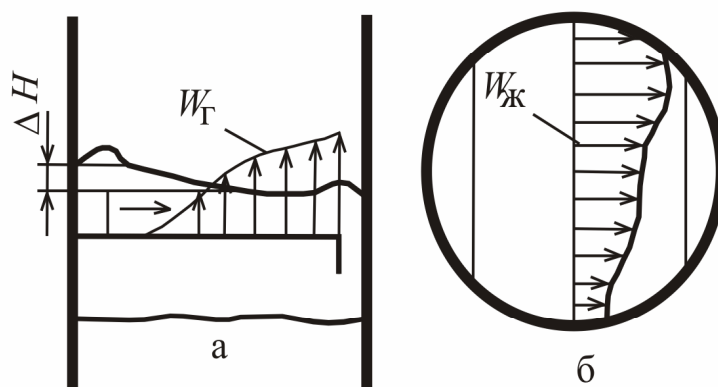


Рис.2.3. Неравномерность работы тарелок с перекрестным движением фаз: *а* – неравномерность по газу, обусловленная продольной неравномерностью по жидкости (градиентом уровня жидкости ΔH);
б – поперечная неравномерность по жидкости (дефекты монтажа или конструкции)

Применение метода гидродинамического моделирования связано с исследованием гидродинамики потока в аппаратах натурального диаметра, но меньшей высоты [11]. Этот метод предполагает проведение исследования эффективности и выбор конструкции контактного устройства в два этапа, исключая все промежуточные: на лабораторном аппарате и гидродинамическом стенде. Основные недостатки такого подхода заключаются в необходимости построения модели натурального масштаба и сложности проведения гидродинамических исследований, и, что особенно ограничивает

широкое использование данного метода, – это невозможность анализа множества вариантов и выбора оптимальной конструкции аппарата.

2.6. Подходы к конструированию массообменных аппаратов

Конструирование промышленных аппаратов в первую очередь связано с определением эффективности разделения смесей и теплообмена на контактных устройствах. В большинстве случаев эти задачи имеют полуэмпирический характер решения, который ограничен определенным интервалом работы и заданной конструкцией контактного устройства. Известно, что существенную роль в эффективности массообменного процесса играет структура потоков в аппарате. Как видно из многочисленных исследований и промышленной практики при увеличении размера аппарата (например, с барботажными тарелками или насадкой) структура потоков значительно меняется, появляется большое число застойных зон, усиливается обратное перемешивание, снижается движущая сила процесса, это вызывает падение эффективности массообмена (раздел 2.5).

В общем виде КПД массообменного контактного устройства или эффективность по Мерфри определяют как отношение изменения концентраций компонента в фазе на контактном устройстве (КУ) относительно равновесной (1.49) – (1.52):

$$E = \frac{C_H - C_K}{C_H - C^*}, \quad (2.16)$$

где C_K – концентрация компонента в фазе на выходе с КУ, масс. д.; C_H – концентрация компонента в фазе на входе в КУ, масс. д.; C^* – равновесная концентрация компонента, масс. д.

Форма записи выражения (2.16) зависит от вида массообменного процесса и направления движущей силы (см. раздел 1.9).

Также в качестве интегральной характеристики эффективности массопередачи используется коэффициент извлечения φ . В общем виде для процесса абсорбции он записывается как

$$\varphi = \frac{C_H - C_K}{C_H} \cdot 100, \%. \quad (2.17)$$

Как известно, эффективность разделения смеси зависит от структуры потоков сплошной и дисперсной фаз на КУ, интенсивности тепло - и массообмена и площади межфазной поверхности. Используются разные модели для определения эффективности КУ в зависимости от принятой структуры потоков в аппарате (см. табл. 2.1):

1. Модель идеального смешения для обеих фаз.
2. Модель идеального смешения для сплошной и вытеснения для дисперсной фазы.
3. Модель идеального вытеснения для сплошной фазы и идеального смешения для дисперсной.
4. Ячеечная модель для сплошной и дисперсной фаз.
5. Диффузионная модель для одной из фаз и т.д.

Из вышеперечисленных моделей могут создаваться комбинированные модели, осложненные байпасом и рециклом. При этом число параметров, определяемых экспериментальным путем увеличивается.

Таковыми параметрами являются: число ячеек полного перемешивания, коэффициент продольного (обратного) перемешивания, коэффициенты рецикла и байпаса. Эти параметры зависят как, от режима работы аппарата, так и от его масштаба и конструкции [3, 5]. Актуальной является задача создания математической модели процессов переноса импульса, массы и тепла с минимальным привлечением экспериментальных данных.

При разработке новых или совершенствовании действующих промышленных аппаратов могут использоваться как априорные, так и структурно-конструктивные подходы.

Для физико-химических систем (ФХС), созданных на априорной основе, характерно, как правило, сильное взаимодействие определяющих явлений, невыраженность механизмов их протекания, неопределенность связей между ними и масштабом аппарата. Такая невыраженность структуры системы является главным препятствием моделирования их на основе теории подобия, ограничивая области ее применения локальными актами массопередачи и простыми явлениями. В то же время в других областях техники постулируется возможность использования теории подобия для моделирования сложных систем.

Используется подход, который получил название гидродинамического моделирования [11] и заключается в исследовании гидродинамики потока в промышленном аппарате натурального диаметра, но меньшей высоты. При этом по возможности устраняются

неоднородности, которые появляются вследствие увеличения размера контактного устройства. На основе выполненных гидравлических исследований расчет эффективности массопередачи можно выполнить по математическим моделям, приведенным в работах [6, 7]. При этом можно уточнить влияние тех или иных факторов (масштабных эффектов) на эффективность разделения смеси без привлечения экспериментальных данных по массообмену.

2.7. Сопряженное физическое и математическое моделирование при проектировании аппаратов

Перспективным представляется направление совершенствования процедуры освоения априорных конструкций аппаратов, связанное с упрощением их структуры и сведением задачи моделирования ограниченного числа определяющих явлений или их совокупности.

Подход, позволяющий выполнить переход от математического описания процессов на макете контактного устройства к промышленному аппарату, получил название сопряженного физического и математического моделирования [6].

Объединив методы физического и математического моделирования, появилась методология, позволяющая исключить недостатки в существующей системе проектирования промышленных аппаратов. Такая концепция названа "сопряженным физическим и математическим моделированием" [6]. (Слово "сопряжение" служит не для терминологической связи двух методов, а накладывает определенные требования на способ их применения).

Сделан вывод, что оптимальный способ проектирования промышленных аппаратов, сокращающий затраты, сроки разработки и внедрения, возможен только на пути отказа от промежуточных этапов исследования. Отработку конструкции, исходя из требования технического задания, целесообразно проводить на лабораторных макетах, а для масштабного перехода к промышленному аппарату использовать методы математического моделирования с использованием фундаментальных законов сохранения.

Концепция данного метода основана на представлении процессов, происходящих в промышленном аппарате, в виде иерархической системы взаимодействующих между собой элементарных явлений, что дает возможность исследовать эти явления на макете, а затем при масштабном переходе определить параметры модели вариационным

методом с использованием локального потенциала на основе удовлетворения законам сохранения. При этом совсем необязательно должно сохраняться подобие макета и промышленного аппарата [6].

Согласно системного анализа, позволившего сформулировать принцип иерархического существования явлений в промышленном аппарате, явления различных масштабов могут быть рассмотрены независимо, а затем учтено их взаимодействие. Этот подход привел к значительным упрощениям при построении математических моделей сложных химико-технологических объектов.

Исследование и описание полей в характерной области рабочей зоны аппарата может проводиться независимо от других областей вне аппарата на ее физической модели. На основе эксперимента устанавливаются базисные функции, которые описывают поля с заданной точностью. При масштабном переходе к промышленному аппарату конструктивные и режимные возмущения, в определенном интервале их значений, не изменяют структуру базисных функций, а влияют лишь на ее параметры. Подстройка параметров базисных функций, описывающих физические поля для заданного интервала режимных и конструктивных возмущений в промышленном аппарате, выполняется на основе удовлетворения законам сохранения импульса, массы и энергии. Решение этой задачи осуществляется вариационным методом, учитывающим краевые условия различного вида. Вариационный метод заключается в построении функционала, минимизация которого приводит к уравнениям Эйлера - Лагранжа, совпадающим с законами сохранения импульса, массы и энергии.

Математическое описание характерной области имеет структуру базисной функции только для таких конструктивных и режимных возмущений, при которых отклонение значения функции от точного решения уравнений балансов не превышает заданную погрешность. Эта погрешность обычно находится в пределах погрешности экспериментальных исследований физической модели. В области возмущений, где отклонение превышает допустимую погрешность, структура базисной функции не сохраняется. В этом случае для описания процесса необходимо выбрать конкурирующую базисную функцию, параметры которой обеспечивают минимальное значение функционала и, следовательно, удовлетворяют уравнениям баланса.

Таким образом, метод сопряженного физического и математического моделирования позволяет установить распределение полей скоростей, концентраций и температур в рабочей зоне

промышленного аппарата на основе базисных функций элементарных областей, полученных на макете с известной погрешностью.

При проектировании новых аппаратов, когда экспериментальные данные по физическим полям в характерных областях отсутствуют, базисные функции можно выбрать путем решения уравнения Эйлера - Лагранжа, записанных для характерных областей макета.

Разработанные методы позволяют на основе банка базисных функций характерных областей осуществлять в автоматизированном режиме с помощью ЭВМ построение математической модели процесса в промышленном аппарате, выбор его оптимальной конструкции и режима работы без идентификации параметров на пилотных и промышленных образцах.

2.8. Общие принципы повышения эффективности процессов разделения и снижения энергозатрат

Энерго- и ресурсосбережение является одним из приоритетных направлений в развитии многих отраслей промышленности. Промышленные установки имеют значительные резервы, как по повышению эффективности, производительности, так и в снижении себестоимости единицы продукции [12-14].

Как известно, в структуре себестоимости химической и нефтехимической продукции удельный вес сырья и материалов составляет около 40 %, а энергоресурсов около 20 %. Следует отметить, что на аналогичные производства энергопотребление в России превышает зарубежные на 20 – 60 %. Научный подход к проблеме энерго- и ресурсосбережения приводит к рассмотрению задачи на различных иерархических уровнях, которые классифицируются следующим образом:

1. Наномасштаб (молекулы);
2. Микромасштаб (частицы, капли, пузыри);
3. Мезомасштаб (основные процессы и аппараты);
4. Макромасштаб (агрегат, установка, завод);
5. Мегамасштаб (рынок, окружающая среда).

В данном разделе рассматриваются задачи, связанные со вторым, третьим и четвертым уровнями.

Как известно, термодинамический анализ широко и плодотворно применяется для оценки энергетической эффективности технологических процессов. К настоящему времени разработана

методика термодинамического анализа и, в частности, наиболее современного его варианта – эксергетического анализа (Дж. Гиббс, Ж. Гюи, А. Стодол, Ф. Бошнякович и другие исследователи). Наиболее последовательно этот метод развивается в работах В.М. Бродянского (Россия), Я. Шаргута (Польша), и В. Фратчера (Германия).

Существуют четыре группы способов уменьшения энергетических затрат:

1. Увеличение поверхностей контакта фаз в аппаратах, времени протекания реакции, применением более активных катализаторов и тому подобное. Все эти способы позволяют приблизиться к равновесию при выходе из аппарата, но не всегда дают возможность снизить энергозатраты;
2. Изменение технологического режима, оптимизация существующих производств, что не связано с изменением технологической схемы;
3. Поиск новых, более совершенных технологических схем, возможно включающие подсистемы рекуперации вторичных энергоресурсов. Идеальным вариантом организации производства является энергообеспечение за счет экзотермических процессов;
4. Применение совмещенных процессов, которые позволяют сократить не только энергетические, но и капитальные затраты.

Энергетическая эффективность производства определяется тем, насколько полно используется подаваемая извне и производимая внутри энергия, то есть насколько низки потери энергии.

Энергетические потери принято разделять на две группы с точки зрения их распределения:

- внешние, связанные с условиями взаимодействия системы с окружающей средой;
- внутренние, связанные с необратимостью любых реальных процессов, протекающих внутри системы.

Значения внешних и внутренних потерь вычисляют на основании первого и второго начала термодинамики, соответственно.

К внешним потерям относят потери через тепловую изоляцию; с продуктами, энергия которых не используется внутри системы, например с дистиллятом и кубовым остатком ректификационной колонны, охлаждающей водой и так далее.

Потери за счет необратимости протекания процессов проявляются вследствие конечных разностей температур и концентраций при массо- и теплообмене, смешения неравновесных потоков, гидравлического сопротивления и так далее. Снижение внутренних потерь путем

уменьшения термодинамической необратимости процессов связано с уменьшением их движущей силы, а, следовательно, с ухудшением их технологических показателей (снижение выхода полезного продукта при химической реакции, степени извлечения компонента при его выделении из смеси и тому подобное). Это противоречие является основой для термодинамической оптимизации, цель которой сводится к минимизации энергозатрат. Основу такой оптимизации составляет энергетический метод, поскольку он позволяет выразить в одинаковых единицах (через эксергию) энергетическую ценность потоков энергии и вещества и учесть не только их количество, но и “качество”. Под качеством потока понимается следующее. “Высокопотенциальное” тепло в ходе любого процесса неизбежно превращается в “низкопотенциальное”, то есть его температура снижается. Поэтому “низкопотенциальное” тепло всегда имеется в избытке, и приходится искать способы его рационального использования. Проблема состоит не просто в экономии энергии, а “высокопотенциальной” энергии, то есть в сохранении ее качества.

Эксергетический метод анализа позволяет оценить степень использования энергии, ее потери, а так же получить распределение этих потерь по отдельным аппаратам производства, то есть выявить наименее эффективные из них.

Контрольные вопросы

1. Что является теоретической основой расчета и проектирования промышленных аппаратов?
2. Структура потоков в аппаратах.
3. Основные стадии и этапы проектирования промышленных аппаратов.
4. В чем заключается сущность проблемы масштабного перехода при проектировании?
5. Основные подходы решения проблемы масштабного перехода.
6. Основы метода сопряженного физического и математического моделирования промышленных аппаратов.
7. Общие принципы повышения эффективности массообмена и энергосбережения.

ГЛАВА 3. ПЕРЕГОНКА ЖИДКОСТЕЙ

При проведении многих химико – технологических процессов часто встречаются задачи разделения жидких гомогенных (однородных) смесей на составляющие компоненты. Для проведения таких процессов наибольшее применение получила перегонка жидких смесей.

Перегонка жидкостей представляет собой процесс, в котором разделяемая жидкая смесь нагревается до кипения, а образующийся пар отбирается и конденсируется. В результате получают жидкость – конденсат, состав которой отличается от состава начальной смеси. Повторяя много раз процессы испарения конденсата и конденсации, можно практически полностью разделить исходную смесь на чистые составные части (компоненты).

Процесс перегонки основан на том, что жидкости, составляющие смесь, обладают различным давлением (упругостью) пара при одной и той же температуре. Поэтому состав пара, а следовательно, и состав жидкости, получающейся при конденсации пара, будут несколько отличаться от состава начальной смеси: легколетучего (или низкокипящего - НК) компонента в паре будет содержаться больше, чем в перегоняемой жидкости. Очевидно, что в неиспарившейся жидкости концентрация труднолетучего (или высококипящего - ВК) компонента при этом должна увеличиться.

В простейшем случае перегонка почти не отличается от выпарки. Но выпарке подвергаются растворы, состоящие из летучего растворителя и практически нелетучего растворенного вещества, а при перегонке в пар переходят и растворитель и растворенное вещество.

Перегонка является одним из важнейших технологических процессов разделения и очистки жидкостей и сжиженных газов в химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей, фармацевтической, пищевой и других отраслях промышленности.

Перегонку подразделяют на два основных вида: простую перегонку (или дистилляцию) и ректификацию. К простой перегонке относят также перегонку с водяным паром и молекулярную дистилляцию.

Под *простой перегонкой* понимают процесс однократного частичного испарения исходной жидкой смеси и конденсации образующихся при этом паров. Ее применяют для разделения смесей, представляющих собой легколетучее вещество с некоторым содержанием весьма труднолетучих веществ. Обычно простую

перегонку используют для предварительного разделения, очистку веществ от примесей, смол, загрязнений. При этом сконденсированные пары называют *дистиллятом*, а оставшуюся неиспаренную жидкость – *остатком*.

Ректификация – наиболее полное разделение смесей жидкостей, целиком или частично растворимых друг в друге. Процесс заключается в многократном взаимодействии паров с жидкостью – *флегмой*, полученной при частичной конденсации паров.

3.1. Равновесие в системах жидкость – пар [1]

В общем случае жидкая смесь может состоять из нескольких компонентов. В простейшем случае – из двух, например из компонентов *A* и *B*. Характер поведения жидкой смеси зависит главным образом от природы составляющих ее веществ и давления.

По степени растворимости компонентов смеси жидкости подразделяют на взаиморастворимые в любых соотношениях, частично растворимые и практически взаимонерастворимые. В свою очередь смеси со взаиморастворимыми компонентами в любых соотношениях делятся на: *идеальные растворы*, которые подчиняются закону Рауля; так называемые *нормальные растворы* – жидкие смеси, частично отклоняющиеся от закона Рауля, но не образующие смесей с постоянной температурой кипения (*азеотропов*); *неидеальные растворы* – жидкости со значительными отклонениями от закона Рауля, в том числе смеси с постоянной температурой кипения (*азеотропы*). Полностью взаимонерастворимых жидкостей нет, обычно все жидкости хотя бы в незначительных количествах, но растворяются друг в друге. Однако в этих случаях на практике для удобства принимают такие жидкости взаимонерастворимыми.

3.1.1. Идеальные смеси

Для идеальных растворов характерно то, что сила взаимодействия между всеми молекулами (одноименными и разноименными) равна. При этом общая сила, с которой молекула удерживается в смеси, не зависит от состава смеси. Очевидно, что парциальное давление в этом случае должно зависеть лишь от числа молекул, достигающих в единицу времени поверхности жидкости со скоростью, необходимой для преодоления сил внутреннего притяжения молекул, т.е. при данной

температуре давление соответствующего компонента возрастает пропорционально его содержанию в жидкой смеси (закон Рауля). Для бинарной смеси парциальное давление компонентов смеси A и B будет равно:

$$p_A = P_A x_A \text{ и } p_B = P_B (1 - x_A). \quad (3.1)$$

где P_A - упругость пара чистого низкокипящего компонента A ; P_B - упругость пара чистого высококипящего компонента B ; x_A - молекулярная доля компонента A в жидкости; $(1 - x_A)$ - молекулярная доля компонента B в жидкости.

Так как $x_B = 1 - x_A$, то по законам Рауля и Дальтона

$$P = p_A + p_B = P_A x_A + P_B (1 - x_A). \quad (3.2)$$

Из уравнений (3.1), (3.2), выражающих законы Рауля и Дальтона, видно, что при постоянной температуре парциальное давление компонентов, а так же общее давление паров над смесью находятся в линейной зависимости от x_A - молярного содержания низкокипящего компонента в жидкости. На рис. 3.1. при $t = \text{const}$ прямые OB и CA выражают изменения парциальных давлений компонентов (p_A , p_B), а прямая AB – изменение общего давления над раствором. Вертикальные отрезки CB и OA соответствуют давлению насыщенных паров чистых компонентов (P_A и P_B).

Температура кипения смеси заданного состава x_A является функцией давления пара. Для того чтобы определить ее, строят по значениям давлений насыщенных паров чистых компонентов (из справочников) изобары AB , A_1B_1 , A_2B_2 и т.д., выражающие общее давление паров при температурах t , t_1 , t_2 и т.д. Линии парциальных давлений p_A и p_B получают, соединяя прямыми точками A , A_1 , A_2 и т.д. с точкой C , точки B , B_1 , B_2 и т.д. – с точкой O . Далее проводят горизонтальную прямую MN , соответствующую внешнему давлению p . Из точки на оси абсцисс, соответствующей x_A восстанавливают вертикаль до пересечения с прямой MN в точке D , через которую проходит изотерма $t = \text{const}$.

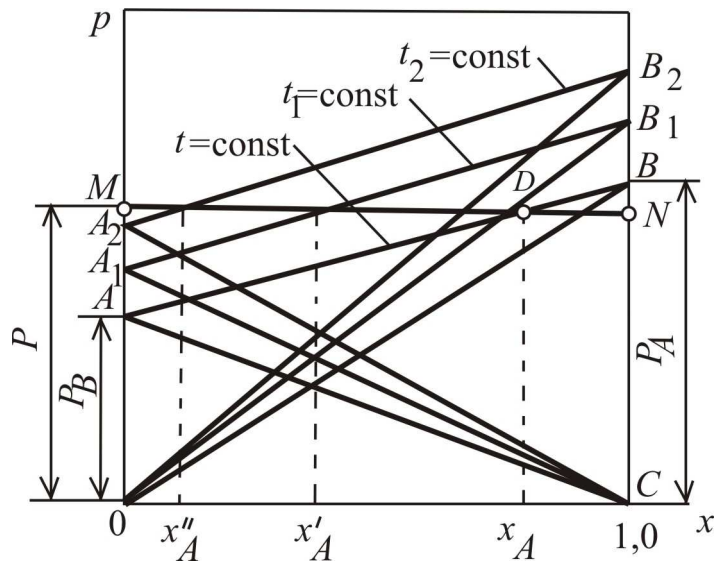


Рис. 3.1. Изобары парциальных давлений компонентов и общего давления (p, x - диаграмма)

При этой температуре общее давление пара смеси равно внешнему давлению, и, следовательно, смесь состава x_A кипит при температуре t . Аналогично можно определить температуру кипения смеси состава x'_A , равную t_1 , смеси состава $x''_A - t_2$ и т.д.

Для технических расчетов наиболее важной является диаграмма $t-x, y$, так как обычно процессы перегонки в промышленных аппаратах протекают при $P=\text{const}$, т.е. в изобарных условиях. На этой диаграмме (рис. 3.2) по оси абсцисс отложены концентрации жидкой x и паровой y фаз, отвечающие различным температурам.

По закону Дальтона $p_A = P y_A^*$, и тогда (с учетом 3.1)

$$y_A^* = p_A / P = (P_A / P) x_A, \quad (3.3)$$

где y_A^* - состав пара, равновесный с жидкостью, но

$$P = p_A + p_B = P_A x_A + P_B (1 - x_A) = P_B + (P_A - P_B) x_A,$$

тогда

$$x_A = (P - P_B) / (P_A - P_B). \quad (3.4)$$

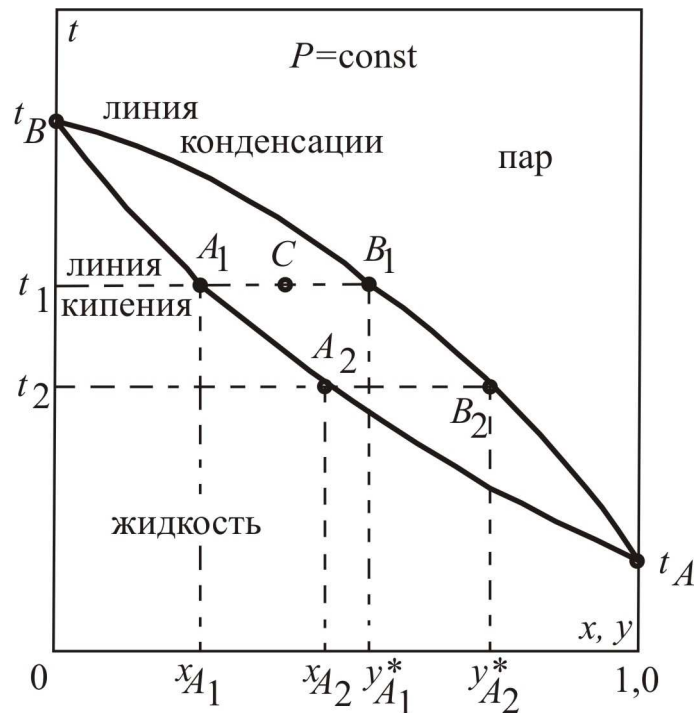


Рис. 3.2. Фазовая диаграмма $t - x, y$

По уравнению (3.4) по известным P_A и P_B при заданной температуре t_1, t_2 и т.д. находят x_{A_1}, x_{A_2} и т.д., а затем по уравнению (3.3) – соответствующие значения $y_{A_1}^*, y_{A_2}^*$ и т.д. и по найденным точкам строят линии кипения жидкости (кривая $t_A A_2 A_1 t_B$) и конденсации паров (кривая $t_A B_2 B_1 t_B$). Уравнение (3.4) устанавливает связь между концентрациями (по жидкости) и заданными давлениями (общим P и насыщенных паров P_A и P_B). Отрезки $A_1 B_1, A_2 B_2$ и т.д., соединяющие точки равновесных составов жидкой и паровой фаз, являются изотермами.

Отметим, что точки, лежащие на кривой $t_A A_2 A_1 t_B$, отвечают жидкой фазе, находящейся при температуре кипения. Очевидно, что любая точка, лежащая ниже этой кривой, характеризует систему, состоящую только из жидкой фазы. Аналогично, любая точка, лежащая выше кривой $t_A B_2 B_1 t_B$, характеризует систему, температура которой выше температуры начала конденсации пара, т.е. пары в этой точке являются перегретыми, и система состоит только из паровой фазы. Точки, находящиеся между кривыми кипения и конденсации (например, точка C на рис. 3.2), характеризует системы, температуры которых выше температуры кипения жидкости данного состава и ниже

температуры конденсации паров этого же состава. Таким образом, эти точки отвечают равновесным парожидкостным системам (двухфазная область). Диаграмма $t - x, y$ называется фазовой диаграммой.

На практике часто применяют y, x - диаграмму равновесия, в которой на оси абсцисс отложены составы жидкости x , по оси ординат – равновесные с этим значением x составы паров y (рис. 3.3).

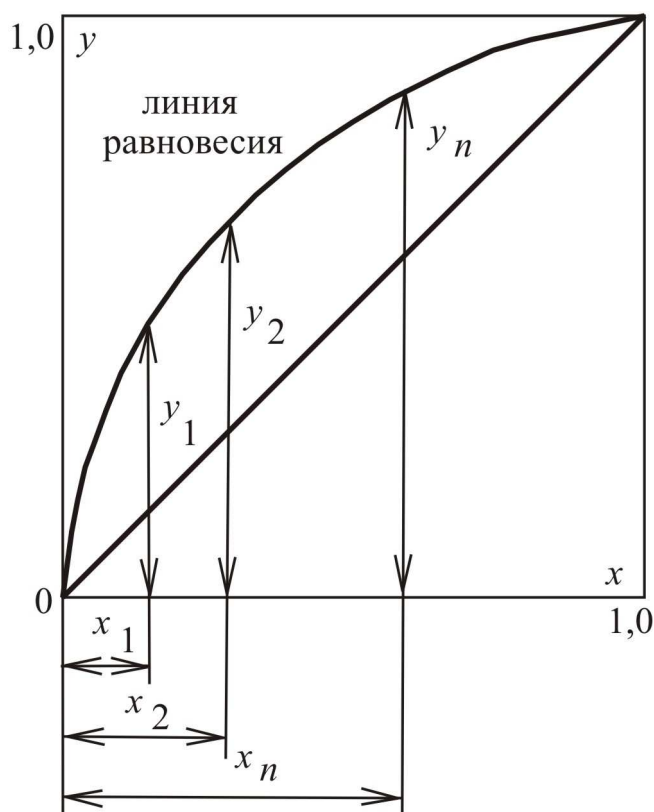


Рис. 3.3. Диаграмма равновесия для бинарной смеси

Зависимость y от x выражена *линией равновесия*. Кроме этой линии на диаграмме приведена вспомогательная диагональ. Линия равновесия расположена выше диагонали, следовательно, ординаты точек на линии равновесия выше их абсцисс, т.е. пары всегда обогащены низкокипящим компонентом. Чем ближе линия равновесия к диагонали, тем меньше различаются составы пара и жидкости и тем труднее разделяется смесь при перегонке и ректификации.

Кривая равновесия для растворов, подчиняющихся закону Рауля, может быть построена по уравнению

$$y_A = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A}, \quad (3.5)$$

где $\alpha = \frac{P_A}{P_B}$ - относительная летучесть компонентов. Чем больше числовое значение α , тем сильнее отклоняется кривая от диагонали, тем больше различие в составе пара и жидкости и тем легче разделить смесь на компоненты. На диаграмме $y - x$ фазовые точки пара и жидкости сливаются в одну точку, всегда лежащую на кривой равновесия.

Кривая равновесия и диагональ ограничивают область взаимного существования двух фаз. Выше кривой равновесия расположена область пара, а ниже – область жидкости.

Взаимное расположение кривых на фазовых диаграммах $t - x - y$ и $y - x$ как для идеальных, так и для реальных систем могут быть определены с помощью законов Коновалова. Законы Коновалова устанавливают связи между изменениями состава, давления или температуры в двухфазных системах, они лежат в основе теории перегонки и ректификации бинарных смесей.

Первый закон Коновалова формулируется так: пар обогащается тем компонентом, при добавлении которого к жидкости повышается давление пара над ней или снижается ее температура кипения, или пар всегда более обогащен НК, чем соответствующая ему равновесная жидкая фаза.

Первый закон Коновалова дополняется *первым правилом Вревского*, отражающим влияние температуры на равновесные составы фаз: *при повышении температуры бинарной смеси в парах возрастает относительное содержание того компонента, парциальная молярная теплота испарения которого больше.*

Это можно проиллюстрировать с помощью фазовой диаграммы (рис. 3.2). Для идеальной смеси очевидно, что при одной и той же температуре t содержание НК в парах $y_{A_1}^*$ (точка B_1) больше его содержания x_{A_1} в равновесной с парами жидкости (точка A_1). При добавлении к смеси НК ее температура кипения снижается, но содержание НК в паре остается выше, чем в жидкости.

3.1.2. Реальные смеси

Реальные жидкие смеси могут значительно отклоняться от закона Рауля. Если зависимость полного давления (или сумма парциальных давлений) паров от состава жидкой смеси проходит выше линий, характеризующих те же зависимости для идеальных смесей (рис. 3.4), то такое отклонение называют *положительным*, если ниже – *отрицательным отклонением* от закона Рауля.

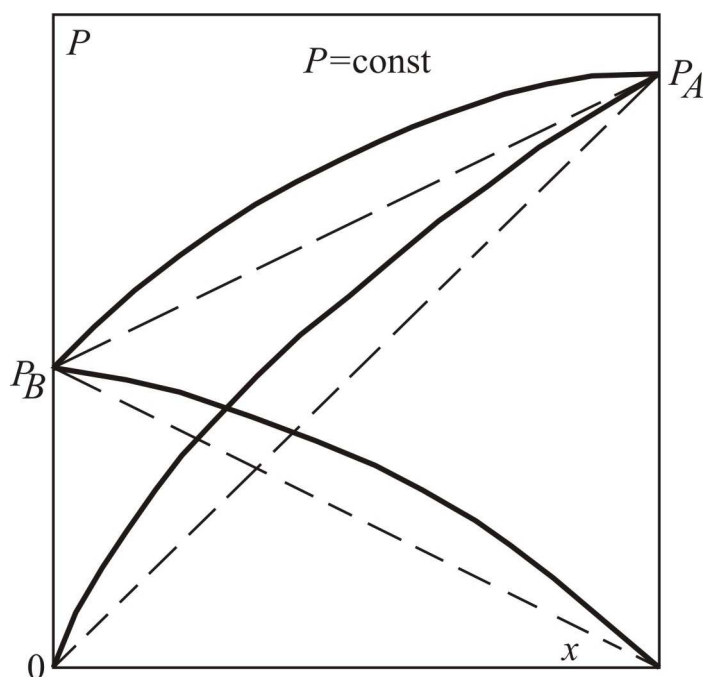


Рис. 3.4. Диаграмма $p - x$ для смеси с положительным отклонением от закона Рауля (пунктиром показаны соответствующие линии для идеального раствора)

Эти отклонения определяются изменением активности молекул в растворе, диссоциацией, гидратацией и др. Степень отклонения реальной системы от закона Рауля выражают величиной коэффициента активности.

$$p_A = P_A x_A \gamma_A.$$

Для смесей с положительным отклонением от закона Рауля $\gamma > 1$, для смесей с отрицательным отклонением - $\gamma < 1$. Отметим, что определение значений γ часто затруднительно, поэтому диаграммы $y - x$ обычно строят по экспериментальным (справочным) данным.

Для многих реальных смесей отклонение от закона Рауля настолько существенно, что приводит к качественно новому состоянию системы, а на фазовых диаграммах $p - x$ и $t - x$, y появляются (рис. 3.5. б, в) относительный максимум или минимум. При этом кривые жидкости и пара соприкасаются друг с другом в экстремальных точках, в которых составы равновесных фаз одинаковы. Такие смеси называют *азеотропными*, или *азеотропами*. Их основная особенность состоит в том, что при испарении такая смесь (азеотроп) не изменяет своего состава, поэтому для ее разделения требуются специальные методы перегонки. Точка, в которой кривая состава фаз пересекает диагональ на диаграмме y, x называют *азеотропной точкой* A_T . Ей соответствует состав смеси, которая при данном давлении не может быть разделена перегонкой на составляющие ее компоненты (рис. 3.5).

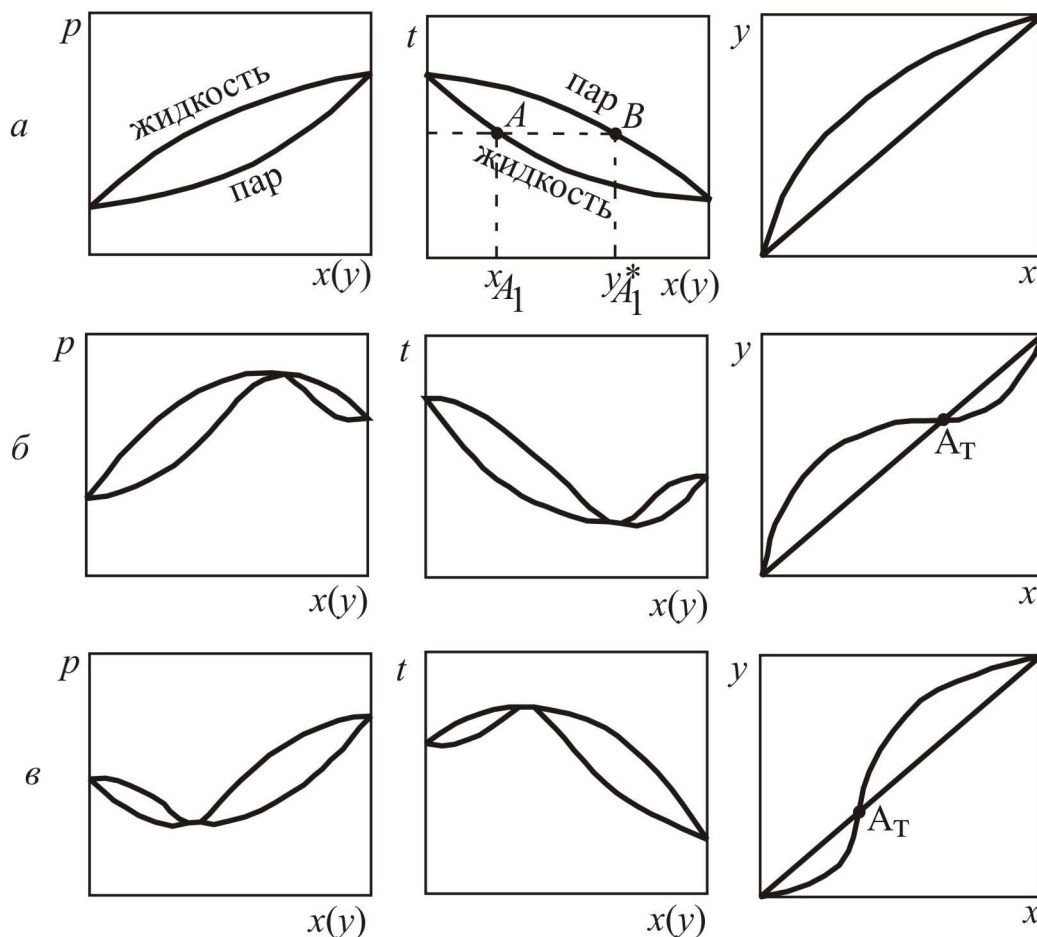


Рис. 3.5. Фазовые диаграммы равновесия жидкость – пар для идеальной (а) и реальной (б, в) систем

Эта особенность азеотропных смесей постулируется *вторым законом* Коновалова, который можно сформулировать следующим образом: *если давление и температура сосуществования двух бинарных фаз имеют экстремум (максимум или минимум), то составы фаз одинаковы.* Это справедливо для фаз любой природы. Для систем жидкость – пар второй закон Коновалова определяет основное свойство азеотропов.

При изменении внешних условий – температуры (или давления) значение α изменяется различно по разные стороны от точки азеотропа; одна часть «рыбки» (рис. 3.5. б, в) должна становиться шире, другая уже. Очевидно, что в части диаграммы, где в паре содержится больше, чем в растворе, компонента с меньшей теплотой испарения, при понижении температуры (давления) α увеличивается.

Смещение состава азеотропов при изменении внешних условий определяется *вторым законом Вревского*: *если давление (температура) системы жидкость - пар имеет максимум, то при повышении температуры в азеотропной смеси возрастает концентрация того компонента, парциальная молярная теплота испарения которого больше, а давление (температура) системы раствор – пар имеет минимум, то при повышении температуры в азеотропной смеси возрастает концентрация компонента с меньшей теплотой испарения.* Этот закон был установлен Вревским строго термодинамически, но сформулирован в качественной форме. Он определяет возможность разделения азеотропных смесей изменением давления при перегонке. При этом точка азеотропа на диаграмме $y - x$ перемещается и в принципе может совпасть, например, с правым верхним углом диаграммы. Это позволит разделить азеотропную смесь перегонкой.

3.1.3. Смесей жидкостей, нерастворимых друг в друге

Когда смешаны две взаимонерастворимые жидкости, то каждая из них полностью сохраняет свои свойства. Такая смесь легко может быть разделена на составные части механическим путем, при помощи отстаивания. Система состоит из двух компонентов и трех фаз и, следовательно, обладает одной степенью свободы. Это указывает на то, что каждой определенной температуре смеси будет соответствовать вполне определенное давление и каждый из компонентов будет вести себя так, как будто он находится один в чистом виде.

Иными словами, в смеси, состоящей из взаимно нерастворимых жидкостей, парциальное давление каждого компонента не зависит от его содержания в смеси и равно давлению паров чистого компонента при той же температуре (рис. 3.6. *a*).

$$p_A = P_A, \quad p_B = P_B, \quad P = p_A + p_B = P_A + P_B.$$

Диаграмма равновесия несмешивающихся жидкостей при постоянном давлении изображена на рис. 3.6, *a* где по оси ординат отложена температура, а по оси абсцисс – содержание компонентов *A* и *B*. В точке *a* существует только компонент *A*, а в точке *b* – только компонент *B*.

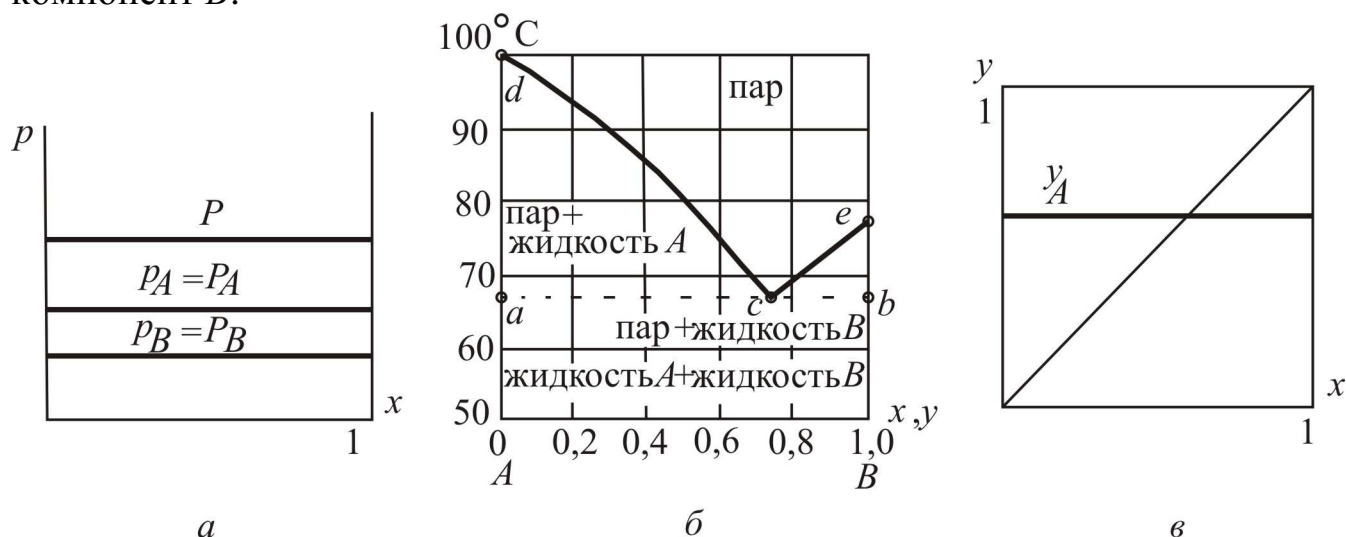


Рис. 3.6. Диаграммы $p - x$; $t - x, y$; $y - x$ для нерастворимых жидкостей

Горизонталь ab на диаграмме ограничивает область существования смеси жидкостей *A* и *B*, а точка *c* соответствует состоянию кипения смеси, причем температура кипения смеси лежит ниже температуры кипения отдельных компонентов.

Как видно из диаграммы температура кипения смеси всегда меньше температуры кипения чистых компонентов.

Состав пара определяется соотношением:

$$y_A = \frac{p_A}{P} = \frac{P_A}{P},$$

и не зависит от состава жидкости.

Линии парциальных и полного давлений на $p - x$ диаграмме, а так же линия кипения на $t - x, y$ диаграмме изображаются горизонтальными прямыми. Линия конденсации $t - x, y$ диаграмме изображается линией dce . Точка c с абсциссой, равной составу пара, соответствует азеотропной смеси с минимальной температурой кипения (рис. 3.6, б). Линия кипения изображается линией ab . Примером смеси с нерастворимыми компонентами может служить смесь бензол – вода.

На диаграмме равновесия (рис. 3.6, в) показано, что состав пара не зависит от состава жидкости, что является характерным для рассматриваемых смесей.

3.1.4. Смесии частично растворимых жидкостей [1]

Особенностью этих смесей является то, что в зависимости от содержания компонентов жидкость может быть либо однородной, либо состоящей из двух несмешивающихся слоев.

Если, например, постепенно прибавлять к воде эфир, то вначале эфир будет растворяться в воде, так, что получится однородная жидкость. Это будет продолжаться до тех пор, пока не образуется насыщенный раствор эфира в воде (состав x_1 на рис. 3.7, а, б).

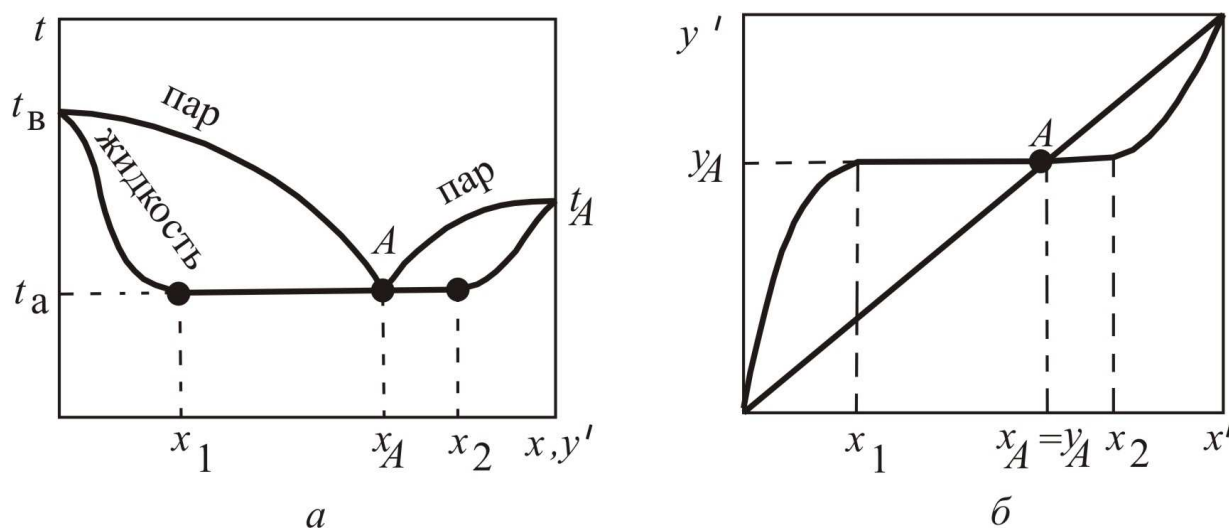


Рис. 3.7. Фазовые диаграммы (а, б) равновесия для систем с ограниченной взаимной растворимостью

После этого дальнейшие порции эфира не будут растворяться, причем жидкость разделится на два слоя, из которых один представляет собой насыщенный раствор эфира в воде, а другой – насыщенный

раствор воды в эфире. Однако при дальнейшем прибавлении эфира достигается такое соотношение между количеством воды и эфира в смеси, которое соответствует растворимости воды в эфире (состав x_2 на рис. 3.7, *a*, *б*). При этом жидкость снова станет однородной и будет представлять собой насыщенный раствор воды в эфире. После этого жидкость будет оставаться однородной и при дальнейшем прибавлении эфира.

Характер диаграмм $t-x$, y и $y-x$ будет изменяться в зависимости от того, является ли жидкость однородной или состоит из двух слоев (рис. 3.7). В первом случае будут иметь место закономерности, справедливые для смесей взаимно растворимых жидкостей, а во втором – закономерности, справедливые для смесей жидкостей, нерастворимых друг в друге.

В интервале состава ($x_1 - x_2$) - жидкость будет неоднородной. Подобные смеси имеют азеотропную точку (точка *A* на рис. 3.7).

3.2. Простая перегонка

К простой перегонке относится дистилляция.

Дистилляцией называют перегонку смеси с полной конденсацией полученных паров. Дистилляция может проводиться в установках непрерывного и периодического действия.

Простую перегонку можно проводить при атмосферном давлении или под вакуумом (для снижения температуры перегонки).

Для получения нужных фракций (или разгонного состава дистиллята) применяют фракционную, или дробную, перегонку (рис. 3.8, *a*).

Исходную смесь загружают в куб 1, имеющий змеевик для нагревания и кипячения этой смеси. Образующиеся пары конденсируются в теплообменнике – конденсаторе 2, дистиллят в нем же охлаждается до заданной температуры и поступает в один из сборников 3. После окончания процесса перегонки остаток сливают из куба 1 и вновь загружают в него исходную смесь.

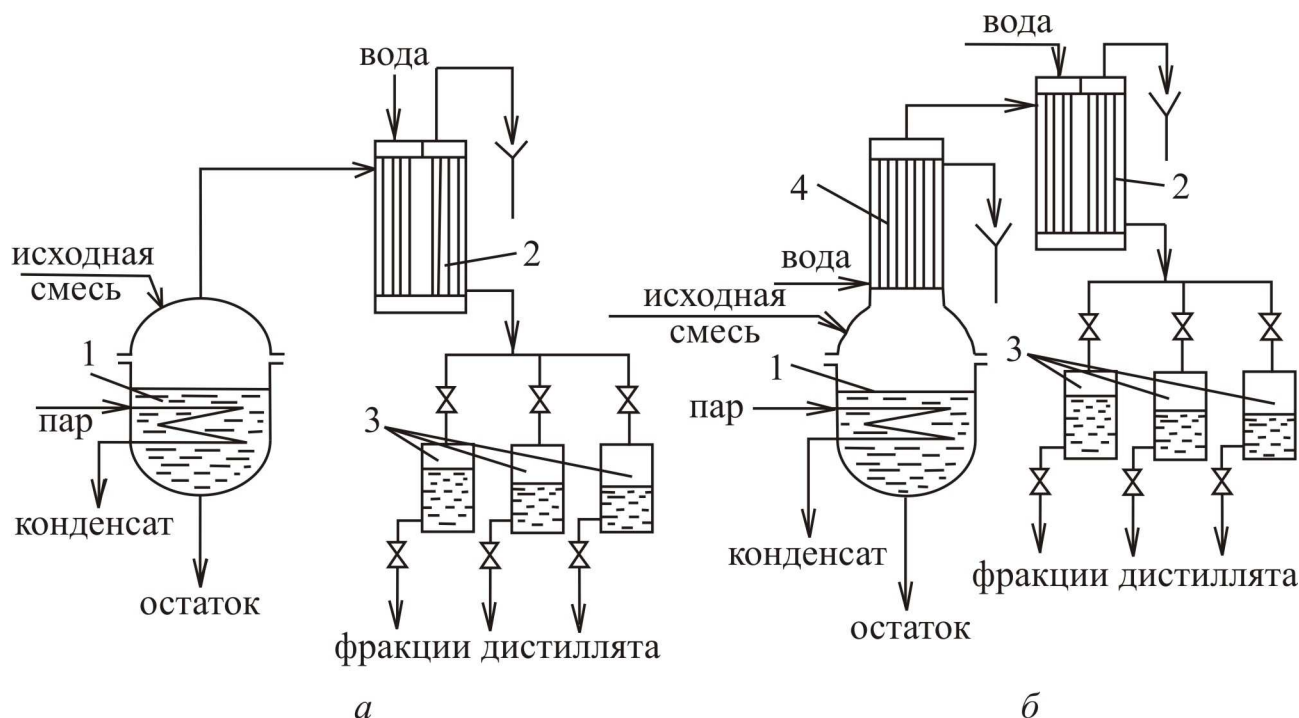


Рис. 3.8. Схема установок для простой перегонки (а) и перегонки с дефлегмацией (б): 1 – кубы – кипятильники; 2 – конденсаторы – холодильники; 3 – сборники; 4 – дефлегматор

При простой перегонке образующийся пар отводится из аппарата и в каждый данный момент времени находится в равновесии с оставшейся жидкостью (что принимается при анализе этого процесса). Для составления *материального баланса* простой перегонки полагаем, что количество жидкости в некоторый момент времени равно L , а ее состав x (по НК) и y^* (в паре над жидкостью). Тогда состав пара над жидкостью можно выразить как функцию состава жидкости $y^* = f(x)$. За бесконечно малый промежуток времени количество жидкости и состав ее изменяется и составляют соответственно $L - dL$ и $x - dx$. Количество образующегося за этот промежуток времени пара равно уменьшению количества жидкости dL , а его состав y^* является равновесным с x . Содержание НК в жидкости к началу рассматриваемого промежутка времени составляет Lx , а к концу - $(L - dL)(x - dx)$. Количество НК, перешедшего в пар за это время - dLy^* . Таким образом, уравнение материального баланса по НК за это время

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + dLy^* = Lx - dLx - Ldx + dLdx + dLy^*. \quad (3.6)$$

Величиной $dLdx$ как бесконечно малой величиной второго порядка можно пренебречь. Тогда уравнение (3.6) после соответствующих преобразований принимает следующий вид

$$dL/L = dx/(y^* - x).$$

Проинтегрировав это уравнение в пределах от x_F до x_W и от $L = F$ (т.е. начальное количество разделяемой смеси) до $L = W$ (конечное количество этой смеси), получим

$$\int_W^F (dL/L) = \int_{x_W}^{x_F} \left[dx/(y^* - x) \right] \text{ и } \ln F/W = \int_{x_W}^{x_F} \left[dx/(y^* - x) \right]. \quad (3.7)$$

В уравнении (3.7) функция $y^* = f(x)$ выражается кривой равновесия, которая является специфической для каждой системы жидкости – пар. Поэтому уравнение (3.7) обычно решают графически – построением зависимости $1/(y^* - x) = f(x)$. С помощью диаграммы $y - x$ для ряда значений x в интервале от x_F до x_W находят равные величины y^* и с учетом масштаба диаграммы (рис. 3.9) определяют значение интеграла в уравнении (3.7).

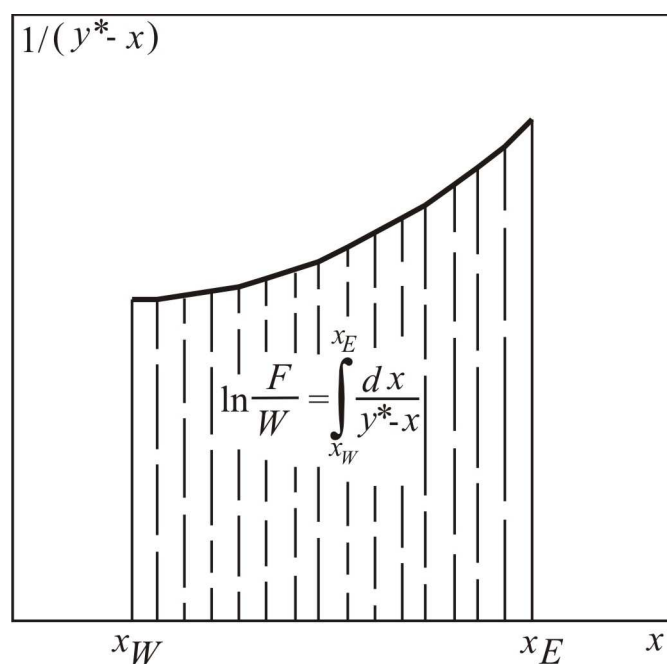


Рис. 3.9. К определению количества кубового остатка при простой перегонке

Количество получаемого дистиллята $P = F - W$. Количество получаемого кубового остатка W определяют из уравнения (3.7) и рис. 3.9, зная массу исходной смеси F , ее состав x_F и заданный состав кубового остатка x_W .

Средний состав получаемого дистиллята $x_{\text{ср}}$ определяют из уравнения материального баланса по НК:

$$Fx_F = Wx_W + (F - W)x_{\text{ср}}$$

откуда

$$x_{\text{ср}} = (Fx_F - Wx_W)/(F - W).$$

При расчете простой перегонки обычно определяют количество и средний состав дистиллята, состав кубового остатка. Степень разделения компонентов в условиях простой перегонки может быть повышена применением *дефлегмации* (см. рис. 3.8, б).

В этом случае пары из куба 1 поступают в дефлегматор 4, где они частично конденсируются. При этом конденсируются преимущественно ВК, а пары обогащаются НК. Полученный в дефлегматоре конденсат, или флегма, возвращается в перегонный аппарат (куб) и подвергается многократному испарению.

На рис. 3.10 представлена схема двухступенчатой дистилляционной установки непрерывного действия [1].

Бинарная взаимно растворимая смесь поступает в подогреватель 1 с параметрами, соответствующими точке A , и подогревается до состояния кипения, соответствующего точке B . В дистилляционном аппарате 2 получают пары смеси, соответствующие точке C . Далее пары с концентрацией x_2 поступают в конденсатор 3. Конденсация паров бинарной смеси протекает при $x_2 = \text{const}$, но с понижением ее температуры от t_1 до t_2 . После этого дистиллят поступает во вторую ступень дистилляционной установки, аппарат 4; во второй ступени получают пары с более высокой концентрацией ($x_3 > x_2$). Из аппарата второй ступени пары поступают в дефлегматор 5.

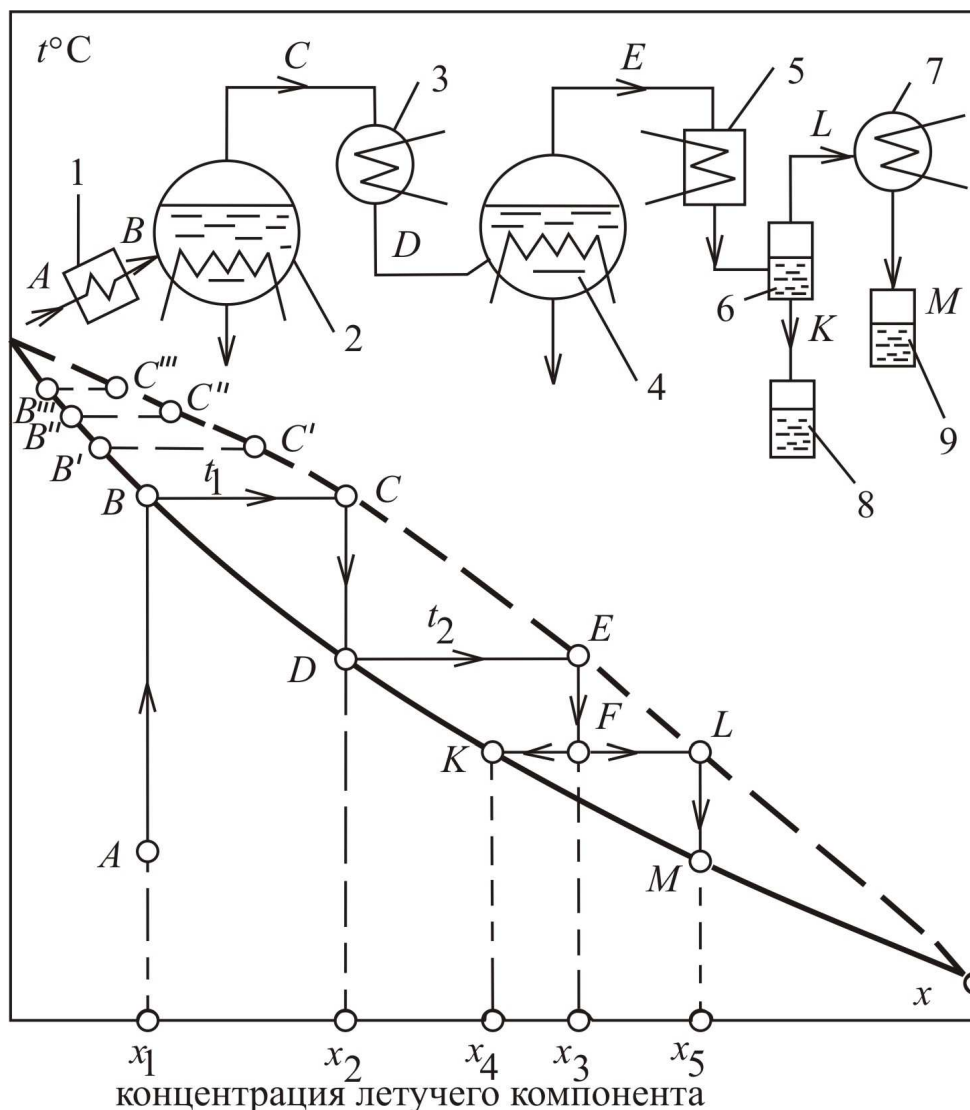


Рис. 3.10. Схема двухступенчатой дистилляционной установки с дефлегмацией и сепарацией паров во второй ступени и ее процесс на t, x – диаграмме

В дефлегматоре происходит частичная конденсация паров (линия EF), и получается влажный пар, соответствующий точке F . Влажный пар является смесью сухого пара с концентрацией, соответствующей точке 3 , и жидкости с концентрацией, соответствующей точке $Ж$. Затем влажный пар поступает в сепаратор 6 , в сепараторе от пара отделяется жидкость. Жидкость с концентрацией $x_4 < x_3$ поступает в дистилляционный бак 8 , а пары с концентрацией $x_5 > x_3$ направляются в конденсатор 7 , где превращаются в дистиллят, и из него поступают в бак готового продукта 9 .

В случае, когда дистилляция происходит в установке периодического действия, содержание летучего компонента в

дистилляционном кубе 2 (рис. 3.10) постепенно уменьшается, причем дальнейшая перегонка как в кипящей жидкости, так и в получаемых из нее парах идет при переменной увеличивающейся температуре. Содержание низкокипящего компонента в жидкости в начале кипения и в последующие моменты времени определяются на кривой кипения точками B , B' , B'' и т.д.; соответственно содержание этого компонента в парах определяется точками C , C' , C'' и т.д. на линии конденсации.

Содержание летучего компонента в парах, все время уменьшаясь, становится равным его первоначальному содержанию в кипящей жидкости, а затем становится еще меньше (точка C'''), с этого момента дальнейшая перегонка смеси становится нецелесообразной.

Перегонка с водяным паром [1]

Когда смешаны две взаимонерастворимые жидкости, то каждая из них полностью сохраняет свои свойства. Такая смесь легко может быть разделена на составные части отстаиванием. В этом случае парциальное давление каждого компонента не зависит от его содержания в смеси и равно давлению паров чистого компонента при той же температуре, т.е. температура кипения не зависит от соотношения компонентов:

$$p_A = P_A, \quad p_B = P_B \quad \text{и} \quad P = p_A + p_B = P_A + P_B.$$

Температура кипения такой смеси всегда ниже температуры кипения чистых компонентов, что используется для перегонки с паром нерастворимых в воде жидкостей. Эта температура постоянна независимо от состава жидкой смеси, пока в жидкости присутствуют хотя бы следы второго компонента. По исчезновении его температура возрастает скачкообразно до температуры кипения компонента, оставшегося в жидкой фазе. До этого момента в 1 м^3 пара над смесью содержится такое количество каждого компонента, какое заключалось бы в нем, если бы каждый из компонентов находился порознь при той же температуре.

Если в жидкость, не смешивающуюся с водой, добавить воду, температура кипения такой смеси при атмосферном давлении будет ниже 100°C . Действительно, так как при одной и той же температуре $P = P_A + P_B$, то при нормальном давлении $P_{\text{норм}} \quad P_B = P - P_A < P$, т.е.

$P_B < P_{\text{норм}}$, а насыщенному водяному пару давлением меньше $P_{\text{норм}}$ соответствует температура ниже 100°C . Эти же соотношения сохраняются и при любом другом давлении. Обычно температуру кипения определяют по кривым давления паров. Перегонку с водяным паром ведут обычно в кубах 1, снабженных паровой рубашкой, и барботером для ввода острого пара (рис. 3.11).

Расход пара на перегонку G_B определяется (теоретически) из соотношений

$$y_A = p_A / P = P_A / P, \quad y_B = p_B / P = P_B / P;$$

тогда, поскольку температура постоянна, постоянны и давления насыщенных паров:

$$y_A / y_B = P_A / P_B = \text{const.}$$

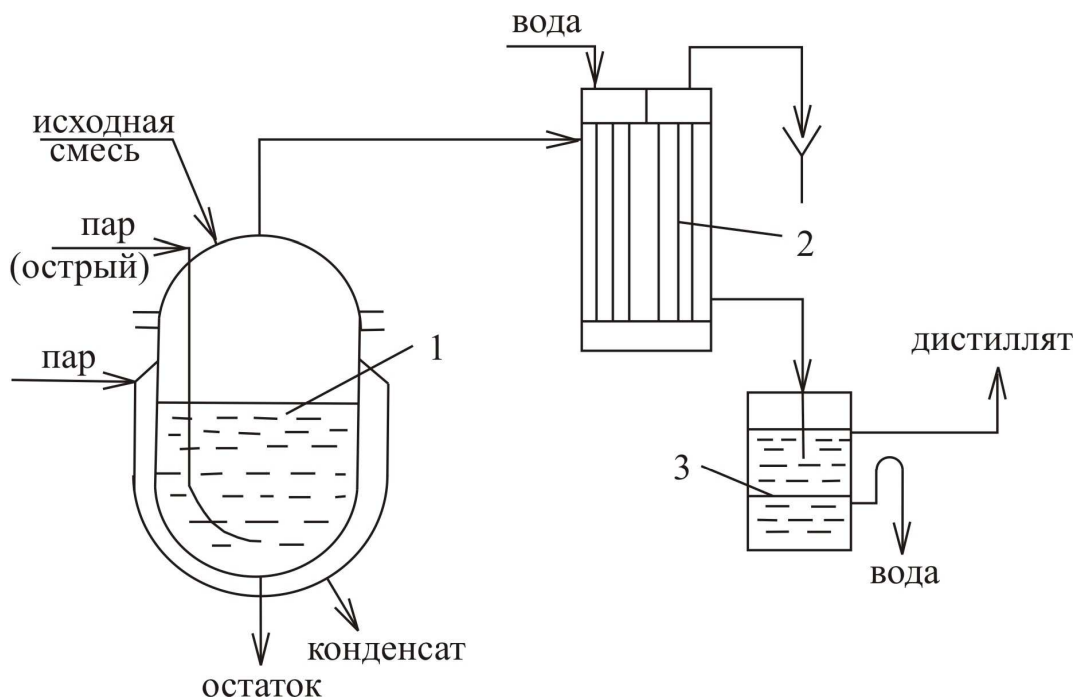


Рис. 3.11. Схема установки для перегонки с водяным паром:
1 – куб; 2 – конденсатор; 3 – отстойник

Иногда по аналогичному принципу проводят *перегонку с инертным газом* (азот, диоксид углерода и т.д.), которая позволяет снизить температуру процесса. Но перегонка с инертным газом более сложна, ведет к резкому снижению коэффициента теплоотдачи в

конденсаторе, сопровождается большим уносом очищаемого компонента с инертным газом.

Молекулярная дистилляция

Обычно молекулярную дистилляцию применяют для разделения нетермостойких смесей, температура кипения которых достаточно высока. Процесс проводят при температуре ниже точки кипения разделяемой смеси под глубоким вакуумом (остаточное давление порядка $10^2 - 10^3$ Па). При таких условиях плотность пара резко снижается, а длина свободного пробега молекул существенно увеличивается. Если на небольшом расстоянии от поверхности испарения жидкости, меньшем длины свободного пробега молекул (20 – 30 мм), установлена охлаждаемая стенка, то легко отрывающиеся от поверхности испарения молекулы НК попадут на эту стенку и конденсируются на ней.

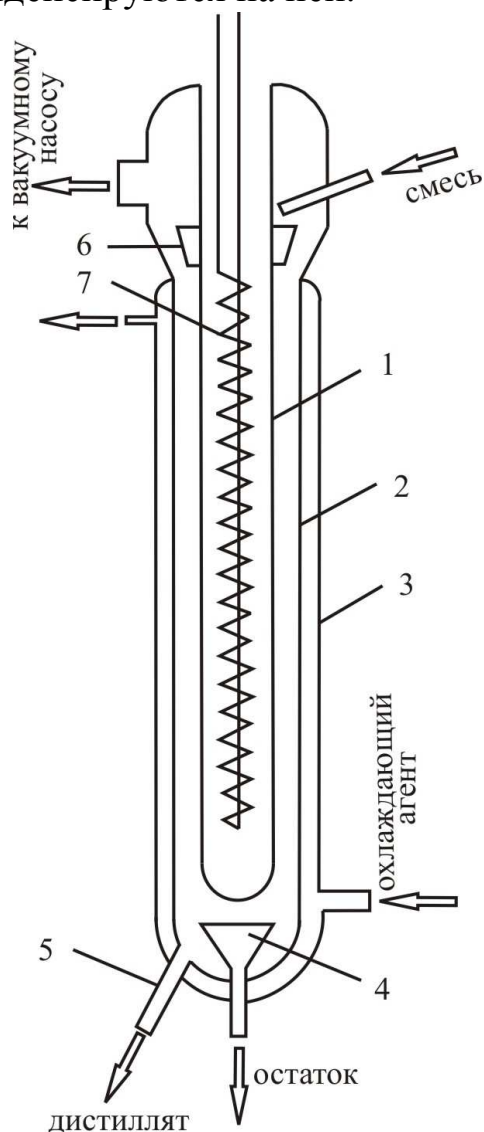


Рис. 3.12. Схема устройства одноступенчатого аппарата для молекулярной дистилляции: 1 – испаритель; 2 – конденсатор; 3 – рубашка; 4,5 – выходы соответственно кубового остатка и дистиллята; 6 – распределитель пленки исходной смеси; 7 – нагреватель испарителя

При этом равновесие между жидкостью и паром не устанавливается, так как образовавшиеся пары сразу удаляются с поверхности жидкости. Образовавшийся конденсат (рис. 3.12) – дистиллят удаляется из аппарата через штуцер 5, а кубовый остаток – с помощью воронки 4.

Процесс молекулярной дистилляции дорогостоящий, поэтому его применяют для разделения небольших количеств высокоценных веществ: витаминов, аминокислот, гормонов и т.п.

3.3. Ректификация

3.3.1. Сущность и принципы ректификации

Рассмотренными методами простой дистилляции жидкая смесь, как было показано, поддается разделению на множество фракций различного состава, но не может быть разделена на индивидуальные компоненты. Впрочем, если дистиллят, полученный в процессе простой дистилляции, подвергнуть вторично простой дистилляции, вновь образовавшийся дистиллят опять подвергнуть той же обработке и т.д., то после некоторого числа таких операций можно получить маленькое количество практически чистого низкокипящего компонента. Этим же путем можно получить также небольшое количество практически чистого высококипящего компонента. Помимо низкого выхода практически чистых компонентов и необходимости установки большого числа дистилляционных кубов и конденсаторов, осуществление описанного процесса потребовало бы значительного расхода теплоты и холода на многократное частичное испарение жидкостей и конденсацию паров.

Гораздо проще и со значительно меньшими расходами теплоты и холода бинарная жидкая смесь может быть полностью разделена на практически чистые низкокипящий (*A*) и высококипящий (*B*) компоненты о схеме, представленной на рис. 3.13, *a*. Представим себе ряд террасно расположенных и теплоизолированных дистилляционных кубов, из которых самый нижний, снабженный поверхностью нагрева, наполнен исходной бинарной жидкой смесью. При частичном испарении последней образующиеся пары равновесного состава поднимутся в дефлегматор, оттуда флегма будет стекать в верхний дистилляционный куб.

Исходную смесь, естественно, вводят в тот промежуточный дистилляционный куб, где содержится жидкая смесь того же состава.

Температура кипения бинарной жидкой смеси взаимно растворимых компонентов падает с ростом концентрации низкокипящего компонента (рис. 3.13, б).

Следовательно, пары, образовавшиеся в любом дистилляционном кубе, контактируя с менее нагретой жидкостью соседнего вышерасположенного куба, конденсируются здесь, вызывая частичное испарение жидкости за счет выделившейся теплоты конденсации. При этом из пара конденсируется преимущественно ВК, а из флегмы испаряется преимущественно НК.

Таким образом, стекающая флегма непрерывно обогащается ВК, а поднимающиеся пары – НК. В результате выходящий из колонны пар состоит почти целиком из НК.

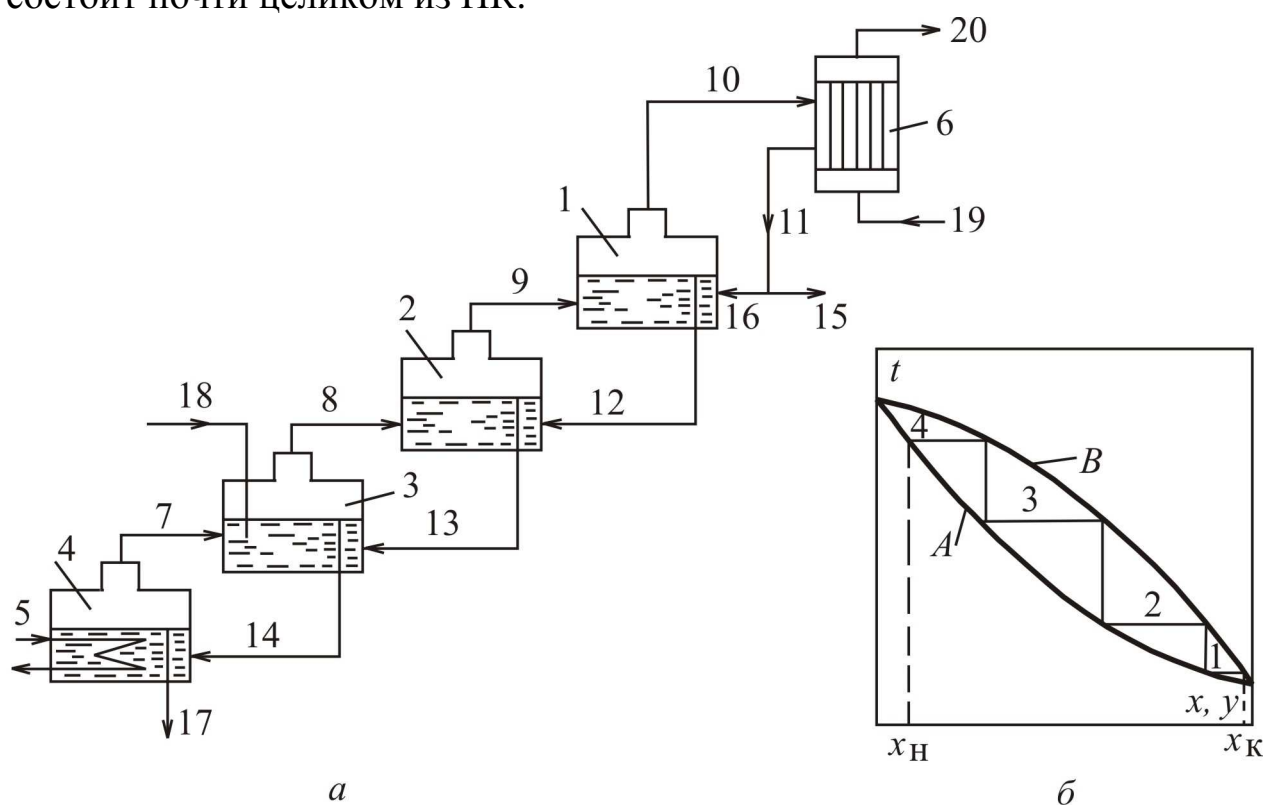


Рис. 3.13. Ректификация бинарной жидкой смеси: а – схема процессов: 1 – 4 – дистилляционные кубы; 5 – поверхность нагрева; 6 – дефлегматор; 7 – 10 – паровые потоки; 11 – 14 – перетоки жидкости; 15 – отвод дистиллята (целевого продукта); 16 – возврат части дистиллята обратно в первый куб; 17 – отвод кубового остатка; 18 – приток исходной смеси; 19 – 20 – вход и выход охлаждающей воды; б – диаграмма $t-x, y$ процесса: 1 – 4 – теоретические тарелки; А – линия кипения; В – линия конденсации

Пар конденсируют в специальном теплообменнике – конденсаторе или дефлегматоре 6 (рис. 3.13). Часть этого конденсата в виде флегмы идет на орошение колонны, другая часть – *дистиллят* или *ректификат* – отбирают как готовый продукт. Жидкость, выходящую из нижней части колонны, называют *кубовым остатком*. Для образования восходящих потоков паров устанавливается кипятильник 4, в котором происходит испарение части кубового остатка. Благодаря такому совмещению процессов конденсации и испарения отпадает необходимость в конденсаторах и испарителях при каждом кубе; вся система обслуживается одним дефлегматором (конденсатором) (после верхнего куба) и одним испарителем (в самом нижнем кубе).

В идеальном случае температуры жидкости и пара при их контакте в каждом кубе выравниваются, составы обеих фаз становятся равновесными, низкокипящий компонент (более летучий) диффундирует из жидкости в пар, а высококипящий – из пара в жидкость. Такой однократный контакт пара и жидкости, завершающийся достижением фазового равновесия, называется *равновесной ступенью*, или *теоретической тарелкой*. В примере (рис. 3.13) число теоретических тарелок равно числу последовательно соединенных дистилляционных кубов. На рис. 3.1.3, б изображены в диаграмме $t - x, y$ изотермы, соответствующие отдельным теоретическим тарелкам. Рассмотренный процесс разделения жидкой смеси называется *ректификацией*.

В технике каскад отдельных дистилляционных кубов заменяется барботажными, насадочными и пленочными колоннами. Для осуществления процесса ректификации колонны снабжаются внутренними или выносными дистилляционными кубами и конденсаторами (дефлегматорами).

Схема ректификационной установки непрерывного действия с простой колонной представлена на рис. 3.14.

Ректификационная колонна 3 имеет цилиндрический корпус, внутри которого установлены контактные устройства в виде тарелок или насадки. Снизу вверх по колонне движутся пары, поступающие в нижнюю часть аппарата из кипятильника 4. Пары проходят через слой жидкости на тарелках снизу вверх и конденсируются в дефлегматоре 5. Получаемая жидкость разделяется на дистиллят и флегму, которая направляется на верхнюю тарелку колонны. С помощью дефлегматора в колонне создается нисходящий поток жидкости.

Дистиллят охлаждается в холодильнике 7 и отводится в сборник верхнего продукта. Жидкость, поступающая на орошение колонны (флегма), представляет собой почти чистый НК – низкокипящий компонент.

Однако, стекая по колонне и взаимодействуя с паром, жидкость все более обогащается высококипящим компонентом (ВК), конденсирующимся из пара.

Часть жидкости поступает в кипятильник 4, обогреваемый глухим паром или другим теплоносителем, а другая часть отводится из колонны в виде кубового остатка (нижнего продукта). В качестве хладагентов в дефлегматоре и холодильнике 7, кроме воды могут использоваться и другие хладагенты. Например, при низкотемпературной ректификации – сжиженный этилен.

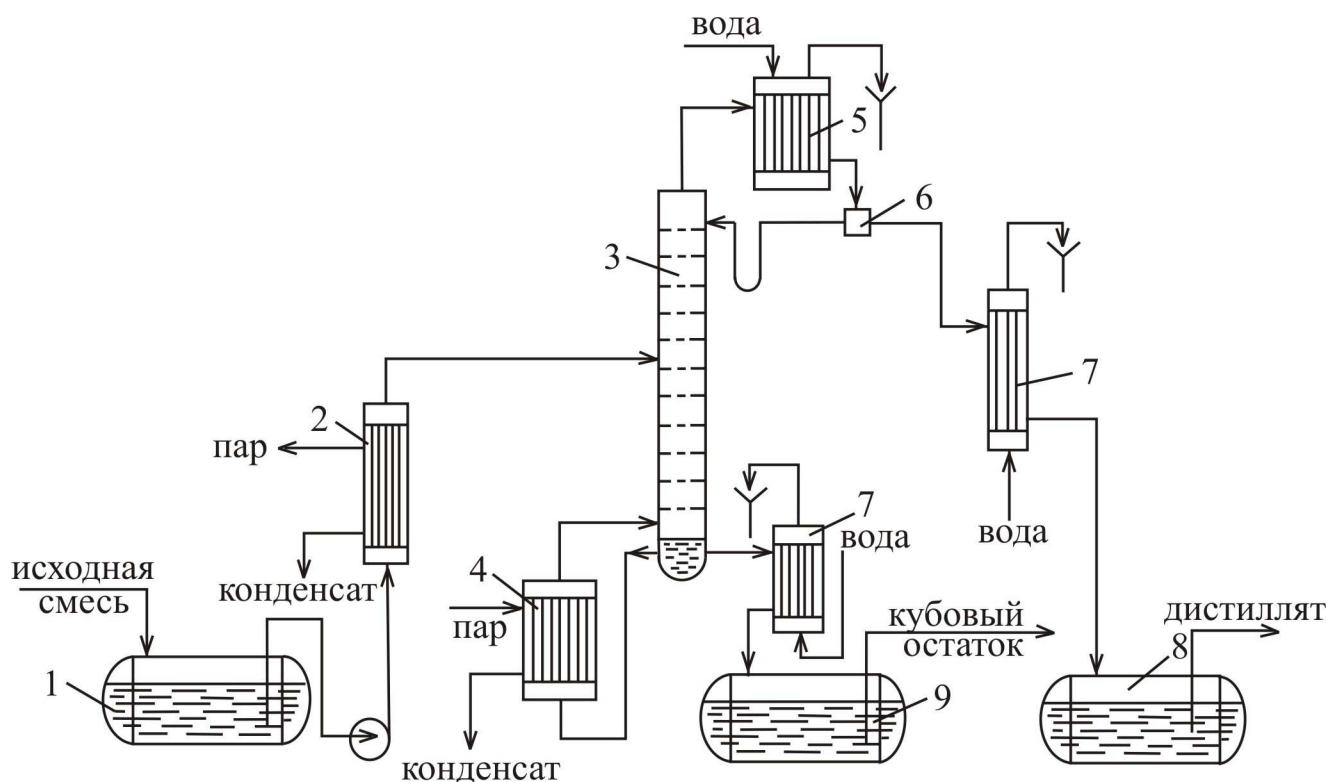


Рис. 3.14. Схема ректификационной установки непрерывного действия:

- 1 – емкость для исходной смеси; 2 – подогреватель; 3 – колонна;
- 4 – кипятильник; 5 – дефлегматор; 6 – делитель флегмы;
- 7 – холодильник; 8 – сборник дистиллята; 9 – сборник кубового остатка

Для непрерывного проведения ректификации необходимо, чтобы поступающая на разделение смесь соприкасалась со встречным потоком пара с несколько большей концентрацией ВК, чем в жидкой смеси.

Поэтому исходную смесь подают в то место ректификационной колонны 3, которое соответствует этому условию. Место ввода исходной смеси, нагретой до температуры кипения в подогревателе 2, называют *тарелкой питания*, или *питательной тарелкой*. Положение тарелки питания или ввода исходной смеси специально рассчитывается. Тарелка питания делит колонну на две части: верхнюю – *укрепляющую* и нижнюю – *исчерпывающую*. В укрепляющей части происходит обогащение поднимающихся паров низкокипящих компонентом, а в исчерпывающей – удаление НК.

3.3.2. Материальный баланс ректификационной установки. Уравнения рабочих линий.

Предварительно принимаются следующие основные допущения, мало искажающие действительный процесс, но существенно упрощающие его анализ и расчет:

1. Молярные теплоты испарения компонентов при одной и той же температуре приблизительно одинаковы (правило Трутона), поэтому каждый киломоль пара при конденсации испаряет 1 кмоль жидкости. Следовательно, количество поднимающихся паров (в киломолях) в любом сечении колонны одинаково;
2. В дефлегматоре не происходит изменения состава пара. Если весь пар конденсируется в дефлегматоре, то это положение полностью соответствует реальным условиям. Следовательно, состав пара, уходящего из ректификационной колонны, равен составу дистиллята, т.е. $y_D = x_D$;
3. При испарении жидкости в кипятильнике не происходит изменения ее состава. Следовательно, состав пара, образующегося в кипятильнике, соответствует составу кубового остатка, т.е. $y_W = x_W$;
4. Теплоты смешения компонентов разделяемой смеси равны нулю.

При этом предполагается, что перед подачей в колонну смесь подогревают до температуры кипения жидкости в том сечении колонны, в которое она поступает.

Расчетная схема установки представлена на рис. 3.15.

Введены следующие обозначения (рис. 3.15):

F , x_F - поток (кмоль/с) и концентрация (молярные доли) НК исходной смеси;

P , x_D - поток и концентрация НК дистиллята;

W , x_W - поток и концентрация НК кубового остатка;

Φ, x_Φ - поток и концентрация НК флегмы;
 G – количество пара (кмоль/с), выходящего из колонны.

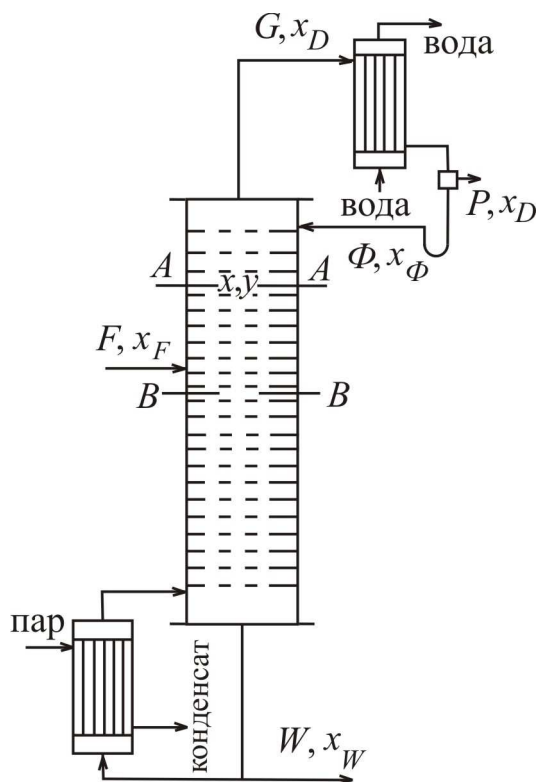


Рис. 3.15. К выводу уравнения материального баланса

Тогда материальный баланс колонны по всему потоку

$$F + \Phi = G + W,$$

но $G = P + \Phi$, и поэтому

$$F = P + W. \quad (3.8)$$

Материальный баланс по низкокипящему компоненту

$$Fx_F = Px_D + Wx_W. \quad (3.9)$$

Уравнения рабочих линий. Поскольку условия работы укрепляющей и исчерпывающей частей ректификационной колонны различны, то рассмотрим материальные балансы для них отдельно.

Для укрепляющей части колонны возьмем произвольное сечение $A - A$ (рис. 3.15), которому соответствуют текущие концентрации x и y , и составим материальный баланс по НК для верха этой части колонны:

$$Gy + Lx_D = Gy_D + Lx,$$

откуда

$$y = y_D - (L/G)(x_D - x), \quad (3.10)$$

где L – количество флегмы, стекающей в верхней части колонны.

Причем

$$L = \Phi = PR, \quad (3.11)$$

где R – флегмовое число, равное отношению количества флегмы к количеству отбираемого из колонны дистиллята $R = \Phi/P$.

Количество поднимающихся по колонне паров

$$G = \Phi + P = PR + P = P(R + 1). \quad (3.12)$$

Так как по принятому допущению $y_D = x_D$, то уравнение (3.10) при подстановке в него соответствующих значений L и G принимает вид

$$y = x_D - \frac{PR}{P(R+1)}(x_D - x) = \frac{R}{R+1}x - \frac{R}{R+1}x_D + x_D = \frac{R}{R+1}x - x_D \left(1 - \frac{R}{R+1}\right),$$

откуда получаем уравнение рабочей линии укрепляющей части колонны:

$$y = [R/(R+1)]x + x_D/(R+1). \quad (3.13)$$

При $x = x_D$ $y = x_D$, т.е. рабочая линия укрепляющей части колонны пересекает диагональ с абсциссой x_D , что и следовало ожидать, учитывая второе допущение.

Обозначим $R/(R+1) = A$, а $x_D/(R+1) = B$. Тогда уравнение (3.13) примет вид соотношения

$$y = Ax + B,$$

которое является уравнением прямой линии. В нем A – тангенс угла наклона α рабочей линии к оси абсцисс, а B – отрезок, отсекаемый рабочей линией на оси ординат (рис. 3.16, а).

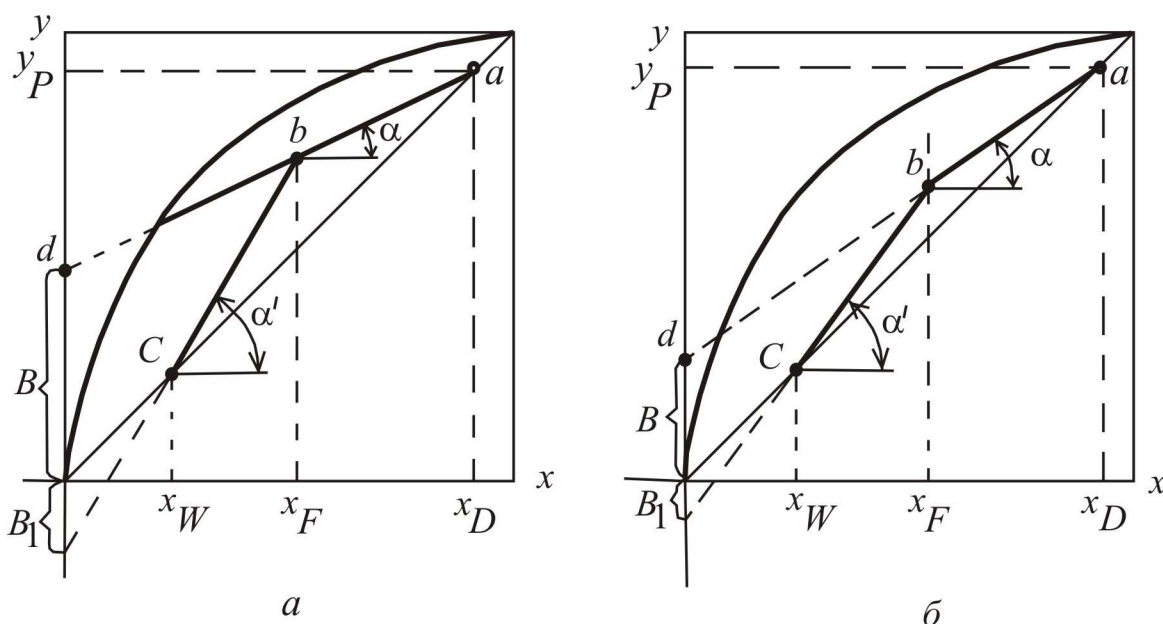


Рис. 3.16. К выводу уравнений рабочих линий верхней (а) и нижней (б) частей ректификационной колонны

При выводе уравнений рабочей линии *исчерывающей* части колонны следует учитывать, что количество орошения этой части колонны увеличивается на величину расхода F исходной смеси. Рассмотрим материальный баланс для низа исчерывающей части колонны – ниже произвольного сечения $B - B$ (рис. 3.15); текущие концентрации НК в фазах x и y .

Обозначим количества поднимающегося по нижней части колонны пара G' , а стекающей флегмы - L' . Тогда

$$G'y_W + L'x = G'y + L'x_W.$$

Если обозначить через $f = F/P$, то $F = Pf$. Количество стекающей по нижней части колонны флегмы

$L' = \Phi + F = PR + fP = P(R + f)$. Количество поднимающегося по колонне пара не меняется т.е.

$$G' = G = P(R + 1),$$

Откуда

$$y = y_W + (L'/G')(x - x_W) = y_W + (x - x_W)P(R + f)/[P(R + 1)],$$

Тогда с учетом того, что $y_W = x_W$, получим

$$\begin{aligned} y &= x_W + [(R + f)/(R + 1)](x - x_W) = \\ &= x_W + [(R + f)/(R + 1)]x - [(R - f)/(R + 1)]x_W = \\ &= [(R + f)/(R + 1)]x + x_W [1 - (R + f)/(R + 1)]. \end{aligned}$$

После соответствующих преобразований имеем

$$y = [(R + f)/(R + 1)]x - [(f - 1)/(R + 1)]x_W, \text{ или } y = A_1x - B_1, \quad (3.14)$$

где $A_1 = \text{tg } \alpha'$ (рис. 3.16, б); B_1 - отрезок, отсекаемый рабочей линией на оси ординат.

При $x = x_W$ $y = x_W$, т.е. рабочая линия исчерпывающей части колонны проходит через точку, лежащую на диагонали с абсциссой x_W .

Теперь выясним, где же эти линии пересекаются.

Ордината точки пересечения, определяемая по уравнениям (3.13) и (3.14), будет одинаковой. Следовательно, можно приравнять правые части этих уравнений

$$[R/(R + 1)]x + [x_D/(R + 1)] = [(R + f)/(R + 1)]x - [(f - 1)/(R + 1)]x_W,$$

или

$$Rx + x_D = (R + f)x - (f - 1)x_W.$$

Решая последнее выражение относительно абсциссы с координатой x , после простейших преобразований получаем $x = x_F$, т.е. абсцисса точки пересечения рабочих линий равна составу исходной смеси (т.е. эта точка соответствует сечению, на уровне которого подают питание в колонну). После этого можно построить рабочие линии для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны.

На оси абсцисс откладывают заданные концентрации x_F , x_D , x_W и находят точки a и c (рис. 3.16). Если величина R задана, то на оси ординат откладывают отрезок $B = x_D / (R + 1)$ и соединяют точку d с точкой a . Проведя вертикаль из точки x_F до пересечения с линией ad , находят точку b пересечения рабочих линий и соединяют ее с точкой c . Таким образом, получают рабочие линии ab – для укрепляющей и bc – для исчерпывающей частей колонны.

3.3.3. Минимальное флегмовое число

Анализ положения рабочих линий в зависимости от величины флегмового числа позволяет найти пределы изменения значений R и его выбор для оптимальной организации процесса. Практически флегмовое число не бывает задано, и его нужно правильно выбрать. Это особенно важно при больших производительностях установки.

Точка пересечения рабочих линий (точка b на рис. 3.17) зависит от величины $B = x_D / (R + 1)$, которая изменяется с изменением R (т.к. $x_D = \text{const}$).

Эта точка может перемещаться по вертикали, выходящей из точки с координатой на абсциссе x_F , в интервале отрезка b_0b_1 . Пересечение рабочих линий в точках b_2 и b_3 невозможно. Поясним, почему.

В одном случае (точка b_2) рабочая линия пересекает линию равновесия, что невозможно, поскольку при ректификации $y_1 < y_1^*$.

В другом пересечении рабочих линий в точке b_3 невозможно потому, что при этом концентрация НК в паре бала бы выше, чем в жидкой фазе, а при перегонке этого не может быть. Вот почему линии рабочих концентраций могут пересекаться по линии x_F только между диагональю и равновесной линией, т.е. только по линии b_0b_1 .

При пересечении рабочих линий в точке b_0 рабочие концентрации равны равновесным, что возможно только при бесконечно большой

поверхности массопередачи, так как при этом $\Delta y_{\text{ср}} = 0$. В этом случае (линия ad_1 на рис. 3.17) флегмовое число должно быть минимальным, а величина отрезка B – максимальной, т.е.

$$B_{\text{max}} = x_D / (R_{\text{min}} + 1) \text{ или } R_{\text{min}} = (x_D - B_{\text{max}}) / B_{\text{max}},$$

причем B_{max} определяют графически (рис. 3.17).

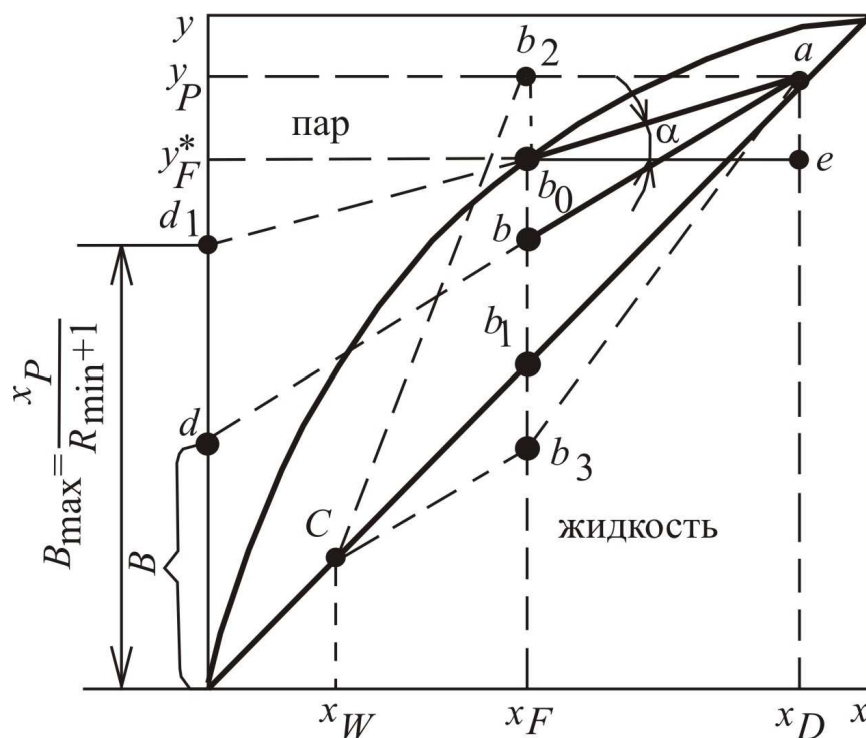


Рис. 3.17. К построению рабочих линий на диаграмме $y - x$

Из уравнения (3.13) рабочей линии верхней части колонны для рассматриваемого случая (т.е. для условия пересечения рабочих линий в точке b_0) следует, что

$$A = R_{\text{min}} / (R_{\text{min}} + 1) = \text{tg } \alpha,$$

откуда

$$\begin{aligned} \operatorname{tg} \alpha &= ae / (b_0 e) = (y_D - y_F^*) / (x_D - x_F) = \\ &= (x_D - y_F^*) / (x_D - x_F) = R_{\min} / (R_{\min} + 1). \end{aligned}$$

Решая уравнение относительно R_{\min} , получим

$$R_{\min} = (x_D - y_F^*) / (y_F^* - x_F) = (y_D - y_F^*) / (y_F^* - x_F). \quad (3.15)$$

При пересечении рабочих линий в точке b_1 на диагонали, т.е. если бы направления рабочих линий совпадали с диагональю диаграммы, отрезок на оси ординат B , был бы равен 0, и тогда $R = (x_D - 0) / 0 = \infty$. Практически это возможно при работе колонны без отбора дистиллята (т.е. колонна работает на себя) и $R = \Phi / 0 = \infty$. На практике рабочие линии пересекаются в точке b и $R > R_{\min}$, т.е. $R = aR_{\min}$ (где примерное значение $a = 1,1 \div 3$), где a – коэффициент избытка флегмы. Реальное флегмовое число может быть найдено по уравнению Джилиланда:

$$R = 1,3R_{\min} + 0,3. \quad (3.16)$$

Причем это значение R , близко к оптимальному.

3.3.4. Тепловой баланс ректификационной установки

Тепловой баланс ректификационной колонны непрерывного действия с дефлегматором составляется для определения расхода греющего пара на процесс ректификации (рис. 3.18).

Приход теплоты:

1. С исходной смесью

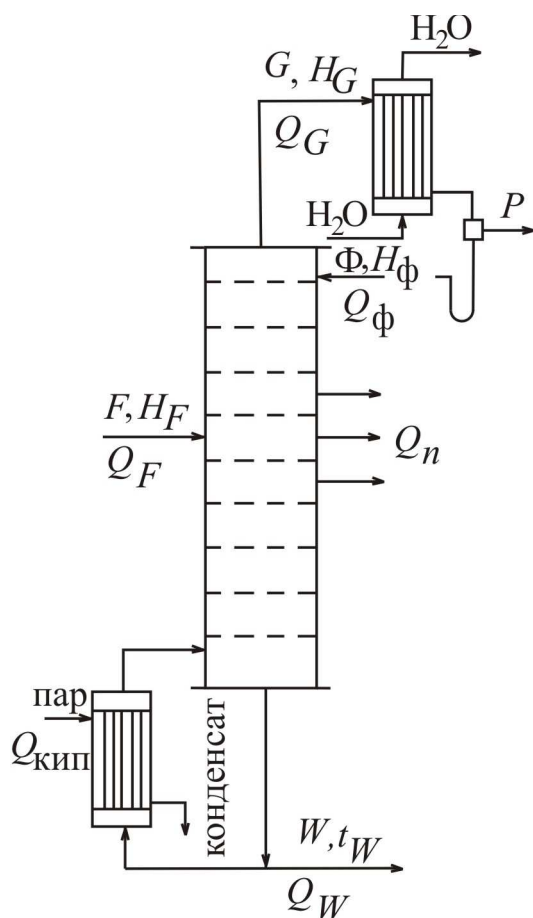
$$Q_F = Fc_F t_F;$$

2. С флегмой

$$Q_\Phi = \Phi c_\Phi t_\Phi;$$

3. С греющим паром в кубе

$$Q = G_{\text{гп1}} H_{\text{п}}. \quad Q_{\text{к}} = G_{\text{гп1}} (H_{\text{п}} - h_{\text{к}}).$$



- Расход теплоты:
1. С кубовым остатком

$$Q_W = W c_W t_W;$$

2. С парами низкокипящего компонента, уходящего из колонны

$$Q_G = G H_G;$$

3. Потери теплоты в окружающую среду $Q_{\text{пот}}$.

Рис. 3.18. К выводу уравнения теплового баланса ректификационной колонны

Таким образом,

$$G_{\text{гп1}} H_{\text{п}} + F c_F t_F + \Phi c_{\Phi} t_{\Phi} = W c_W t_W + G H_G + D h_{\text{к}} + Q_{\text{пот}}.$$

С учетом того, что $F = P + W$, $G = P(R + 1)$ и $\Phi = PR$, имеем (все расходы приводятся к размерности кг/с)

$$\begin{aligned} Q_{\text{к}} = G_{\text{гп1}} (H_{\text{п}} - h_{\text{к}}) = & W (c_W t_W - c_F t_F) + PR r_{\Phi} + \\ & + P (H_G - c_F t_F) + Q_{\text{пот}}. \end{aligned} \quad (3.17)$$

$$H_G = r_{\Phi} + c_D t_D,$$

где c_W, c_F, c_D - удельные теплоемкости кубового остатка, исходной смеси и дистиллята при соответствующей температуре, Дж/(кг·К); r_{Φ} - удельная теплота конденсации пара уходящего из колонны, Дж/кг.

Удельная теплоемкость смеси компонентов, Дж/(кг·К), определяется по уравнению

$$C_{\text{см}} = c_A \bar{x}_A + c_B (1 - \bar{x}_A), \quad (3.18)$$

где c_A, c_B - удельная теплоемкость чистых компонентов Дж/(кг·К)

Удельная теплота конденсации пара r_{Φ} , Дж/кг, определяется по уравнению

$$r_{\Phi} = r_A x_A + r_B (1 - x_A). \quad (3.19)$$

Расход греющего пара в кубе, кг/с, находится по уравнению

$$G_{\text{ГП1}} = Q_K / (H_{\text{П}} - h_{\text{К}}) = Q_K / r_{\text{П}}, \quad (3.20)$$

где $r_{\text{П}}$ - удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг.

Расход греющего пара на нагревание исходной смеси в подогревателе, кг/с

$$G_{\text{ГП2}} = Q_F / r_{\eta_{\text{П}}} = F c_F (t_F - t_0) / r_{\eta_{\text{П}}}, \quad (3.21)$$

где t_0 - начальная температура исходной смеси, °С; t_F - температура смеси, соответствующая температуре на питающей тарелке, °С; $\eta_{\text{П}}$ - коэффициент, учитывающий потери теплоты в окружающую среду.

Находится тепловая нагрузка дефлегматора – конденсатора, Вт

$$Q_{\text{д}} = P(R + 1)r_{\Phi} \text{ или дефлегматора } Q_{\text{д}} = PRr_{\Phi}. \quad (3.22)$$

Расход охлаждающей воды, кг/с, в дефлегматоре определяется по уравнению

$$G_D = Q_D / (c_B \Delta t), \quad (3.23)$$

а в холодильнике дистиллята по уравнению

$$Q_{xD} = P c_D (t'_D - t''_{D_{\text{кон}}}) / (c_B \Delta t), \quad (3.24)$$

в холодильнике кубового остатка

$$G_{xW} = W c_W (t'_W - t''_W) / (c_B \Delta t), \quad (3.25)$$

где t'_D, t''_D - температура дистиллята на входе и выходе из холодильника, °С; t'_W, t''_W - температура кубового остатка на входе и выходе из холодильника, °С; c_B - удельная теплоемкость воды при средней температуре, Дж/(кг·К); Δt - разность температуры воды на входе и выходе из теплообменника, °С – принимается для обратного водоснабжения 4 – 6 °С.

3.3.5. Определение числа тарелок [1 - 4]

Под теоретической тарелкой понимается такая ступень контакта на которой происходит изменения концентраций для данной фазы от рабочей до равновесной. Графическое определение числа теоретических тарелок может быть проведено на диаграмме равновесия (рис. 3.19).

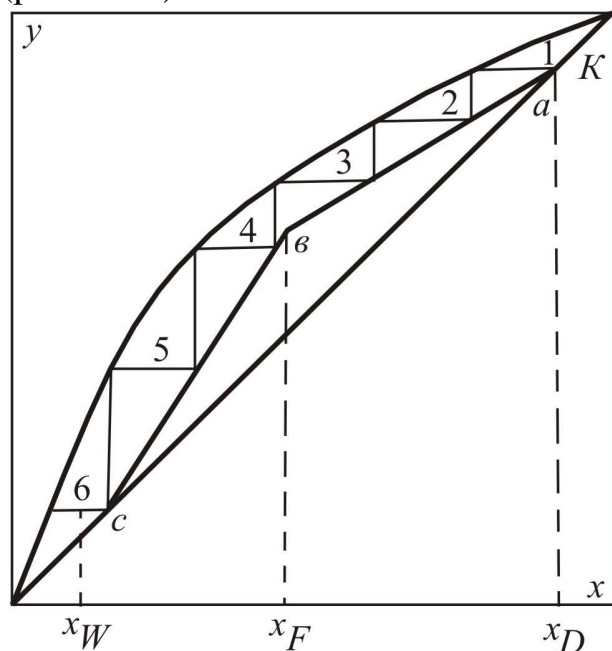


Рис. 3.19. Определение теоретического числа тарелок по диаграмме равновесия

Для этого проводится диагональ квадрата OK и вертикальные линии, соответствующие составам x_D , x_F , x_W . Отмечаются точки a , b и c . Проводятся рабочие линии процесса ректификации для нижней и верхней частей колонны.

Определение числа теоретических тарелок производят проведением горизонтальных и вертикальных отрезков между кривой равновесия и рабочими линиями ab и bc . Начиная от точки a , проводят горизонталь 1 до пересечения с кривой равновесия, затем вертикаль до пересечения с рабочей линией, после чего проводят горизонталь 2 и т.д. До точки b отрезки 1, 2, 3 проводят от верхней рабочей линии; после точки b процесс идет уже в нижней части колонны и горизонтальные отрезки 4, 5, 6 проводят от нижней рабочей линии. Последнюю горизонталь 6, проводят так, чтобы она пересекала прямую x_W . Число полученных при построении ступеней или треугольников соответствует числу теоретически необходимых тарелок ректификационной колонны. Каждый горизонтальный участок ступени соответствует изменению концентрации флегмы на тарелке, а вертикальный – изменению концентрации паров над этой тарелкой.

Более простым способом, предложенным П.Д. Лебедевым, теоретическое число тарелок можно определить при помощи фазовой диаграммы, как это показано на рис. 3. 20.

Для этой цели, как и в предыдущем случае, проводят прямые x_D , x_F , x_W . Построение процесса начинают от точки A . Процесс в дефлегматоре при полной конденсации паров соответствует вертикальной линии AB . Далее из точки B проводят горизонтальную линию BC , которую делят на отрезки CD и DB так, чтобы отношение DB/CD было равно выбранному флегмовому числу R . Из точки D проводят вертикаль DE , соответствующую процессу ректификации (частичной конденсации пара) на данной тарелке, затем проводят горизонтальную линию EF , которую делят на два отрезка в прежних соотношениях, и т.д. Определение числа тарелок по фазовой диаграмме дает те же результаты, но более просто, так как оно не требует построения линий концентраций.

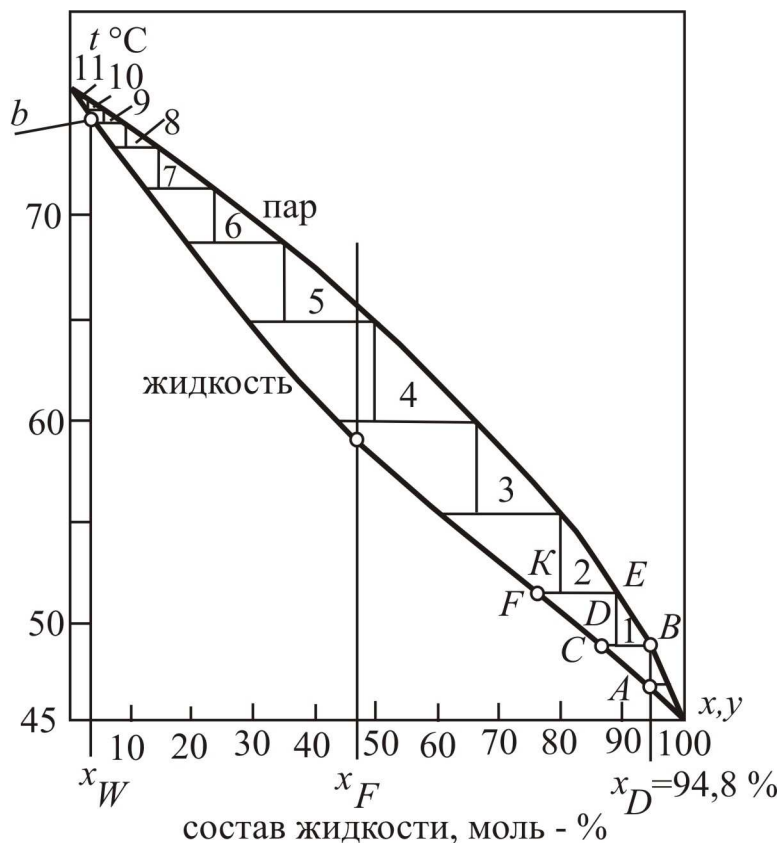


Рис. 3.20. Определение теоретического числа тарелок по $t, x - y$ диаграмме

Как видно из рис. 3.20 число тарелок зависит только от флегмового числа R . Чем больше R , тем меньше число тарелок. Полученное графическим методом число тарелок из-за несовершенства аналитического описания процессов тепло- и массообмена увеличивают в некоторых случаях в два раза. Опыты многих исследователей показывают, что КПД тарелки зависит от многих факторов и в первую очередь определяется: а) величиной поверхности контакта паровой и жидкой фаз; б) скоростью прохождения пара и жидкости через колонну; в) расстоянием между тарелками; г) высотой слоя жидкости на тарелке, через которую проходят пары; д) давлением в колонне; е) физико-химическими свойствами перегоняемой смеси и т.п.

Зависимость между реальным и теоретическим числом тарелок определяется формулой

$$n = n_T / \eta$$

где n и n_T - реальное и теоретическое число тарелок; η - КПД тарелки. КПД также часто обозначают E_M .

КПД тарелки изменяется в довольно широких пределах. В связи с этим А.Н. Плановским и А.Г. Касаткиным был предложен метод расчета реальных тарелок с помощью кинетической кривой.

Графическое определение числа реальных тарелок проводится в следующей последовательности. На диаграмме равновесия строятся рабочие линии процесса ректификации (рис. 3.21).

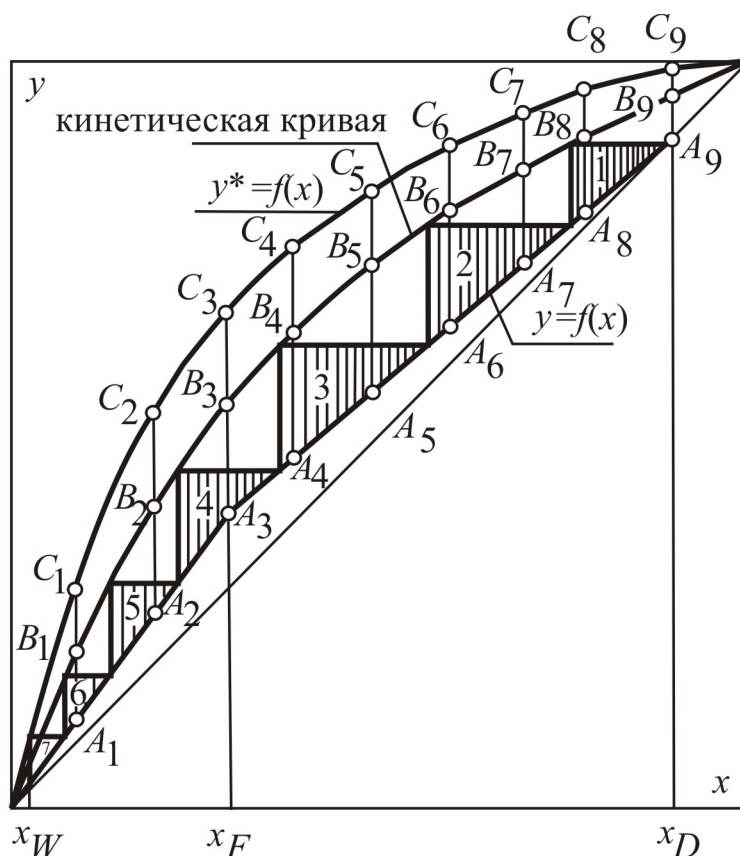


Рис. 3.21. Определение числа реальных тарелок для процесса ректификации по кинетической кривой на диаграмме равновесия

Весь диапазон изменения состава по низкокипящему компоненту делится на ряд интервалов. Вертикальные отрезки между рабочей линией и линией равновесия делятся пропорционально коэффициенту извлечения E_y (рис. 3.21) $AC/BC = E_y$. Находится величина отрезка BC для каждого интервала

$$B_i C_i = A_i C_i / E_y.$$

От точки C_i на кривой равновесия откладываются отрезки C_iB_i и проводится через точки OB_1B_2 и т.д. кинетическая кривая.

Между кинетической кривой и рабочими линиями концентрации для верхней и нижней части колонны строят ступени, общее число которых и определяет необходимое число реальных тарелок (без учета уноса жидкости с нижних тарелок на верхние тарелки). Этот метод позволяет определять также число реальных тарелок при переменном значении коэффициента массопередачи с учетом уноса.

Этот метод базируется на уравнениях массопередачи (по численным значениям объемных коэффициентов массопередачи).

3.3.6. Выбор рабочего флегмового числа

Типичная зависимость числа теоретических тарелок (ЧТТ) (а значит и высота ректификационной колонны) от величины R представлена на рис. 3.22, который построен на основе анализа работы ректификационной колонны.

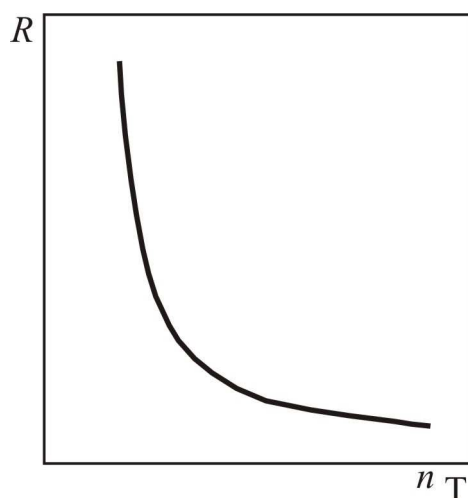


Рис. 3.22. Зависимость ЧТТ (n_T) от величины флегмового числа (R)

Из этого рисунка видно, что с увеличением флегмового числа ЧТТ уменьшается. Но увеличение значения R ведет к росту расхода теплоты (греющего пара) на проведение процесса ректификации и охлаждающей воды. Поэтому вопрос выбора оптимального флегмового числа наиболее правильно решать путем технико – экономического расчета процесса (рис. 3.23).

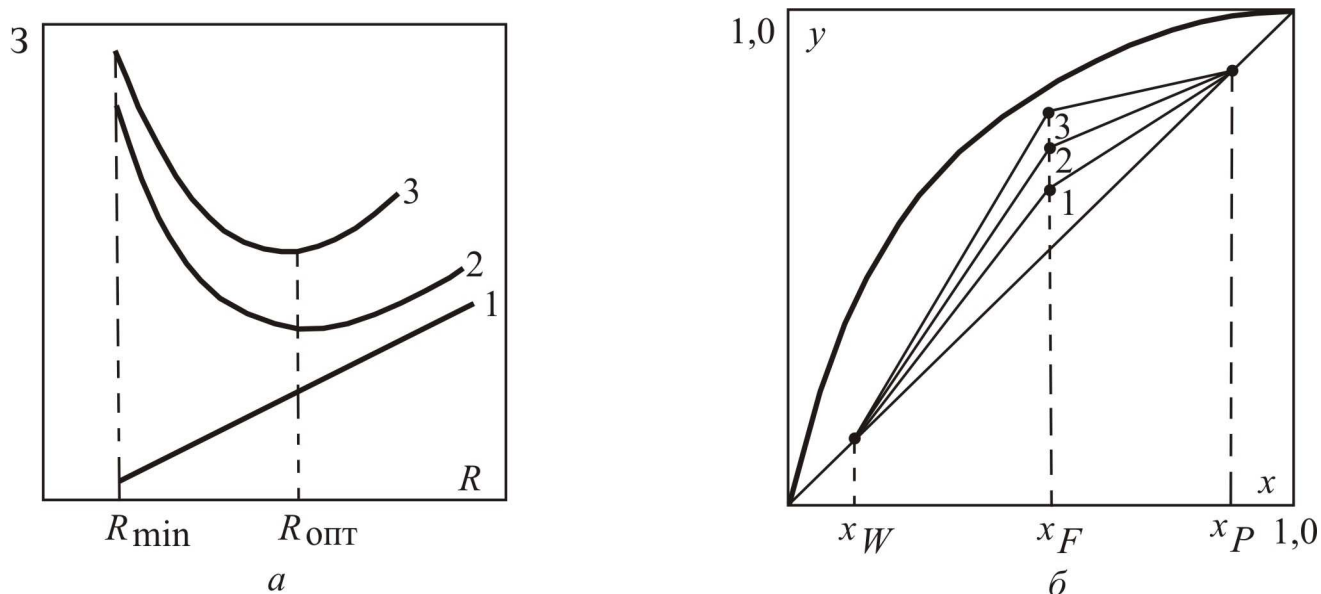


Рис. 3.23. К определению оптимального флегмового числа с помощью технико – экономического расчета процесса: 1 – эксплуатационные затраты (3); 2 – капитальные вложения; 3 – общие затраты на ректификацию

Эксплуатационные затраты 1 возрастают пропорционально величине R , поскольку они в основном определяются расходом теплоты на проведение процесса. Отметим, что капитальные вложения с увеличением R снижаются до определенного значения R , после чего наблюдается некоторое их увеличение. Это объясняется тем, что с увеличением R увеличивается и плотность орошения колонны, а это часто приводит к снижению допустимой скорости пара в колонне и, следовательно, к росту ее диаметра. Последнее влечет за собой увеличение объема колонны. Рост флегмового числа приводит, кроме того, к росту поверхности теплообмена кипятильника и дефлегматора. Все это приводит к увеличению капитальных вложений. Таким образом, кривая, отражающая суммарные затраты на проведение ректификации, должна иметь минимум, который и определяет оптимальное флегмовое число $R_{\text{опт}}$.

Часто для упрощения выбор оптимального флегмового числа проводят по следующей методике. Задаются рядом значений R в пределах $R_{\text{min}} < R < \infty$ и получают ряд положений рабочих линий на диаграмме $y-x$ (рис. 3.22, б) с точками пересечения по вертикали с абсциссой x_F 1, 2, 3 и т.д. Для этих положений рабочих линий определяют соответственно число единиц переноса n_{0y} и затем строят

графическую зависимость $n_{0y}(R+1) = f(R)$. Величину $n_y \sim H$ (где H – высота колонны), а $(R+1) \sim G$ (где G – расход пара, выходящего из колонны; в данном случае величина G – отнесена к 1 кмоль дистиллята). Отметим, что к тому же сечению колонны $S \sim G$, т.е. произведение $n_{0y}(R+1) \sim HS \sim V$ (где V – объем колонны). Таким образом, величина $n_{0y}(R+1)$, характеризует как эксплуатационные затраты, так и капитальные вложения. На рис. 3.24 представлена типичная зависимость $n_{0y}(R+1) = f(R)$. Для упрощения построения графика этой зависимости вместо величины n_{0y} на оси ординат можно поставить $n_T(R+1)$.

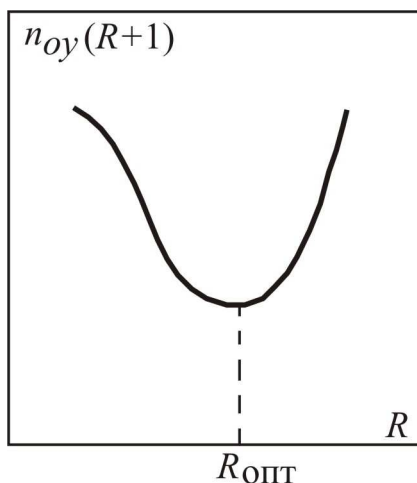


Рис. 3.24. К выбору оптимального флегмового числа

3.3.7. Расчет ректификации методом последовательных приближений (потарелочный расчет колонны)

Примем допущения, упрощающие расчет и мало искажающие физическую картину процесса:

1. Жидкость на тарелке полностью перемешана;
2. Молярные расходы пара и жидкости по колонне не изменяются;
3. В дефлегматоре и кипятильнике не происходит изменения состава пара и жидкости.

Рассмотрим в колонне две соседние тарелки n и $(n+1)$ (рис. 3.25).

Для компонента смеси записываются уравнения рабочих линий и уравнения равновесия:
для верха колонны:

$$y = x \frac{R}{R+1} + \frac{x_D}{R+1};$$

ДЛЯ НИЗА КОЛОННЫ;

$$y = x \frac{(f+R)}{R+1} - x_W \frac{(f-1)}{R+1}.$$

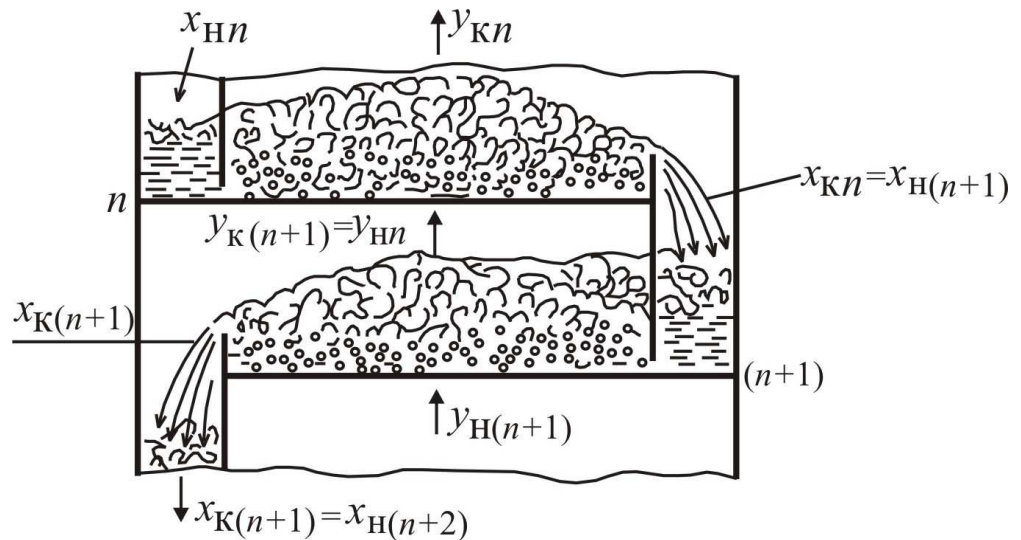


Рис. 3.25.

В пределах $R_{\min} < R < \infty$ - определяется рабочее R .

Из уравнения материального баланса и уравнения массопередачи имеем:

$$G(y_{Kn} - y_{Hn}) = K_y F \Delta y_{\text{ср}};$$

где

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{(y_n^* - y_{Hn}) - (y_n^* - y_{Kn})}{\ln \frac{(y_n^* - y_{Hn})}{(y_n^* - y_{Kn})}}.$$

Отсюда:

$$\ln \frac{(y_n^* - y_{Hn})}{(y_n^* - y_{Kn})} = \frac{K_y F}{G} = n_{Oy}.$$

С учетом уравнений равновесия и рабочей линии по этому уравнению определяют функциональную зависимость $x_{Kn} \sim y_{Kn}$ при известном значении n_{Oy} (ЧЭП).

Значение коэффициента распределения m находят из соотношения:

$$m = \frac{\Delta y_{cp}}{\Delta x_{cp}}.$$

Состав пара $y_{K(n+1)}$ определяют с помощью уравнения рабочих линий.

Расчет ведут, задавшись составами дистиллята и кубового остатка от верхней и нижней тарелок к тарелке питания до схождения материального баланса.

Для более точного расчета колонны необходимо учитывать структуру потока жидкости на тарелке. Для этого используются комбинированные модели [3, 5].

3.4. Перегонка нефти

Нефтяные топлива являются важнейшим источником энергии и их роль с каждым годом возрастает.

Топлива получают из углеводородного сырья – нефти. Нефть – не индивидуальное химическое соединение, а смесь соединений. Нефть состоит из нескольких тысяч разных компонентов. Некоторые из них, простые, например метан (CH_4), и более сложные – пропан (C_3H_8), бутан (C_4H_{10}), декан ($C_{10}H_{22}$) и др. Каждое из этих соединений характеризуется своей собственной температурой кипения. Это важное и наиболее широко используемое в нефтеперерабатывающей промышленности физическое свойство нефти. Если нагреть нефть до определенной температуры (например, до $70^\circ C$), то она некоторое время кипит, а затем кипение прекращается. Затем, далее нагревая нефть (например, до $150^\circ C$), она снова начинает кипеть, а через некоторое время опять перестанет. Повторяя такие процессы с

возрастанием температуры в сосуде будет оставаться все меньше и меньше нефти. Очевидно, что на первой стадии нагрева испаряются соединения с температурами кипения ниже 70°C , при дальнейшем нагреве соединения, что кипят в интервале от 70°C до 150°C , и так далее. Измеряя количество испарившейся нефти (или остатка) можно получить *кривую разгонки* нефти (рис. 3.26) [15].

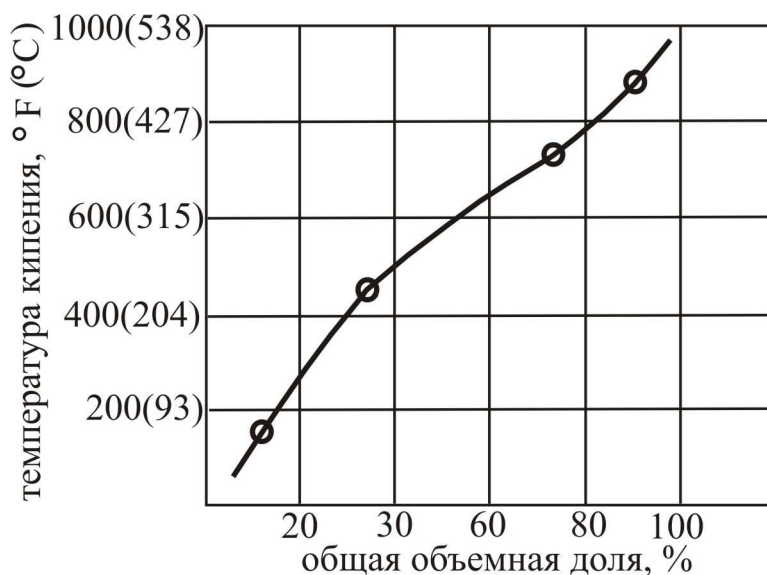


Рис. 3.26. Кривая разгонки сырой нефти

Каждый вид сырой нефти характеризуется своей собственной кривой разгонки. Как правило, чем больше атомов углерода в соединении, тем выше его температура кипения.

При перегонки нефти используется понятие фракции (или погон). Фракция объединяет все соединения, которые кипят между какими либо двумя температурами, а эти температуры называют границами кипения фракции или пределами выкипания.

Для получения нефтяных топлив наиболее широко используется *фракционная* ректификация (перегонка), т.е. выделение из нефти отдельных фракций по температурам кипения (рис. 3.27).

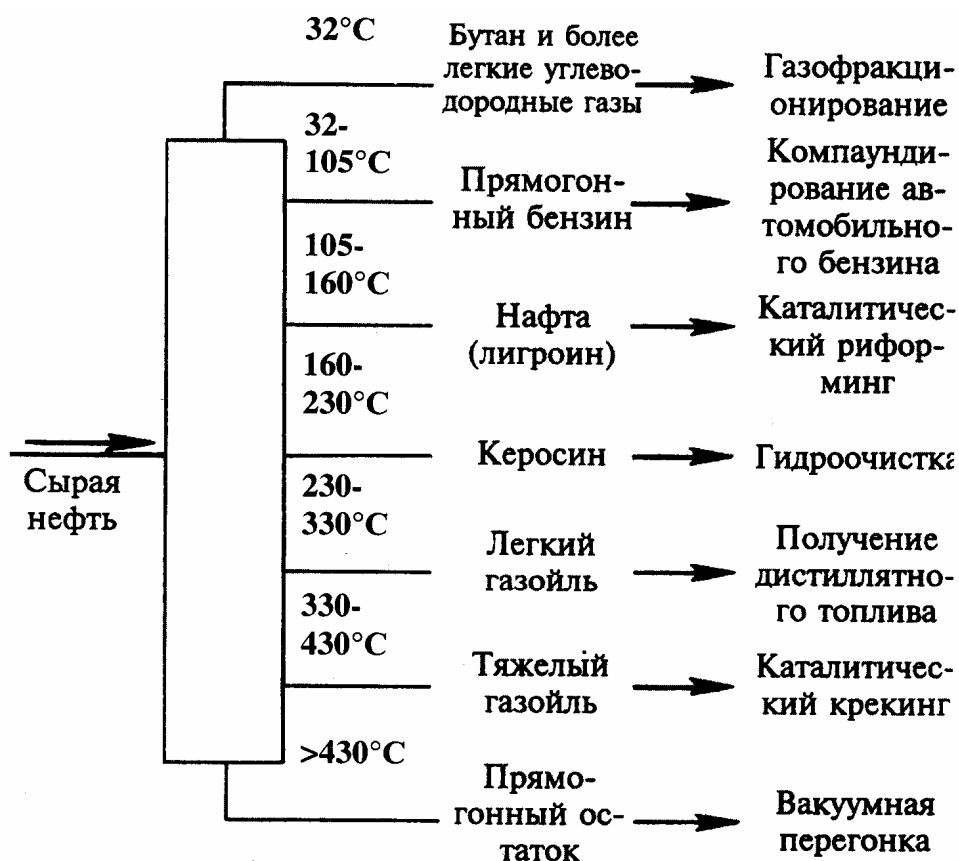


Рис. 3.27. Перегонка нефти и назначение продуктов [15]

На данном рисунке схематично показан процесс перегонки нефти. На самом деле в нефтепереработке используется не одна, а несколько сложных колонн для получения компонентов нефтяных топлив.

3.5. Технологические схемы ректификационных установок

В простой ректификационной колонне исходная бинарная смесь разделяется на два продукта: ректификат и остаток (рис. 3.28). Разделение происходит в одной колонне.

При непрерывной ректификации многокомпонентных смесей в установке должна быть не одна колонна, а больше, так как в одной колонне можно разделить смесь только на два продукта. В общем случае число колонн N равно числу компонентов n разделяемой смеси минус 1, т.е.

$$N = n - 1.$$

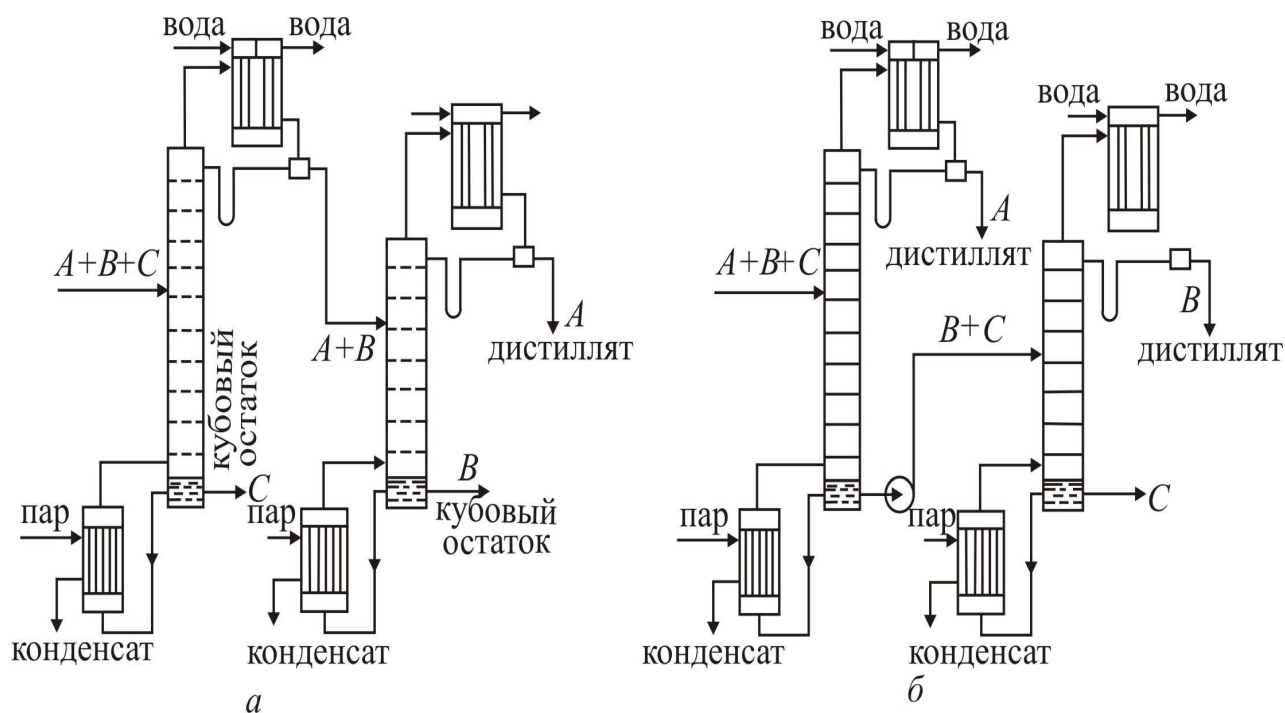


Рис. 3.28. Варианты (а, б) схем ректификации трехкомпонентных смесей при разделении многокомпонентной смеси

Поясним это на примере разделения трехкомпонентной смеси (рис. 3.28). Для этого случая разделения возможны два варианта организации процесса. По варианту *а* два наиболее летучих компонента $A+B$ переходят в дистиллят, высококипящий компонент C остается в кубовом остатке, а смесь $A+B$ поступает в другую колонну. По варианту *б* в кубовом остатке остается смесь компонентов $B+C$, которые направляются в другую колонну на разделение. Таким образом, все последующие колонны при многокомпонентной ректификации должны состоять из двух частей – укрепляющей и исчерпывающей [1].

При разделении многокомпонентной смеси колонны могут быть соединены различным образом, что и определяет последовательность выделения компонентов из смеси. С увеличением числа компонентов число возможных вариантов соединения колонн быстро возрастает. На рис. 3.29 приведены два основных варианта схем соединения простых колонн при разделении четырехкомпонентной смеси: последовательный и последовательно-параллельный. Комбинированием приведенных двух основных вариантов можно получать различные схемы. При этом методы расчета колонн для многокомпонентных смесей сводятся к расчету колонн как для бинарных смесей, т.е. смесь представляется как

псевдобинарная. Параметры в этих случаях определяются по принципу аддитивности [10].

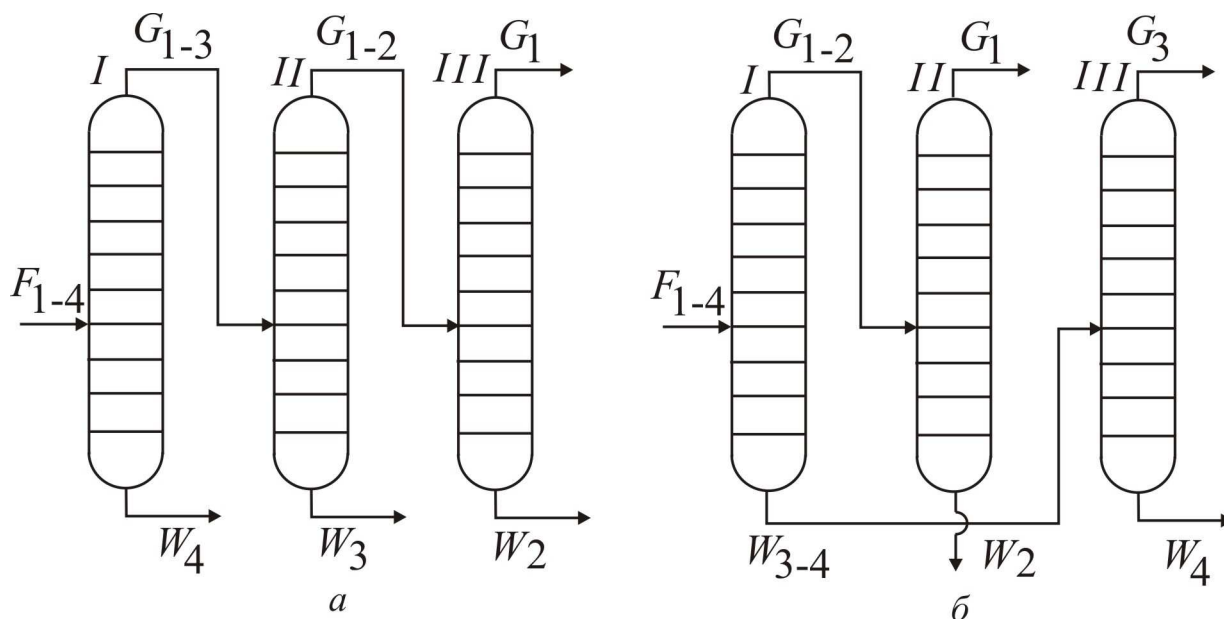


Рис. 3.29. Два основных варианта схем соединения простых колонн при ректификации четырехкомпонентной смеси: *а* – последовательное соединение; *б* – последовательно – параллельное соединение; *I, II, III* – номера колонн

Экстрактивная и азеотропная ректификация [1]

Уровень трудности разделения смесей с близкими температурами кипения может быть оценен с помощью коэффициента относительной летучести $\alpha = P_A/P_B$. Если значение α невелико, то такую смесь можно разделять под вакуумом. Вместе с тем часто экономически целесообразнее в этом случае оказывается использование метода, основанного на введении в разделяемую смесь дополнительного – *разделяющего* – компонента избирательного действия.

В разделяющем компоненте, который является высококипящим по отношению к одному из двух компонентов исходной смеси, этот последний хорошо растворим, а второй компонент либо нерастворим, либо труднорастворим. Присутствие третьего – *разделяющего*, или *экстрагирующего*, - компонента приводит к снижению сил притяжения нерастворимого компонента в растворе к остальным частицам и в результате этого – к увеличению его относительной летучести в системе [1].

Таким образом, разделяющий агент обладает избирательным действием – повышает давление пара НК в большей степени, чем давление пара ВК. Резкое увеличение α облегчает разделение исходных компонентов, но влечет за собой последующий процесс разделения смеси хорошо растворимого и экстрагирующего компонентов, которые удаляются с остатком. Описанный метод разделения называют *экстрактивной ректификацией*. Схема установки для проведения экстрактивной ректификации представлена на рис. 3.30.

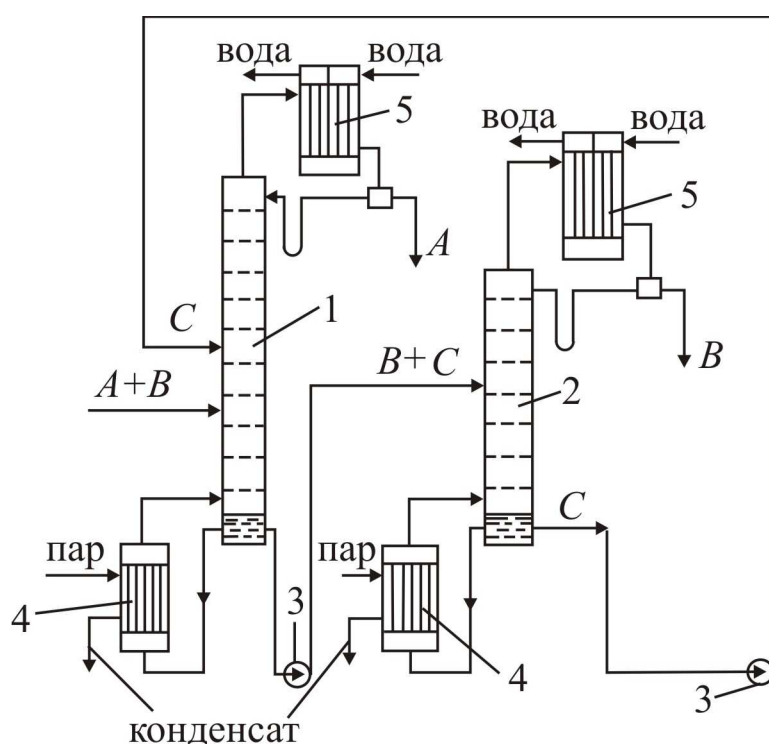


Рис. 3.30. Схема установки для экстрактивной ректификации бинарной смеси: 1 – колонна для экстрактивной ректификации; 2 – колонна для разделения продукта B и экстрагирующего компонента C ; 3 – насосы; 4 – кипятильники; 5 – конденсаторы

В отличие от экстрактивной, *азеотропная ректификация* заключается в осуществлении процесса в присутствии разделяющего компонента, образующего с компонентами разделяемой смеси один или несколько азеотропов, которые в основном отбираются в виде дистиллята.

Исходную смесь, состоящую из компонентов A и B , подают на тарелку питания колонны 1 для экстрактивной ректификации. Несколько выше тарелки питания вводят разделяющий агент C . Низкокипящий компонент отбирают в виде дистиллята, а смесь высококипящего компонента B и разделяющего компонента C из нижней части колонны 1 направляют на разделение в колонну 2. Разделяющий компонент, отбираемый в виде кубового остатка, возвращают на орошение колонны 1.

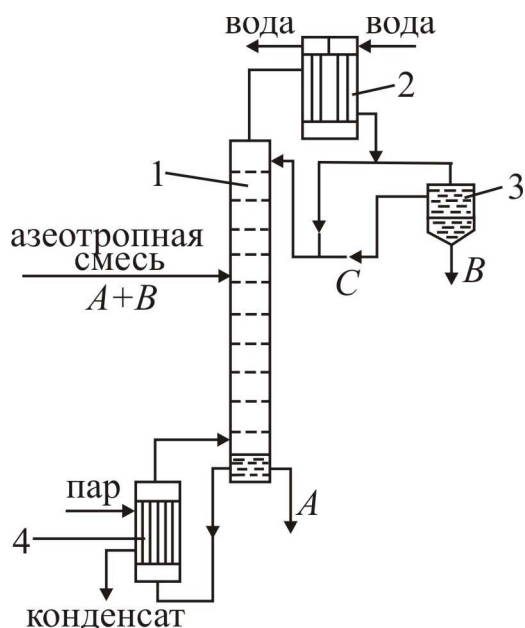


Рис. 3.31. Схема установки для азеотропной ректификации:
 1 – колонна; 2 – конденсатор;
 3 – отстойник; 4 - кипятильник

При азеотропной ректификации (рис. 3.31) исходную азеотропную смесь подают на тарелку питания колонны, которая орошается сверху разделяющим агентом C. Расход разделяющего агента в основном зависит от состава исходной смеси. Так, при азеотропной ректификации расход разделяющего компонента увеличивается с повышением в исходной смеси концентрации тех компонентов, которые отбирают в дистиллят.

При экстрактивной ректификации, наоборот, расход разделяющего компонента возрастает при увеличении в исходной смеси концентрации компонентов, отбираемых в виде кубового остатка.

Наиболее сложной задачей при использовании методов экстрактивной и азеотропной ректификации является выбор разделяющего компонента, который должен удовлетворять следующим требованиям:

- 1) Обеспечивать возможно большее повышение коэффициента относительной летучести разделяемых компонентов;
- 2) Достаточно легко регенерировать;
- 3) Хорошо растворять разделяемые компоненты для предотвращения расслаивания жидкой фазы при температурных условиях в колонне;
- 4) Быть безопасным в обращении, доступным, дешевым, термически стабильным. Обычно при выборе разделяющего агента основываются на справочных данных.

Если в качестве разделяющего агента используют растворимые твердые вещества, то такой процесс разделения называют *солевой ректификацией*.

3.6. Пути экономии энергии в ректификационных установках

Основными процессами разделения жидких, газовых и паровых смесей являются ректификация, абсорбция и экстракция. Причем, по энергозатратам процесс ректификации значительно превосходит все остальные процессы. Так, например, на ректификацию расходуется до 30 % всех энергозатрат НПЗ, в США на ректификацию расходуется более 3 % всей произведенной энергии.

Расчеты показывают [12], что в среднем потребление греющего пара на одну атмосферную колонну диаметром 1,4 метра ~ 1,5 т/ч, что составляет сумму затрат более 110 тыс. евро в год.

При увеличении диаметра колонны в два раза потребление энергии (греющего пара) повышается в четыре раза. В настоящее время на предприятиях химической, нефтехимической и газовой отраслей промышленности встречаются колонны диаметром более 5 - 6 метров. Снижение энергозатрат только на 10 % даст экономический эффект несколько сотен тысяч евро в год только на одной установке разделения.

Основными источниками энергосбережения при ректификации являются: снижение флегмового числа за счет повышения КПД колонны, использование тепла паров верха колонны, использование комплексов со связанными тепловыми потоками (минимизация энергозатрат), совмещенные (с абсорбцией, экстракцией и химической реакцией) процессы, рекуперация тепла и холода, снижение гидравлического сопротивления колонн, изменение последовательности разделения, применения АСУТП.

Рассмотрим основные пути снижения энергозатрат процессов разделения смесей при проведении процессов ректификации [12, 13]:

1. Минимальная реконструкция КУ (контактных устройств) в ряде случаев может снизить энергозатраты на 5 - 10 %. В качестве минимальной реконструкции массообменных тарелок можно отметить следующие изменения и дополнения в конструкциях:

- Улучшение структуры потоков за счет секционирования;
- Изменение формы и высоты перегородок;
- Установка отбойников;
- Организация второй зоны контакта фаз;
- Оптимизация свободного сечения КУ.

Эти мероприятия улучшают гидродинамическую обстановку на контактных устройствах и, как следствие, повышается эффективность

разделения, что дает возможность понизить флегмовое число и затраты на греющий пар в кипятильнике колонны.

Минимальная реконструкция характеризуется малыми затратами средств и времени, и может быть выполнена во время планового капитального ремонта установки.

2. Оптимизация режимов работы может дать снижение энергозатрат до 10-30 %. Такими мероприятиями являются:

- Оптимизация флегмового числа в зависимости от расхода и состава питания;
- Оптимизация давления, при котором проводится процесс разделения;
- Для некоторых типов контактных устройств поддерживать нагрузку по сырью, которая обеспечит наивысшую эффективность этих тарелок.

3. Оптимизация технологической схемы особо актуальна при разделении многокомпонентных смесей, когда применяют несколько связанных колонн. Снижение энергозатрат может достигнуть до 20 – 60 %. При оптимизации обычно решаются следующие задачи:

- Выбор тарелок питания;
- Организация по высоте ректификационной колонны контуров подвода и отвода тепла;
- Ввод питания в виде пара с предыдущей колонны, то есть организация парциального дефлегматора в ней.

4. Среди одних из дорогостоящих, но эффективных мероприятий является замена КУ на новые (последующая экономия энергоресурсов до 30-50 %):

- Тарелки с двумя зонами контакта фаз (комбинированные);
- Нерегулярные насадки;
- Регулярные (упорядоченные) насадки
- Вихревые КУ;
- КУ с нестационарным взаимодействием фаз и другие.

Следует отметить, что в последние годы устаревшие барботажные тарелки часто меняются на новые высокоэффективные насадки. Это обеспечивает кроме снижения энергозатрат на единицу продукции существенное повышение производительности массообменных колонн [12, 13].

5. Очень перспективным является направление совмещения различных процессов в одном аппарате. Например: реакционно-массообменные процессы могут обеспечить снижение используемого тепла до 70 - 80 % за счет использования тепла химической реакции и так далее.

6. Рекуперация тепла продуктов разделения.

Кроме отмеченных выше путей снижения энергозатрат можно отметить так же следующие мероприятия [1]:

1. Обеспечение минимальных потерь теплоты в окружающую среду путем тщательной термоизоляции ректификационных колонн. При этом затраты на изоляцию должны компенсироваться стоимостью сэкономленной теплоты.

2. Расходы греющего пара и охлаждающей воды, как известно, возрастают с увеличением коэффициента избытка флегмы a , достигая наименьших значений при минимальном флегмовом числе R_{\min} , т.е. при $a=1$. Соответственно увеличиваются затраты. Вследствие уменьшения числа тарелок стоимость колонны с ростом a или $R = aR_{\min}$ снижается до некоторого значения, а затем возрастает из-за опережающего увеличения диаметра колонны, а так же рабочих поверхностей дистилляционного куба и конденсатора. Оптимально в экономическом (в том числе и энергетическом) соотношении флегмовое число $R_{\text{опт}}$, соответствующее минимуму суммарных затрат.

3. Значительная экономия греющего пара и охлаждающей воды может быть достигнута в результате использования теплоты паров, уходящих из колонны, дистиллята, кубового остатка и конденсата греющего пара.

Частичный предварительный нагрев исходной смеси можно провести, пропустив ее через дефлегматор или холодильники дистиллята и кубового остатка. При этом, помимо экономии теплоты на подогрев исходной смеси, снижается расход охлаждающей воды в дефлегматоре и холодильниках. Поэтому при расчете ректификационной установки следует выбрать рациональную тепловую схему, основанную на технико – экономическом расчете. Теплота вторичных энергоресурсов сможет использоваться и на иные производственные нужды.

4. При ректификации гомоазеотропных смесей в двух колоннах при двух разных давлениях пары из колонны с большим давлением могут быть использованы для обогрева колонны низкого давления; при этом отпадает, разумеется, необходимость в конденсаторе первой колонны.

5. Большая экономия теплоты может быть достигнута путем применения принципа теплового насоса по схеме, изображенной на рис. 3.32, *a*. Здесь пар, уходящий из колонны, сжимается компрессором до давления, соответствующего требуемой температуре его конденсации в нагревательной камере дистилляционного куба. При этом, очевидно, не нужно устанавливать конденсатор; кроме того, сокращаются расходы пара и охлаждающей воды. Рассматриваемая

схема выгодна во всех случаях, когда стоимость энергии, потребляемой компрессором, уступает затратам на греющий пар и охлаждающую воду. Экономичность установки возрастает по мере уменьшения разности температур кипения компонентов ректифицируемой смеси.

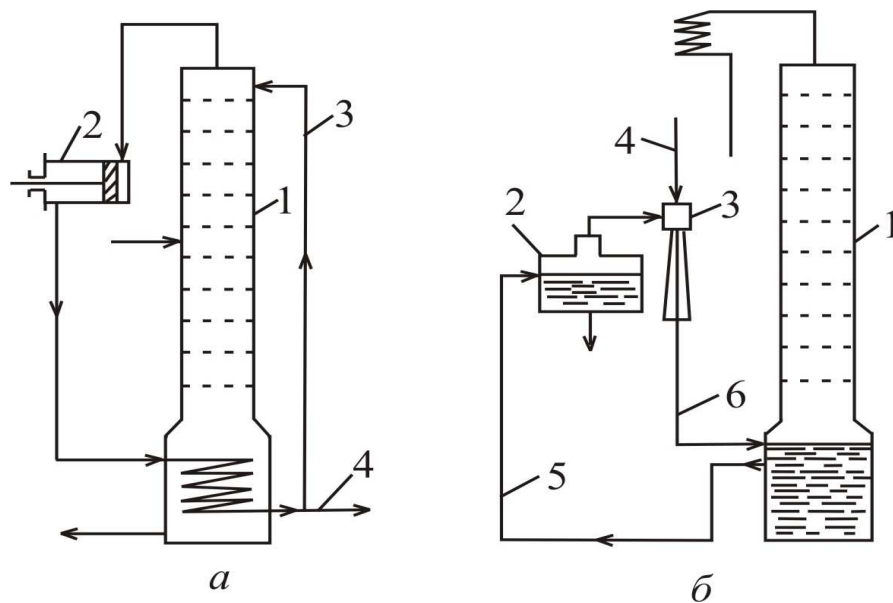


Рис. 3.32. Ректификационная установка с тепловым насосом: *а* – установка с компрессором для сжатия паров, уходящих из укрепляющей части колонны: 1 – колонна; 2 – компрессор; 3 – флегма; 4 – дистиллят; *б* – установка с пароструйным инжектором: 1 – колонна; 2 – сосуд – расширитель; 3 – инжектор; 4 – инжектирующий пар; 5 – поток кубового остатка; 6 – смесь сжатых паров

6. В случаях, когда кубовым остатком при ректификации является вода, выгодно обогревать дистилляционный куб острым паром, а не через поверхность нагрева. Помимо удешевления ректификационной установки, в данном случае может быть достигнута значительная экономия теплоты путем использования принципа теплового насоса с помощью пароструйного инжектора (рис. 3.32, б). Здесь кубовый остаток переходит из куба в сосуд – расширитель, где создается разрежение благодаря присоединению его парового пространства к всасывающему штуцеру пароструйного инжектора. Из последнего сжатая смесь инжектирующего пара и вторичных паров, образовавшихся в сосуде – расширителе, подается под нижнюю тарелку исчерпывающей колонны; неиспарившаяся и охлажденная часть кубового остатка отводится из системы. Как и в случае выпарных аппаратов, достигаемая экономия теплоты зависит от разности давлений

в дистилляционном кубе и сосуде – расширителе и от коэффициента инжекции.

Выбор технических решений по модернизации установок разделения должен производиться с использованием технико-экономического анализа рассматриваемых вариантов.

Контрольные вопросы

1. Что понимается под простой перегонкой? Назовите виды простой перегонки.
2. Покажите схему процесса перегонки с дефлегмацией, раскройте ее преимущества по сравнению с простой перегонкой.
3. Раскройте принцип составления материального баланса простой перегонки, определения количества кубового остатка, дистиллята и его состава при простой перегонке.
4. В чем сущность перегонки с водяным паром? Как ведут определение расхода острого пара на процесс?
5. В чем сущность молекулярной дистилляции? В каких случаях целесообразно ее применение?
6. Раскройте принцип ректификации. Изобразите схему ректификационной колонны и укажите на ней потоки жидкости и пара.
7. Сформулируйте законы Рауля и Дальтона. Для решения каких задач применяют эти законы при анализе и расчете процесса ректификации.
8. Сформулируйте законы Коновалова и Вревского. Какие задачи решают с помощью этих законов при анализе процессов перегонки жидкостей?
9. Как строятся диаграммы кипения и конденсации ($t - x - y$) и равновесия ($y - x$)?
10. Какие допущения используются при анализе тепло- и массообмена в ректификационной колонне?
11. Изобразите схему установки непрерывной ректификации бинарной смеси.
12. Изобразите варианты установок для непрерывного разделения трехкомпонентной смеси.
13. Какие аппараты применяют для проведения процессов ректификации? Каковы их отличия от абсорберов? Как располагают в ректификационных установках дефлегматоры и кипятильники?
14. Запишите формулы для закона Рауля и Дальтона.

15. Составьте материальный баланс ректификационной колонны для разделения бинарной смеси.
16. Выведите уравнения рабочих линий для верхней и нижней частей ректификационной колонны.
17. Как определяется минимальное и рабочее флегмовое число? Как влияет флегмовое число на высоту ректификационной колонны?
18. Опишите графический метод определения числа теоретических тарелок. Что при этом означают горизонтальные и вертикальные участки ступенчатой линии $y - x$ -диаграмме?
19. Постройте кривую равновесия и рабочие линии. Как с помощью такой диаграммы определить высоту ректификационной колонны?
20. Составьте тепловой баланс ректификационной колонны. Как определяется расход греющего пара для проведения процессов ректификации? Какие способы экономии расхода теплоты возможны в ректификационной установке?
21. Как определяется оптимальное флегмовое число?
22. Изобразите схемы установок для экстрактивной и азеотропной ректификации. В каких случаях целесообразно применение этих процессов?
23. В чем состоят особенности расчета многокомпонентной ректификации?
24. Что такое движущая сила процесса ректификации и как ее изобразить на $y - x$ -диаграмме?
25. Изобразите схемы и перечислите необходимые условия для разгонки многокомпонентных смесей.
26. Что такое экстрактивная ректификация?
27. Назовите основные конструктивные типы ректификационных колонн и охарактеризуйте принципы их работы.
28. Какие гидравлические режимы работы возможны в барботажной колонне?
29. Чем определяется оптимальный режим барботажной колонны? Из чего складывается ее гидравлическое сопротивление?
30. Пути снижения энергозатрат при ректификации смесей.

ГЛАВА 4. КОНСТРУКЦИИ И РЕЖИМЫ РАБОТЫ МАССОБМЕННЫХ КОЛОНН

В данной главе рассмотрены как типичные, так и новые конструкции контактных устройств колонных аппаратов. Большинство таких аппаратов могут использоваться как для проведения процессов ректификации, так и абсорбции (десорбции).

4.1. Классификация аппаратов

Разделение смесей в процессах ректификации, абсорбции и десорбции осуществляется в результате преимущественного двухстороннего или одностороннего массообмена между вступающими в контакт неравновесными потоками газа (пара) и жидкости. При ректификации низкокипящие компоненты переходят из жидкости в пар, а высококипящие – из пара в жидкость; в процессах же абсорбции отмечается в основном односторонний переход некоторых компонентов из газа в жидкость. Таким образом, процессы ректификации и абсорбции имеют единую физическую основу и различаются только направлением действия движущих сил массопередачи и соотношением низко- и высококипящих компонентов, переходящих из одной фазы в другую.

В процессах ректификации, абсорбции и десорбции для создания большего эффекта разделения широко используется противоточный массообмен, который реализуется либо при непрерывном контакте встречных неравновесных потоков газа и жидкости в объеме всего аппарата, либо при контакте их на отдельных ступенях противоточного разделительного каскада (контактных устройствах).

Ректификация и абсорбция осуществляются при помощи массообменных аппаратов, конструкция которых зависит от технологической схемы, относительного движения газа и жидкости и способа образования поверхности контакта фаз. Схема аппарата определяется в первую очередь его назначением, условиями рекуперации тепловой энергии и многими другими факторами.

Ректификационные колонны, как правило, снабжены конденсатором (холодильник - дефлегматор) низкокипящего и кипятильником высококипящего продукта, абсорберы могут не иметь теплообменников.

Аппараты для проведения массообменных процессов должны обеспечивать большие значения коэффициента массопередачи, удельной поверхности контакта фаз и средней движущей силы. По конструкции и способу образования поверхности контакта газовой и жидкой фаз, колонные аппараты можно подразделить на четыре основные группы: пленочные, насадочные, тарельчатые и распыливающие.

Противоточный массообмен в ректификационных и абсорбционных аппаратах осуществляется при многоступенчатом или непрерывном контакте фаз в аппарате.

Наиболее простое конструктивное оформление многоступенчатого аппарата достигается в том случае, когда движение жидкости по ступеням контакта происходит под действием силы тяжести. При этом контактные устройства (тарелки) располагаются по вертикали одно над другим, и массообменный аппарат выполняется в виде колонны.

В многоступенчатом массообменном аппарате взаимодействие газа и жидкости на каждой ступени может происходить в противотоке, прямотоке или в перекрестном токе фаз. Схема относительного движения потоков на контактном устройстве зависит от способа подачи на него газа и жидкости, условий взаимодействия и способа их отвода из зоны контакта. Наиболее эффективные конструкции контактных устройств сочетают одновременно несколько принципов относительного движения фаз – перекрестного и противоточного (перекрестно-противоточное движение), перекрестного и прямоточного (перекрестно-прямоточное движение). Еще более сложное относительное движение потоков осуществляется на вихревых контактных устройствах – с круговым, вращательным движением потоков.

Рассмотрим кратко отличительные особенности различных конструкций контактных устройств и условия взаимодействия потоков в массообменных аппаратах [1-3].

1. Ректификационные колонны разделяются на периодического действия и непрерывного. Большинство колонн работает в промышленности непрерывно.
2. Кроме того ректификационные установки делятся по рабочему давлению внутри колонны: вакуумные, атмосферные и работающие под давлением.

Вакуумная перегонка применяется для разделения смесей с температурой кипения при атмосферном давлении выше 200 °С

(нитротолуолы, продукты перегонки нефти), а так же смесей термически нестойких.

Атмосферная перегонка применяется для разделения смесей с температурой кипения от 30 до 200 °С (этиловый спирт, бензол и др.).

Перегонка под давлением используется для жидких смесей с температурой кипения при атмосферном давлении ниже 30 °С (углеводороды).

В настоящее время для проведения ректификации применяется множество различных аппаратов, отличных конструктивно друг от друга. Все эти аппараты состоят из основной части – контактного устройства и вспомогательной части – дефлегматоров, кипятильников и т.д.

Контактные устройства очень разнообразны, однако назначение их остается неизменным – привести в тесный контакт взаимодействующие фазы. Паровая и жидкая фазы, приводимые в контакт, движется противоточно, прямоточным и перекрестным током.

Аппараты, применяемые для этой цели по Кафарову В.В. [3], могут быть классифицированы:

1. Аппараты с поверхностью контакта образуемой в процессе движения потоков: тарельчатые, насадочные, инжекционные.
2. Аппараты с фиксированной поверхностью – пленочные.
3. Аппараты с внешним подводом энергии: струйно – капельные, поверхностно – пленочные аппараты, пульсационные и вибрационные.

4.2. Тарельчатые колонны [1-3, 16-18]

Тарельчатые аппараты обычно представляют собой вертикальные цилиндры – колонны, внутри которых на определенном расстоянии друг от друга по высоте колонны размещаются горизонтальные контактные устройства – *тарелки*. Тарелки служат для развития поверхности контакта фаз при направленном движении этих фаз (жидкость течет сверху вниз, а газ (пар) проходит снизу вверх) и многократном взаимодействии жидкости и пара.

Таким образом, процесс массопереноса в тарельчатых колоннах осуществляется в основном в газожидкостных системах, создаваемых на тарелках, поэтому в таких аппаратах процесс проходит *ступенчато*, и тарельчатые колонны в отличие от насадочных, в которых массоперенос происходит *непрерывно*, относят к группе *ступенчатых* аппаратов.

На каждой тарелке, в зависимости от ее конструкции, можно поддерживать тот или иной вид движения фаз, обычно перекрестный ток или полное перемешивание жидкости.

По способу слива жидкости с тарелки аппарата этого типа подразделяют на колонны с тарелками со сливными устройствами и с тарелками без сливных устройств (с неорганизованным сливом жидкости).

Тарельчатые колонны со сливными устройствами. К аппаратам этого типа относятся колонны с колпачковыми, ситчатыми, клапанными и другими тарелками. Эти тарелки имеют специальные устройства для перетока жидкости с одной тарелки на другую – сливные перегородки, трубки, карманы и др. (рис. 4.1). Нижние концы сливных устройств погружены в жидкость на нижерасположенных тарелках для создания гидрозатвора, предотвращающего прохождение газа через сливное устройство (рис. 4.2, а). Принцип работы аппаратов такого типа показан на рис. 4.2, а на примере колонны с *колпачковыми тарелками*.

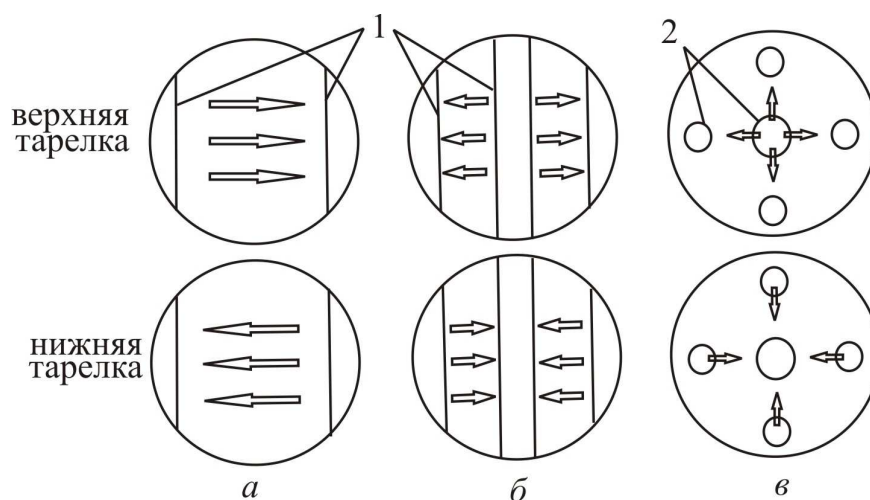


Рис. 4.1. Некоторые типы сливных устройств тарельчатых колонн:
 а – однопоточное устройство со сливными перегородками 1;
 б – двухпоточное устройство со сливными перегородками 1;
 в – устройство для радиального направления жидкости с переливными трубами 2

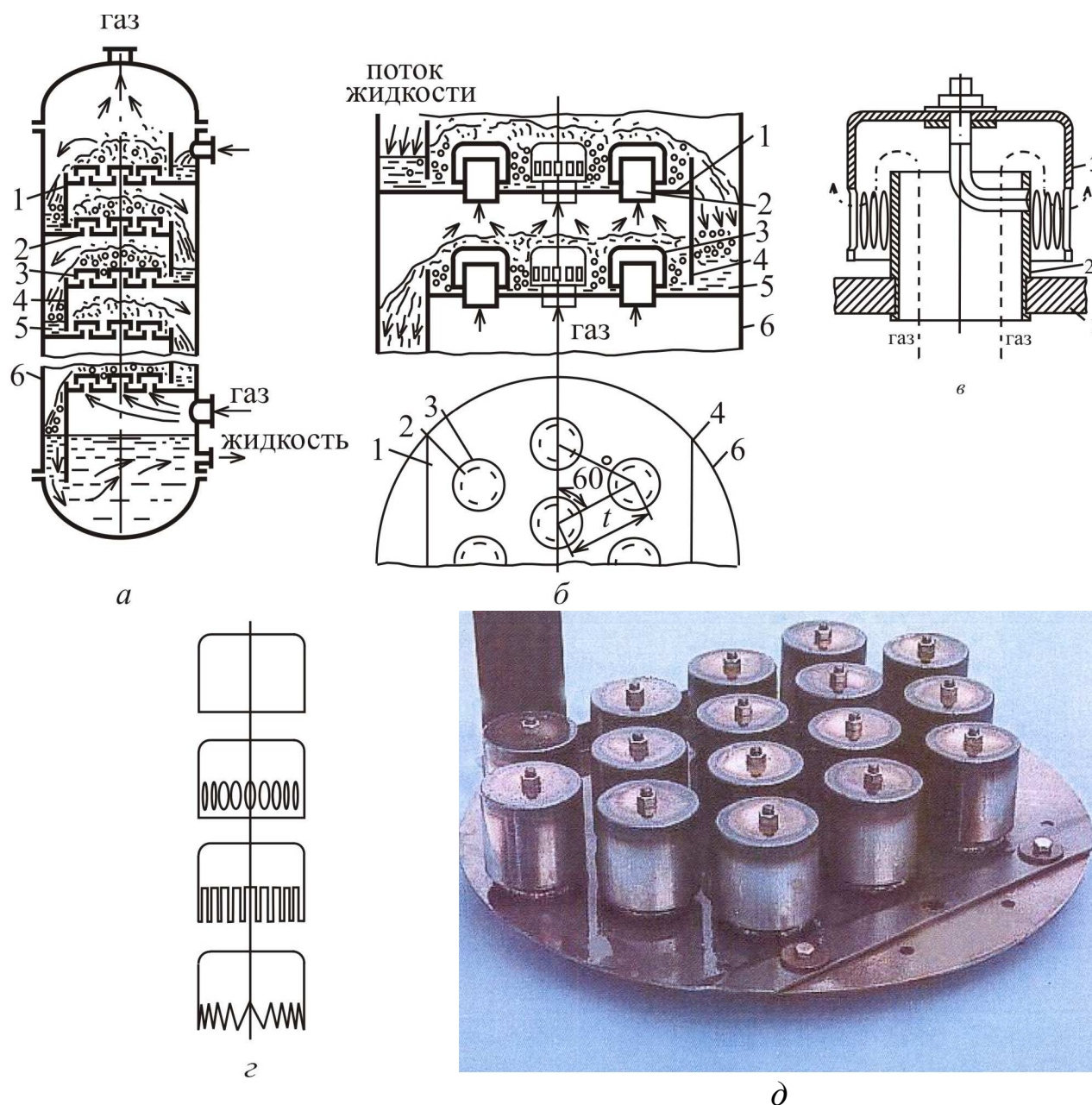


Рис. 4.2. Устройство колонны и колпачковых тарелок с капсульными колпачками: *а* – колонна с тарелками; *б* – две соседние тарелки; *в* – капсульный колпачок; *г* – формы капсульных колпачков; *д* - колпачковые тарелки КОСН-GLITSCH LP; 1 – тарелки; 2 – газовые (паровые патрубки); 3 – круглые колпачки; 4 – переточные перегородки (или трубы) с порогами; 5 – гидравлические затворы; 6 – корпус колонны

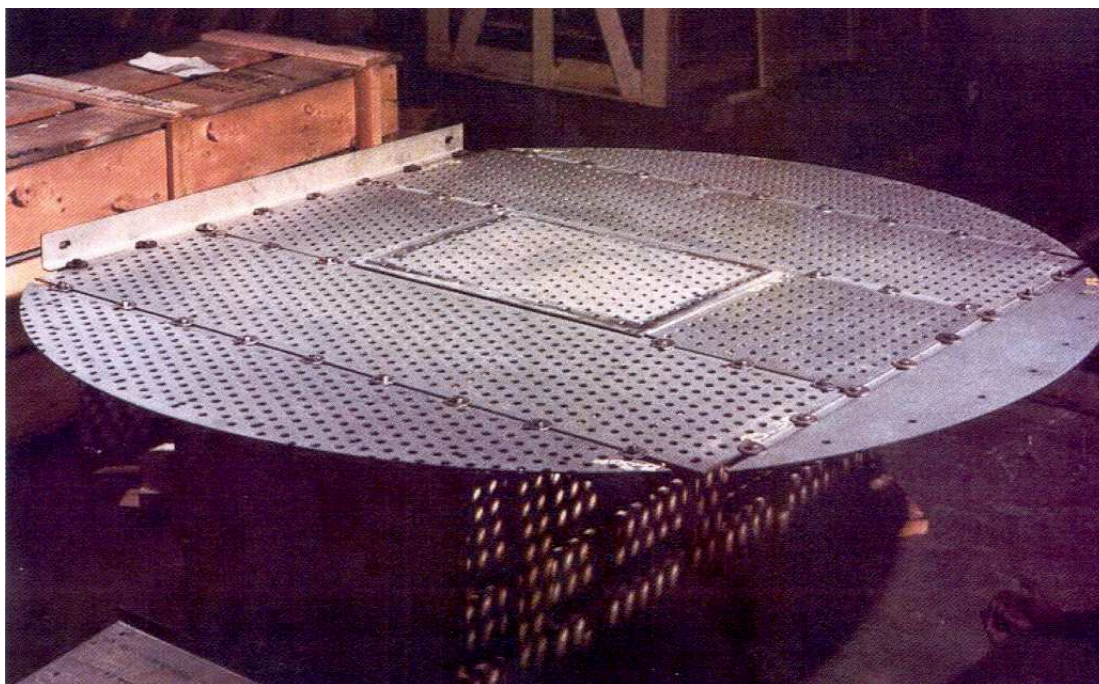
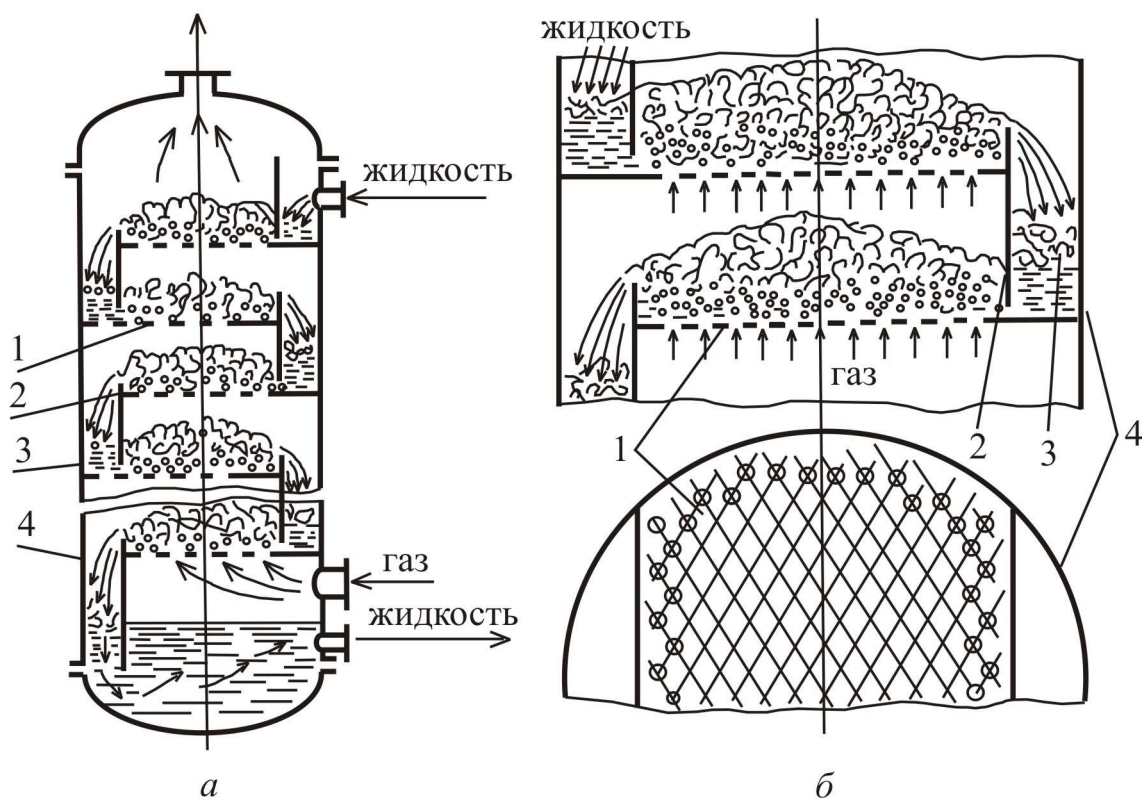
Жидкость подается на верхнюю тарелку, движется вдоль тарелки от одного сливного устройства к другому, перетекает с тарелки на тарелку и удаляется из нижней части. Переливные устройства на

тарелках располагают таким образом, чтобы жидкость на соседних по высоте аппарата тарелках протекала во взаимнопротивоположных направлениях. Газ поступает в нижнюю часть аппарата, проходит через прорези колпачков (в других аппаратах – через отверстия, щели и т.д.) – рис. 4.2, *в* – и затем попадает в слой жидкости на тарелке, высота которого регулируется в основном высотой сливного порога.

При этом газ в жидкости распределяется в виде пузырьков и струй, образуя в ней слой пены, в которой происходят основные процессы массо – и теплопереноса. Эта пена нестабильна, и при подходе ее к сливному устройству жидкость осветляется. Пройдя через все тарелки, газ уходит из верхней части аппарата.

Достоинствами колпачковой тарелки являются: устойчивая работа при значительных изменениях нагрузки по газу и жидкости и достаточно высокой КПД тарелки (0,5 – 0,6). Этот показатель очень важен при организации процесса в производственных условиях. Но недостатки колпачковых тарелок довольно существенны – они сложны по устройству, для их изготовления требуются большие затраты металла, они отличаются большим гидравлическим сопротивлением и малой предельно допустимой скоростью газа. Поэтому колонны с колпачковыми тарелками вытесняются более эффективными конструкциями тарельчатых аппаратов.

Ситчатые тарелки. Эти тарелки (рис. 4.3) имеют большое число отверстий диаметром 2 – 8 мм, через которые проходит пар в слой жидкости на тарелке. Уровень жидкости на тарелке 1 поддерживается переливным устройством 2. При слишком малой скорости пара его давление не может удержать слой жидкости, соответствующей высоте перелива, и жидкость может просачиваться (или «проваливаться») через отверстия тарелки на нижерасположенную тарелку, что приводит к существенному снижению движущей силы процесса массообмена. Поэтому пар должен двигаться с определенной скоростью и иметь давление, достаточное для того, чтобы преодолеть сопротивление слоя жидкости на тарелке и предотвратить стекание жидкости через отверстия тарелки. Таким образом, ситчатые тарелки обладают более узким диапазоном работы по сравнению с колпачковыми.

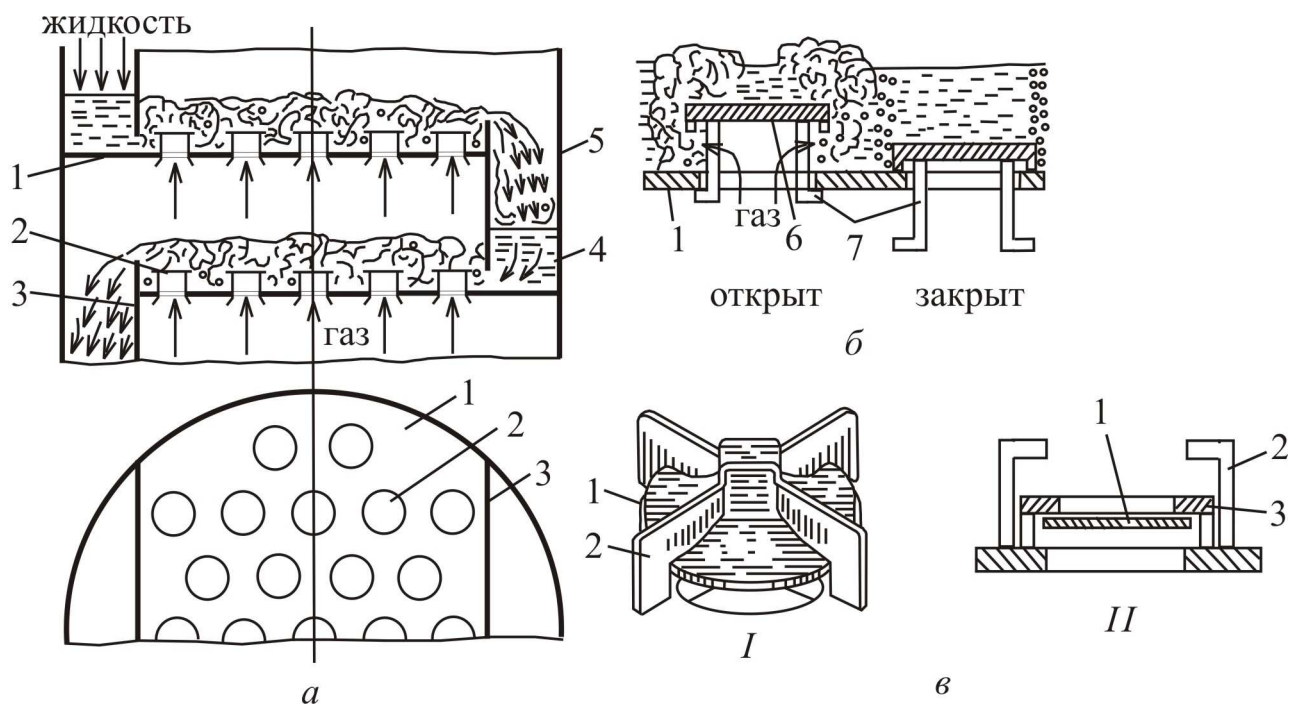


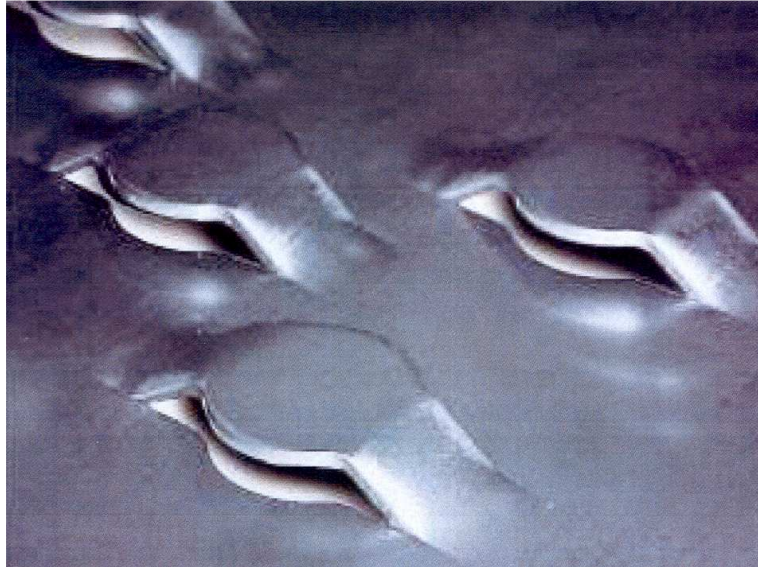
в

Рис. 4.3. Устройство колонны с ситчатыми переточными тарелками: *а* – колонна с тарелками; *б* – две соседние тарелки; *в* - ситчатая тарелка КОСН-GLITSCH LP; 1 – тарелки; 2 – переточные перегородки или трубы с порогами; 3 – гидравлические затворы; 4 – корпус колонны

К достоинствам ситчатых тарелок относятся простота их устройства, легкость монтажа и ремонта, сравнительно низкое гидравлическое сопротивление, достаточно высокая эффективность. Однако эти тарелки чувствительны к загрязнениям и осадкам, которые забивают их отверстия. Если происходит внезапное прекращение подачи газа или существенное снижение его давления, то с ситчатых тарелок сливается вся жидкость, и для возобновления нормальной работы аппарата необходимо вновь запускать колонну.

Клапанные тарелки. Принцип работы этих тарелок (рис. 4.4, б) состоит в том, что клапан 2, свободно лежащий над отверстием в тарелке 1, с изменением расхода газа увеличивает подъем и соответственно площадь зазора между клапаном и плоскостью тарелки для прохода газа. Поэтому скорость газа в этом зазоре, а значит и во входе в слой жидкости на тарелке, остается приблизительно постоянной, что обеспечивает неизменно эффективную работу тарелки. Гидравлическое сопротивление тарелки при этом увеличивается незначительно. Высота подъема клапана определяется высотой ограничителя 7 и обычно не превышает 6 – 8 мм. Диаметр отверстий под клапаном составляет 35 – 40 мм, а диаметр самого клапана 45 – 50 мм.





з



д

Рис. 4.4. Устройство клапанных тарелок: *а* – две соседние тарелки с круглыми клапанами; *б* – принцип работы клапана; *з* - клапаны VG-10 KOCH-GLITSCH LP; *д* - клапаны PROVALVE KOCH-GLITSCH LP;

1 – тарелка; 2 – клапан; 3 – переточная перегородка с порогом;

4 – гидравлический затвор; 5 – корпус колонны; 6 – диск клапана;

7 – ограничители подъема клапана; *в* – круглые клапана с верхним ограничителем (*I*) и с балластом (*II*): 1 – дисковый клапан;

2 – ограничитель; 3 - балласт

Разновидностью этих тарелок являются тарелки с *прямоугольными клапанами* (рис. 4.5). Принцип их действия аналогичен принципу действия тарелок с круглыми клапанами, основное же отличие заключается в том, что на тарелке с прямоугольными клапанами 2 часть кинетической энергии газа используется для ускорения скорости жидкости вдоль тарелки.

Высокоэффективными являются тарелки с *прямоточными клапанами* (рис. 4.6). Они открываются под углом к плоскости тарелки и создают перекрестно – прямоточное движение фаз, что способствует снижению межтарельчатого уноса жидкости и увеличению пропускной способности по жидкости и пару.

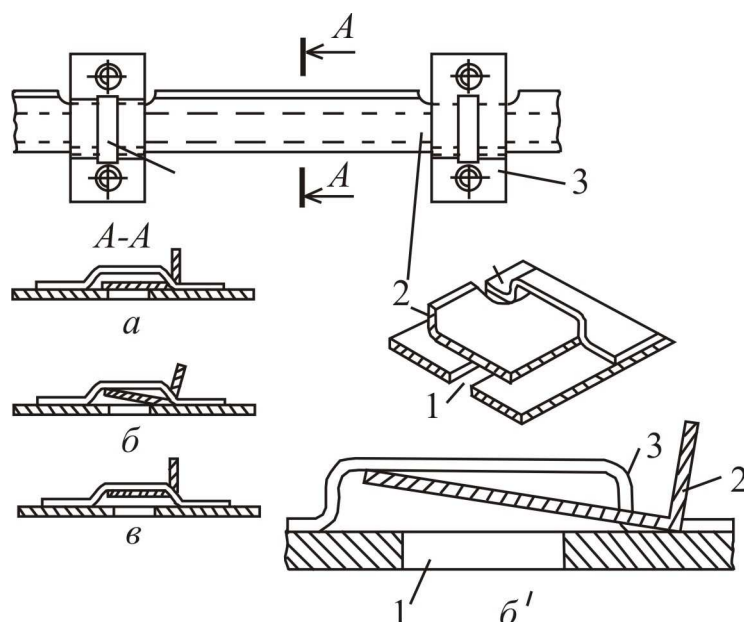


Рис. 4.5. Устройство прямоугольного клапана: 1 – прорези в тарелке; 2 – клапан (*a* – при малом; *б*, *б'* - при среднем; *в* – при большом); 3 – ограничительные скобы

К достоинствам клапанных тарелок следует отнести, прежде всего, их гидродинамическую устойчивость и высокую эффективность в широком интервале изменения нагрузок по газу. К недостаткам этих тарелок относится их повышенное гидравлическое сопротивление, обусловленное весом клапана, и усложнения конструкции тарелки, а так же возможность закапюлирования клапана, или его срыва при гидравлическом ударе.

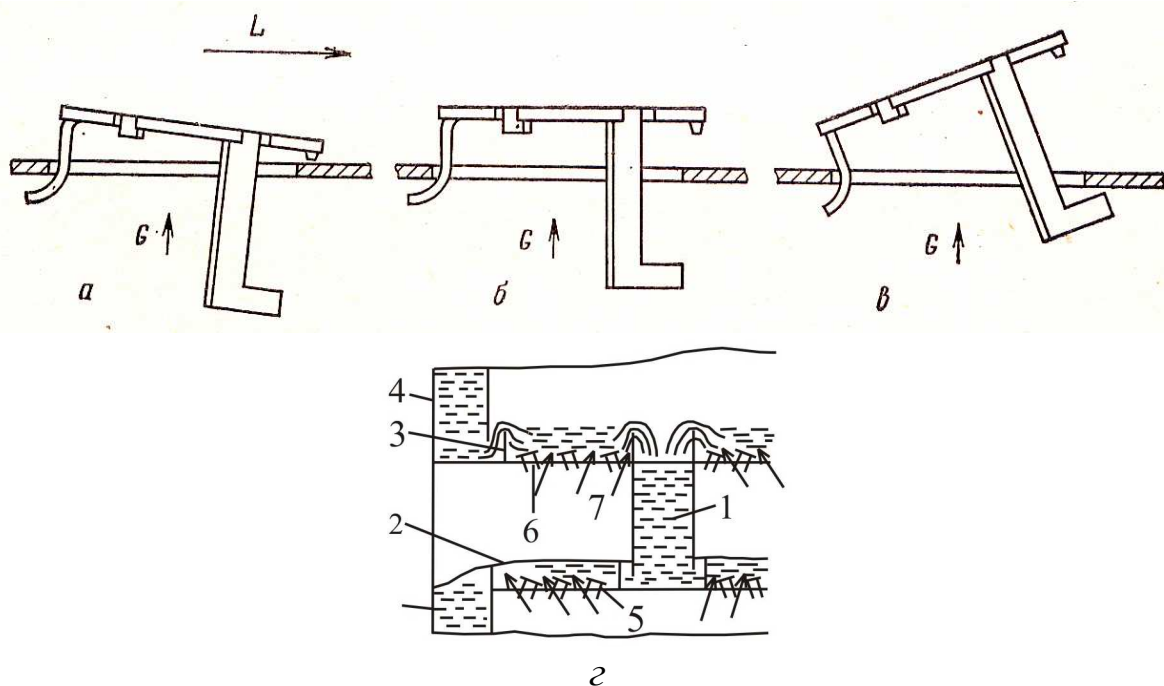


Рис. 4.6. Устройство и действие прямоточных клапанов: *а* – при минимальных нагрузках; *б* – при средних (неустойчивое положение); *в* – при максимальных нагрузках; *з* – схема работы двухпоточных тарелок при максимальных расходах газа:

1 – переливные перегородки; 2, 3 – затворные планки; 4 – корпус колонны; 5, 6 – отверстия в тарелках; 7 – основа

Пластинчатые тарелки [1]. В отличие от рассмотренных выше тарелок эти тарелки работают при однонаправленном движении фаз (рис. 4.7). На пластинчатой тарелке жидкость, движение которой показано на рисунке сплошными стрелками, поступает с вышележащей тарелки в гидравлический затвор 1 и через переливную перегородку 2 попадает на тарелку 3, состоящую из ряда наклонных пластин 4. Дойдя до первой щели, образованной наклонными пластинами, жидкость встречается с газом (пунктирные стрелки), который с большой скоростью (20-30 м/с) проходит сквозь щели. При этом происходит частичное диспергирование жидкости паровым (газовым) потоком и отбрасывание ее к следующей щели, где процесс взаимодействия фаз повторяется. Поэтому на такой тарелке жидкость с большой скоростью в основном в виде капель движется от переливной перегородки 2 к сливному карману 5. На пластинчатых тарелках нет необходимости в установке переливного порога у кармана 5, что уменьшает их гидравлическое сопротивление.

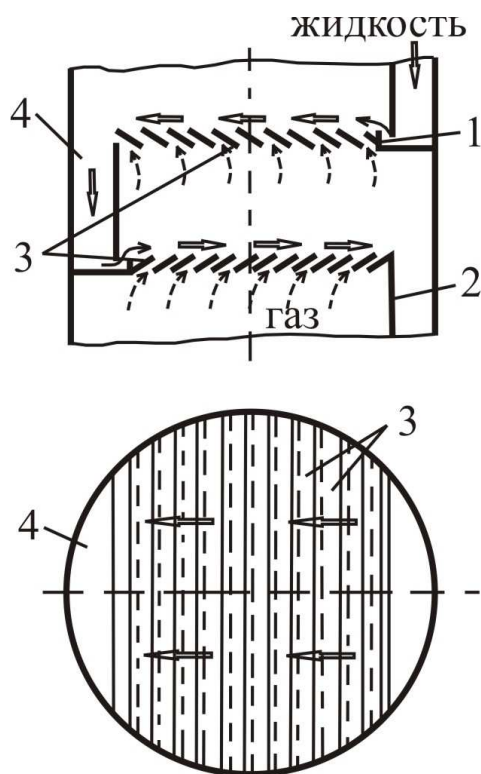


Рис. 4.7. Устройство пластинчатых тарелок:
 1 – гидравлический затвор;
 2 – переливная перегородка;
 3 – пластины; 4 – сливной карман

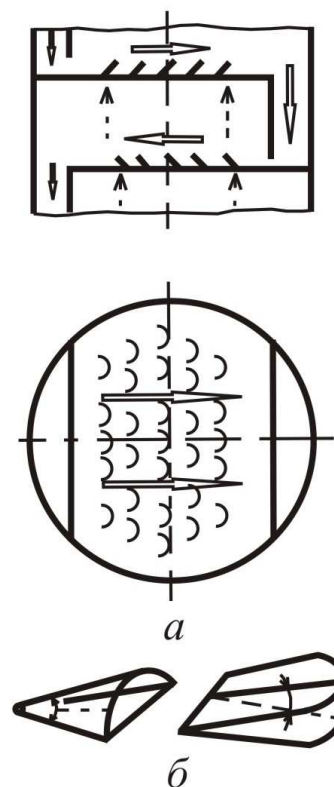


Рис. 4.8. Устройство и действие чешуйчатых тарелок: а – схема потоков газа (пунктир) и жидкости (сплошные стрелки) на тарелках; б – типы чешуек (арок)

Таким образом, пластинчатые тарелки работают в иных, чем на рассмотренных выше тарелках, гидродинамических условиях: жидкость на тарелке становится дисперсной фазой, а газ – сплошной. Такой гидродинамический режим может быть назван *капельным*; он позволяет создавать большие нагрузки по жидкости и газу в колоннах с пластинчатыми тарелками.

К достоинствам пластинчатых тарелок относят достаточно низкое гидравлическое сопротивление, большие допустимые нагрузки по жидкости и газу, небольшой расход материала на их изготовление. Недостатками пластинчатых тарелок являются сложность подвода и отвода теплоты, невысокая эффективность при низких нагрузках по жидкости и др.

Разработаны другие конструкции тарелок с однонаправленным движением фаз, например *чешуйчатые* (рис. 4.8), принцип действия которых аналогичен работе пластинчатых тарелок.

Колонны с тарелками без сливных устройств [1, 2]. В тарелке без сливных устройств (рис. 4.9) газ и жидкость проходят через одни и те же отверстия или щели.

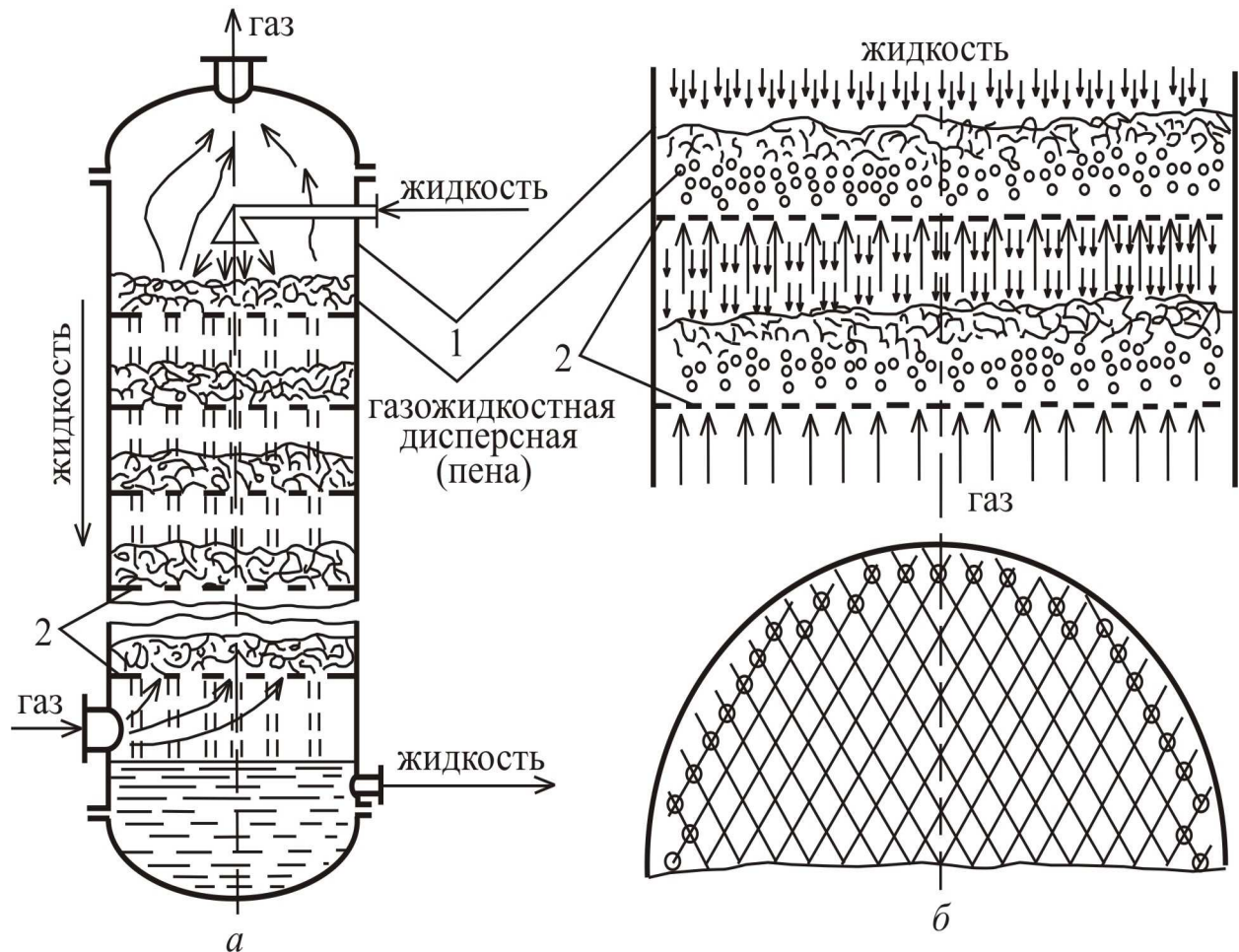


Рис. 4.9. Устройство колонны и провальных тарелок: *а* – колонна с провальными тарелками; *б* – две соседние дырчатые провальные тарелки (1 – колонна; 2 - тарелки)

При этом одновременно с взаимодействием фаз на тарелке происходит сток жидкости на нижерасположенную тарелку – «проваливание» жидкости. Поэтому тарелки такого типа часто называют *провальными*. Конструкции (типы) провальных тарелок представлены на рис. 4.10.

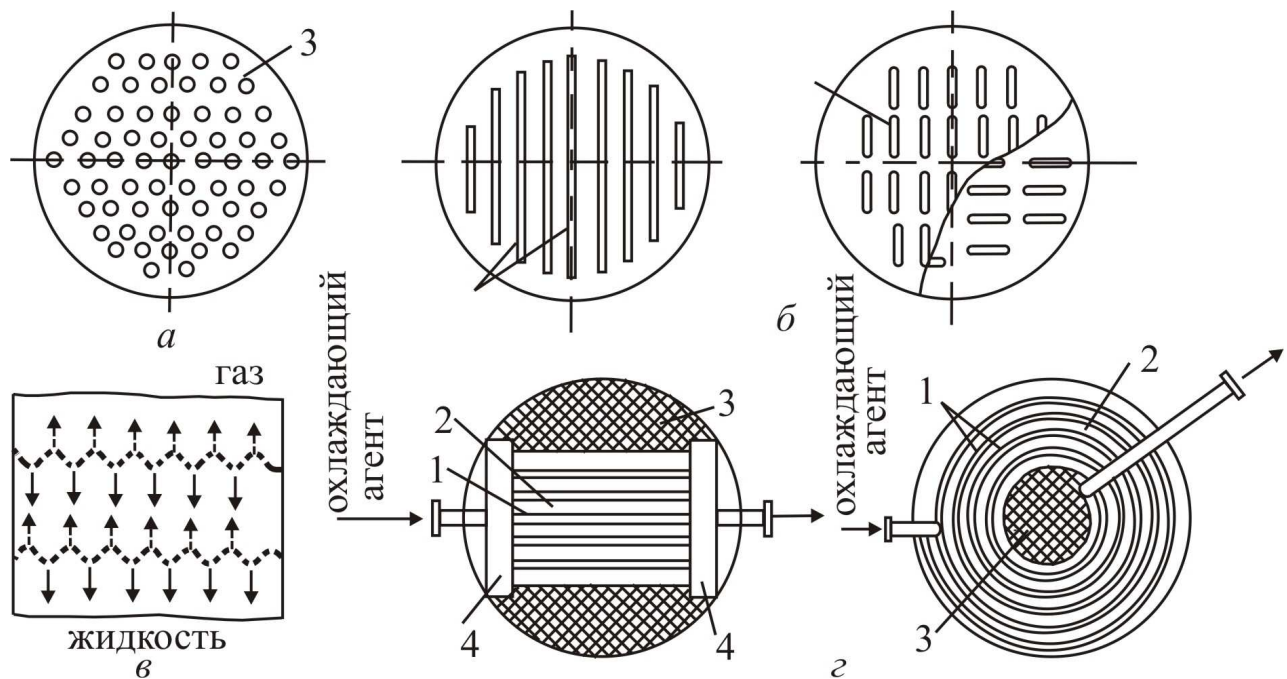


Рис. 4.10. Типы провальных тарелок: *а* – дырчатая (в плане); *б* – решетчатые (в плане); *в* – волнистая (в продольном сечении); *г* – трубчатые (в плане); 1 – щели; 2 – трубы; 3 – перфорированный лист; 4 – коллекторы

Типы провальных тарелок

Дырчатые тарелки (рис. 4.10, *а*) аналогичны по конструкции ситчатым тарелкам, но отличаются от них отсутствием сливных устройств. Диаметр отверстий в этих тарелках обычно 4-10 мм, иногда до 15-20 мм, что позволяет существенно увеличить нагрузки по жидкости и газу при незначительном гидравлическом сопротивлении. Суммарная площадь свободного сечения $F_{св}=10-15\%$, а в тарелках с $d_3=20-25$ мм эта величина может быть существенно большей. В таком случае диапазон устойчивой работы тарелок незначителен.

Решетчатые тарелки имеют, как правило, выштампованные щели шириной 3-8 мм (рис. 4.10, *б*).

Волнистые тарелки изготавливают гофрированием металлических листов с отверстиями (рис. 4.10, *в*). В этих тарелках слив жидкости происходит через отверстия в нижних изгибах тарелки, а пар проходит в основном через верхние изгибы. Такое устройство провальных тарелок увеличивает интервал их устойчивой работы, однако они сложнее в изготовлении и монтаже, чем дырчатые и решетчатые тарелки.

Трубчатые тарелки обычно изготавливают в виде решетки из ряда параллельных труб (рис. 4.10, з), присоединенных к коллектору. Эти тарелки целесообразно применять при необходимости подвода теплоты к жидкости или ее отвода. Для нижнего предела работы трубчатых тарелок величина $A=4$, для верхнего $A=16$. К недостаткам трубчатых тарелок следует отнести сложность изготовления и монтажа, большой расход металла.

Поскольку дырчатые и решетчатые тарелки просты по устройству и монтажу, обладают низким гидравлическим сопротивлением и другими достоинствами, то они более широко применяются в промышленности по сравнению с другими провальными тарелками.

Общие виды промышленных колонн даны в приложении.

Гидродинамические режимы работы тарелок

Основное влияние на эффективность тарелок любых конструкций оказывают гидродинамические условия их работы. Эти условия в значительной мере зависят от скорости газа и в существенно меньшей – от плотности орошения и физических свойств фаз. В зависимости от скорости газа различают три основных гидродинамических режима работы тарельчатых аппаратов: пузырьковый, пенный и струйный (или инжекционный). Эти режимы различаются структурой газожидкостного слоя на тарелке, которая в основном определяет его гидравлическое сопротивление, высоту и поверхность контакта на тарелке.

Барботажный режим. При низких скоростях газа пузырьки поднимаются независимо друг от друга в близком контакте. По мере увеличения скорости газа они деформируются и образуют ячеистую структуру. Дальнейшее увеличение нагрузок по газу приводит к турбулентному перемешиванию потоков. Следовательно, барботажный режим соответствует таким нагрузкам, когда газ распределен в жидкости (рис. 4.11).

Средний радиус сферического пузырька равен

$$R = \left(\frac{R_0 \sigma}{g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})} \right)^{0,33},$$

где R_0 - радиус отверстия на тарелке, м; σ - поверхностное натяжение, Н/м.

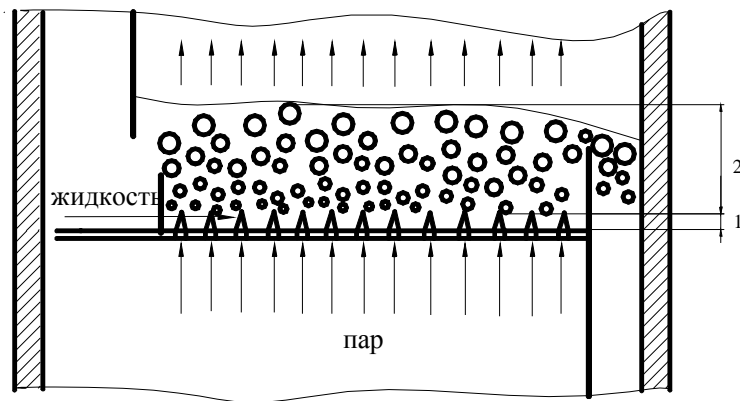


Рис. 4.11. Схема движения потоков на барботажной тарелке и структура барботажного слоя. 1 – область струй; 2 – пенный слой

Пенный режим возникает при увеличении скорости газа, когда его пузырьки, выходящие из прорезей или отверстий, сливаются в струи, которые вследствие сопротивления барботажного слоя разрушаются (на некотором расстоянии от места истечения) с образованием большого числа мелких пузырьков. При этом на тарелке образуется газожидкостная система - *пена*, которая является нестабильной и разрушается мгновенно после прекращения подачи газа. Основной поверхностью контакта фаз в такой системе является поверхность пузырьков, а также струй газа и капель жидкости над газожидкостной системой, которые образуются при разрушении пузырьков газа в момент их выхода из барботажного слоя. Поверхность контакта фаз при пенном режиме наибольшая, поэтому пенный режим обычно является наиболее рациональным режимом работы тарельчатых абсорберов.

Теоретические и экспериментальные исследования показывают, что значительное количество вещества (до 75-100 %) передается на небольшом расстоянии от входа газа в слой жидкости, т.е. в газовых струях. Это явление получило название «входного эффекта» или активного участка.

Инжекционный режим. Дальнейшее увеличение нагрузок по газу приводит к тому, что непрерывной фазой становится газ, а дисперсной – жидкость. Структура дисперсной системы в инжекционном режиме характеризуется наличием значительных газовых пустот, подвижных агрегатов жидкости с мелкими пузырьками и циркуляционными токами по высоте слоя. Характерной особенностью дисперсной системы в этом режиме является также наличие интенсивных пульсаций

газосодержания и перепада давления в слое. Для инъекционного режима характерно также интенсивное обновление поверхности контакта фаз газовых агрегатов и исключительная устойчивость пузырей небольшого размера в агрегатах жидкости.

Гидродинамические режимы работы провальных тарелок специфичны тем, что нормальная их работа возможна только после достижения определенной скорости газа. При низких скоростях газа жидкость на тарелке не задерживается, так как мала сила трения на поверхности контакта жидкости и газа.

При увеличении скорости газа наступает режим работы, который сопровождается резким увеличением гидравлического сопротивления из-за возникновения на тарелке слоя жидкости. При этом могут возникать ранее рассмотренные гидродинамические режимы. Верхней границей скорости является скорость захлебывания.

Для тарельчатых колонн со сливными устройствами характерна *гидродинамическая неравномерность* по длине тарелки, которая является следствием гидравлического сопротивления движению жидкости по длине тарелки. Эта неравномерность объясняется тем, что при движении жидкости по тарелке ее уровень повышается (например, из-за наличия колпачков или под действием перпендикулярного потока проходящего через жидкость газа), по длине пути движения жидкости возникает гидравлический градиент. Такое явление приводит к неравномерному распределению газа по площади тарелки: большая часть газа движется через часть тарелки, прилегающую к сливному порогу, где уровень жидкости ниже, что становится особенно заметно на тарелках больших диаметров, когда величина гидравлического градиента значительна. Для снижения гидравлического градиента в аппаратах большого диаметра (от 1 – 2 м и выше) уменьшают путь прохождения жидкости.

Характеристиками дисперсных или барботажных систем газ-жидкость в массообменных аппаратах являются: удельная поверхность контакта фаз, задержка жидкости, объемное газосодержание, относительная плотность и высота дисперсной системы и средний диаметр пузыря или капли. Из перечисленных характеристик первые две – основные, определяющие массопередачу и гидродинамику двухфазных течений.

Удельная поверхность контакта фаз рассчитывается обычно на единицу объема дисперсной системы (a_v) или на единицу поверхности контактного устройства (a_f). *Задержка жидкости* ($h_{ст}$) – это количество

жидкости, удерживаемое в гетерогенной системе газ-жидкость. В аппаратах без фиксированной поверхности контакта фаз задержка жидкости определяется уровнем жидкости или высотой столба светлой жидкости. *Газосодержание* представляет собой отношение объема, занятого газом, к общему объему дисперсной системы. Плотность дисперсной системы обычно определяется по отношению к плотности чистой, невспененной жидкости. В аппаратах с поверхностью контакта, образуемой в процессе взаимодействия фаз, высота дисперсной системы H_{Π} является величиной переменной, в то время как в аппаратах с фиксированной поверхностью контакта фаз она совпадает с высотой аппарата. При усреднении диаметров пузырей или капель в дисперсных системах газ – жидкость обычно пользуются средним объемно-поверхностным диаметром.

Поток газа увлекает капли жидкости, а иногда и струи жидкости и уносит их с нижележащего контактного устройства на вышележащее. При малоинтенсивных режимах взаимодействия фаз унос жидкости по массе состоит в основном из мелких витающих капель, размеры которых при максимальной плотности вероятности их распределения для систем с поверхностным натяжением жидкости порядка $(5 \div 10) \cdot 10^{-3}$ Н/м составляют 5-10 мкм. С увеличением нагрузки по газу заметно увеличивается доля крупных капель в массовом уносе жидкости и размеры их с максимальной плотностью вероятности распределения для систем с поверхностным натяжением жидкости $(20 \div 40) \cdot 10^{-3}$ Н/м достигают уже 3 – 6 мм.

Количество жидкости, увлекаемое потоком газа, зависит от способа взаимодействия фаз, т.е. главным образом от конструкции контактного устройства, гидродинамического режима движения потоков и физических свойств газожидкостной системы.

Из-за сложности и недостаточной изученности механизма увлечения жидкости потоком газа даже в простейших условиях взаимодействия фаз, например при пленочном течении жидкости или барботаже, в настоящее время для обобщения опытных данных используют только эмпирические зависимости. При этом опытные данные, как правило, получают в результате испытания разных конструкций контактных устройств на гидродинамических моделях, т. е. в условиях без массопередачи.

Различают минимальную и максимальную предельные нагрузки по газу и жидкости, отвечающие началу и прекращению устойчивой и эффективной работы контактных устройств соответственно или резкой

смене гидродинамических режимов движения потоков. При минимальных предельных нагрузках на контактных устройствах с переливами прекращается значительный провал жидкости на нижележащую тарелку, а на провальных тарелках образуется устойчивый барботажный слой и в насадке интенсивно накапливается жидкость.

Максимальные предельные нагрузки для всех типов контактных устройств соответствуют захлебыванию или чрезмерному межтарельчатому уносу жидкости. Экспериментальное изучение гидродинамики потоков в массообменных аппаратах и обобщение обширного материала по эксплуатации промышленных колонн показывают, что предельные нагрузки для колонн, работающих под атмосферным или повышенным давлением, определяются обычно захлебыванием тарелок, а для вакуумных колонн – чрезмерным межтарельчатым уносом жидкости.

Выбор типа тарелки [16, 21]

Для выбора типа тарелки в задании на проектирование, кроме расходных параметров и физических свойств системы, должно быть отмечено следующее:

1. Необходимость иметь высокую производительность или эффективность тарелок;
2. Пределы изменения рабочих нагрузок, определяемые по допустимым минимальным нагрузкам (в % от максимальной);
3. Наличие в сырье механических примесей и возможность образования твердых отложений, забивающих тарелку;
4. Возможность полимеризации или термического разложения продуктов;
5. Необходимость доступа к тарелкам для чистки и ремонта при агрессивных средах и образовании осадка;
6. Наличие ограничения в допустимом гидравлическом сопротивлении тарелок;
7. Агрессивность сред и материал тарелки;
8. Малая металлоемкость или низкая стоимость тарелки.

Колпачковые тарелки наиболее дорогие и металлоемкие, но с большим интервалом устойчивой работы. Они, очевидно, будут еще применяться до тех пор, пока остальные типы тарелок не получат достаточно широкого распространения в промышленности.

Возможность работы тарелок с S-образными элементами в широком интервале изменения нагрузок еще не выяснена; например, при малых нагрузках в некоторых случаях были получены сравнительно низкие величины КПД тарелок. В этой связи и рекомендуется впредь до накопления данных принимать при их расчете заниженное значение диапазона устойчивой работы (см. табл. 4.1, 4.2). Кроме того, следует учитывать также сложность чистки этих тарелок без их демонтажа и, следовательно, нецелесообразность применения их на системах, вызывающих загрязнение аппаратуры.

Для клапанных тарелок высказывались сомнения в возможности применения их на системах, способных образовывать механические отложения или склонных к коксообразованию. Однако известны случаи замены колпачковых тарелок клапанными на установках, работающих в условиях образования осадка. Продолжительность работы тарелок до необходимости чистки показывает также, что возможно их использование для разделения систем, вызывающих загрязнение аппаратуры.

На струйных тарелках удерживается небольшое количество жидкости, и время ее пребывания на тарелке также очень небольшое. Следовательно, применение их целесообразно в колоннах, где может быть полимеризация продуктов, термическое их разложение или коксообразование.

Ситчатые, струйные и струйные с отбойниками тарелки вопреки довольно часто встречающемуся мнению обладают довольно широким диапазоном устойчивой работы, приближающимся к диапазону работы колпачковых тарелок. Для обеспечения нормальной работы этих тарелок необходимо проведение тщательного и точного их расчета. Ситчатые тарелки с отверстиями диаметром 3-6 мм следует применять в основном при работе на чистых продуктах, с отверстиями большего диаметра (до 10-12 мм) - на загрязненных продуктах.

Основным недостатком решетчатых тарелок провального типа является сравнительно узкий диапазон устойчивой работы. К преимуществам их следует отнести возможность работы при больших нагрузках по жидкости и на системах, где образуются отложения или имеются механические примеси.

Таблица 4.1. Типы и области применения тарелок

Тарелка		
Тип	Диаметр, м	Область применения
Колпачковые (ОСТ 26-01-66-86)	0,4-4,0	Для процессов, протекающих при атмосферном и повышенном давлении и нестабильных режимах. Диапазон устойчивой работы тарелок 4,5*
Ситчатые (ОСТ 26-01-108-85)	0,4-4,0	Для процессов, протекающих при любом давлении и стабильных режимах. Диапазон устойчивой работы тарелок 2
Тарелки с двумя зонами контакта фаз (ОСТ 26-1078-85)	1,6-4,0	Стандарт устанавливает три исполнения тарелок: исполнение 1 - с ситчатыми секциями, исполнение 2 - с ситчато-клапанными секциями, исполнение 3 - с клапанными секциями. В зависимости от нагрузок по жидкости для всех исполнений тарелок установлено 4 типа размеров переливов с диаметрами 300 и 400 мм, оснащенными одно- или двухщелевыми выходными устройствами для жидкости. Диапазон устойчивой работы тарелок от 2 до 4
Ситчато-клапанные (ОСТ 26-01-108-85)	0,4-4,0	Для процессов, протекающих преимущественно под разрежением и при умеренном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок 3-3,5
Клапанные (ОСТ 26-01-108-85)	0,4-4,0	Для процессов, протекающих преимущественно при атмосферном и повышенном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок 3,5
Жалюзийно-клапанные (ОСТ 26-01-417-85)	1,0-4,0	Для процессов, протекающих преимущественно при атмосферном и повышенном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок 4,5.

*Под диапазоном устойчивой работы тарелки подразумевается отношение максимально допустимого значения фактора паровой (газовой) нагрузки к минимально допустимому.

Таблица 4.2. Сравнительная характеристика тарелок

№	Возможность работы	Тип тарелки*						
		1	2	3	4	5	6	7
1	в агрессивных средах	3	2	2	2	2	2	4
2	с твердыми примесями	1	2	1	3	1	0	4
3	с вязкими средами	0	0	2	1	0	1	2
4	при высоких нагрузках	4	4	4	5	2	4	4
5	при низких нагрузках	2	5	5	3	3	2	2
6	с большим диапазоном нагрузок	3	4	5	5	4	3	1
7	с низким гидравлическим сопротивлением	4	4	2	2	0	4	4
8	Возможность осуществления отвода теплоты	3	2	2	2	1	3	3
9	Возможность осмотра, чистки и ремонта	3	3	3	3	2	3	5
10	Простота монтажа	4	4	4	4	1	3	5
11	Низкий расход металла	4	4	4	4	2	4	5
12	Низкие капитальные затраты	4	3	3	3	2	4	5
13	Возможность работы с малым расстоянием между тарелками	4	4	4	2	3	3	5

*1 - ситчатая тарелка; 2 - ситчато-клапанная тарелка; 3 - клапанная тарелка; 4 - жалюзийно-клапанная тарелка; 5 - колпачковая тарелка; 6 - тарелка с двумя зонами контакта фаз; 7 - решетчатая тарелка

Режимы работы барботажных тарелок по газовой (паровой) нагрузке можно оценить по значению фактора скорости (фактор пара) $F = \omega \sqrt{\rho_r}$. Для большинства тарелок фактор скорости находится в пределах $F=0,5-1,5$ (см. рис. 4.39).

4.3. Насадочные аппараты [1-3, 16-19]

Насадочные колонные аппараты широко применяются в нефтехимической, химической, и других отраслях промышленности при разделении как бинарных, так и многокомпонентных смесей а так же на ТЭС для удаления O_2 , CO_2 и H_2S из воды воздухом.

Достоинством насадочных колонн является низкое гидравлическое сопротивление, высокая эффективность и широкий интервал устойчивой работы. При проектировании насадочных колонн существует проблема выбора методов расчета гидравлических и массообменных характеристик, а также определения эффективности проводимых процессов. Разделение смесей в колонне при проведении процессов происходит в результате теплообмена и массообмена между потоками газа (пара) и жидкости в слое насадки. В научной литературе имеется большое количество публикаций, посвященных исследованию гидродинамики, массообмена и теплообмена в насадочных колоннах [1-7].

Насадочные аппараты представляют собой вертикальные цилиндрические колонны, заполненные твердой насадкой, предназначенной для увеличения поверхности контакта газовой и жидкой фаз. Отдельными элементами насадки могут служить тела довольно сложной формы. В насадочной колонне 1 (рис. 4.12, а, б) насадка 3 укладывается на опорные решетки 4, имеющие отверстия или щели для прохождения газа и стока жидкости, которая достаточно равномерно орошает насадку 3 с помощью распределителя 2 и стекает по поверхности насадочных тел в виде тонкой пленке вниз.

Однако равномерного распределения жидкости по всей высоте насадки по сечению колонны обычно не достигается, что объясняется пристеночным эффектом.

Особенно чувствительны к начальному распределению жидкости (числу точек орошения) колонны с регулярными насадками. Поэтому рекомендуется в верхней части регулярной насадки засыпать небольшой слой нерегулярной насадки.

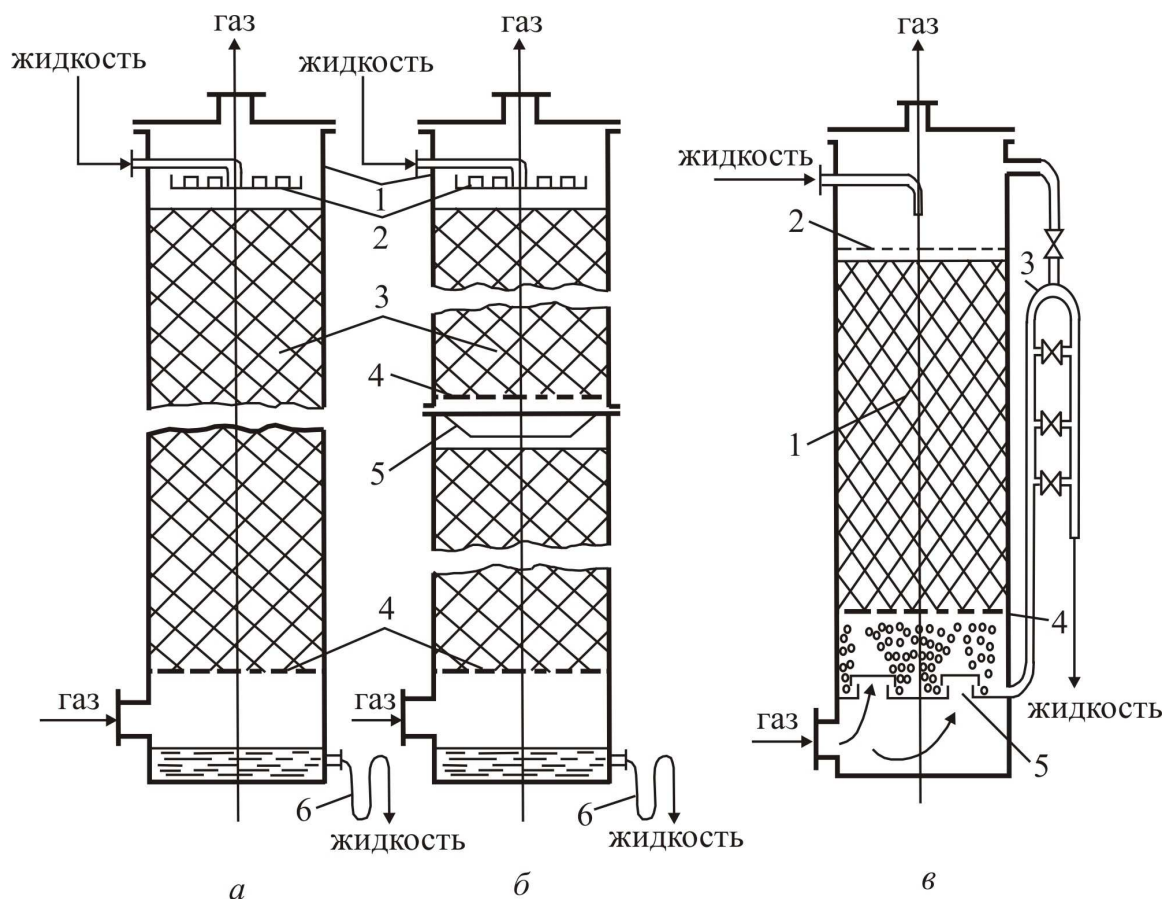


Рис. 4.12. Насадочные абсорберы: *а* – со сплошным слоем насадки; *б* – с секционной загрузкой насадки: 1 – корпуса; 2 – распределители жидкости; 3 – насадка; 4 – опорные решетки; 5 – перераспределитель жидкости; 6 – гидравлические затворы; *в* – эмульгационная насадочная колонна: 1 – насадка; 2 – сетка, фиксирующая насадку; 3 - гидравлический затвор; 4 – опорная решетка; 5 – распределитель газа

Вследствие этого жидкость имеет тенденцию растекаться от центральной части колонны к ее стенкам (рис. 4.13). Жидкость практически полностью оттесняется от места ввода пара к периферии колонны на расстоянии, равном четырем – пяти ее диаметрам. Поэтому часто насадку в колонну загружают секциями высотой в четыре – пять диаметров (но не более 3-4 метров каждой секции), а между секциями (слоями насадки) устанавливают перераспределители жидкости 5 (рис. 4.12, *б* и 4.14), назначение которых состоит в направлении жидкости от периферии колонны к ее оси.

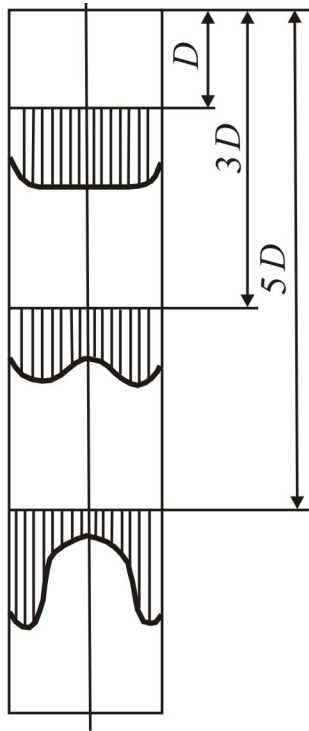


Рис. 4.13. Распределение орошающей жидкости по высоте насадочной колонны

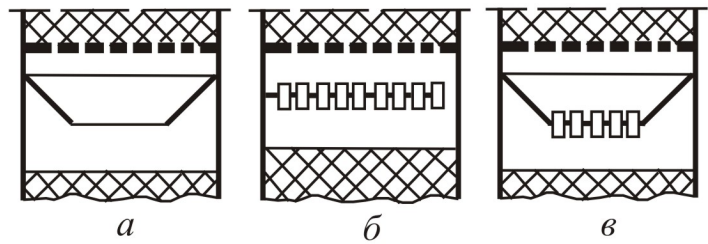


Рис. 4.14. Перераспределители жидкости между слоями насадки: *а* – конический; *б* – патрубковый; *в* – конический с патрубками

Жидкость в насадочной колонне течет по элементу насадки в виде тонкой пленки, поэтому поверхностью контакта фаз является в основном смоченная поверхность насадки. Однако при перетекании жидкости с одного элемента насадки на другой пленка жидкости разрушается и на нижележащем элементе образуется новая пленка. При этом часть жидкости проходит на расположенные ниже слои насадки в виде струек, капель и брызг. Часть поверхности насадки, в основном в местах соприкосновения насадочных элементов друг с другом, бывает смочена неподвижной (застойной) жидкостью. В этом состоит основная особенность течения жидкости в насадочных колоннах в отличие от пленочных, в которых пленочное течение жидкости происходит по всей высоте аппарата.

К основным характеристикам насадки относят ее удельную поверхность a_v , $\text{м}^2/\text{м}^3$ и свободный объем $V_{\text{св}}$, $\text{м}^3/\text{м}^3$. Обычно величину $V_{\text{св}}$ определяют путем заполнения объема насадки водой. Отношение объема воды к объему, занимаемому насадкой, дает величину ϵ . Еще одной характеристикой насадки является ее свободное сечение S , $\text{м}^2/\text{м}^2$. Принимают, что свободное сечение насадки S равно

по величине ее свободному объему, т.е. $S = V_{\text{св}}$. Определяющим геометрическим размером насадки является эквивалентный диаметр $d_3 = 4V_{\text{св}} / a_v$, м.

Выбор насадки. Как уже отмечалось, в насадочных колоннах поверхностью контакта фаз является смоченная поверхность насадки. Поэтому насадка должна иметь, возможно, большую поверхность в единице объема. Вместе с тем для того, чтобы насадка работала эффективно, она должна удовлетворять следующим требованиям:

1. Хорошо смачиваться орошаемой жидкостью, т.е. материал насадки по отношению к орошаемой жидкости должен быть лиофильным;
2. Оказывать малое гидравлическое сопротивление газовому потоку, т.е. иметь возможность большее значение свободного объема или сечения насадки;
3. Создавать возможность для высоких нагрузок аппарата по жидкости и газу; для этого насадка должна также иметь большие значение ϵ или $S_{\text{св}}$;
4. Иметь малую плотность;
5. Равномерно распределять орошающую жидкость;
6. Быть стойкой к агрессивным средам;
7. Обладать высокой механической прочностью;
8. Иметь невысокую стоимость.

Очевидно, что насадок, которые бы полностью удовлетворяли всем указанным требованиям, не существует, так как соответствие одним требованиям нарушает соответствие другим (например, увеличение удельной поверхности a_v насадки влечет за собой повышение гидравлического сопротивления, а также снижение предельно допустимых скоростей газа и т.д.).

Поэтому в промышленности используют большое число разнообразных по форме и размерам насадок, изготовленных из различных материалов (металла, керамики, пластических масс и др.), которые удовлетворяют основным требованиям при проведении того или иного процесса абсорбции.

В качестве насадки наиболее широко применяют тонкостенные кольца Рашига (рис. 4.15, а), имеющие высоту, равную диаметру, который изменяется в пределах 15-150 мм. Кольца малых размеров засыпают в колонну навалом.

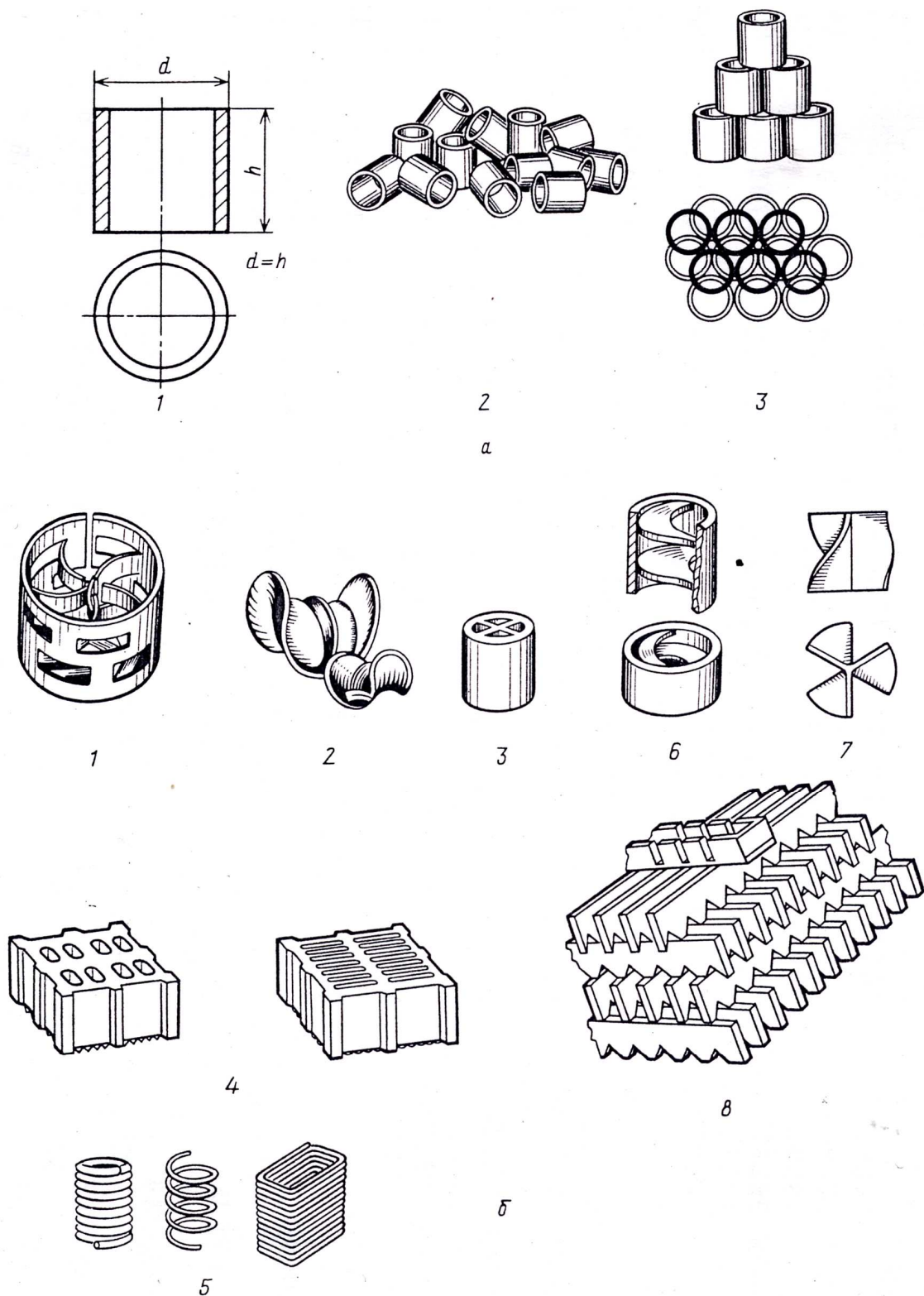


Рис. 4.15. Виды насадки: *а* – насадка из колец Рашига: 1 – отдельное кольцо; 2 – кольца навалом; 3 – регулярная насадка; *б* – фасонная насадка: 1 – кольца Палля; 2 – седлообразная насадка; 3 – кольца с крестообразными перегородками; 4 – керамические блоки; 5 – витые из проволоки насадки; 6 – кольца с внутренними спиралями; 7 – пропеллерная насадка; 8 – деревянная хордовая насадка

Большие кольца (от 50×50 мм и выше) укладывают правильными рядами, сдвинутыми друг относительно друга. Такой способ заполнения аппарата насадкой называют загрузкой в укладку, а загруженную таким способом насадку – *регулярной*.

Регулярная насадка имеет ряд преимуществ перед нерегулярной, навалом засыпанной в колонну: обладает меньшим гидравлическим сопротивлением, допускает большие скорости газа. Однако регулярная насадка требует более сложных по устройству оросителей, чем насадка, засыпанная навалом.

Основным достоинством колец Рашига является простота изготовления и дешевизна, а недостатком – повышенное гидравлическое сопротивление и обратное перемешивание потоков.

Хордовую насадку (см. рис. 4.15, б, в) обычно применяют в аппаратах большого диаметра. Несмотря на простоту ее изготовления, хордовая насадка вследствие небольших удельной поверхности и свободного сечения вытесняется более сложными и дорогостоящими видами фасонных насадок, часть из которых представлена на рис. 4.15, б. В табл. 4.3 и табл. 18 прил. приведены основные характеристики насадок некоторых типов.

Таблица 4.3. Характеристики насадок

Насадка	Размеры элемента, мм	Удельная поверхность, $\text{м}^2/\text{м}^3$	Свободный объем, $\text{м}^3/\text{м}^3$	Эквивалентный диаметр, м	Масса 1 м^3 насадки, кг
Регулярная насадка					
Деревянная	10	100	0,55	0,022	210
хордовая (шаг в свету 10×100 мм)	20	65	0,68	0,042	145
Керамические кольца	50×50×50	110	0,735	0,027	650
	80×80×8	80	0,720	0,036	670
Рашига	100×100×100	60	0,720	0,048	670
Засыпка внавал					
Керамические кольца	15×15×2	330	0,700	0,009	690
	25×25×3	200	0,740	0,015	530

Рашига	50×50×5	90	0,785	0,035	530
Стальные кольца	10×10×0,5	500	0,880	0,007	960
	15×15×0,5	350	0,920	0,009	660
Рашига	25×25×0,8	220	0,920	0,017	640
Керамические кольца Палля	25×25×3	220	0,740	0,014	610
	50×50×5	120	0,780	0,026	520
Стальные кольца Палля	25×25×0,6	235	0,900	0,01	525
	50×50×1	108	0,900	0,033	415
Керамическая седла Берля	12,5	460	0,680	0,006	720
	25	260	0,690	0,011	670
	38	165	0,700	0,017	670

При выборе размеров насадки необходимо учитывать, что с увеличением размеров ее элементов увеличивается допустимая скорость газа, а гидравлическое сопротивление насадочного аппарата снижается. Общая стоимость колонны с крупной насадкой будет ниже за счет снижения диаметра аппарата, несмотря на то что высота насадки несколько увеличится по сравнению с насадкой меньших размеров.

При выборе размера насадки необходимо соблюдать условие, при котором отношение диаметра D_k колонны к эквивалентному диаметру d_3 насадки $D_k/d_3 \geq 10$.

В случае загрязненных сред целесообразно применять регулярные насадки, в том числе при работе под повышенным давлением. Для этих сред можно использовать также так называемые аппараты с плавающей насадкой. В качестве насадки в этом случае обычно применяют легкие полые шары из пластмассы, которые при достаточно высоких скоростях газа переходят во взвешенное состояние. Вследствие их интенсивного взаимодействия такая насадка практически не загрязняется.

В аппаратах с плавающей насадкой возможно создание более высоких скоростей, чем в колоннах с неподвижной насадкой. При этом увеличение скорости газа приводит к расширению слоя шаров, что способствует снижению скорости газа в слое насадки. Поэтому существенное увеличение скорости газового потока в таких аппаратах (до 3-5 м/с) не приводит к значительному возрастанию их гидравлического сопротивления.

Оросители. Очень важной проблемой для нормальной работы насадочных аппаратов, является равномерное орошение насадки. Для этой цели применяют специальные устройства – оросители (рис. 4.16), которые подразделяют на струйчатые и разбрызгивающие.

Необходимое число точек орошения можно определить по графику 6.10 из раздела 6.6.

К струйчатым оросителям относятся распределительные плиты, желоба, брызгалки, оросители типа сегнерова колеса и другие (рис. 4.16, *a-e*), а к разбрызгивающим – тарельчатые, вращающиеся центробежные и другие оросители (рис. 4.16, *ж, з*). Следует, однако, помнить, что первоначальное распределение жидкости не сохраняется при дальнейшем ее течении по насадке (рис. 4.13).

От способа подачи орошения существенно зависят такие явления в насадочных колоннах как брызгоунос и величина смоченной поверхности насадки. Унос жидкости с газом возникает в основном в результате воздействия газа на струи жидкости, вытекающей из оросителя. Особенно большой унос наблюдается при орошении разбрызгивающими оросителями, а также в случаях, когда жидкость вытекает из струйчатых оросителей на достаточно большом расстоянии над насадкой. Для снижения уноса над оросителем укладывают слой брызгоулавливающей насадки, устанавливают ловушки брызг на выходе газа из колонны и т.п.

При работе насадочной колонны в пленочном режиме обычно не вся поверхность насадки смочена жидкостью. При этом случае поверхность массопередачи будет меньше поверхности насадки. Отношение удельной смоченной поверхности $a_{см}$ ко всей удельной поверхности насадки называется коэффициентом смачивания насадки и обозначается через ψ , т.е. $\psi = a_{см}/a$. Значение ψ в большей степени зависит от величины плотности орошения U и способа подачи орошения на насадку, или от числа точек орошения $n_{ор}$. С увеличением U и $n_{ор}$ до определенных значений величина ψ возрастает, после чего остается практически постоянной. Она также растет с увеличением насадочных тел. Изменение скорости газа на значение коэффициента ψ заметного влияния не оказывает.

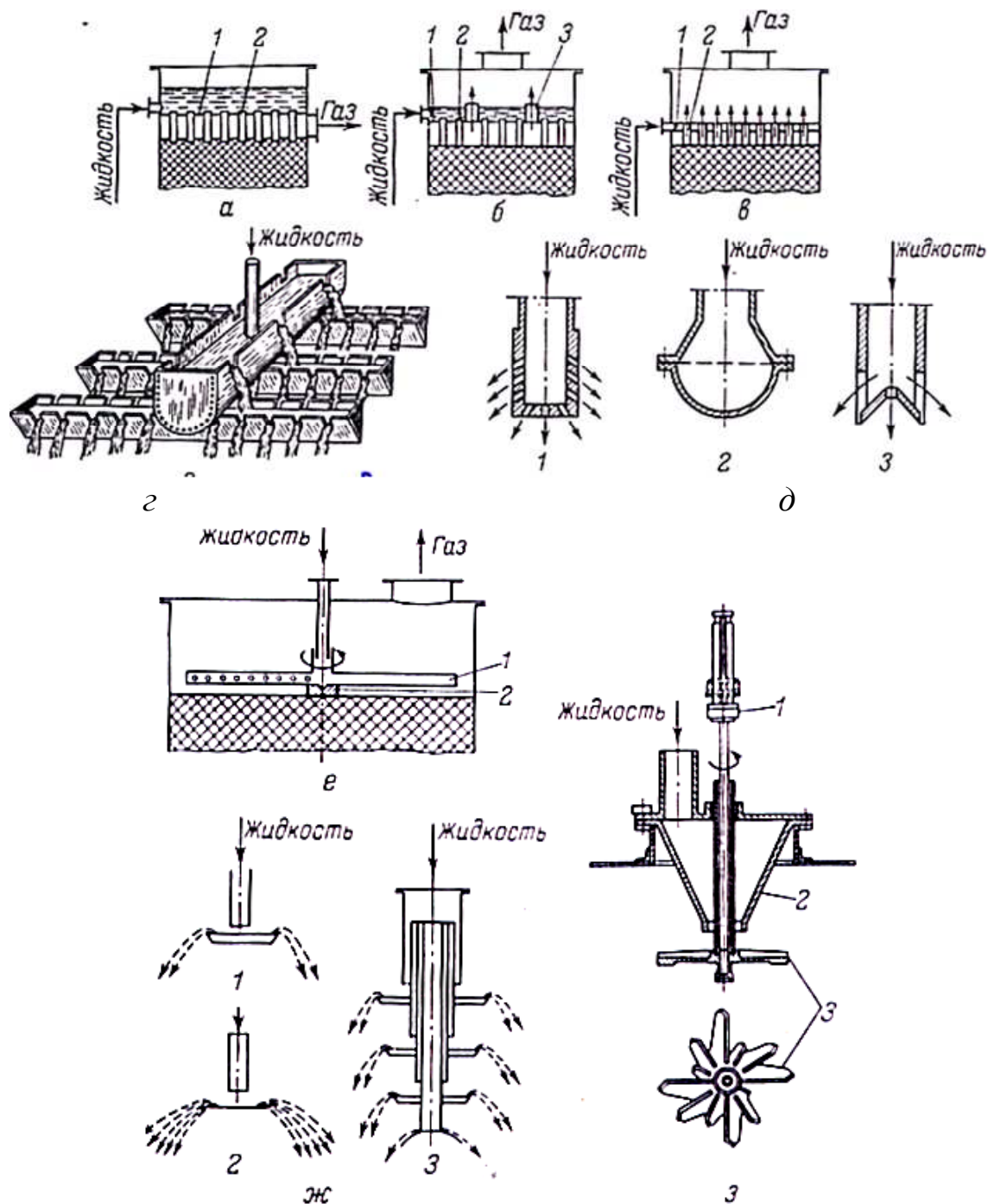


Рис. 4.16. Оросители: *а – в* – распределительные плиты: *а* – с затопленными отверстиями; *б* – с затопленными отверстиями и газовыми патрубками; *в* – со свободным сливом (1 – решетка; 2 – патрубки для жидкости; 3 – патрубки для газа); *г* – распределительные желоба; *д* – брызгалки (1 – цилиндрическая; 2 – полушаровая; 3 – щелевая); *е* – ороситель типа сегнера колеса (1 – вращающаяся дырчатая труба; 2 – подпятник); *ж, з* – разбрызгивающие оросители: *ж* – тарельчатые разбрызгиватели (1 – с тарелкой с бортами; 2 – с тарелкой без бортов; 3 – многотарельчатый); *з* – центробежный (1 – привод; 2 – распределительный конус; 3 – разбрызгиватель)

Следует также отметить, что не вся смоченная поверхность активна для массопередачи. Это объясняется тем, что активной является лишь поверхность, покрытая текущей пленкой жидкости. Части поверхности, покрытые неподвижной пленкой жидкости, не являются активными. Отношение удельной активной поверхности насадки a_a ко всей удельной поверхности a характеризует долю ее активной поверхности ψ_a , т.е. $\psi_a = a_a/a$. Значение ψ_a при $U < 0,003 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ для регулярной насадки (кольца, трубки и т.д.) может быть определено по приближенному выражению

$$\psi_a = U / (0,0005 + 0,8U).$$

При $U > 0,003 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ для регулярной насадки вся поверхность практически оказывается смоченной и при этом $\psi_a \approx 1$. Если насадка засыпана внавал, то ее активную поверхность можно приближенно определить по следующему уравнению:

$$a_a = 85U / (0,00125 + U).$$

Выражения для расчета статической и динамической задержки жидкости в насадке, а так же коэффициенты смоченной и активной поверхности даны в главе по расчету насадочных абсорберов.

4.4. Современные насадки

В данном разделе рассмотрены некоторые конструкции регулярных и нерегулярных контактных элементов, разработанных за последние годы различными организациями.

Обзор конструкций новых регулярных и нерегулярных насадок дан в работах [12, 13, 19]. Рассмотрим некоторые виды из них, которые могут применяться в массообменных аппаратах.

Регулярные насадки

Регулярные насадки монтируются в массообменном аппарате секциями или блоками.

В настоящее время наиболее широкое применение находят насадки ГИПХ, SULZER, MELLAPAK, Инжехим, INTALOX и др.

Сотрудниками Института новых химических проблем АН СССР в 1991 году разработана регулярная насадка (рис. 4.17). Целью изобретения является повышение эффективности и эксплуатационных характеристик аппарата за счет развития поверхности контакта фаз, снижения гидравлического сопротивления, выравнивания градиентов концентраций и температур в поперечном относительно движения потока направлении и создания поперечной турбулентности.

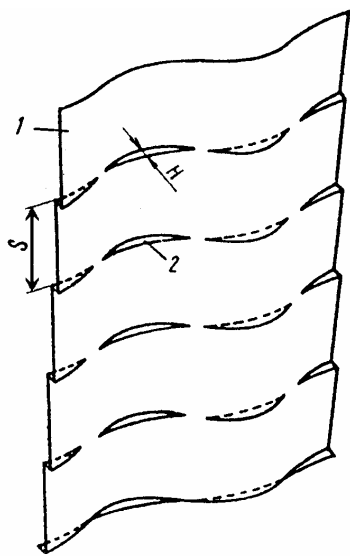


Рис. 4.17. Лист насадки ИНХП АН СССР

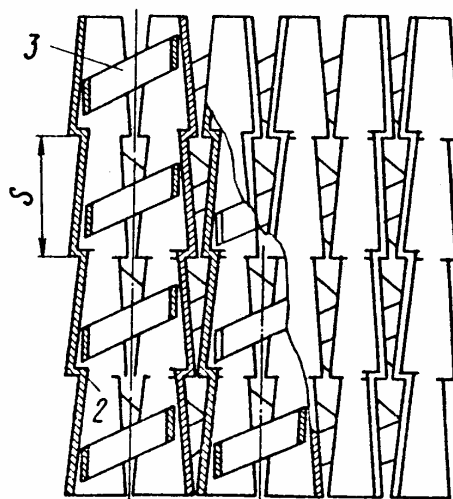


Рис. 4.18. Пакет насадки ИНХП АН СССР

Пакет насадки теплообменного аппарата состоит из вертикальных гофрированных листов 1, изготовленных из сетки с эквивалентным диаметром ячейки $d_{\text{ЭКВ}} = 1,5 - 3$ мм. Листы насадки имеют поперечное профилирование в виде конусообразных выступов 2 с высотой вглубь потока H , расположенное с шагом S .

Соседние между собой листы 1 в пакете (рис. 4.18) расположены зеркально, то есть впадины основного гофра образуют вертикальные каналы, в которые направлены выступы и в которые по всей длине установлены интенсифицирующие вставки – завихрители, выполненные в виде спиралей 3 или скрученных лент.

Насадка (рис. 4.19), разработанная в Киевском технологическом институте пищевой промышленности, состоит из листов 1 с просечными отверстиями ромба, снабженных повторяющими форму отверстий лепестками 3. Между рядами отверстий выполнены гофры 4 в виде расширяющихся внутрь окружных канавок. Обращенные вниз поверхности лепестков имеют рифления.

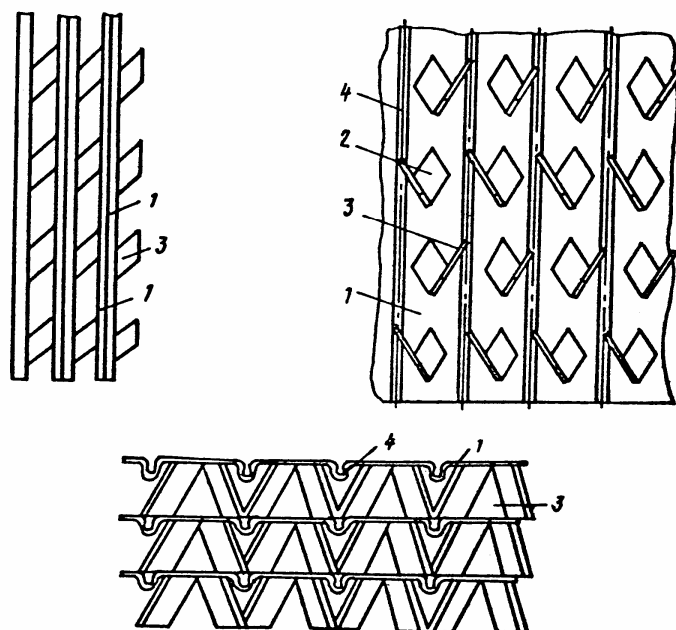


Рис. 4.19. Насадка

ИВЦ «Инжехим» (г. Казань) совместно с ОАО «Нижнекамскнефтехим» разработал рулонную регулярную насадку *IRM*, представленную на рис. 4.20 [19]. Насадка обеспечивает высокую разделяющую способность при низких плотностях орошения в колоннах диаметром до 1,5 м. Ввиду низкого гидравлического сопротивления насадка может быть рекомендована для использования в вакуумных колоннах и сепараторах.

Характеристики насадки “IRM”

Свободный объем, м ³ /м ³	Удельная поверхность, м ² /м ³	Эквивалентный диаметр, м	ВЭТС, м
0,8776	244,7	0,014	0,4 – 0,8

Поверхности насадок *IRM* и *IRR* могут выполняться с микропросечками, что улучшает смачиваемость, и, соответственно, повышает эффективность массообменных процессов.

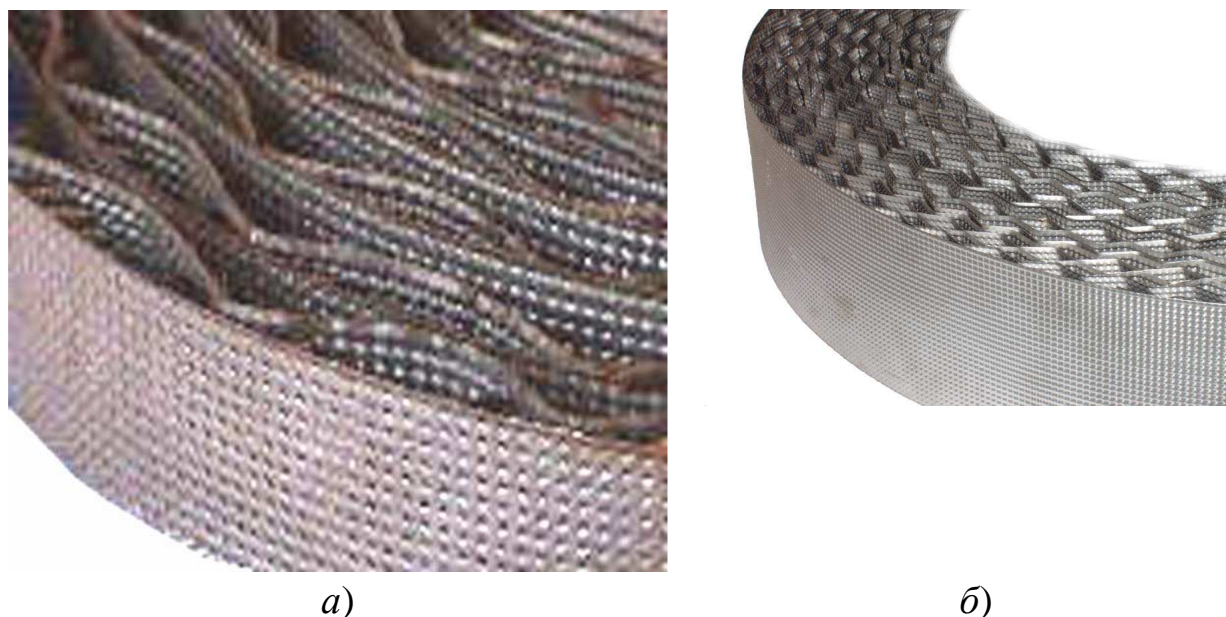


Рис. 4.20. Рулонная регулярная насадка IRM (а) и ее модификация IRR (б)

Разработана конструкция регулярной насадки, содержащей уложенные в пакет гофрированные листы с перекрестным расположением гофров в соседних листах, с выполненными на поверхности листов выступами, причем выступы расположены горизонтальными рядами, при этом расстояние между выступами в рядах меньше расстояния между рядами.

Новая упорядоченная насадка названа IRG (Ingechim Regular Gofr), что означает регулярная гофрированная насадка ИВЦ «Инжехим».

Насадка выполнена из листа, имеющего параллельные гофры с вершинами. На боковых поверхностях гофров выполнены горизонтальные ряды выступов. Причем расстояние между выступами в рядах меньше расстояния между рядами выступов.

Насадка представляет собой пакет установленных вертикально гофрированных металлических пластин. Гофры пластин расположены под углом к горизонту. Пакет составляется таким образом, что гофры соседних пластин расположены перекрестно. На поверхности пластин созданы фигурные шероховатости в виде выпуклостей. Пакет регулярной насадки показан на рис. 4.21.

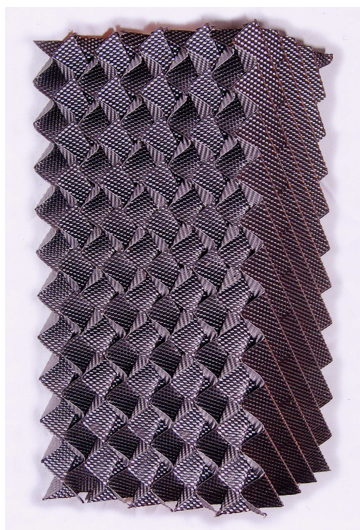


Рис. 4.21. Пакет пластин насадки [12]

Такое конструктивное исполнение позволяет достичь высокого свободного объема насадки в аппарате за счет исключения взаимного проникновения насадки и равномерного распределения поверхности по сечению аппарата.

На рис. 4.22 показана зарубежная насадка INTALOX с изменением ориентации рифления и развитой поверхностной структурой.

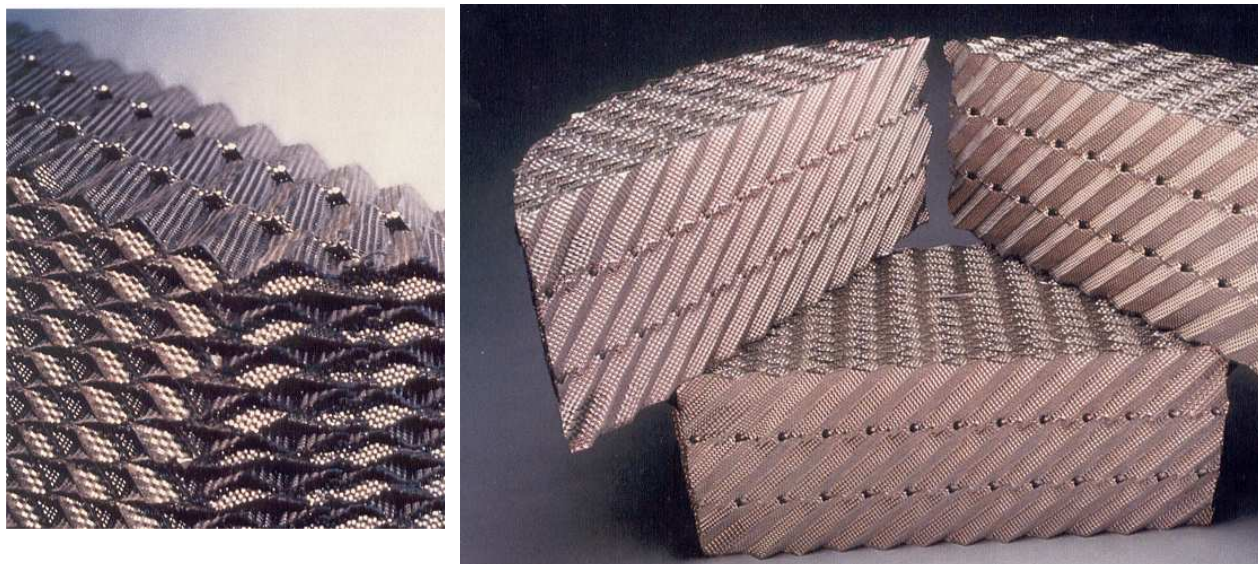


Рис. 4.22. Регулярная насадка INTALOX

Неупорядоченные насадки

Среди нерегулярных насадок наибольшее применение получили кольца Рашига, Палля, седля Берля, седла Инталлокс, кольца Борад, Гудлоц, Зульцер, Инжехим и ГИПХ.

Во Всесоюзном НИИ синтетических и натуральных душистых веществ разработана насадка, выполненная в виде цилиндрического кольца 1 с внутренним элементом 2 в виде спирали Архимеда, наружный конец которой прикреплен к кольцу (рис. 4.23). По всей поверхности насадки имеются отверстия 3.

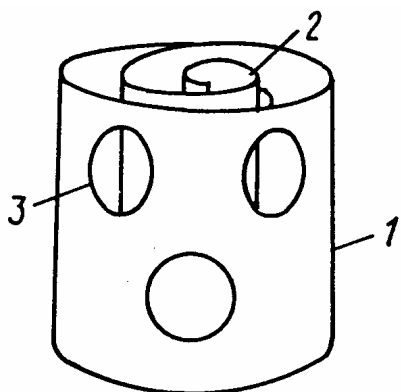


Рис. 4.23. Насадка в виде спирали Архимеда

Цель изобретения – интенсификация тепломассообменных процессов за счет увеличения поверхности контакта фаз, улучшения смачивания и омывания потоками поверхности насадки.

Разработка сотрудников Горьковского политехнического института представляет собой элемент, содержащий полуцилиндры. Цель изобретения – повышение эффективности работы за счет улучшения омываемости внутренних поверхностей и усиления турбулизации фаз.

На рис. 4.24, 4.25 показаны элементы нерегулярных зарубежных насадок.



Рис. 4.24. Нерегулярная насадка NY-PAK



Рис. 4.25. Нерегулярная насадка CASCADE-RINGS

ИВЦ «Инжехим» также разработал и запатентовал несколько видов неупорядоченной насадки (рис. 4.26, 4.27) [12, 13, 19]. Все они отличаются технологичностью изготовления, простотой конструкции и обеспечивают высокие массообменные характеристики и низкое гидравлическое сопротивление.

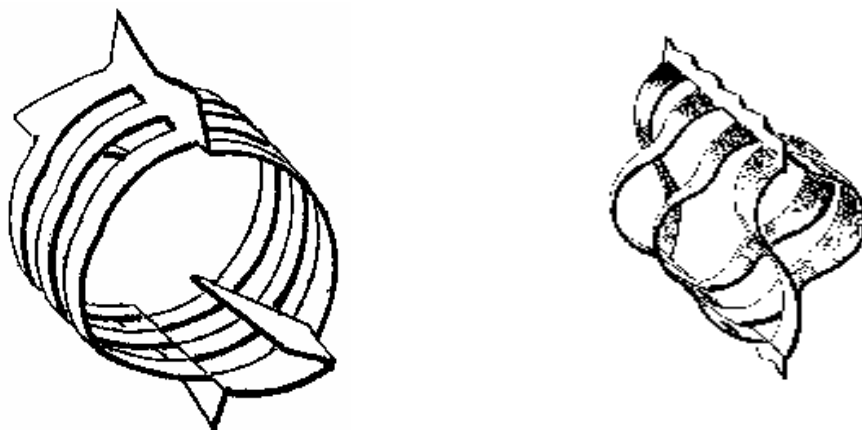


Рис. 4.26. Элементы насадок

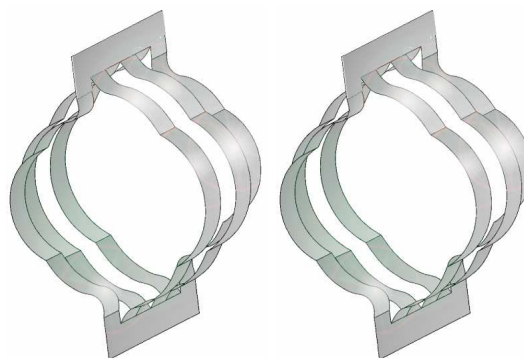


Рис. 4.27. Общий вид элементов насадки

Хорошо себя зарекомендовали разработанные в ИВЦ «Инжехим» совместно со специалистами ОАО «Казаньоргсинтез» нерегулярные насадки «Инжехим – 2000 и 2002», приведенные на рис. 4.28. Данные насадки используются в ректификационных и абсорбционных промышленных колоннах на различных производствах [12, 13, 19].



Рис. 4.28. Элементы насадки «Инжехим – 2000» и «Инжехим – 2002»

Характерной особенностью этих насадок является способность обеспечивать высокую разделяющую способность в широком диапазоне нагрузок как по газовой, так и по жидкой фазам. При этом насадки пригодны для колонн, работающих как под разрежением, так и при атмосферном и избыточном давлениях. Кроме того, эти насадки способны работать с загрязненными средами.

В табл. 4.4. даны сравнительные характеристики насадок.

Таблица 4.4. Сравнительные характеристики промышленных насадок размером 50×50 мм

Тип насадки	$\epsilon_{св}$, $\text{м}^3/\text{м}^3$	a_v , $\text{м}^2/\text{м}^3$	Потеря напора, % отн	Пропускная способность, % отн	Эффективность, % отн
Кольца Рашига	0,95	110	100	100	100
Кольца Паля	0,96	100	63	120	125
Хай – Пэк	-	-	65	120	150
Кольца Бялецкого	-	-	85	100	125
Седла Инталокс	-	-	32	144	132
Насадка Лева	0,97- 0,98	118	47	-	158
Насадка ГИАП	0,96	101	47	133	137
Инжехим - 2000	0,96	103	16-22	180-210	153

Как показывает опыт отечественных и зарубежных фирм при решении задач модернизации очень часто только заменой контактных устройств в промышленных аппаратах можно добиться значительного повышения эффективности проводимых процессов, снизить энергозатраты на единицу продукции.

4.5. Гидродинамические режимы в насадочных аппаратах [1–3]

Гидродинамические режимы в противоточных насадочных колоннах зависят от скорости газа в колонне. На рис. 4.29 представлена зависимость гидравлического сопротивления насадки от скорости газа.

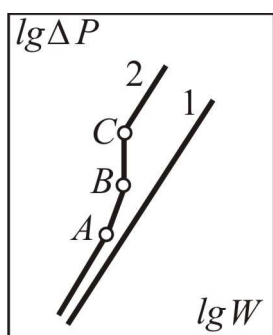


Рис. 4.29. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от скорости газа в колонне ($L=\text{const}$) 1 – сухая насадка; 2 – орошаемая насадка

Первый режим – *пленочный* – наблюдается при небольших плотностях орошения на малых скоростях газа. В этом режиме отсутствует влияние газового потока на скорость стекания по насадке жидкой пленки и, следовательно, на количество задерживаемой в насадке жидкости. Пленочный режим заканчивается в первой переходной точке *A* на рис. 4.29, называемой *точкой подвешивания*.

Абсолютное большинство насадочных колонн в промышленности работают в пленочном режиме.

Второй режим – *режим подвешивания* (или *торможения*). После точки *A* повышение скорости газа приводит к заметному увеличению сил трения о жидкость на поверхности контакта фаз и подтормаживанию жидкости газовым потоком. Вследствие этого скорость течения пленки жидкости уменьшается, а ее толщина и количество удерживаемой жидкости в насадке увеличиваются. В режиме подвешивания с повышением скорости газа нарушается спокойное течение пленки жидкости, появляются завихрения, брызги, увеличивается смоченная поверхность насадки и соответственно – интенсивность процесса массопередачи. Этот режим заканчивается в точке *B*.

Третий режим – *режим эмульгирования* – возникает при превышении скорости, соответствующей точке *B*. В результате происходит накопление жидкости в свободном объеме насадки до тех пор, пока сила трения между стекающей жидкостью и поднимающимся по колонне газом не уравнивает силу тяжести жидкости, находящейся в насадке. При этом наступает обращение, или *инверсия, фаз* (жидкость становится сплошной фазой, а газ – дисперсной). Образуется газожидкостная дисперсная система, по внешнему виду напоминающая барботажный слой (пену) или газожидкостную эмульсию. Режим эмульгирования начинается в самом узком сечении насадки, плотность засыпки которой неравномерна по сечению колонны. Путем тщательного регулирования подачи газа режим эмульгирования может быть установлен по всей высоте насадки (отрезок *BC* на рис. 4.29).

Режим эмульгирования соответствует максимальной эффективности насадочной колонн преимущественно вследствие увеличения контакта фаз, который в этом режиме определяется не столько поверхностью насадочных тел, сколько поверхностью образующейся газожидкостной эмульсии, заполняющей весь свободный объем насадки. Следует отметить, что это повышение эффективности насадочной колонны сопровождается резким увеличением ее гидравлического сопротивления (отрезок *BC*). В насадочных колоннах без специальных устройств поддерживать режим эмульгирования очень трудно, так как мал интервал изменения скоростей газа, при котором насадочная колонна работает в этом режиме (между точками *B* и *C*). Поэтому разработана специальная конструкция эмульгационной колонны (рис. 4.12, *в*).

Как правило, работа в режиме подвисяния и эмульгирования целесообразна только в случае, если повышение гидравлического сопротивления аппарата не имеет существенного значения (например, если абсорбер работает при повышенных давлениях). Поэтому большинство насадочных колонн работает в пленочном режиме (т.е. при скоростях газа до точки *A*). Пределом устойчивой работы насадочных колонн является скорость газа, соответствующая точке инверсии (или захлебывания).

Четвертый режим (от точки *C* на рис. 4.29 и выше) – режим уноса, или обращенного движения жидкости, выносимой из аппарата газом. Этот режим не используется.

Запирание нижней части насадки

Уменьшение диаметра отверстий или расстояния между пластинами в опорной решетке (рис. 4.12) при одновременном увеличении расхода жидкости может привести к запиранию нижней части каналов насадки. В этом случае возникает частичный барботаж газа или пара в образовавшийся слой жидкости, в то время как на остальной части насадки сохраняется пленочное течение. Дальнейшее увеличение скорости газа приводит к заполнению канала газожидкостной эмульсией и возникновению эмульсионного режима. Поэтому площадь свободного сечения опорной решетки должна быть примерно равна (не менее 75 %) свободному сечению насадки.

4.6. Пленочные аппараты [1]

В пленочных абсорберах поверхностью контакта фаз является поверхность жидкости, текущей по твердой, обычно вертикальной стенке. К этому виду аппаратов относятся:

- 1) Трубчатые абсорберы;
- 2) Абсорберы с плоскопараллельной или листовой насадкой;
- 3) Абсорберы с восходящим движением пленки жидкости.

Трубчатый абсорбер. По устройству (рис. 4.30) он аналогичен кожухотрубчатому теплообменнику.

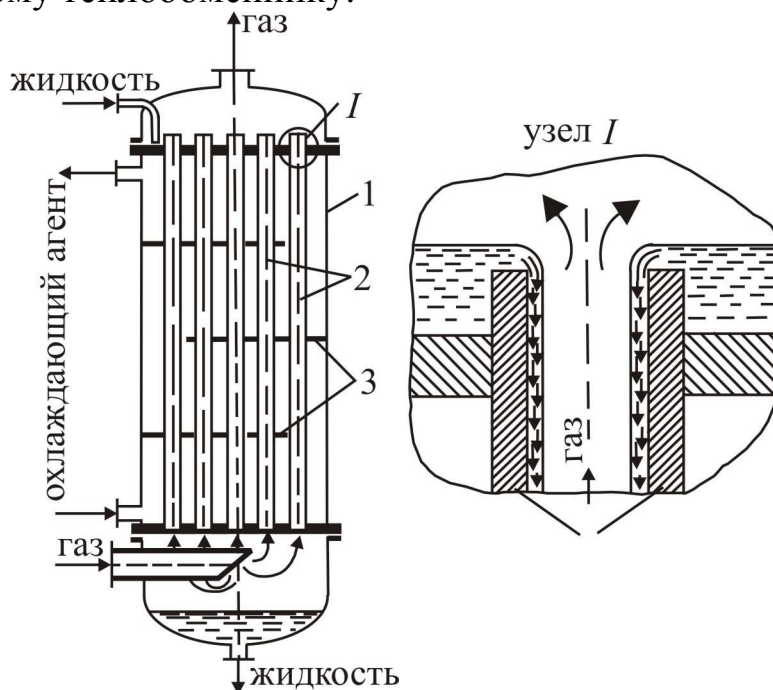


Рис. 4.30. Трубчатый пленочный абсорбер: 1 – корпус; 2 – трубки; 3 - перегородки

Абсорбент поступает на верхнюю трубную решетку, распределяется по трубам 2 и стекает по их внутренней поверхности в виде тонкой пленки. В абсорберах с большим числом труб для улучшения распределения абсорбента по трубам применяют специальные распределительные устройства. Газ движется по трубам снизу вверх навстречу стекающей жидкой пленке. В случае необходимости отвода теплоты абсорбции в межтрубное пространство абсорбера подают охлаждающий агент (обычно воду).

Абсорбер с плоскопараллельной насадкой. Такой аппарат представлен на рис. 4.31. пакет листовой насадки 1 в виде вертикальных листов из различного материала (металл, пластические массы, натянутая на каркас ткань и др.) помещают в колонну (абсорбер). В верхней части абсорбера находятся распределительные устройства 2 для обеспечения равномерного смачивания листовой насадки с обеих сторон.

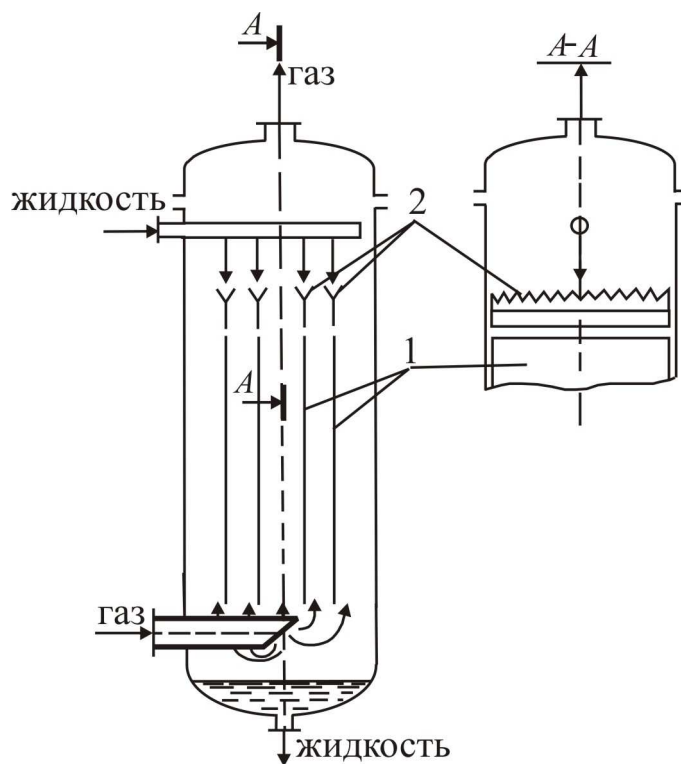


Рис. 4.31. Пленочный абсорбер с плоскопараллельной (листовой) насадкой: 1 – пакеты листовой насадки; 2 – распределительное устройство

Гидродинамические режимы в пленочных колоннах. Следует подчеркнуть, что пленочные противоточные колонны работают при

скоростях газа, не превышающих скорость захлебывания. Начало захлебывания (подвисяния) характеризуется резким возрастанием гидравлического сопротивления, а также количества находящейся в аппарате жидкости. При небольшом увеличении скорости газа аппарат начинает заполняться жидкостью, через которую барботирует газ. При дальнейшем повышении скорости происходит выброс жидкости вместе с газом через верхнюю часть аппарата или (при подаче жидкости снизу) переход к восходящему прямотоку.

В противоточных пленочных аппаратах допустимая скорость газа (т.е. скорость газа до точки захлебывания) достаточно высока – до 3-6 м/с. Гидравлическое сопротивление этих абсорберов мало, поскольку в пленочных абсорберах практически отсутствуют потери напора на преодоление местных сопротивлений. Поэтому пленочные противоточные аппараты целесообразно применять при больших производительностях по газу, необходимости малых гидравлических сопротивлений и сравнительно невысокой степени извлечения компонентов. Последнее обстоятельство объясняется тем, что значения ВЕП в этих аппаратах велики.

Пленочный абсорбер с восходящим движением пленки [1]. Такие аппараты (рис. 4.32, *а, б*) состоят из пучка труб 1, закрепленных в трубных решетках 2.

Газ проходит через распределительные патрубки 4, расположенные соосно с трубами 1. Абсорбент поступает в трубы через щели 5 (см. узел *Б*). Движущийся с достаточно высокой скоростью газ увлекает жидкую пленку снизу вверх, т.е. абсорбер работает в режиме восходящего прямотока. По выходе из труб 1 жидкость сливается на верхнюю трубную решетку и выводится из абсорбера. Для снижения брызгоуноса с отходящим газом в абсорбере устанавливаются брызгоотбойники 3. С целью охлаждения абсорбента в межтрубное пространство подают охлаждающий агент. Для повышения эффективности процесса применяют многоступенчатые абсорберы подобного типа.

На рис. 4.32, *б* показан двухступенчатый пленочный абсорбер с восходящим движением жидкости, каждая ступень которого работает по принципу прямотока, в то время как в аппарате в целом газ и жидкость движутся прямотоком. Применение многоступенчатых абсорберов существенно усложняет их конструкцию.

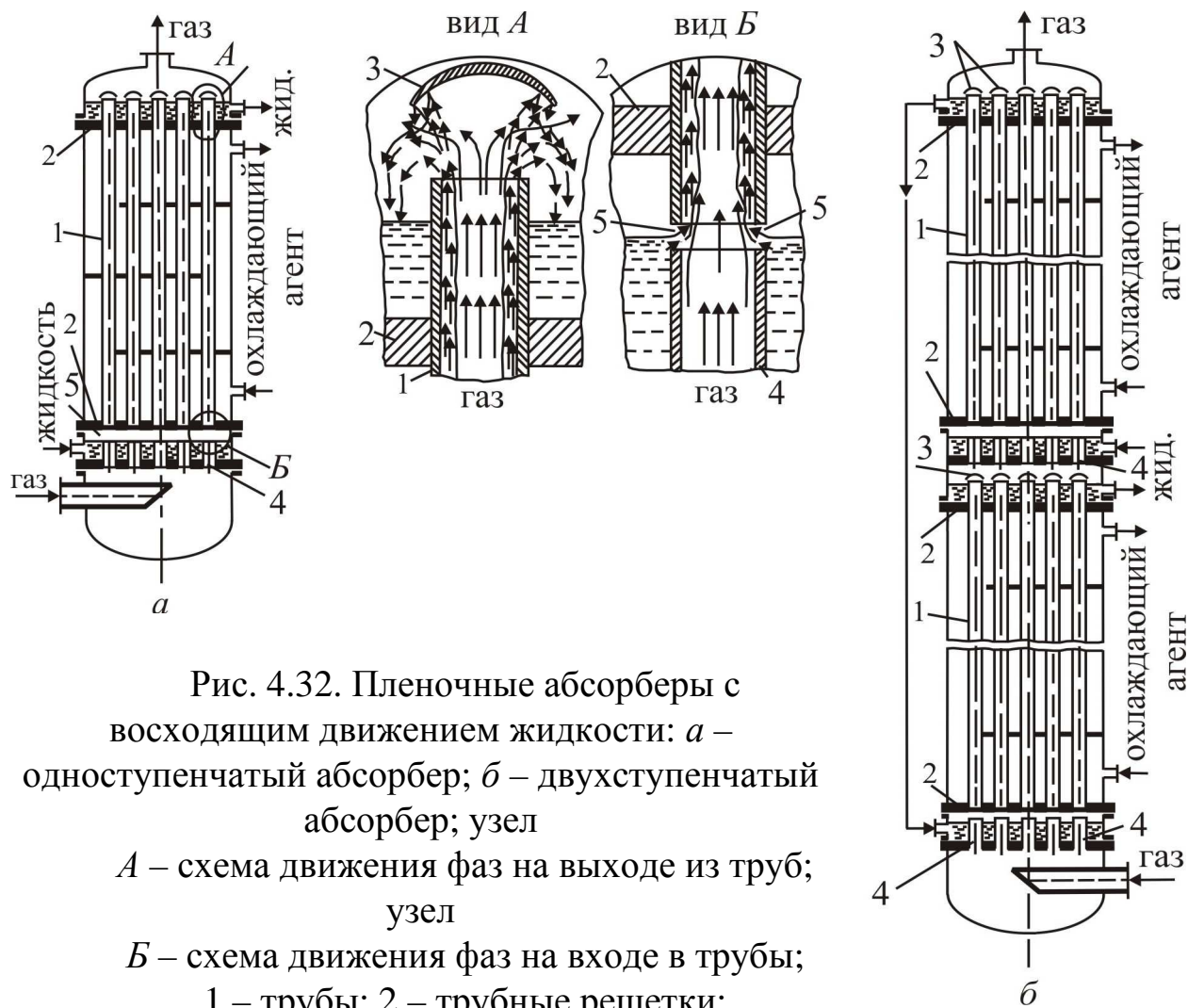


Рис. 4.32. Пленочные абсорберы с восходящим движением жидкости: *а* – одноступенчатый абсорбер; *б* – двухступенчатый абсорбер; узел *А* – схема движения фаз на выходе из труб; узел *Б* – схема движения фаз на входе в трубы; 1 – трубы; 2 – трубные решетки; 3 – брызгоотбойники; 4 – распределительные патрубки; 5 – щели для подачи абсорбента

В аппаратах с восходящим потоком жидкости можно создавать очень высокие скорости газа (порядка десятков метров в секунду), коэффициенты массопередачи при этом существенно возрастают, но одновременно с этим сильно растет их гидравлическое сопротивление. Последнее обстоятельство затрудняет широкое применение этих аппаратов для проведения процессов абсорбции при невысоких давлениях в системе.

Пленочные ректификационные аппараты (рис. 4.33, 4.34). Контакт фаз в этих аппаратах происходит на поверхности стенок, покрытых пленкой стекающей жидкости.

На рис. 4.33 колонна имеет встроенный дефлегматор и кипятильник.

При работе пленочных колонн важной задачей является равномерность распределения жидкой фазы.

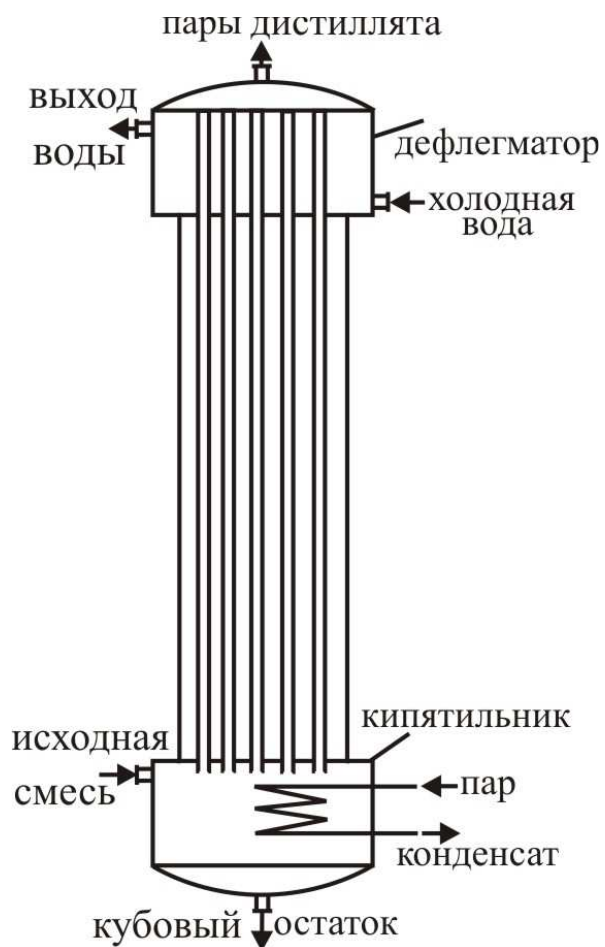


Рис. 4.33. Пленочная колонна с дефлегматором

Пленка из дефлегматора стекает по внутренней поверхности труб, а пар из кипятильника движется навстречу. Иногда для турбулизации потока в трубы вставляют специальные вставки, создающие наилучшие условия для массопередачи. Пленочные аппараты так же выполняются в виде колонн с плоскопараллельной насадкой. Листы, образующие насадку, изготовляют из металлов, пластика. В настоящее время эти аппараты применяются для ректификации под вакуумом смесей, обладающих малой термической стойкостью (например, различные мономеры и полимеры, а также другие продукты органического синтеза).

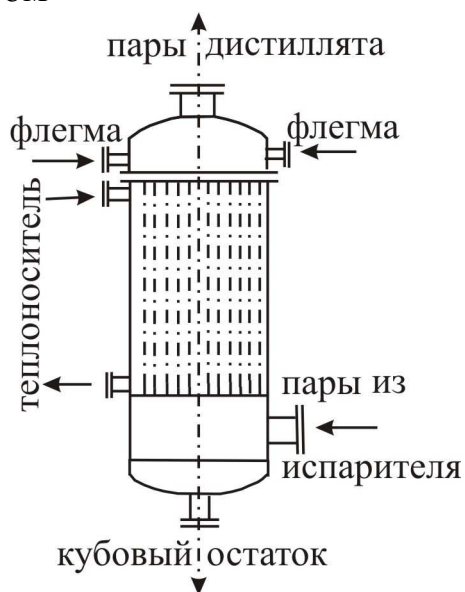


Рис. 4.34. Многотрубная пленочная колонна

Распыливающие абсорберы [1]. В распыливающих абсорберах контакт между фазами достигается распыливанием жидкости в газовом потоке. Эти абсорберы подразделяют на следующие группы: 1) полые (форсуночные) распыливающие абсорберы, в которых жидкость распыливается на капли форсунками; 2) скоростные прямоточные распыливающие абсорберы, в которых распыление жидкости осуществляется за счет кинетической энергии газового потока; 3) механические распыливающие абсорберы, в которых жидкость распыливается вращающимися деталями.

Полые распыливающие абсорберы (рис. 4.35) представляют собой полые колонны.

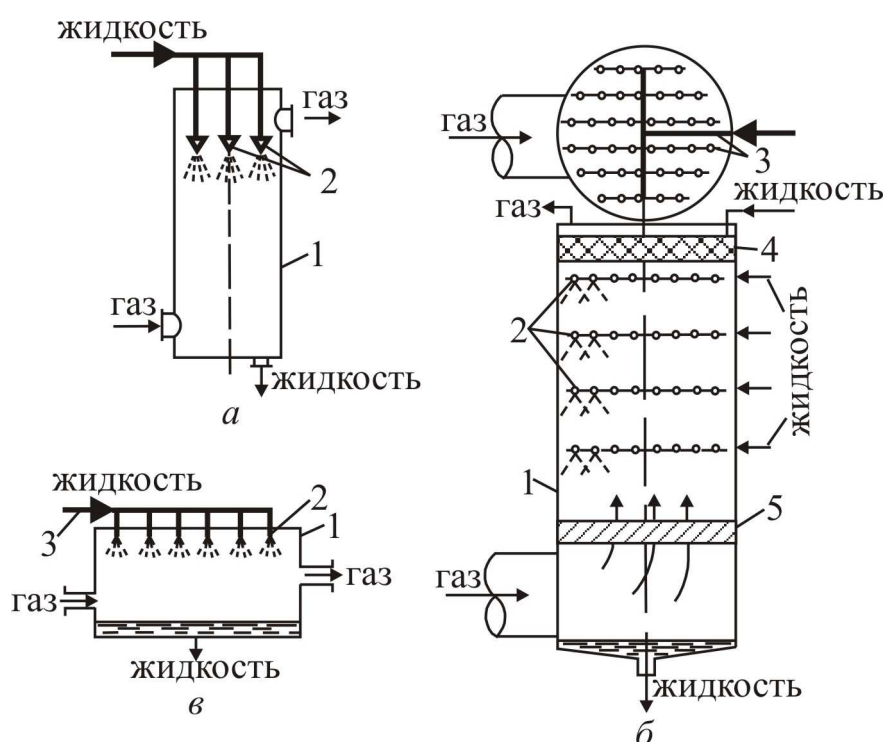


Рис. 4.35. Устройство полых распыливающих абсорберов:
a – вертикального с верхним распылом жидкости; *б* – вертикального с распылом жидкости по высоте аппарата; *в* – горизонтального с перекрестным током; 1 – корпуса; 2 – форсунки; 3 – коллектор орошающей жидкости; 4 – брызгоотбойник; 5 – газораспределительная решетка

В этих абсорберах газ движется снизу вверх, а жидкость подается через расположенные в верхней части колонны 1 форсунки 2 с направлением факела распыла обычно сверху вниз. Эффективность таких абсорберов невысока, что обусловлено перемешиванием газа по

высоте колонны и плохим заполнением ее сечения факелом распыленной жидкости. В результате объемный коэффициент массопередачи и число единиц переноса в этих аппаратах невелики. Поэтому распылительные форсунки в полых абсорберах часто устанавливают в нескольких уровнях.

Полые распыливающие абсорберы отличаются простотой устройства, низкой стоимостью, малым гидравлическим сопротивлением, их можно применять для обработки сильно загрязненных газов.

К недостаткам полых распыливающих абсорберов, помимо их низкой эффективности, относятся так же низкие скорости газа (до 1 м/с) во избежание уноса, неудовлетворительная их работа при малых плотностях орошения, достаточно высокий расход энергии на распыление жидкости. Распыливающие полые абсорберы целесообразно применять для улавливания хорошо растворимых газов.

Скоростные прямоточные распыливающие абсорберы отличаются тем, что в случае прямотока процесс можно проводить при высоких скоростях газа (до 20 – 30 м/с и выше), причем вся жидкость уносится с газом и отделяется от него в сепарационном пространстве 4. К этому типу аппаратов относится *абсорбер Вентури* (рис. 4.36), основной частью которого является труба Вентури.

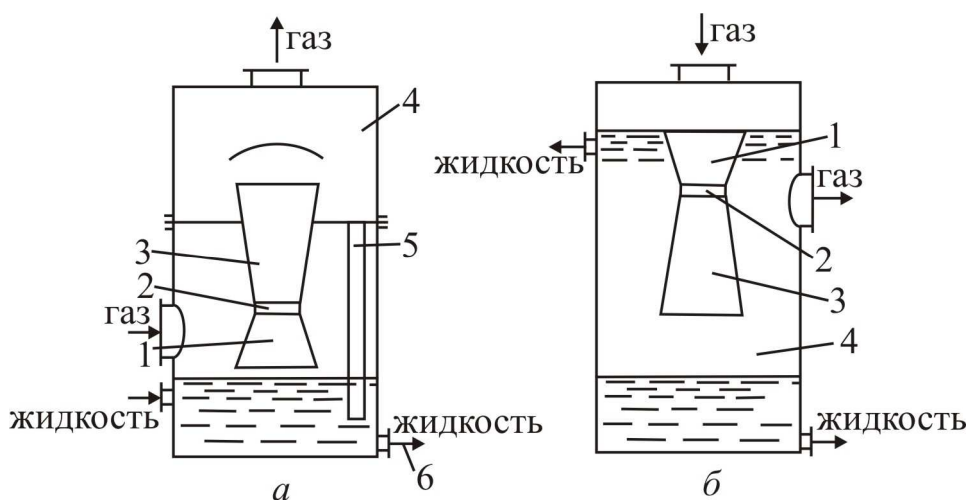


Рис. 4.36. Устройство бесфорсуночного абсорбера Вентури: *а* – с эжекцией жидкости; *б* – с пленочным орошением; 1 – конфузторы; 2 – горловины; 3 – диффузоры; 4 – сепараторы; 5 – циркуляционная труба; 6 – гидравлический затвор

Жидкость поступает в конфузор 1, течет в виде пленки и в горловине 2 распыляется газовым потоком. Затем жидкость газовым потоком выносится в диффузор 3, в котором скорость газа снижается и его кинетическая энергия переходит в энергию давления с минимальными потерями. Отделение капель от газа происходит в сепараторе 4.

Механические распыливающие абсорберы [1]. В этих абсорберах разбрызгивание жидкости производится с помощью вращающихся устройств, т.е. с подводом внешней энергии для развития поверхностного фазового контакта. На рис. 4.37 представлен такой абсорбер, в котором разбрызгивание жидкости происходит осуществляется с помощью лопастей (рис. 4.37, *а*) или дисков (рис. 4.37, *б*), закрепленных на горизонтальных валах 1.

Разбрызгивающие элементы 2 устанавливают так, что газ движется перпендикулярно или параллельно осям их валов.

По сравнению с абсорберами других типов механические абсорберы более компактны и эффективны, но они значительно сложнее по конструкции и требуют больших затрат энергии для проведения процесса. Поэтому механические распыливающие абсорберы целесообразно применять в тех случаях, когда распыление с помощью форсунок или газом, взаимодействующим с жидкостью, по каким – либо причинам не представляется возможным.

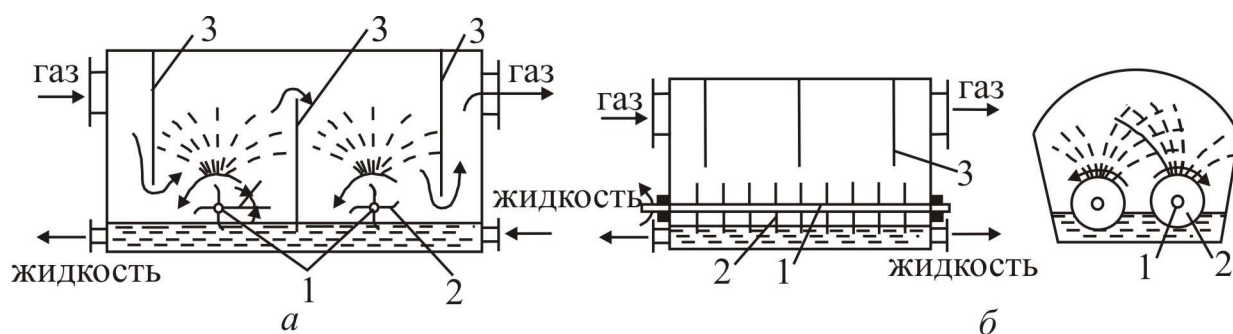


Рис. 4.37. Распыливающие абсорберы: *а* – с разбрызгиванием жидкости валками лопастного типа; *б* – с разбрызгиванием жидкости дисками; 1 – валы; 2 – разбрызгиватели; 3 – перегородки

Аппараты с внешним подводом энергии. Контакт между фазами может быть увеличен путем механического воздействия, используют центробежную силу. Роторные ректификационные аппараты представляют собой аппараты, в которых разделение реагирующих между собой потоков пара и жидкости с образованием межфазного

контакта осуществляется при воздействии на эти потоки вращающегося устройства (ротора). По способу создания поверхности межфазового контакта роторные колонны разделяются на две группы: роторные распылительного типа и пленочные (рис. 4.38, а, б).

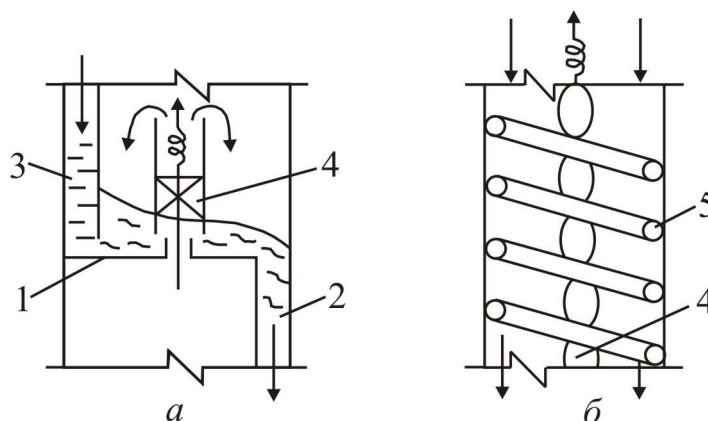


Рис. 4.38. а – с прямоточно – контактнм устройством; б – вихревая:
1 – основание тарелки; 2, 3 – переливы; 4 – закручиватель потока газа;
5 – то же жидкости

В роторных колоннах распылительного типа вращающийся ротор распределяет в объеме колонны или ее отдельной ступени жидкость в виде струй и капель, что вызывает образование развитой поверхности межфазового контакта. Под действием вращающегося движения повышается турбулизация паровой фазы, что интенсифицирует процесс массообмена.

В пленочных роторных колоннах жидкая фаза с помощью ротора распределяется по твердой поверхности, образуя пленку. Ротор служит не только для распределения жидкой фазы, но и для активной турбулизации паровой фазы. В некоторых конструкциях пленочных роторных колонн турбулизующее воздействие ротора передается также и на жидкую фазу.

Для колонн обоих типов характерны низкие гидравлические сопротивления и высокие коэффициенты массоотдачи. По сравнению с неподвижными тарелками высота колонны снижается в 3-4 раза, а диаметр в 6-8 раз. К недостаткам роторных колонн можно отнести ограниченность их высоты и диаметра (из-за сложности изготовления и требований, предъявленных к прочности, жесткости и балансировке ротора), а также высокие эксплуатационные расходы электроэнергии на привод ротора.

4.7. Сравнение конструкций массообменных колонн

Сравнение конструкций и опыт эксплуатации насадочных и барботажных ректификационных колонн дают основание сделать некоторые рекомендации в выборе типа аппарата.

Насадочные колонны наиболее просты в конструктивном отношении, относительно дешевы по капитальным затратам и отличаются малым гидравлическим сопротивлением в эксплуатации. При изготовлении насадочных аппаратов можно применять дешевые коррозионностойкие материалы: керамику, стекло, фарфор и др. вместе с тем насадочные аппараты отличаются большим весом и требуют устройства прочных фундаментов; они не пригодны для работы с малыми расходами жидкости при больших расходах пара (или газа), так как при этом трудно обеспечить хорошую смачиваемость насадки. Из-за возможности засорения и залипания насадки насадочные колонны мало пригодны для обработки жидкостей с механическими примесями.

Эффективность работы насадочных колонн (особенно с регулярной насадкой) в значительной степени зависит от равномерности подачи жидкой фазы. Насадочные колонны должны работать в стационарном режиме, т.е. без резких изменений состава и расхода фаз. Сравнительные характеристики насадок даны в табл. 4.5, 4.6.

Таблица 4.5. Сравнительные характеристики насадок относительно колец Рашига

Тип насадки	Производительность	Эффективность	Сопротивление одной теоретической тарелке
Кольца Рашига $d=25$ мм	1	1	1
Кольца Палля $d=25$ мм	1,4...1,5	1...1,25	0,7...0,75
Седла Берля	1,08...1,25	1,11	0,6...0,7
Седла Инталокс	1,2...1,4	1,3	0,45...0,5
Кольца Борад	1	2,5...2,6	0,3

$d=12,7$ мм			
Стедмана (сетчатая)	1,1...1,3	5...6	1...1,17
Гудлоу	1,15...1,20	3,5	0,13
Зульцер (ВХ)	порядка 2	2,5	0,25...0,45
ГИПХ - 8*	3...3,5	3...3,5	0,25...0,3

* - данные ФГУП РНЦ «Прикладная химия»

Таблица 4.6. Сравнительная характеристика регулярных насадок

Тип насадки	Эффективность, т.т./м	$F = \omega\sqrt{\rho_{II}},$ кг ^{0,5} /(с·м ^{0,5})	$I, \text{ кг/м}^3 \cdot \text{с}$	I_i / I_1
ГИПХ – 6 (ПП)	6	2,5	18	0,99
ГИПХ – 8 (ПП)	8	1,9	18,2	1
ГИПХ – 10 (ПФ)	10	1,7	20,4	1,12
ВХ (SULZER)	6	1,1	7,9	0,43
СУ (SULZER)	10	0,9	10,8	0,59
MELLAPAK 750.Y(SULZER)	5,8	1,6	11,1	0,61

Тарельчатые ректификационные колонны надежны в работе при малых расходах жидкости и обеспечивают хороший барботаж пара через жидкость. Однако при малых расходах пара в колонне начинается провал жидкости через отверстия тарелок, а при больших расходах – брызгоунос жидкой фазы. Отсутствуют затруднения при работе барботажных колонн с загрязненными жидкостями. При равной производительности вес барботажных (тарельчатых) колонн значительно меньше веса насадочных колонн. Барботажные колонны наиболее пригодны для разделения в них смесей с механическими примесями. Однако конструктивно тарельчатые ректификационные колонны более сложны. Применение коррозионностойких неметаллических материалов для их изготовления очень затруднительно. Тарельчатые колонны отличаются обычно в 3-5 раз большим гидравлическим сопротивлением, чем насадочные.

На рис. 4.39 и в табл. 4.7 даны сравнительные данные различных тарелок.

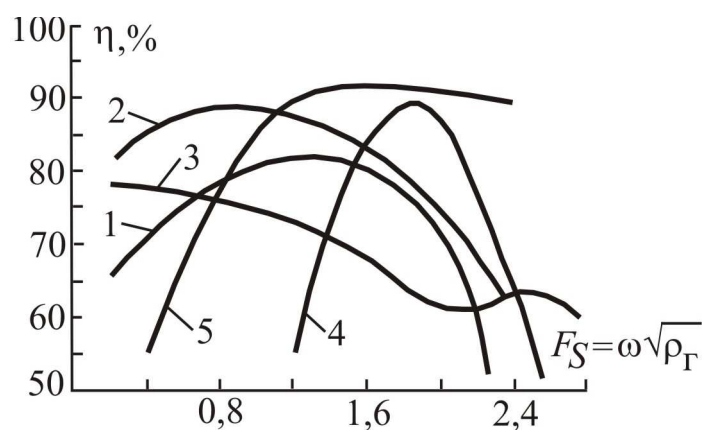


Рис. 4.39. Сравнительные данные [20] по эффективности тарелок различных конструкций: 1 – колпачковая; 2 – клапанная; 3 – ситчатая; 4 – решетчатая провальная; 5 – Киттеля

Таблица 4.7. Основные показатели тарелок

Тип тарелки	Относительная производительность	Относительная эффективность (при нагрузке составляющей 85 % максимальной)	Диапазон устойчивой работы при $H=450-600$ мм и двух значениях $L_V, \text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$		Величина гидравлического сопротивления при оптимальной нагрузке, Па
			30-60	≤ 30	
Колпачковая	1	1	2	3,5	700-1000
Из S – образных элементов	1-1,1	1-1,1	2	2,5	700-1000
Клапанная	1,2-1,5	1-1,1	3	4	500-800
Ситчатая**	1,2-1,4	1-1,1	2	3	300-400
Струйная	1,2	0,8	2	3	200-500
Ситчатая с отбойниками	1,4	0,8-0,9	2	3	100-300
Решетчатая провальная	1,2-1,4	0,75	1,5	1,8	300-400

* Отношение максимально и минимально допустимых нагрузок

** Свободное сечение тарелки равно 10%.

Общие сравнительные данные по контактным устройствам массообменных колонн представлены в табл. 4.8.

Таблица 4.8. Сравнительные данные по внутренним устройствам ректификационных колонн

Свойства	Колпачковые тарелки	Ситчатые тарелки	Клапанные тарелки	Двухпоточные тарелки	Насыпные насадки	Регулярные насадки
Производительность по пару	3	4	4	5	5	5
Производительность по жидкости	4	4	4	5	5	5
Эффективность	4	3	4	3	4	5
Устойчивость	5	3	5	1	4	5
Перепад давления	2	3	3	3	4	5
Стоимость	3	5	4	5	2	1*
Работа с загрязненными средами	3	3	3	4	2	1
Расчетная надежность	4	4	3	2	3	3

*по данным ФГУП РНЦ «Прикладная химия» показатель стоимости для регулярных насадок соответствует 3...4.

5 – превосходство; 4 – очень хорошо; 3 – хорошо; 2 – средне (посредственно); 1 – плохо.

Контрольные вопросы

1. Раскройте принцип действия пленочных абсорберов. В каких случаях применение этих аппаратов наиболее рационально?
2. Сопоставьте характеристики работы противоточных и прямоточных пленочных абсорберов.
3. Раскройте принцип действия насадочных колонн. Почему насадку по высоте аппарата обычно располагают секциями? Охарактеризуйте методы улучшения смачивания насадки.

4. В чем особенности гидродинамических режимов работы насадочных колонн? Почему в подавляющем большинстве случаев насадочные абсорберы работают в пленочном режиме?
5. Какие требования предъявляются к насадке? На чем основан выбор насадки для проведения конкретного процесса абсорбции?
6. Какие виды насадки можно использовать для обработки загрязненных сред?
7. Сопоставьте поверхность насадки со смоченной и активной поверхностями.
8. Сопоставьте противоточные и прямоточные схемы работы насадочных абсорберов. Почему насадочные абсорберы практически всегда работают при противоточном движении фаз?
9. В чем особенности гидродинамических режимов работы тарельчатых абсорберов? Какой режим является оптимальным для проведения процесса абсорбции?
10. Чем объясняется гидродинамическая неравномерность по длине тарелок с переточными устройствами?
11. В чем особенности гидродинамических условий работы колонн с провальными тарелками?
12. Сравните характеристики работы провальных тарелок разных конструкций.
13. Проведите сравнение колонн с тарелками со сливными устройствами и с провальными тарелками.
14. Сопоставьте характеристики колонн с тарелками со сливными устройствами, работающими: 1) по принципу перекрестного тока и 2) по принципу однонаправленного движения фаз. В каких случаях применение тарелок второго типа предпочтительнее.
15. Дайте сравнительную характеристику распыливающих абсорберов. В каких случаях абсорберы этого типа имеют преимущества перед другими?
16. Какие показатели являются основными при выборе конструкции абсорбера для проведения конкретного процесса абсорбции?
17. Как влияет брызгоунос на эффективность тарельчатых колонн?
18. Устройство и принцип действия ситчатых, колпачковых и клапанных тарелок. Их достоинства и недостатки.
19. Чем принципиально отличается работа провальных тарелок от устройств со сливными устройствами?
20. Какие виды современных насадок знаете?

21. Какие гидравлические режимы работы возможны в барботажной колонне?
22. Чем определяется оптимальный режим барботажной колонны? Из чего складывается ее гидравлическое сопротивление?
23. Сравнительные характеристики контактных устройств.

ГЛАВА 5. РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

5.1. Алгоритм проектирования ректификационных колонн

Рассмотренный ниже алгоритм проектирования предназначен для расчета тарельчатых ректификационных аппаратов с ситчатыми, колпачковыми и клапанными тарелками [4, 16, 21, 22].

На рис. 5.1 представлена блок-схема алгоритма технологического расчета установки.

1. В техническом задании на проектирование указываются следующие исходные данные:

- смесь, подлежащая разделению. Легколетучему компоненту присваивается номер 1, а другому компоненту – номер 2;
- расход исходной смеси F , кг/ч и ее состав \bar{x}_F в массовых долях;
- концентрация \bar{x}_D легколетучего компонента в дистилляте, массовые доли;
- концентрация \bar{x}_W легколетучего компонента в кубовом остатке, массовые доли;
- тип контактного устройства ректификационной колонны;
- давление (абсолютное) греющего водяного пара, МПа;
- температура исходной смеси перед подогревателем, температура дистиллята и кубового остатка из холодильников, начальная температура охлаждающей воды.

2. По уравнениям (3.8) и (3.9) находятся расходы дистиллята P и кубового остатка W , кг/ч.

$$P = \frac{W(\bar{x}_F - \bar{x}_W)}{(\bar{x}_D - \bar{x}_F)}.$$

По уравнению (1.1) для заданных массовых концентраций определяются молярные составы исходной смеси x_F , дистиллята x_D и кубового остатка x_W . Например для исходной смеси

$$x_F = \frac{\bar{x}_F/M_1}{x_F/M_1 + (1 - x_F)/M_2}. \quad (5.1)$$

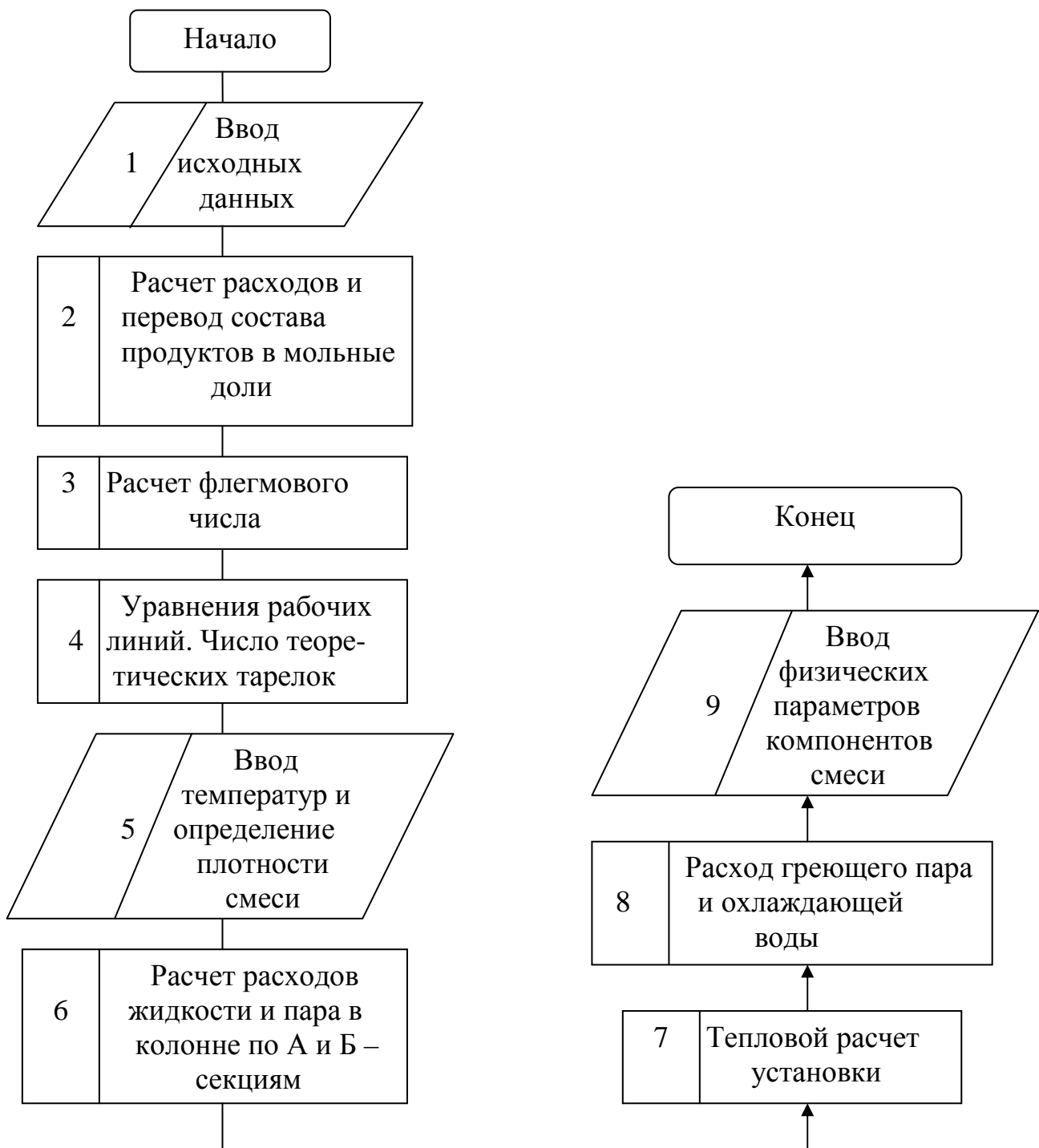


Рис. 5.1. Блок-схема алгоритма технологического расчета ректификационной колонны

Аналогично определяются мольные доли первого компонента в кубовом остатке x_F и дистилляте x_D . Значения мольных масс компонентов смеси M_1 и M_2 приведены в табл. 1 прил.

3. По уравнению (3.15) находится минимальное флегмовое число, а по зависимости (3.16) реальное (рабочее) флегмовое число.

4. Число теоретических тарелок определяют, используя уравнения рабочих линий (3.13,) (3.14) и кривую равновесия (рис. 3.19).

- Рассчитывается относительный мольный расход смеси:

$$f = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}. \quad (5.2)$$

- По координатам x, y в соответствии с уравнениями рабочих линий для А – секции

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}, \quad (5.3)$$

и Б – секции

$$y = \frac{R+f}{R+1}x - \frac{f-1}{R+1}x_W. \quad (5.4)$$

- Рассчитываются координаты точек a, b, c .

На x, y - диаграмму фазового равновесия наносятся точки a, b, c (рис. 3.19). После соединения точек a и c , а также a и b прямыми линиями, получим:

ab – рабочую линию А – секции;

ac – рабочую линию Б – секции.

- Начиная от точки a , строится ломанная ступенчатая линия, число вертикальных участков которой равно числу теоретических ступеней разделения (теоретических тарелок).

5. Для расчета теплофизических свойств смеси определяются средние концентрации жидкости по секциям.

$$\text{А – секция: } x_{\text{ср}} = \frac{x_F + x_D}{2}, \text{ моль. доли;} \quad (5.5)$$

$$\text{Б – секция: } x_{\text{ср}} = \frac{x_F + x_W}{2}, \text{ моль. доли.}$$

Вычисляются по уравнениям рабочих линий (3.13,) (3.14) для $x_{\text{ср.А}}$ и $x_{\text{ср.Б}}$ средние концентрации паровой фазы $y_{\text{ср.А}}$ и $y_{\text{ср.Б}}$

По данным табл. 2 прил. строится $t-x, y$ диаграмма. Для концентраций $x_{\text{ср.А}}, x_{\text{ср.Б}}, y_{\text{ср.А}}, y_{\text{ср.Б}}$ находятся значения средних температур пара и жидкости (рис. 3.20).

По найденной температуре $t_{\text{ср}}$, средней мольной массе пара $M_{\text{ср}}$ находят среднюю плотность паров $\rho_{\text{п}}$ в секциях А и Б, кг/м^3

$$\rho_{\text{п}} = \frac{M'_{\text{ср}} \cdot 273}{22,4 \cdot (t_{\text{ср}} + 273)}, \quad (5.6)$$

где $t_{\text{ср}}$ – средняя температура пара в секции, $^{\circ}\text{C}$; $M'_{\text{ср}}$ – средняя мольная масса паровой фазы, кг/кмоль :

$$M'_{\text{ср}} = M_1 y_{\text{ср}} + M_2 (1 - y_{\text{ср}}),$$

где $y_{\text{ср}}$ – средняя концентрация паровой фазы в секции колонны, моль. доли, находится по $t-x, y$ диаграмме по $x_{\text{ср}}$.

Из табл. 3 приложения определяются значения плотности компонентов смеси при температурах t_D и t_W .

Рассчитываются плотности жидкой фазы на верхней тарелке ρ_D и в кубе ρ_W , кг/м^3 , по уравнению:

$$\rho_{\text{см}} = \frac{\rho_1 \rho_2}{x_1 \rho_1 + (1 - x_1) \rho_2}, \quad (5.7)$$

где ρ_1, ρ_2 – плотности компонентов смеси (табл. 3 приложения); \bar{x}_1 – концентрация низкокипящего компонента смеси, массовые доли.

Вычисляется средняя плотность жидкости в колонне, кг/м^3 :

$$\rho_{\text{ж}} = \frac{\rho_D + \rho_W}{2}. \quad (5.8)$$

6. Проводится расчет массовых расходов жидкости и пара в колонне по А и Б – секциям

А – секция: расход пара - $G_A = (1 + R)P$, кг/ч; (5.9)

расход жидкости - $L_A = RP = \Phi$, кг/ч.

Б – секция: расход пара - $G_B = (1 + R)P$, кг/ч (5.10)

расход жидкости - $L_B = PR + F = L_A + F$, кг/ч.

Определяются объемные расходы пара V_{Π} и жидкости $V_{ж}$ в верхней (секция А) и нижней (секция Б) частях колонны

$$V_{\Pi A} = V_{\Pi B} = G_A / \rho_{\Pi}, \quad (5.11)$$

$$V_{ж A} = P(R + 1) / \rho_{ж}, \quad (5.12)$$

$$V_{ж B} = [P(R + 1) + F] / \rho_{ж}. \quad (5.13)$$

7. Используя уравнения (3.17) – (3.25) рассчитываются тепловые нагрузки теплообменных аппаратов (подогревателя исходной смеси, дефлегматора, кипятильника и холодильников) и расходы греющего пара и охлаждающей воды.

8. Проводится расчет физико – химических параметров компонентов смеси.

Из табл. 9 приложения при средней температуре жидкой фазы в А и Б–секциях выбираются значения коэффициентов поверхностного натяжения 1-го и 2-го компонентов σ_1 и σ_2 , Н/м.

Определяется поверхностное натяжение жидкости по А и Б – секциям, Н/м,

$$\sigma_{см} = [\sigma_1 \bar{x}_1 + \sigma_2 (1 - \bar{x}_1)]. \quad (5.14)$$

Из табл. 7, 8 приложения находятся значения коэффициентов динамической вязкости смеси μ_1 , μ_2 , Па·с, для пара и жидкости при средних температурах жидкой и паровой фаз.

Рассчитывается коэффициент динамической вязкости смеси жидкой фазы в А и Б – секциях [4], Па·с,

$$\mu_{\text{см}} = \mu_1^{x_{\text{ср}}} \mu_2^{(1-x_{\text{ср}})}, \quad (5.15)$$

где $x_{\text{ср}}$ – средняя концентрация 1-го компонента жидкой фазы, моль. доли.

Коэффициент динамической вязкости паровой фазы разделяемой смеси определяется из уравнения:

$$\frac{M_{\text{ср}}}{\mu_{\text{ср}}} = \frac{y_1 M_1}{\mu_1} + \frac{(1-y_1) M_2}{\mu_2}, \quad (5.16)$$

или

$$\mu_{\text{ср}} = \frac{M_{\text{ср}} \mu_1 \mu_2}{y_1 \mu_2 M_1 + (1-y_1) \mu_1 M_2}, \quad (5.17)$$

где y_1 – мольная доля 1-го компонента в паровой фазе смеси; μ_1, μ_2 – динамический коэффициент вязкости компонентов смеси в паре, Па·с.

Технологический расчет ректификационной установки закончен.

5.2. Гидравлический расчет ректификационной колонны

Цель гидравлического расчета – определение максимальных нагрузок, диаметра и высоты ректификационной колонны, гидравлического сопротивления.

Блок-схема алгоритма гидравлического расчета представлена на рис. 5.2.

5.2.1. Расчет максимальной скорости пара в колонне

1. Расстояние между тарелками H (мм) выбирается из ряда: 200; 250; 300; 350; 400; 450; 500 550; 600; 650; 700; 750; 800; 850; 900; 950; 1000. Для выбора оптимальных размеров колонны расстояние между тарелками должно определяться одновременно с диаметром аппарата. Расчеты показывают, что размеры колонны, близкие к оптимальным, можно получить, если расстояние между тарелками выбирается в соответствии со следующими данными [21]:

$D, \text{ м}$	0,8	0,8 – 1,6	1,6 – 2,0	2,0 – 2,4	2,4
----------------	-----	-----------	-----------	-----------	-----

H , мм 200 - 350 350 - 400 400 - 500 500 - 600 600

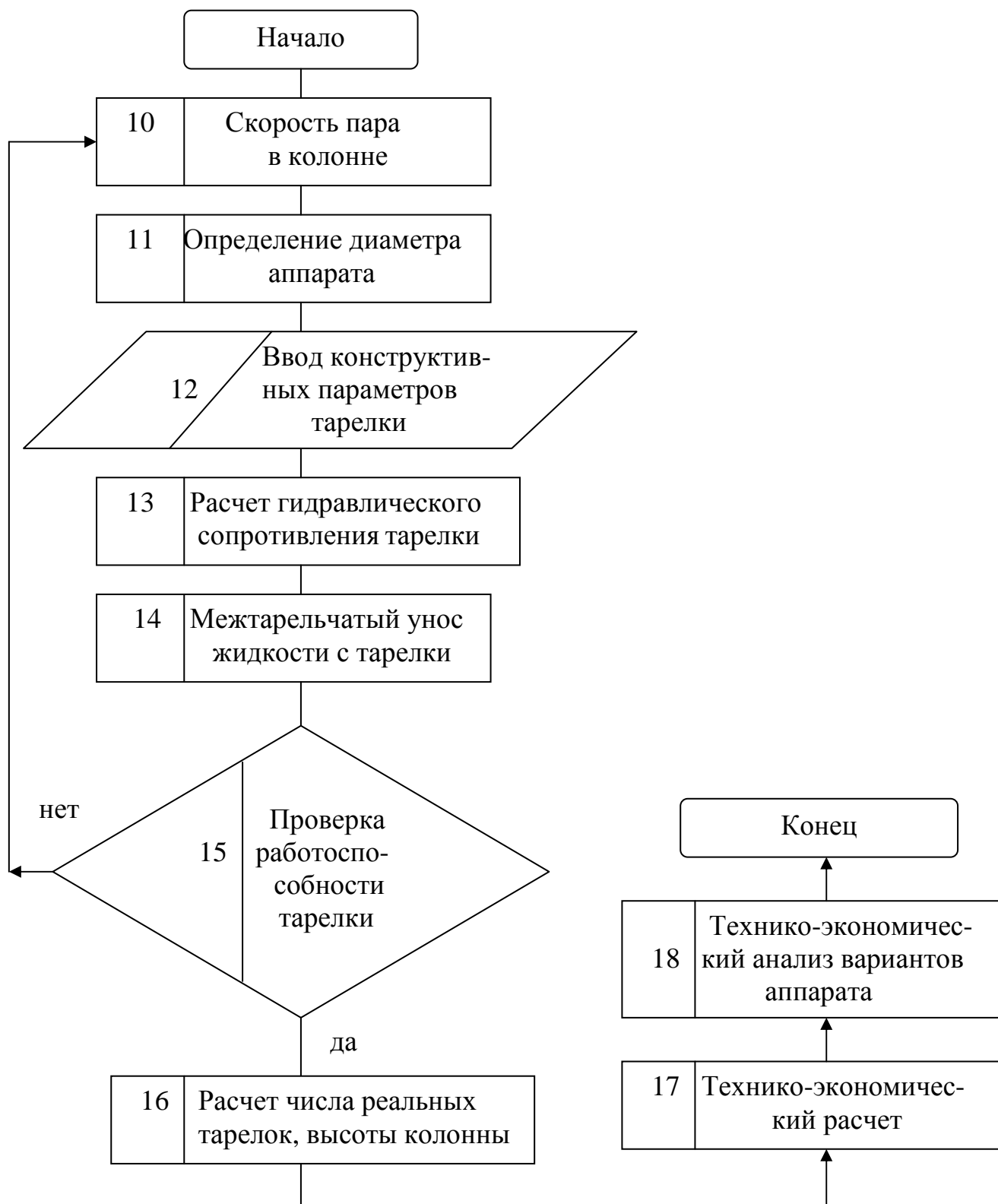


Рис. 5.2. Блок-схема алгоритма расчета гидравлических и конструктивных характеристик ректификационного аппарата

Производится проверка выбранных размеров контактного устройства и расстояния между ними. В случае необходимости расстояние между тарелками уточняется.

2. Определяется максимальная скорость паровой фазы, м/с, по А и Б - секциям [16]:

$$\omega_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}}, \quad (5.18)$$

где $\rho_{\text{ж}}$, $\rho_{\text{п}}$ – средняя плотность жидкой и газовой фаз, кг/м³;

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)]. \quad (5.19)$$

Коэффициенты k_1 , k_2 принимают следующие значения:

Таблица 5.1

Вид контактного устройства	k_1	k_2
Колпачковый	1,0	4
Из S - образных элементов	1,0	4
Клапанный ($F_{\text{св}}=0,1$)	1,15	4
Ситчатый и струйный ($F_{\text{св}}=0,08$)	1,2	5
Ситчатый с отбойными элементами	1,4	4

В соответствии с рис. 5.3 находится значение C_1 .

Величина λ определяется по уравнению

$$\lambda = \frac{0,655L}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V} \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}) / \rho_{\text{п}}}}, \quad (5.20)$$

где L – расход жидкости в секции колонны, кг/ч; V – объемный расход пара в секции колонны, м³/ч.

Для определения скорости пара в колоннах с колпачковыми и ситчатыми тарелками можно использовать выражение (5.18) с коэффициентом C , определяемым графически по зависимости (рис. 5.4) [4]

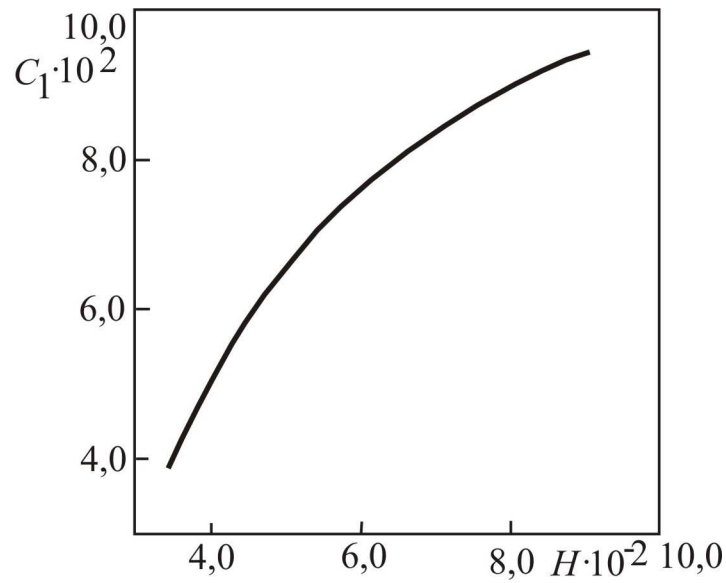


Рис. 5.3. Зависимость коэффициента C_1 от расстояния между тарелками H

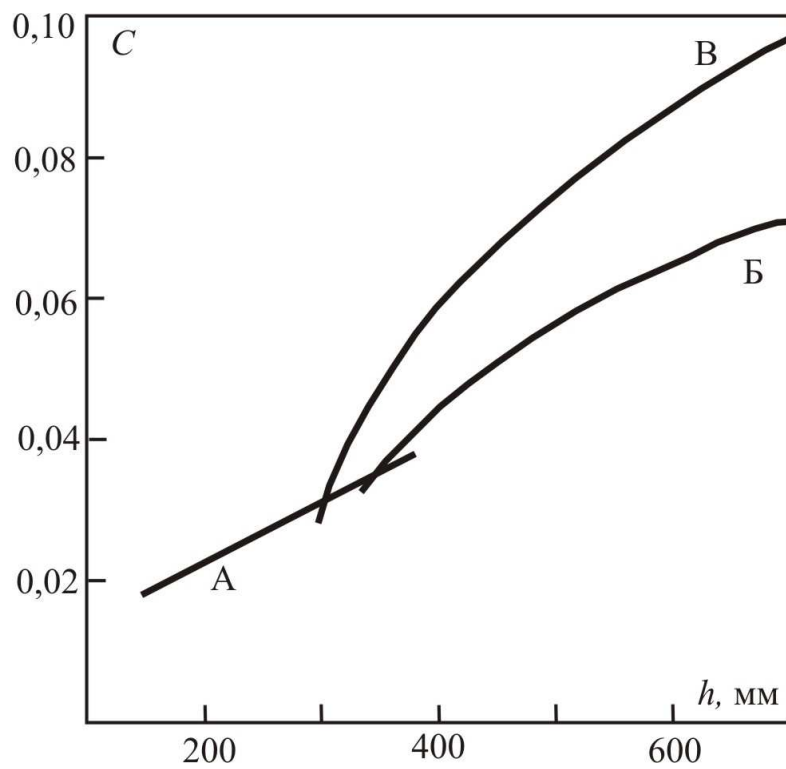


Рис. 5.4. Значение коэффициента C :
 А, Б – колпачковые тарелки с круглыми колпачками; В – ситчатые тарелки

5.2.2. Определение диаметра аппарата

1. По значению ω_{\max} рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны, м:

$$D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V_{\text{п}}}{3600 \pi \omega_{\max}}}, \quad (5.21)$$

где $V_{\text{п}} = G_{\text{п}} / \rho_{\text{п}}$ - объемный расход пара, м³/ч (по (5.11) и (5.13)).

2. Анализируя значения диаметров $D_{\text{расч}}$ по А и Б – секциям, проектировщик решает продолжить дальнейший расчет

а) при различных значениях диаметров по А и Б – секциям
или

б) при одинаковых значениях диаметров.

В случае значительных расхождений диаметров колонны по А и Б – секциям дальнейший расчет производится при различных их значениях. Из табл. 11 - 17 прил. выбирается контактное устройство с диаметром, ближайшим к расчетной величине.

3. Задаются значения выбранного диаметра контактного устройства $D_{\text{к}}$ (или $D_{\text{А}}$ и $D_{\text{Б}}$), м.

4. По значению выбранного диаметра уточняется значение скорости пара в секциях колонны, м/с:

$$\omega_{\text{п}} = \frac{4V_{\text{п}}}{3600 \pi D_{\text{к}}^2}. \quad (5.22)$$

5.2.3. Конструктивные параметры заданного типа контактного устройства

В табл. 11–17 прил. приведены конструктивные параметры ситчатых, колпачковых и клапанных тарелок. Для заданного типа контактного устройства при выбранном диаметре (или диаметрах) секций принимаются значения конструктивных параметров тарелки. Рекомендуемая высота сливного порога $h_{\text{сп}}$ равна 40 мм.

5.2.4. Расчет гидравлического сопротивления тарелок

Гидравлическое сопротивление (перепад давления газа при прохождении через контактное устройство) определяется на основе расчета сопротивлений сухой и орошаемой тарелки по формуле:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{сух}} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{ж}},$$

где $\Delta P_{\text{сух}}$ - гидравлическое сопротивление сухой тарелки, Па; ΔP_{σ} - сопротивление, вызванное силами поверхностного натяжения, Па; $\Delta P_{\text{ж}}$ - сопротивление слоя жидкости или пены на тарелке, Па.

1. Расчет сопротивления сухой тарелки выполняется по формуле, Па:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\text{п}}, \quad (5.23)$$

где ξ – коэффициент сопротивления; $\xi=1,82$ (ситчатая тарелка); $\xi=3,66$ (клапанная тарелка); $\xi=4,0-5,0$ (колпачковая тарелка), ω_0 – скорость пара в отверстиях тарелки, м/с

$$\omega_0 = 100 \omega_{\text{п}} / F_{\text{св}},$$

$F_{\text{св}}$ – относительная свободная площадь тарелки для прохождения пара, %.

2. Для ситчатой тарелки учитывается сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, Па:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4000 \sigma_{\text{см}}}{d_0}, \quad (5.24)$$

где d_0 – диаметр отверстий в полотне тарелки, мм; $\sigma_{\text{см}}$ - по (5.14).

3. Сопротивление слоя жидкости или парожидкостного слоя можно вычислить по уравнению:

$$\Delta P_{\text{ж}} = \rho_{\text{п.ж}} \cdot H_{\text{п.ж}} \cdot g,$$

где $\rho_{п.ж.}$ - плотность парожидкостного слоя, кг/м³; $H_{п.ж.}$ - высота парожидкостного слоя (пены) на тарелке, м.

Плотность парожидкостного слоя и высота пены связаны с газосодержанием φ выражениями:

$$\rho_{п.ж.} = \rho_{ж.}(1 - \varphi) + \rho_{п}\varphi;$$

$$H_{п.ж.} = \frac{h_{ст}}{1 - \varphi},$$

где $h_{ст}$ - высота статического столба жидкости на тарелке, м.

Газосодержание (паросодержание) находится с использованием числа Фруда

$$Fr = \frac{\omega_{п}^2}{gh_{ст}},$$

по приближенному выражению для всех типов тарелок (при $Fr > 1$) [16]:

$$\varphi = \frac{\sqrt{Fr}}{1 + \sqrt{Fr}}.$$

Учитывая, что $\rho_{ж.} \gg \rho_{п}$ сопротивление слоя жидкости на тарелке $\Delta P_{ж.}$ можно вычислить по выражению

$$\Delta P_{ж.} = \rho_{ж.} h_{ст} g,$$

где высота статического столба жидкости вычисляется по эмпирическим формулам для каждого типа тарелки [16, 17].

Ниже дан приближенный вариант расчета $\Delta P_{ж.}$.

4. Рассчитывается расход жидкости на единицу периметра слива, м³/(м·ч):

$$L_V = \frac{L}{\rho_{ж.} B}, \quad (5.25)$$

где B – периметр слива, м; L – расход жидкости в секции колонны, кг/ч; $\rho_{ж}$ – средняя плотность жидкости в колонне, кг/м³.

5. Из рис. 5.5 определяется значение коэффициента K_2 , учитывающего сжатие потока жидкости.

6. Вычисляется подпор жидкости над сливным устройством, мм [16]:

$$\Delta h = 3,2 K_2 L_V^{2/3}. \quad (5.26)$$

7. Определяется сопротивление слоя жидкости на клапанной тарелке, по приближенному выражению, Па [16]:

$$\Delta P_{ж} = 0,001 (h_{сП} + \Delta h) g \rho_{ж}, \quad (5.27)$$

где $h_{сП}$ – высота сливной пленки, мм; g – ускорение свободного падения, равное 9,81 м/с².

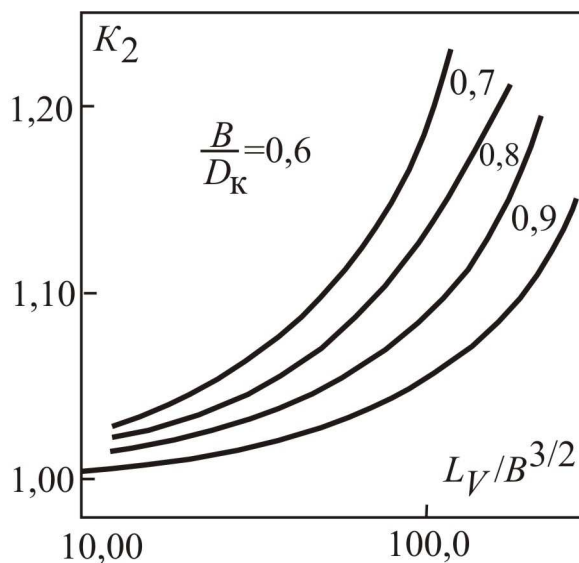


Рис. 5.5. Зависимость коэффициента K_2 от комплексов B/D и $L_V/B^{3/2}$

8. Рассчитывается сопротивление парожидкостного слоя на ситчатой и колпачковой тарелках, Па [4]:

$$\Delta P_{п.ж.} = 0,0013 (h_{сП} + \Delta h) K \rho_{ж} g, \quad (5.28)$$

где $K = \frac{\rho_{п.ж.}}{\rho_{ж}}$ – отношение плотности парожидкостного слоя (пены) к

плотности жидкости; приближенно принимается $K=0,5$.

Для более точного расчета $\rho_{п.ж.}$ вычисляется с учетом паросодержания двухфазного слоя $\rho_{п.ж.} = \rho_{ж}(1 - \varphi) + \rho_{п}\varphi$.

9. Определяется общее гидравлическое сопротивление клапанной и колпачковой тарелок, Па:

$$\Delta P = \Delta P_{сух.} + \Delta P_{ж.} \quad (5.29)$$

10. Находится общее гидравлическое сопротивление ситчатой тарелки, Па:

$$\Delta P = \Delta P_{сух.} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{ж.} \quad (5.30)$$

11. Общее гидравлическое сопротивление колонны составит, Па

$$\Delta P_{к} = \Delta P n, \quad (5.31)$$

где n – число реальных тарелок (раздел 3.3.5). При расчете $\Delta P_{к}$ так же следует учитывать сопротивление перераспределительных устройств, «глухих» тарелок, если такие имеются в колонне.

5.2.5. Расчет межтарельчатого уноса жидкости

При высоких значениях скорости парового потока происходит брызгоунос жидкости из барботажного слоя на вышележащую тарелку. От значения уноса жидкости зависит эффективность раздела смеси (КПД тарелки). При большом уносе КПД резко падает. Значение уноса e (кг пара на кг жидкости) можно определить по графическим зависимостям (рис. 5.6) или по следующим выражениям:

1. Определяется коэффициент m , используемый в формуле для уноса жидкости [16]:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\sigma}{\rho_{п}} \right)^{0,295} \left(\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\mu_{п}} \right)^{0,425}, \quad (5.32)$$

где $\mu_{\text{п}}$ – коэффициент динамической вязкости паровой фазы смеси, Па·с; σ – поверхностное натяжение жидкой фазы смеси, Н/м.

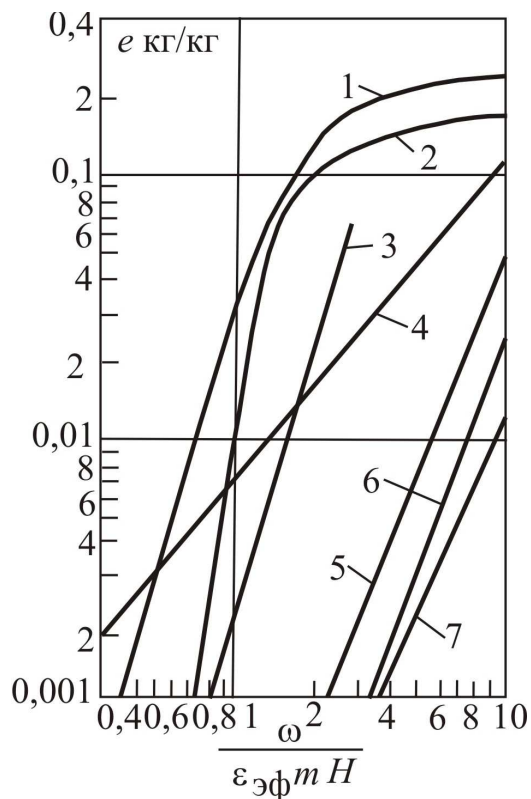


Рис. 5.6. Зависимость относительного уноса жидкости с тарелок от комплекса $\omega/\epsilon m H_c$: Тарелки: 1 – колпачковая; 2 – ситчатая; 3 – ситчатая с краями отверстий, отогнутых вверх; 4 – из S-образных элементов; 5 – решетчатая провального типа; 6 – струйная; 7 – клапанная балластная

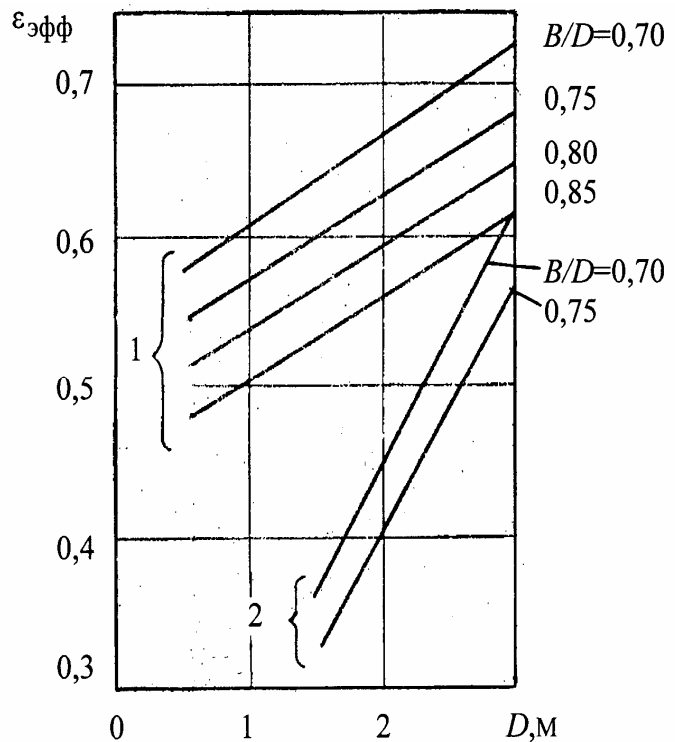


Рис. 5.7. Зависимость ориентировочных значений эффективной рабочей площади однопоточных (1) и двухпоточных (2) тарелок от диаметра колонны

2. Рассчитывается унос жидкости с тарелки, кг/кг [16]:

$$e = \frac{A(0,052h_{\delta} - 1,72)}{H^{\beta} \psi^2} \left(\frac{\omega_{\text{п}}}{\epsilon_{\text{эф}} \cdot m} \right)^{3,7}, \quad (5.33)$$

где $\omega_{\text{п}}$ – максимальная скорость паровой фазы, м/с; $\varepsilon_{\text{эф}}$ – эффективная рабочая площадь тарелки (рис. 5.7); H – расстояние между тарелками, мм; h_{δ} – глубина барботажа, мм; $h_{\delta} \geq 52$ мм (в расчете примем $h_{\delta} = 72$ мм); ψ , A и β – коэффициенты: при $H < 400$ мм $A = 9,48 \cdot 10^{-7}$, $\beta = 4,36$; при $H \geq 400$ мм $A = 0,159$, $\beta = 0,95$; $\psi = 0,8$ (клапанная тарелка), $\psi = 0,9$ (ситчатая), $\psi = 0,6$ (колпачковая).

Унос жидкости не должен превышать 0,1 кг/кг. При повышенном уносе жидкости расстояние между тарелками следует увеличить. При очень большом уносе следует увеличить диаметр колонны или выбрать другой тип тарелки.

5.2.6. Проверка работоспособности тарелок

При расчете переливного устройства следует учитывать межтарельчатый унос жидкости. Если его величина превышает 20 % от соотношения расходов жидкости и пара, то расход жидкости равен

$$L_{V\text{расч}} = L_V \left(1 + \frac{eV}{L} \right). \quad (5.34)$$

1. Определяется сопротивление движению жидкости в переливе, Па:

$$\Delta P_{\text{ж.п.}} = Kg \left(\frac{L_V}{3600 \cdot a} \right)^2, \quad (5.35)$$

где a – линейный размер наиболее узкого сечения перелива, м; $a \approx 0,04$ м [16]; K – коэффициент, для тарелок с затворной планкой $K = 250$.

2. Рассчитывается высота слоя не вспененной жидкости в сливном устройстве, мм [16]:

$$h' = h_{\text{п}} + \Delta h + \Delta + \left(10^3 \frac{\Delta P}{\rho_{\text{ж}}} + \Delta P_{\text{ж.п.}} \right) \frac{1}{g}, \quad (5.36)$$

где $h_{\text{п}}$ – высота сливной планки, мм; Δh – подпор жидкости над сливной планкой, мм; Δ – градиент уровня жидкости на тарелке, мм (при расчете

эта величина не учитывается); ΔP – общее гидравлическое сопротивление тарелки, Па.

3. Находится величина вылета ниспадающей струи в переливе, м [16]:

$$y = \left(4,5 \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_{\Pi} + 1,7 \Delta h - h')}. \quad (5.37)$$

4. Определяется высота парожидкостного слоя в переливе, мм

$$H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}}, \quad (5.38)$$

где ρ'_{Π} – средняя относительная плотность вспененной жидкости (табл. 5.2)

Таблица 5.2

Интенсивность пенообразования	ρ'_{Π} при различных значениях расхода жидкости, $\text{м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$		
	65	65-100	100
Слабая	0,65	0,6	0,5
Средняя	0,55	0,5	0,4
Большая	0,4	-	-

5. Рассчитывается максимальная ширина сливного устройства, м:

$$S = \frac{1}{2} \left(D - \sqrt{D^2 - B^2} \right), \quad (5.39)$$

где B – периметр слива, м; D – диаметр колонны, м.

6. Определяется минимальная допустимая скорость пара в колонне с ситчатыми тарелками, м/с, при которой участвуют в работе все отверстия контактного устройства [4]:

$$\omega_{\min} = 0,0067 F_{\text{св.}} \sqrt{\frac{g \rho_{\text{ж}} h_{\text{п.ж.}}}{\xi \rho_{\Pi}}}, \quad (5.40)$$

где $\xi=1,82$ – коэффициент сопротивления ситчатой тарелки;
 $h_{п.ж.}$ – высота парожидкостного слоя на тарелке, м; $F_{св}$ – относительная свободная поверхность тарелки; $h_{п.ж.} = \Delta P_{п.ж.} / (g\rho_{п.ж.})$.

7. Минимальная допустимая скорость пара в А и Б – секциях, м/с

а) для колонны с клапанными тарелками [16]:

$$\omega_{\min} = 0,05 \frac{F_{св}}{\sqrt{\rho_{п}}}; \quad (5.41)$$

Высота открытия клапана [6], м

$$h_{кл} = \frac{\omega_{п} S_{к}}{\Pi n} \sqrt{\frac{\rho_{п} S_{кл}}{2G_{кл} g}}, \quad (5.42)$$

где Π – периметр газораспределительного элемента, для дискового клапана $\Pi = 2\pi R$; $S_{кл}$ – площадь клапанного элемента; $G_{кл}$ – масса клапана, кг; n – число клапанов на тарелке.

При устойчивом режиме работы расчетная высота открытия клапана должна быть почти максимально возможной или немного превышать это значение.

б) для колонны с колпачковыми тарелками [16]:

$$\omega_{\min} = 0,0415 F_{св.} \rho_{п}^{-0,5}, \quad (5.43)$$

где $\rho_{п}$ – плотность пара, кг/м³.

8. Диапазон устойчивости работы тарелок в секциях колонны $n = \omega_{п} / \omega_{\min}$ указывает, во сколько раз можно изменить производительность колонны без заметного понижения эффективности разделения.

9. Осуществляется проверка условий работоспособности контактных устройств колонны согласно

$$1. H'_{п} < H + h_{п}; \quad 2. y < S; \quad 3. n > 1.$$

Если не выполняется условие 1, необходимо повторить гидравлический расчет, изменяя при этом межтарельчатое расстояние H ; если не выполняется условие 2, т.е. недостаточен размер переливного

устройства, необходимо увеличить значение диаметра контактного устройства, произвести повторный гидравлический расчет секции или гидравлический расчет всей колонны; если не выполняется условие 3, нужно уменьшить диаметр колонны или при прежнем его значении выбрать тарелку с меньшей величиной $F_{св.}$.

5.2.7. Расчет числа реальных тарелок

Число реальных тарелок в колонне всегда больше теоретических, т.к. КПД < 1. КПД (эффективность разделения) характеризует степень приближения смеси на тарелке к равновесному состоянию (см. раздел 1.9). Ниже приводится эмпирический метод вычисления КПД ситчатых, колпачковых и клапанных тарелок.

1. Из табл. 1 приложения находится мольный объем 1-го компонента v_1 , см³/моль.
2. Рассчитывается коэффициент диффузии в жидкой фазе, м²/с [4]

$$D_{ж} = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{(\beta M_1)^{1/2} (t + 273)}{\mu v_1^{0,6}}, \quad (5.44)$$

где M_1 – мольная масса 1-го компонента; μ – динамический коэффициент вязкости 1-го компонента в жидкой фазе, мПа·с; β – параметр, учитывающий ассоциацию молекул растворителя. Для воды $\beta=2,6$, для метилового спирта – 1,9, этилового спирта – 1,5, для неассоциируемых жидкостей – 1.

3. Рассчитывается средний КПД ситчатой и колпачковой тарелок по уравнению [16]:

$$\eta_o = 0,068 K_1^{0,1} \cdot K_2^{0,115}. \quad (5.45)$$

В этой формуле безразмерные комплексы:

$$K_1 = \frac{\text{Re}_{\text{п}} \text{Pr}'_{\text{ж}}}{F_{\text{св}}} \frac{\mu_{\text{п}}}{\mu_{\text{ж}}} = \frac{\omega_{\text{п}} h_{\text{п}} \rho_{\text{п}}}{F_{\text{св}} \mu_{\text{п}}} \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}} \frac{\mu_{\text{п}}}{\mu_{\text{ж}}} = \frac{\omega_{\text{п}} h_{\text{п}} \rho_{\text{п}}}{F_{\text{св}} \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}, \quad (5.46)$$

$$K_2 = \frac{\text{Re}_{\text{п}} \text{Pr}'_{\text{ж}}}{\text{We}} \frac{v_{\text{п}}}{v_{\text{ж}}} = \frac{\omega_{\text{п}} h_{\text{п}} \sigma}{v_{\text{п}} \rho_{\text{ж}} \omega_{\text{п}}^2 h_{\text{п}} D_{\text{ж}} v_{\text{ж}}} = \frac{\sigma}{\omega_{\text{п}} \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}},$$

Здесь $\omega_{\text{п}}$ – скорость пара в колонне, м/с; $F_{\text{св}}$ – относительная свободная площадь тарелки, %; $h_{\text{п}}$ – высота сливной перегородки, мм; $\rho_{\text{п}}, \rho_{\text{ж}}$ – средние плотности пара и жидкости в А и Б - секциях колонны, кг/м³; $D_{\text{ж}}$ – коэффициент диффузии в жидкой фазе, м²/с; σ – поверхностное натяжение жидкой фазы в секции колонны, Н/м.

4. Находится средний КПД клапанной тарелки [16]

$$\eta_0 = 0,0865 (\mu_{\text{ж}} \alpha_{1-h})^{-0,245} \left(\frac{L}{V} \right)^{0,3} 10^{0,3h_{\text{п}}}, \quad (5.47)$$

где $\mu_{\text{ж}}$ – средняя вязкость жидкой фазы в секции, Па·с; V, L – расход пара и жидкости в секции, кг/ч; α_{1-h} – относительная летучесть 1-го компонента по отношению ко 2-му компоненту:

$$\alpha_{1-h} = \frac{P_1}{P_h},$$

где P_1, P_h – давление насыщенного пара 1 - го и 2 - го компонентов, которые определяются из табл. 10 приложения.

Длина пути жидкости на тарелке:

$$l = D_{\text{к}} - 2b$$

По графику (рис. 5.8) находим значение поправки на длину пути $\Delta = 0,105$.

Средний КПД тарелок по уравнению:

$$\eta_l = \eta(1 + \Delta).$$

Приближенно КПД тарелок можно определить графически (рис. 5.9), $\alpha = P_1 / P_2$ - относительная летучесть компонентов; μ - динамическая вязкость смеси, Па с.

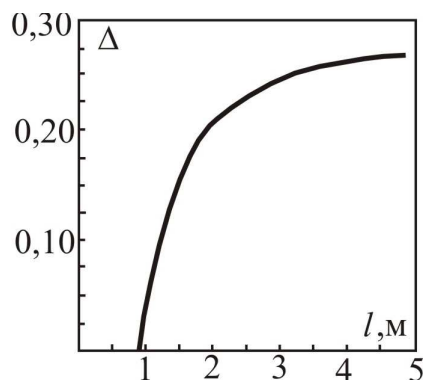


Рис. 5.8. Зависимость поправки Δ от длины пути жидкости на тарелке l

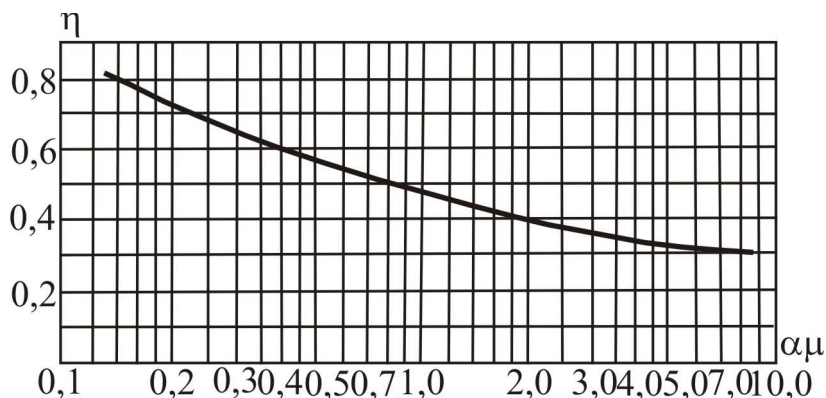


Рис. 5.9. Диаграмма для приближенного определения среднего КПД тарелок [3, 4]

5. Рассчитывается число реальных тарелок

$$n = \frac{n_T}{\eta_0},$$

где n_T - число теоретических тарелок в секции; η_0 - средний КПД тарелки.

Следует отметить, что расчет КПД (эффективности разделения) является очень сложной и ответственной задачей. Формулы (5.45) и (5.47) справедливы для ограниченных типов тарелок в узком интервале работы. Определение КПД тарелок других типов следует проводить на основе обобщения многочисленных экспериментальных исследований или теоретическим путем из решения системы дифференциальных уравнений переноса [6, 7, 13]

6. Вычисляется высота обечайки аппарата $H_{об}$, м:

$$H_{об} = (n-1)H. \quad (5.48)$$

Общая высота колонны будет несколько больше $H_{об}$ на высоту кубовой части и высоту верхней части, где вводится флегма.

На этом расчет колонны завершается.

5.2.8. Техничко - экономический расчет и анализ проекта

1. Из табл. 11 - 16 прил. выбирается масса выбранного контактного устройства M_0 и определяется масса тарелок колонны, кг

$$M_T = (n_1 + n_2)M_0, \quad (5.49)$$

где n_1, n_2 – число тарелок верхней и нижней секций колонны.

2. Находится толщина обечайки колонны $\delta_{об}$, м

$$\delta_{об} = 1,18D \left(\frac{P_H}{E} \frac{H_{об}}{D} \right)^{0,4} + C_{окр}, \quad (5.50)$$

где P_H – наружное давление, $P_H = 0,101$ МПа; $C_{окр}$ – величина округления до ближайшего нормального значения; $H_{об}$ – длина обечайки, м; D – диаметр колонны, м; E – модуль упругости материала обечайки при ее расчетной температуре (табл. 5.3).

Таблица 5.3

$t, ^\circ\text{C}$	модуль упругости, $E \cdot 10^{-5}$, МН/м ²	
	углеродистая сталь	легированная сталь
20	1,99	2,0
100	1,91	2,0
200	1,81	1,97
300	1,71	1,91
400	1,55	1,81
500	–	1,68
600	–	1,61

Минимальная толщина стенок корпуса колонного аппарата в зависимости от диаметра приведена в табл. 5.4.

Таблица 5.4

Диаметр аппарата D , мм	Толщина стенки δ , мм
1000 - 1800	10
2000 - 2600	12
2800 - 3200	14
3400 - 3800	18
4000	24

3. Определяется масса обечайки $M_{об}$, кг:

$$M_{об} = \pi \delta_{об} (D + \delta_{об}) H_{об} \rho_{ст}, \quad (5.51)$$

где $\rho_{ст}$ – плотность стали, $\rho_{ст} = 7850 \text{ кг/м}^3$.

4. Рассчитывается масса сферических днищ $M_{кр}$, кг [21]:

$$M_{кр} = \frac{4\pi \left[\left(\frac{D + 2\delta_{кр}}{2} \right)^3 - \left(\frac{D}{2} \right)^3 \right] \rho_{ст}}{3}, \quad (5.52)$$

где $\delta_{кр}$ – толщина сферических днищ $\delta_{кр} \approx \delta_{об}$.

5. Находится масса ректификационной колонны, т:

$$M_k = (M_T + M_{об} + M_{кр}) \cdot 0,001. \quad (5.53)$$

6. В зависимости от толщины обечайки $\delta_{об}$ определяется стоимость колонны C_k (цены указаны на период до 1991 г.):

а) $\delta_{об} > 0,007$ м: $C_k = M_k \cdot 3420$ руб. при $M_k < 33$ т,

$$C_k = M_k \cdot 3160 \text{ руб. при } 33 \text{ т} \leq M_k \leq 100 \text{ т,}$$

$$C_k = M_k \cdot 2860 \text{ руб. при } M_k > 100 \text{ т;}$$

б) $\delta_{об} \leq 0,007$ м: $C_k = M_k \cdot 5510$ руб. при $M_k < 1,3$ т,

$$C_k = M_k \cdot 4580 \text{ руб. при } 1,3 \text{ т} \leq M_k \leq 5,6 \text{ т,}$$

$$C_k = M_k \cdot 4210 \text{ руб. при } 5,6 \text{ т} \leq M_k < 12 \text{ т,}$$

$$C_k = M_k \cdot 3500 \text{ руб. при } M_k \geq 12 \text{ т.}$$

Следует отметить, что расчет стоимости колонны имеет приближенный характер, т. к. из-за неустойчивого финансового положения предприятий стоимость металла и изготовления может из года в год значительно меняться.

Стоимость монтажа C_M зависит от массы аппарата (табл. 5.5).

Таблица 5.5.

M_K, T	<1,5	1,5-2	2-3	3-5	5-7	7-10	10-12	12-15	15-20
$C_M,$ руб	490	570	700	1100	1500	2850	3250	3690	5030

M_K, T	20-26	26-30	30-40	40-50	50-60	60-70	70-80	80
$C_M,$ руб	6370	7430	8490	9810	12350	14880	15630	17500

7. Рассчитываются капитальные вложения:

$$K = C_K + C_M, \text{ руб.}$$

и затраты на греющий водяной пар

$$Z_{\text{пар}} = 3600\tau(Q_K + Q_G)C_{\text{в.п.}}/G_F, \text{ руб./кг,}$$

где Q_K, Q_G – количество подводимой теплоты в куб-испаритель и подогреватель исходной смеси, $C_{\text{в.п.}} = 350 \cdot 10^{-9}$ руб./Дж – стоимость 1 Дж теплоты; G_F – количество исходной смеси; τ – время работы установки (принимается $\tau = 8000$ ч в год).

8. Определяются затраты на оборотную воду, руб/кг

$$Z_{\text{охл}} = \tau V_V C_{\text{хв}},$$

где V_V – расход воды на охлаждение, м³/ч; $C_{\text{хв}}$ – стоимость оборотной воды руб/м³, $C_{\text{хв}} \approx 2$ руб/м³.

9. Вычисляются затраты на электроэнергию $Z_{\text{эл}}$, руб/кг:

$$Z_{\text{эл}} = \left(\frac{G_D}{G_F} \right) H_{\text{об}} C_{\text{эл}} / (3600 \eta),$$

где $C_{\text{эл}}$ – стоимость 1 кВт·ч электроэнергии; $\eta = 0,85$ – КПД электродвигателя.

10. Рассчитываются приведенные затраты на разделение:

$$Z_{\text{пр}} = Z_{\text{эл}} + Z_{\text{охл}} + Z_{\text{нагр}} + 0,17K/G_F.$$

Технико - экономический анализ проекта и выбор оптимального варианта аппарата

На основе технического задания на проектирование производится несколько вариантов расчета колонны с различными типами контактных устройств, и в каждом варианте определяются приведенные затраты на разделение смеси. По сумме приведенных затрат на реализацию каждого варианта проекта выбирается оптимальный вариант аппарата.

5.3. Примеры расчетов тарельчатой ректификационной колонны с различными тарелками [22]*

Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия с ситчатыми, клапанными и колпачковыми тарелками для разделения под атмосферным давлением, $F=13000$ кг/ч, жидкой смеси, содержащей 50 % (масс.) бензола и 50 % (масс.) хлороформа. Требуемое содержание хлороформа в дистилляте $\bar{x}_D=97$ % (масс.), требуемое содержание бензола в кубовом остатке 98 % (масс.). Исходная смесь перед подачей в колонну подогревается до температуры кипения. Греющий пар имеет давление $P_{\text{изб}}=3$ кгс/см² (0,3 МПа). В расчет входит определение расходов дистиллята, кубового остатка, флегмового числа, греющего пара, охлаждающей воды и определение основных размеров колонны D и H . Определение числа тарелок выполнить графически – методом теоретической тарелки.

*Расчеты выполнены Ю.М. Демидовой и Е.С. Сергеевой

Схема ректификационной установки дана на рис. 3.14.

Материальный баланс

Обозначим массовый расход дистиллята через D кг/ч, кубового остатка через W кг/ч.

Из уравнений материального баланса (3.8) и (3.9)

$$F = D + W = 13000;$$

$$D \cdot 0,97 + W \cdot 0,02 = 13000 \cdot 0,5$$

находим $D = 6568,42$ кг/ч, $W = 6431,58$ кг/ч.

Для дальнейших расчетов выразим концентрации питания, дистиллята и кубового остатка в мольных долях по выражению (5.1).

Питание

$$x_F = \frac{\frac{\bar{x}_F / M_1}{x_F} + \frac{100 - \bar{x}_F}{M_2}}{\frac{\bar{x}_F / M_1}{x_F} + \frac{100 - \bar{x}_F}{M_2}} = \frac{\frac{50 / 119,38}{50} + \frac{50}{78,11}}{\frac{50 / 119,38}{50} + \frac{50}{78,11}} = 0,396$$

$M_1 = 119,38$; $M_2 = 78,11$ (табл. 1 приложения)

Дистиллят:

$$x_D = \frac{\frac{\bar{x}_D / M_1}{x_D} + \frac{100 - \bar{x}_D}{M_2}}{\frac{\bar{x}_D / M_1}{x_D} + \frac{100 - \bar{x}_D}{M_2}} = \frac{\frac{97 / 119,38}{97} + \frac{3}{78,11}}{\frac{97 / 119,38}{97} + \frac{3}{78,11}} = 0,955$$

Кубовый остаток:

$$x_W = \frac{\frac{\bar{x}_W / M_1}{x_W} + \frac{100 - \bar{x}_W}{M_2}}{\frac{\bar{x}_W / M_1}{x_W} + \frac{100 - \bar{x}_W}{M_2}} = \frac{\frac{2 / 119,38}{2} + \frac{98}{78,11}}{\frac{2 / 119,38}{2} + \frac{98}{78,11}} = 0,013.$$

Рассчитывается относительный мольный расход питания (5.2):

$$f = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0,955 - 0,013}{0,396 - 0,013} = 2,45.$$

Кривая равновесия (рис. 5.10), построенная по табличным данным (табл. 2 приложения) точек перегиба не имеет.

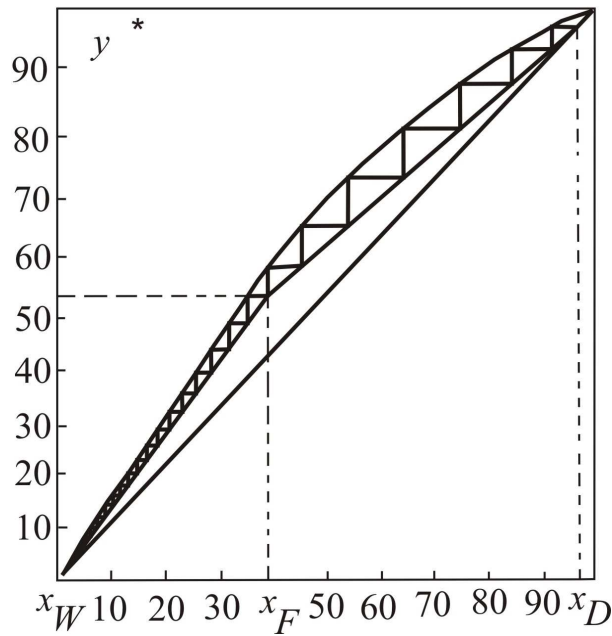


Рис. 5.10. Графическое определение числа теоретических тарелок

Поэтому определяется минимальное флегмовое число по уравнению (3.15):

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,955 - 0,54}{0,54 - 0,396} = 2,882,$$

где 0,54 – мольная доля хлороформа в паре, равновесном с жидкостью питания, определяем по диаграмме y^*-x (рис. 5.10).

Рабочее число флегмы находится по уравнению (3.16):

$$R = 1,3R_{\text{мин}} + 0,3 = 1,3 \cdot 2,882 + 0,3 = 4,046.$$

Составляются уравнения рабочих линий (раздел 3.3.2 и 5.1):

а) верхней (укрепляющей) части колонны

$$Y = \frac{R}{R+1} X + \frac{x_D}{R+1} = \frac{4,046}{5,046} X + \frac{0,955}{5,046};$$

$$Y = 0,802X + 0,189;$$

По этому уравнению строится рабочая линия в верхней секции колонны (рис. 5.10).

б) нижней (исчерпывающей) части колонны

$$Y = \frac{R+f}{R+1} X - \frac{f-1}{R+1} x_W = \frac{4,046+2,45}{5,046} X - \frac{2,45-1}{5,046} 0,013;$$

$$Y = 1,287X - 0,0037.$$

По графику (рис. 5.10) находится число теоретических тарелок: в верхней секции – 8; в нижней секции примерно – 17.

Расчет температур пара, жидкости и плотности смеси

Рассчитываются средние концентрации жидкости (5.5):

а) в верхней части колонны:

$$X'_{cp} = (x_F + x_D)/2 = (0,396 + 0,955)/2 = 0,6755;$$

б) в нижней части колонны

$$X''_{cp} = (x_F + x_W)/2 = (0,396 + 0,013)/2 = 0,2045;$$

Средние концентрации пара вычисляются по уравнениям рабочих линий:

а) в верхней части колонны

$$Y'_{cp} = 0,802X'_{cp} + 0,189 = 0,802 \cdot 0,6755 + 0,189 = 0,7308;$$

б) в нижней части колонны

$$Y_{\text{cp}}'' = 1,287 X_{\text{cp}}'' - 0,0037 = 1,287 \cdot 0,2045 - 0,0037 = 0,2593$$

По диаграмме $t - x, y$ (рис. 5.11) построенной по табл. 2 приложения определяются средние температуры пара и жидкости:

а) при $X_{\text{cp}}' = 0,6755$, $t_{\text{cp}}' = 71,4^\circ \text{C}$, при $Y_{\text{cp}}' = 0,7308$, $t_{\text{cp}}' = 73^\circ \text{C}$,

б) при $X_{\text{cp}}'' = 0,2045$, $t_{\text{cp}}'' = 78,2^\circ \text{C}$, при $Y_{\text{cp}}'' = 0,2593$, $t_{\text{cp}}'' = 78^\circ \text{C}$,

при $x_F = 0,396$, $t_F = 77,3^\circ \text{C}$; $x_D = 0,955$, $t_D = 66,1^\circ \text{C}$; $x_W = 0,013$,

$t_W = 80,5^\circ \text{C}$.

Средние молярные массы и плотности пара:

а) для верхней секции:

$$M_{\text{cp}} = M_1 Y_{\text{cp}} + M_2 (1 - Y_{\text{cp}})$$

$$M_{\text{cp}} = 119,38 \cdot 0,7308 + 78,1 \cdot (1 - 0,7308) = 108,27 \text{ кг/кмоль}$$

По формуле (5.6) определяем среднюю плотность пара в А секции:

$$\rho_{\text{п}} = \frac{M_{\text{cp}} T_0}{22,4 T_{\text{cp}}} = \frac{108,27 \cdot 273}{22,4 \cdot (73 + 273)} = 3,81 \text{ кг/м}^3.$$

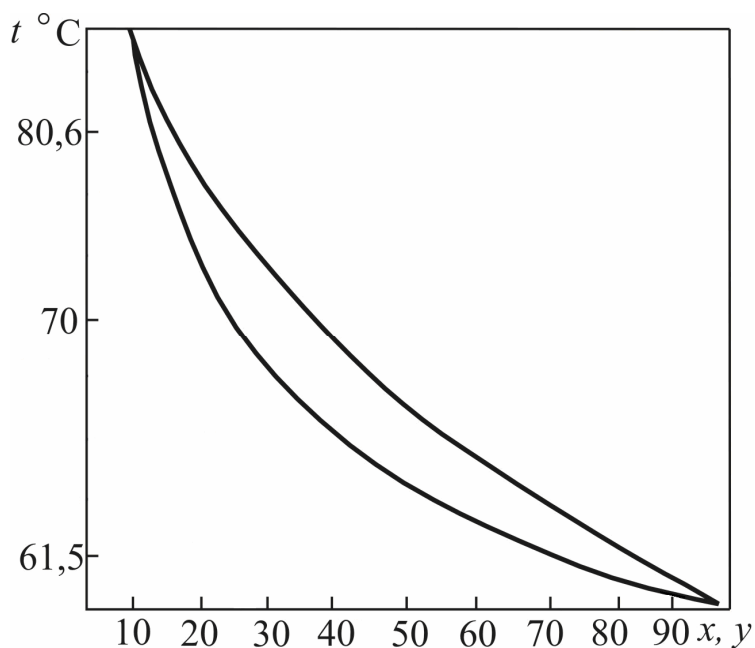


Рис. 5.11. $t - x, y$ - диаграмма

б) для нижней секции

$$M_{\text{ср}} = 119,38 \cdot 0,2593 + 78,1 \cdot (1 - 0,2593) = 88,8 \text{ кг/кмоль},$$

$$\rho_{\text{п}} = \frac{M_{\text{ср}} T_0}{22,4 T_{\text{ср}}} = \frac{88,8 \cdot 273}{22,4 \cdot (78 + 273)} = 3,08 \text{ кг/м}^3.$$

Рассчитываются плотности жидкой фазы на верхней тарелке и в кубе (5.7):

$$\rho_{\text{см}} = \frac{\rho_1 \rho_2}{X_1 \rho_1 + (1 - X_1) \rho_2},$$

$$\text{а) } \rho_D = \frac{1389 \cdot 815}{0,6755 \cdot 1389 + (1 - 0,6755) \cdot 815} = 941,21 \text{ кг/м}^3,$$

$$\text{б) } \rho_W = \frac{1389 \cdot 815}{0,2045 \cdot 1389 + (1 - 0,2045) \cdot 815} = 1214,13 \text{ кг/м}^3.$$

Средняя плотность жидкости в колонне (5.8):

$$\rho_{\text{ж}} = (\rho_D + \rho_W) / 2 = (941,21 + 1214,13) / 2 = 1077,7 \text{ кг/м}^3.$$

Расчет расходов жидкости и пара

Расчет расходов жидкости и пара в колонне по секциям

а) расход жидкости в А секции (5.9):

$$L_A = RD = 4,046 \cdot 6568,421 = 26575,83 \text{ кг/ч.}$$

расход пара

$$G_A = L_A + D = 26575,83 + 6568,421 = 33144,25 \text{ кг/ч.}$$

б) расход жидкости в Б секции (5.10):

$$L_B = L_A + F = 26575,83 + 13000 = 39575,83 \text{ кг/ч,}$$

расход пара

$$G_B = L_B - W = 39575,83 - 6431,58 = 33144,25 \text{ кг/ч}$$

$$(1 + R)D = (1 + 4,046)6568,421 = 33144,25 \text{ кг/ч.}$$

Тепловой расчет

Из табл. 4 прил. при температуре дистиллята t_D находится удельная теплота конденсации компонентов смеси r_1, r_2 :

$$r_1 = 354,4 \text{ кДж/кг, } r_2 = 408,5 \text{ кДж/кг.}$$

Рассчитывается удельная теплота конденсации смеси

$$r_{\phi} = X_1 r_1 + (1 - X_1) r_2 = 0,97 \cdot 354,4 + (1 - 0,97) \cdot 408,5 = 356,02 \text{ кДж/кг.}$$

Находится расход теплоты, отдаваемого охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе:

$$Q_D = G_A r_D / 3600 = 33144,25 \cdot 356,02 \cdot 10^3 / 3600 = 3277782,19 \text{ Вт.}$$

При соответствующих температурах, находятся теплоемкости компонентов смеси (табл. 5 прил.).

$$t_F = 77,3 \text{ } ^\circ\text{C} \quad C_1 = 1,10 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}, C_2 = 2,019 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}.$$

$$t_D = 66,1 \text{ } ^\circ\text{C} \quad C_1 = 1,00 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}, C_2 = 1,96 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}.$$

$$t_W = 80,5 \text{ } ^\circ\text{C} \quad C_1 = 1,12 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}, C_2 = 2,02 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}.$$

Вычисляется теплоемкость смеси Дж/(кг·К) в жидкой фазе по уравнению (3.18):

$$C_{\text{см}} = C_1 \bar{X}_1 + C_2 (1 - \bar{X}_1);$$

$$C_F = 1100 \cdot 0,5 + 2019(1 - 0,5) = 1559 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К});$$

$$C_D = 1000 \cdot 0,97 + 1960(1 - 0,97) = 1029 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К});$$

$$C_W = 1120 \cdot 0,02 + 2020(1 - 0,02) = 2002 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Рассчитывается количество теплоты, получаемой в кубе-испарителе от греющего пара (из уравнения теплового баланса ректификационной колонны) (3.17)

$$Q_K = W(C_W t_W - C_F t_F) + DRr_\phi + D(H_G - C_F t_F) + Q_{\text{пот}};$$

$$Q_K = 1,03/3600[6431,58(2 \cdot 80,5 - 1,56 \cdot 77,3) + 6568,42 \times \\ \times 4,046 \cdot 356,02 + 6568,42(432,7 - 1,56 \cdot 77,3)] = 3351,8 \text{ кВт}$$

$$H_G = r_\phi + C_D t_D = 356,02 + 1,16 \cdot 66,1 = 432,7 \text{ кДж}/\text{кг}$$

$$Q_K = Q_D + DC_D t_D + WC_W t_W - FC_F t_F + Q_{\text{пот}} = \\ = 1,03 \cdot (3277782,19 + 6568,42 \cdot 1029 \cdot 66,1/3600 + 6431,58 \cdot 2002 \cdot 80,5/3600 - \\ - 13000 \cdot 1559 \cdot 77,3/3600) = 3376091 \text{ Вт} = 3376,091 \text{ кВт}$$

где $Q_{\text{пот}}$ – потери теплоты (принимаются равными 3 % от полезно затрачиваемого тепла).

Определяется, расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята по уравнению (3.24)

$$Q'_D = DC'_D(t_D - t_{D\text{кон}})/3600 = 6568,42 \cdot 1,060(66,1 - 25)/3600 = 79,5 \text{ кВт},$$

где C'_D – удельная теплоемкость дистиллята при средней температуре находится по уравнению

$$t_{D, \text{cp}} = \frac{t_D + t_{D, \text{кон}}}{2} = \frac{66,1 + 25}{2} = 45,5 \text{ } ^\circ\text{C},$$

$$C'_D = 1060 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К}) \text{ (табл. 5 прил.)}$$

$t_{D, \text{кон}}$ – конечная температура дистиллята на выходе из холодильника, $^\circ\text{C}$. Принята $25 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Определяется расход теплоты в подогревателе исходной смеси по уравнению (3.21):

Потери теплоты в окружающую среду принято 5% .

$$Q'_F = 1,05FC'_F(t_F - t_0)/3600 =$$

$$= 1,05 \cdot 13000 \cdot 1,465 \cdot (77,3 - 18)/3600 = 329,4 \text{ кВт},$$

где C'_F – удельная теплоемкость исходной смеси при средней температуре:

$$t_{F, \text{cp}} = \frac{t_F + t_{F, \text{нач.}}}{2} = \frac{77,3 + 18}{2} = 48 \text{ } ^\circ; \quad C'_F = 1465 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К}).$$

$t_{F, \text{нач.}}$ – начальная температура смеси на входе в подогреватель, $^\circ\text{C}$. Принята $18 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Рассчитывается расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка (3.25)

$$Q'_W = WC'_W(t_W - t_{W, \text{кон}})/3600 = 6431,58 \cdot 1,890(80,5 - 25)/3600 = 187,4 \text{ кВт},$$

где C'_W – удельная теплоемкость кубового остатка при средней температуре $t_{W, \text{cp}}$

$$C'_W = 1890 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$$

$$t_{W, \text{cp}} = \frac{t_W + t_{W, \text{кон}}}{2} = \frac{80,5 + 25}{2} = 52,7 \text{ } ^\circ\text{C},$$

где $t_{W, \text{кон}}$ – конечная температура кубового остатка в холодильнике принята $25 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Расчет расходов греющего пара и охлаждающей воды

Теплота конденсации греющего водяного пара $r_{гп}=2171$ кДж/кг.

Рассчитывается расход греющего водяного пара заданного давления:

а) в кубе испарителя (3.20):

$$G_{гп1} = \frac{Q_k}{r_{гп}} = \frac{3351,8}{2171} = 1,54 \text{ кг/с},$$

б) в подогревателе исходной смеси (3.21):

$$G_{гп2} = \frac{Q'_F}{r_{гп}} = \frac{329,4}{2171} = 0,151 \text{ кг/с}.$$

Находится расход охлаждающей воды (3.22):

а) в дефлегматоре:

$$V_{B1} = \frac{Q_D}{C_B (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \rho_B} = \frac{3277782,19}{4190 \cdot 5 \cdot 1000} = 0,156 \text{ м}^3/\text{с},$$

где ρ_B – плотность воды при 20°C , $\rho_B = 1000$ кг/м³; $t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}} = 5^\circ\text{C}$; теплоемкость воды $C_B = 4190$ Дж/(кг·К).

б) в водяном холодильнике дистиллята (3.24):

$$V_{B2} = \frac{Q'_D}{C_B (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \rho_B} = \frac{79500}{4190 \cdot 5 \cdot 1000} = 0,0038 \text{ м}^3/\text{с},$$

в) в водяном холодильнике кубового остатка (3.25):

$$V_{B3} = \frac{Q'_W}{C_B (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \rho_B} = \frac{187400}{4190 \cdot 5 \cdot 1000} = 0,0090 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Определяется общая потребность греющего пара и охлаждающей воды для работы ректификационной установки:

а) расход греющего пара:

$$G_{\text{гп}}=3600(G_{\text{гп1}}+G_{\text{гп2}})=3600(1,54+0,151)=6087,6 \text{ кг/ч};$$

б) расход охлаждающей воды при нагреве на 5 °С:

$$V_{\text{В}}=3600(V_{\text{В1}}+V_{\text{В2}}+V_{\text{В3}})=3600(0,156+0,0038+0,0090)=607,7 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расходы греющего пара и охлаждающей воды необходимы для расчета теплообменных аппаратов ректификационной установки и оценки ее энергетической эффективности.

Расчет физических характеристик компонентов смеси

При средней температуре жидкой фазы в А и Б–секциях выбираются значения коэффициентов поверхностного натяжения 1-го и 2-го компонентов, (табл. 9 приложения).

$$\sigma_1=20,62 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}, \sigma_2=21,3 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}.$$

Поверхностное натяжение жидкости по А и Б – секциям (5.14):

$$\text{а) } \sigma=[\sigma_1 \bar{X}_1+\sigma_2(1-\bar{X}_1)]=0,001[20,62 \cdot 0,6755+21,3 \cdot 0,3245]=0,0208 \text{ Н/м},$$

$$\text{б) } \sigma=[\sigma_1 \bar{X}_1+\sigma_2(1-\bar{X}_1)]=0,001[20,62 \cdot 0,2045+21,3 \cdot 0,7955]=0,0212 \text{ Н/м},$$

Коэффициенты динамической вязкости компонентов смеси μ_1, μ_2 , (табл. 7 приложения).

$$\mu_1=0,322 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \mu_2=0,306 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \text{ при средней температуре } 71,4 \text{ }^\circ\text{С}.$$

Коэффициент динамической вязкости смеси жидкой фазы находится по уравнению (5.15):

$$\mu_{\text{см.}}=\mu_1^{X_{\text{ср}}}\mu_2^{(1-X_{\text{ср}})},$$

$$\mu_{\text{см.}}=(0,322 \cdot 10^{-3})^{0,6755}(0,306 \cdot 10^{-3})^{(1-0,6755)}=0,00032 \text{ Па}\cdot\text{с},$$

$$\mu_1=0,39 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}; \mu_2=0,33 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \text{ при средней температуре } 78,2 \text{ }^\circ\text{С}.$$

$$\mu_{\text{см}} = (0,39 \cdot 10^{-3})^{0,2045} (0,33 \cdot 10^{-3})^{(1-0,2045)} = 0,00034 \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Коэффициент динамической вязкости паровой фазы разделяемой смеси определяется из уравнения (5.17):

$$\frac{M_{\text{ср}}}{\mu_{\text{ср}}} = \frac{Y_1 M_1}{\mu_1} + \frac{(1-Y_2)M}{\mu_2},$$

или

$$\mu_{\text{ср}} = \frac{M_{\text{ср}} \mu_1 \mu_2}{Y_1 \mu_2 M_1 + (1-Y_1) \mu_1 M_2}.$$

Коэффициенты динамической вязкости пара находятся по табл. 8 приложения $\mu_1 = 0,0099 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\mu_2 = 0,0086 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ при температуре $73 \text{ }^\circ\text{C}$.

а)

$$\mu_{\text{ср}} = \frac{108,27 \cdot 0,0099 \cdot 0,0086 \cdot 10^{-6}}{0,7308 \cdot 0,0086 \cdot 10^{-3} \cdot 119,38 + (1-0,7308)0,0099 \cdot 10^{-3} \cdot 78,1} =$$

$$= 9,62 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с};$$

Коэффициент динамической вязкости пара при температуре $78 \text{ }^\circ\text{C}$ равен:

$$\mu_1 = 0,0098 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; \quad \mu_2 = 0,0078 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с},$$

б)

$$\mu_{\text{ср}} = \frac{108,27 \cdot 0,0098 \cdot 0,0078 \cdot 10^{-6}}{0,2593 \cdot 0,0078 \cdot 10^{-3} \cdot 119,38 + (1-0,2593)0,0098 \cdot 10^{-3} \cdot 78,1} =$$

$$= 10,23 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Гидравлический расчет колонны с ситчатыми тарелками

Расчет максимальной скорости пара в колонне

Определяется максимальная скорость паровой фазы, м/с, по А и Б – секциям по уравнению (5.18):

$$\omega_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}}.$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)].$$

Расстояние между тарелками принимается равным 450 мм. В соответствии с рис. 5.3. находится значение $C_1 = 560$

а) для верхней секции по (5.18) – (5.20) вычисляется:

$$\begin{aligned} \lambda &= \frac{0,655 L_A}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V} \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}) / \rho_{\text{п}}}} = \\ &= \frac{0,655 \cdot 26575,83}{941,21} \sqrt{\frac{1,2 \cdot 560}{8699,28} \sqrt{\frac{941,21 - 3,81}{3,81}}} = 20,36, \end{aligned}$$

$$V = \frac{G_{\text{ПА}}}{\rho_{\text{п}}} = \frac{33144,25}{3,81} = 8699,28 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} [1,2 \cdot 560 - 5(20,36 - 35)] = 0,063,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}} = 0,063 \sqrt{\frac{941,21 - 3,81}{3,81}} = 0,98 \text{ м/с}.$$

б) аналогично для нижней секции

$$\lambda = \frac{0,655L_B}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п})/\rho_{п}}} =$$

$$= \frac{0,655 \cdot 39575,83}{1214,13} \sqrt{\frac{1,2 \cdot 560}{10761,12} \sqrt{\frac{1214,13 - 3,08}{3,08}}} = 23,76,$$

$$V = \frac{G_{ПБ}}{\rho_{п}} = \frac{33144,26}{3,08} = 10761,12 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} [1,2 \cdot 560 - 5(23,76 - 35)] = 0,0616,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} = 0,0616 \sqrt{\frac{1214,13 - 3,08}{3,08}} = 1,2 \text{ м/с}.$$

Определение диаметра аппарата

По значению ω_{\max} рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны (5.21):

$$\text{а) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600 \pi \omega_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,98}} = 1,77 \text{ м},$$

$$\text{б) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600 \pi \omega_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,2}} = 1,78 \text{ м}.$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн примем $D_{\text{к}} = 1,8 \text{ м}$ (табл.11 прил.).

По значению выбранного диаметра уточняется значение скорости пара в секциях колонны (5.22):

$$\text{а) } \omega_{п} = \frac{4V}{3600 \pi D_{\text{к}}^2} = \frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 0,95 \text{ м/с},$$

$$\text{б) } \omega_{п} = \frac{4V}{3600 \pi D_{\text{к}}^2} = \frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 1,175 \text{ м/с}.$$

Определяются конструктивные параметры ситчатой тарелки диаметром 1,8 м (табл. 11 прил.). Высота сливного порога принимается равной 40 мм.

Расчет гидравлического сопротивления ситчатой тарелки

Находится сопротивление сухой тарелки по зависимости (5.23):

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\text{п}}, \text{ Па.}$$

$$\omega_0 = 100 \omega_{\text{п}} / F_{\text{св}},$$

$F_{\text{св}}$ – относительная свободная площадь тарелки, %.

а) $\omega_0 = 100 \cdot 0,95 / 8 = 11,87 \text{ м/с},$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 1,82 \frac{11,87^2}{2} 3,81 = 488,5 \text{ Па.}$$

б) $\omega_0 = 100 \cdot 1,175 / 8 = 14,69 \text{ м/с},$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 1,82 \frac{14,69^2}{2} 3,08 = 604,8 \text{ Па.}$$

Для ситчатой тарелки учитывается сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения (5.24):

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4000 \sigma_{\text{см}}}{d_0}, \text{ Па,}$$

а) $\Delta P_{\sigma} = \frac{4000 \cdot 0,0208}{4} = 20,8 \text{ Па},$ б) $\Delta P_{\sigma} = \frac{4000 \cdot 0,0212}{4} = 21,2 \text{ Па.}$

Определяется расход жидкости на единицу периметра слива (5.25):

$$L_V = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} B}, \text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч}).$$

$$\text{а) } L_V = \frac{26575,83}{941,21 \cdot 1,52} = 18,57 \text{ м}^3/\text{м}\cdot\text{ч},$$

$$\text{б) } L_V = \frac{39575,83}{1214,13 \cdot 1,52} = 21,44 \text{ м}^3/\text{м}\cdot\text{ч}.$$

Коэффициент K_2 , учитывает сжатие потока жидкости.

Т.к. диаметр аппарата для верхней и нижней частей колонны одинаковый и равен $D_K=1,8$ м, то

$$B/D_K=1,52/1,8=0,844, K=1,01.$$

Подпор жидкости над сливным устройством будет равен (5.26):

$$\text{а) } \Delta h = 3,2 K_2 L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 18,57^{2/3} = 22,62 \text{ мм},$$

$$\text{б) } \Delta h = 3,2 K_2 L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 21,44^{2/3} = 24,94 \text{ мм}.$$

Высота парожидкостного слоя на тарелке равна:

$$\text{а) } h_{\text{ПЖ}} = h_{\text{П}} + \Delta h = 0,04 + 0,0226 = 0,0626 \text{ м},$$

$$\text{б) } h_{\text{ПЖ}} = h_{\text{П}} + \Delta h = 0,04 + 0,0249 = 0,0649 \text{ м}.$$

Сопротивление парожидкостного слоя на ситчатой тарелке (5.28):

$$\Delta P_{\text{ПЖ}} = 1,3 h_{\text{ПЖ}} K \rho_{\text{ж}} g, \text{ Па}.$$

$$\text{а) } \Delta P_{\text{ПЖ}} = 1,3 \cdot 0,0626 \cdot 0,5 \cdot 941,21 \cdot 9,81 = 375,9 \text{ Па},$$

$$\text{б) } \Delta P_{\text{ПЖ}} = 1,3 \cdot 0,0649 \cdot 0,5 \cdot 1214,33 \cdot 9,81 = 502,53 \text{ Па}.$$

Общее гидравлическое сопротивление ситчатой тарелки (5.30):

$$\Delta P_c = \Delta P_{\text{сyx}} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{пж}}, \text{ Па.}$$

а) $\Delta P_c = 488,5 + 20,8 + 375,9 = 885,2 \text{ Па,}$

б) $\Delta P_c = 604,8 + 21,2 + 502,53 = 1128,5 \text{ Па.}$

Общее гидравлическое сопротивление колонны составит (5.31)

$$\Delta P_k = \Delta P_c n, \text{ Па,}$$

где n – число реальных тарелок

а) $\Delta P_k = 885,2 \cdot 18 = 15933,6 \text{ Па,}$

б) $\Delta P_k = 1128,5 \cdot 37 = 41755,61 \text{ Па.}$

Расчет межтарельчатого уноса жидкости

Определяется коэффициент m , используемый в формуле для уноса жидкости (5.32)

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\sigma}{\rho_{\text{п}}} \right)^{0,295} \left(\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}}} \right)^{0,425},$$

а) $m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{0,0208}{3,81} \right)^{0,295} \left(\frac{941,21 - 3,81}{9,62 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,614,$

б) $m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{0,0212}{3,08} \right)^{0,295} \left(\frac{1214,13 - 3,08}{10,23 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,714.$

Унос жидкости с тарелки находится по формуле (5.33):

$$e = \frac{A(0,052h_{\delta} - 1,72)}{H^{\beta} \psi^2} \left(\frac{\omega_{\text{п}}}{\varepsilon_{\text{пр}} m} \right)^{3,7}, \text{ кг/кг,}$$

Унос жидкости не должен превышать 0,1 кг/кг. При повышенном уносе жидкости расстояние между тарелками следует увеличить.

$$а) e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,9^2} \left(\frac{0,95}{0,55 \cdot 0,614} \right)^{3,7} = 0,055 \text{ кг/кг},$$

$$б) e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,9^2} \left(\frac{1,175}{0,55 \cdot 0,714} \right)^{3,7} = 0,069 \text{ кг/кг}.$$

Проверка работоспособности ситчатых тарелок

Сопротивление движению жидкости в переливе равно (5.35):

$$\Delta P_{жп} = Kg \left(\frac{L_V}{3600a} \right)^2, \text{ Па},$$

$$а) \Delta P_{жп} = Kg \left(\frac{L_V}{3600a} \right)^2 = 250 \cdot 9,81 \left[\frac{18,57}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 40,8 \text{ Па},$$

$$б) \Delta P_{жп} = Kg \left(\frac{L_V}{3600a} \right)^2 = 250 \cdot 9,81 \left[\frac{21,44}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 54,4 \text{ Па}.$$

Высота слоя невспененной жидкости в сливном устройстве равна (5.36):

$$h' = h_{п} + \Delta h + \Delta + \left(10^3 \frac{\Delta P_c}{\rho_{ж}} + \Delta P_{жп} \right) \frac{1}{g}, \text{ мм},$$

$$а) h' = 40 + 22,6 + \left(10^3 \frac{885,2}{941,21} + 40,8 \right) \frac{1}{9,81} = 162,63 \text{ мм},$$

$$б) h' = 40 + 24,9 + \left(10^3 \frac{1128,5}{1214,13} + 54,4 \right) \frac{1}{9,81} = 192,6 \text{ мм}.$$

Величина вылета ниспадающей струи в переливе (5.37):

$$y = \left(4,5 \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_{\Pi} + 1,7 \Delta h - h')}, \text{ м, } [L_V] = \text{м}^3/\text{м} \cdot \text{с}.$$

а)

$$y = \left(4,5 \frac{18,57}{0,022 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times \\ \times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,022 - 0,162)} = 0,19 \text{ м,}$$

б)

$$y = \left(4,5 \frac{21,44}{0,025 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times \\ \times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,025 - 0,192)} = 0,18 \text{ м.}$$

Высота парожидкостного слоя в переливе (5.38)

$$H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}}, \text{ мм,}$$

$$\text{а) } H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} = \frac{162,63}{0,65} = 250,2 \text{ мм; б) } H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} = \frac{192,6}{0,65} = 296,3 \text{ мм.}$$

Максимальная ширина сливного устройства равна (5.39):

$$S = \frac{1}{2} \left(D - \sqrt{D^2 - B^2} \right), \text{ м,}$$

где B – периметр слива, м.

$$S = \frac{1}{2} \left(1,8 - \sqrt{1,8^2 - 1,52^2} \right) = 0,42 \text{ м.}$$

Определяется минимальная допустимая скорость пара в колонне, м/с, с ситчатыми тарелками, при которой участвуют в работе все отверстия контактного устройства по уравнению (5.40):

$$\omega_{\min} = 0,0067 F_{\text{св}} \sqrt{\frac{g \rho_{\text{ж}} h_{\text{ПЖ}}}{\xi \rho_{\text{п}}}},$$

$$\text{а) } \omega_{\min} = 0,0067 \cdot 8 \sqrt{\frac{9,81 \cdot 941,21 \cdot 0,063}{1,82 \cdot 3,81}} = 0,49 \text{ м/с,}$$

$$\text{б) } \omega_{\min} = 0,0067 \cdot 8 \sqrt{\frac{9,81 \cdot 1214,13 \cdot 0,065}{1,82 \cdot 3,08}} = 0,62 \text{ м/с.}$$

Диапазон устойчивости работы тарелок в секциях колонны $N = \omega_{\text{п}}/\omega_{\min}$ указывает, во сколько раз можно изменить производительность колонны без заметного понижения эффективности разделения.

Осуществляется проверка условий работоспособности ситчатых тарелок колонны.

Выбранные ситчатые тарелки диаметром 1,8 м обеспечивают выполнение условий работоспособности контактных устройств в А и Б секциях колонны:

- высота парожидкостного слоя $H'_{\text{п}}$ в переливе меньше расстояния между тарелками;
- вылет струи u меньше ширины перелива S ;
- диапазон устойчивой работы ситчатых тарелок $N = \omega_{\text{п}}/\omega_{\min} > 1$ и составляет от 2 до 3.

Расчет числа реальных тарелок

По справочным данным (табл. 1 прил.) или расчетным путем находится мольный объем 1-го компонента v_1 , см³/моль.

Мольный объем хлороформа составляет 90,3 см³/моль.

Рассчитывается коэффициент диффузии в жидкой фазе (5.44), м²/с

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta M_1)^{1/2} (t + 273)}{\mu \omega_1^{0,6}},$$

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(1 \cdot 119,38)^{1/2} \cdot (71,4 + 273)}{0,322 \cdot 90,3^{0,6}} = 5,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с},$$

Рассчитывается средний КПД ситчатой тарелки по эмпирическому выражению (5.45):

$$\eta_0 = 0,068 K_1^{0,1} K_2^{0,115},$$

Безразмерные комплексы K_1 , K_2 находятся по уравнению (5.46)

$$K_1 = \frac{\omega_{\text{п}} h_{\text{п}} \rho_{\text{п}}}{F_{\text{св}} \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}; \quad K_2 = \frac{\sigma}{\omega_{\text{п}} \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}.$$

а) для верхней секции:

$$K_1 = \frac{0,95 \cdot 0,04 \cdot 3,81}{0,08 \cdot 941,21 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 3,31 \cdot 10^5;$$

$$K_2 = \frac{0,0208}{0,95 \cdot 941,21 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,4 \cdot 10^4,$$

$$\eta_0 = 0,068(3,31 \cdot 10^5)^{0,1} (0,4 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,629.$$

б) для нижней секции:

$$K_1 = \frac{1,175 \cdot 0,04 \cdot 3,08}{0,08 \cdot 1214,13 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 2,57 \cdot 10^5,$$

$$K_2 = \frac{0,0212}{1,175 \cdot 1214,13 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,256 \cdot 10^4,$$

$$\eta_0 = 0,068(2,57 \cdot 10^5)^{0,1} (0,256 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,58.$$

Для сравнения приведем расчет КПД клапанной тарелки по А и Б секциям с использованием диаграммы для приближенного определения среднего КПД тарелок (рис. 5.9).

Определяем относительную летучесть компонентов:

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2}, \quad \alpha = \frac{1246,6}{671,2} = 1,857,$$

где P_1 и P_2 – давления паров более летучего компонента (хлороформа) и менее летучего компонента (бензола) при средней температуре в колонне, соответственно (табл. 10 приложения).

Для А секции:

$$\mu = 0,32 \text{ мПа} \cdot \text{с} \quad \alpha\mu = 1,857 \cdot 0,32 = 0,594.$$

Из рис. 5.9 $\eta \approx 0,53$.

Для Б секции:

$$\mu = 0,34 \text{ мПа} \cdot \text{с} \quad \alpha\mu = 1,857 \cdot 0,39 = 0,613.$$

Из рис. 5.9 $\eta \approx 0,55$.

Из полученных результатов с учетом запаса выбираем меньшее КПД.

Рассчитывается число реальных тарелок:

$$n = \frac{n_T}{\eta_0},$$

а) в верхней секции $n = \frac{8}{0,53} = 15,09$, б) в нижней секции $n = \frac{17}{0,55} = 30,91$.

Число тарелок с резервом 20 % составит 18 и 37. Всего в колонне 55 тарелок.

Вычисляется высота обечайки аппарата $H_{об}$ (5.48):

$$H_{об} = (n-1)H = (55-1)0,45 = 24,3 \text{ м.}$$

где H – межтарельчатое расстояние.

Общие виды колонн с различными типами тарелок даны в приложении.

Гидравлический расчет ректификационной колонны с клапанными тарелками

Расчет максимальной скорости пара в колонне

Расстояние между тарелками принимается равным 450 мм. В соответствии с рис. 5.3 находится значение $C_1=560$.

а) для верхней секции по формулам (5.18)-(5.20) вычисляем:

$$\lambda = \frac{0,655L_A}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п})/\rho_{п}}} =$$

$$= \frac{0,655 \cdot 26575,83}{941,21} \sqrt{\frac{1,15 \cdot 560}{8699,28} \sqrt{\frac{941,21 - 3,81}{3,81}}} = 20,$$

$$V = \frac{G_{ПА}}{\rho_{п}} = \frac{33144,25}{3,81} = 8699,28 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} [1,15 \cdot 560 - 4(20 - 35)] = 0,0596,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} = 0,0596 \sqrt{\frac{941,21 - 3,81}{3,81}} = 0,935 \text{ м/с}.$$

б) аналогично для Б секции:

$$\lambda = \frac{0,655L_B}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{V} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п})/\rho_{п}}} =$$

$$= \frac{0,655 \cdot 39575,83}{1214,13} \sqrt{\frac{1,15 \cdot 560}{10761,12} \sqrt{\frac{1214,13 - 3,08}{3,08}}} = 23,26,$$

$$V = \frac{G_{\text{ПБ}}}{\rho_{\text{П}}} = \frac{33144,25}{3,08} = 10761,12 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\text{max}} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} [1,15 \cdot 560 - 4(23,26 - 35)] = 0,0585,$$

$$\omega_{\text{max}} = C_{\text{max}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{П}}}{\rho_{\text{П}}}} = 0,0585 \sqrt{\frac{1214,13 - 3,08}{3,08}} = 1,16 \text{ м/с}.$$

Определение диаметра аппарата

1. По значению $\omega_{\text{П}}$ рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны (5.21):

$$\text{а) А - секция: } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600 \pi \omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,935}} = 1,81 \text{ м}.$$

$$\text{б) Б - секция: } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600 \pi \omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,16}} = 1,812 \text{ м}.$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн примем $D_{\text{к}} = 1,8 \text{ м}$ (табл. 12)

2. По значению выбранного диаметра уточняется значение рабочей скорости пара в секциях колонны:

$$\text{а) А - секция: } \omega_{\text{П}} = \frac{4V}{3600 \pi D_{\text{к}}^2} = \frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 0,95 \text{ м/с}.$$

$$\text{б) Б - секция: } \omega_{\text{П}} = \frac{4V}{3600 \pi D_{\text{к}}^2} = \frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 1,175 \text{ м/с}.$$

Конструктивные параметры заданного типа контактного устройства

Расчет гидравлического сопротивления клапанной тарелки

1. Сопротивление сухой тарелки (5.23)

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\text{п}}, \text{ Па},$$

где $\xi=3,66$ – коэффициент сопротивления клапанной тарелки.

Скорость пара в отверстиях тарелки, м/с:

$$\omega_0 = 100 \omega_{\text{п}} / F_{\text{св}},$$

а) для верхней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \omega_{\text{п}} / F_{\text{св}} = 100 \cdot 0,95 / 8,46 = 11,23 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 3,66 \frac{11,23^2}{2} 3,81 = 879,3 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \cdot 1,175 / 8,46 = 13,89 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 3,66 \frac{13,89^2}{2} 3,08 = 1087,4 \text{ Па}.$$

2. Находится расход жидкости на единицу периметра слива (5.25):

а) для верхней части колонны:

$$L_V = \frac{L_A}{\rho_{\text{ж}} B} = \frac{26575,83}{941,21 \cdot 1,43} = 19,74 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч}.$$

б) для нижней части колонны:

$$L_V = \frac{L_B}{\rho_{\text{ж}} B} = \frac{39575,83}{1214,13 \cdot 1,43} = 22,79 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч}.$$

3. Рассчитывается коэффициент K_2 , учитывающий сжатие потока жидкости (рис. 5.5):

а) $B/D=1,43/1,8=0,79$; $K_2=1,01$; б) $B/D=1,43/1,8=0,79$; $K_2=1,01$.

4. Определяется подпор жидкости над сливным устройством (5.26):

а) для верхней части колонны:

$$\Delta h = 3,2K_2L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 19,74^{2/3} = 23,6 \text{ мм}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta h = 3,2K_2L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 22,79^{2/3} = 25,98 \text{ мм}.$$

5. Находится высота парожидкостного слоя на тарелке:

а) для верхней части колонны:

$$h_{ПЖ} = h_{П} + \Delta h = 0,04 + 0,0236 = 0,0636 \text{ м}.$$

б) для нижней части колонны:

$$h_{ПЖ} = h_{П} + \Delta h = 0,04 + 0,026 = 0,066 \text{ м}.$$

6. Сопротивление слоя жидкости на клапанной тарелке рассчитывается по формуле (5.27)

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{ж} = 0,0636 \cdot 941,21 \cdot 9,81 = 587,24 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{ж} = 0,066 \cdot 1214,13 \cdot 9,81 = 786,1 \text{ Па}.$$

7. Определяется общее гидравлическое сопротивление клапанной тарелки (5.29):

$$\Delta P = \Delta P_{сух} + \Delta P_{ж};$$

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P = 879,3 + 587,24 = 1466,54 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P = 1087,4 + 786,1 = 1873,5 \text{ Па}.$$

8. Общее гидравлическое сопротивление колонны составит (3.31)

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_k = \Delta P_n = 1466,54 \cdot 13 = 19065,02 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_k = \Delta P_n = 1873,5 \cdot 25 = 46837,5 \text{ Па}.$$

Расчет межтарельчатого уноса жидкости

1. Определяется коэффициент m , используемый в формуле для уноса жидкости (5.32)

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\sigma}{\rho_{\text{п}}} \right)^{0,295} \left(\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}}} \right)^{0,425};$$

а) для верхней части колонны:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{0,0208}{3,81} \right)^{0,295} \left(\frac{941,21 - 3,81}{9,62 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,614.$$

б) для нижней части колонны:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{0,0212}{3,08} \right)^{0,295} \left(\frac{1214,13 - 3,08}{10,23 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,714.$$

2. Унос жидкости с тарелки рассчитывается по формуле (5.33):

$$e = \frac{A(0,052h_{\delta} - 1,72)}{H^{\beta}\psi^2} \left(\frac{\omega_{\Pi}}{\varepsilon_{\text{эфф}}m} \right)^{3,7};$$

а) для верхней части колонны:

$$e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,8^2} \left(\frac{0,95}{0,58 \cdot 0,614} \right)^{3,7} = 0,057 \text{ кг/кг}.$$

б) для нижней части колонны:

$$e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,8^2} \left(\frac{1,175}{0,58 \cdot 0,714} \right)^{3,7} = 0,07 \text{ кг/кг}.$$

Значения брызгоуноса находятся в допустимых пределах.

Проверка работоспособности клапанных тарелок

1. Определяется сопротивление движению жидкости в переливе (5.35):

$$\Delta P_{\text{ж.п}} = Kg \left(\frac{L_V}{3600a} \right)^2;$$

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{жп}} = 250 \cdot 9,81 \left[\frac{19,74}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 46 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{жп}} = 250 \cdot 9,81 \left[\frac{22,79}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 61,4 \text{ Па}.$$

2. Рассчитывается высота слоя не вспененной жидкости в сливном устройстве (5.36)

$$h' = h_{\Pi} + \Delta h + \Delta + \left(10^3 \frac{\Delta P}{\rho_{\text{ж}}} + \Delta P_{\text{ж.п}} \right) \frac{1}{g};$$

а) для верхней части колонны:

$$h' = 40 + 23,6 + \left(10^3 \frac{1466,54}{941,21} + 46 \right) \frac{1}{9,81} = 227 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$h' = 40 + 25,98 + \left(10^3 \frac{1873,5}{1214,13} + 61,4 \right) \frac{1}{9,81} = 275 \text{ мм.}$$

3. Величина вылета ниспадающей струи в переливе находится по формуле (5.37):

а) для верхней части колонны:

$$y = \left(4,5 \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_{\Pi} + 1,7\Delta h - h')};$$

$$y = \left(4,5 \frac{19,74}{0,0236 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,0236 - 0,227)} = 0,17 \text{ м.}$$

б) для нижней части колонны:

$$y = \left(4,5 \frac{22,79}{0,026 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times \\ \times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,026 - 0,275)} = 0,169 \text{ м.}$$

4. Определяется высота парожидкостного слоя в переливе для А и Б секций колонны (5.38):

а) для верхней части колонны:

$$H'_{\Pi} = \frac{h'_{\Pi}}{\rho_{\Pi}} = \frac{227}{0,65} = 349,2 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$H'_{\Pi} = \frac{h'_{\Pi}}{\rho_{\Pi}} = \frac{275}{0,65} = 423 \text{ мм.}$$

5. Рассчитывается максимальная ширина сливного устройства (5.39):

$$S = \frac{1}{2} (D - \sqrt{D^2 - B^2}) = \frac{1}{2} (1,8 - \sqrt{1,8^2 - 1,43^2}) = 0,353 \text{ м.}$$

6. Находится минимальная допустимая скорость пара в А и Б – секциях для колонны с клапанными тарелками (5.40)

а) для верхней части колонны:

$$\omega_{\min} = 0,05 F_{\text{св}} / \sqrt{\rho_{\Pi}} = 0,05 \frac{8,46}{\sqrt{3,81}} = 0,217 \text{ м/с.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_{\min} = 0,05 F_{\text{св}} / \sqrt{\rho_{\Pi}} = 0,05 \frac{8,46}{\sqrt{3,08}} = 0,24 \text{ м/с.}$$

7. Проверяются условия работоспособности клапанных тарелок.

Выбранные клапанные тарелки диаметром 1,8 м обеспечивают выполнение условий работоспособности контактных устройств в А и Б секциях:

- высота парожидкостного слоя H'_Π в переливе меньше расстояния между тарелками;
- вылет струи u меньше ширины перелива S ;
- диапазон устойчивой работы клапанных тарелок $N = \omega_\Pi / \omega_{\min}$ находится в пределах от 3 до 4.

Расчет числа реальных тарелок

1. Находится средний КПД клапанной тарелки (5.47)

а) для верхней части колонны:

$$\eta_0 = 0,0865(\mu_{\text{см}} \alpha_1 - h)^{-0,245} \left(\frac{L}{V} \right)^{0,3} 10^{0,3h_{\text{СП}}};$$

$$\eta_0 = 0,0865(0,00034 \cdot 1,86)^{-0,245} \left(\frac{26575,83}{8699,28} \right)^{0,3} 10^{0,3 \cdot 0,04} = 0,756.$$

б) для нижней части колонны:

$$\eta_0 = 0,0865(0,00034 \cdot 1,86)^{-0,245} \left(\frac{39575,83}{10761,12} \right)^{0,3} 10^{0,3 \cdot 0,04} = 0,799.$$

2. Рассчитывается число реальных тарелок (2.64)

а) для верхней части колонны:

$$n = \frac{n_\Gamma}{\eta_0} = \frac{8}{0,756} = 10,58.$$

б) для нижней части колонны:

$$n = \frac{17}{0,799} = 21,28.$$

Общее число тарелок в колонне с запасом 20% составит $n=38$.
 3. Вычисляется высота обечайки аппарата $H_{об}$ (5.48):

$$H_{об}=(n-1)H=(38-1)0,45=16,65 \text{ м.}$$

Гидравлический расчет ректификационной колонны с колпачковыми тарелками

Расчет максимальной скорости пара в колонне

1. Расстояние между тарелками принимается равным 450 мм.

Максимальную скорость паровой фазы по А и Б секциям находится по формуле (5.18) - (5.20).

В соответствии с рис. 5.3 находится значение $C_1=560$.

Определяется значение коэффициента λ для А и Б секций колонны по формуле (5.20):

а)

$$\lambda = \frac{0,655L_A}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п}) / \rho_{п}}} =$$

$$= \frac{0,655 \cdot 26575,83}{941,21} \sqrt{\frac{1,0 \cdot 560}{8699,28} \sqrt{\frac{941,21 - 3,81}{3,81}}} = 18,58,$$

$$V_{п} = \frac{G_{пА}}{\rho_{п}} = \frac{33144,25}{3,81} = 8699,28 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} [1,0 \cdot 560 - 4(18,58 - 35)] = 0,053,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} = 0,053 \sqrt{\frac{941,21 - 3,81}{3,81}} = 0,82 \text{ м/с.}$$

б)

$$\lambda = \frac{0,655L_B}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V} \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}) / \rho_{\text{п}}}} =$$
$$= \frac{0,655 \cdot 39575,83}{1214,13} \sqrt{\frac{1,0 \cdot 560}{10761,12} \sqrt{\frac{1214,13 - 3,08}{3,08}}} = 21,79,$$

$$V_{\text{п}} = \frac{G_{\text{ПБ}}}{\rho_{\text{п}}} = \frac{33144,25}{3,08} = 10761,12 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\text{max}} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} [1,0 \cdot 560 - 4(21,79 - 35)] = 0,0519,$$

$$\omega_{\text{max}} = C_{\text{max}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}} = 0,0519 \sqrt{\frac{1214,13 - 3,08}{3,08}} = 1,028 \text{ м/с}.$$

Определение диаметра аппарата

1. По значению ω_{max} рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны (5.21):

$$D_{\text{расч}} = \left(\frac{4V}{3600\pi\omega_{\text{max}}} \right)^{0,5};$$

$$\text{а) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600\pi\omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,82}} = 1,9 \text{ м},$$

$$\text{б) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600\pi\omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,028}} = 2,14 \text{ м}.$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн примем $D_{\text{к}} = 2 \text{ м}$ (табл. 13 прил.).

2. По значению выбранного диаметра уточняется значение рабочей скорости пара в секциях колонны (5.22):

$$\omega_{\Pi} = \frac{4V_{\Pi}}{3600\pi D_{\kappa}^2};$$

$$\text{а) } \omega_{\Pi} = \frac{4V}{3600\pi D_{\kappa}^2} = \frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2^2} = 0,771 \text{ м/с},$$

$$\text{б) } \omega_{\Pi} = \frac{4V}{3600\pi D_{\kappa}^2} = \frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2^2} = 0,952 \text{ м/с}.$$

Конструктивные параметры заданного типа контактного устройства

Расчет гидравлического сопротивления колпачковой тарелки

1. Рассчитывается сопротивление сухой тарелки, Па (5.23):

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\Pi},$$

где $\xi=4,0-5,0$ для колпачковой тарелки.

Определяем скорость пара в отверстиях тарелки

а) для верхней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \omega_{\Pi} / F_{\text{св}} = 100 \cdot 0,771 / 9,4 = 8,2 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 4,5 \frac{8,2^2}{2} 3,81 = 576,41 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \cdot 0,952 / 9,4 = 10,13 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 4,5 \frac{10,13^2}{2} 3,08 = 711,13 \text{ Па}.$$

2. Определяется расход жидкости на единицу периметра слива (5.25)

а) для верхней части колонны:

$$L_V = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} B} = \frac{26575,83}{941,21 \cdot 1,418} = 19,9 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч}.$$

б) для нижней части колонны:

$$L_V = \frac{39575,83}{1214,13 \cdot 1,418} = 22,98 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч}.$$

3. Коэффициент K_2 , учитывающий сжатие потока жидкости:

а) $B/D=1,418/2=0,709$;

$$K_2=1,1,$$

б) $B/D=1,418/1,8=0,709$;

$$K_2=1,1.$$

4. Подпор жидкости над сливным устройством находится по формуле (5.26):

а) для верхней части колонны:

$$\Delta h = 3,2 K_2 L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,1 \cdot 19,9^{2/3} = 25,85 \text{ мм}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta h = 3,2 K_2 L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,1 \cdot 22,98^{2/3} = 28,45 \text{ мм}.$$

5. Определяется сопротивление слоя жидкости на колпачковой тарелке (5.29):

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0,001(h_{\text{сП}} + \Delta h) g \rho_{\text{ж}};$$

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0,001(40 + 25,85) 941,21 \cdot 9,81 = 608 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0,001(40 + 28,48)1214,13 \cdot 9,81 = 815,64 \text{ Па}.$$

б. Определяется общее гидравлическое сопротивление колпачковой тарелки, Па (5.30):

$$\Delta P = \Delta P_{\text{сух}} + \Delta P_{\text{ж}};$$

а) для верхней части колонны: $\Delta P = 576,41 + 608 = 1184,41 \text{ Па}.$

б) для нижней части колонны: $\Delta P = 711,13 + 815,64 = 1526,77 \text{ Па}.$

Общее гидравлическое сопротивление колонны составит (5.31)

а) для верхней части колонны: $\Delta P_{\text{к}} = \Delta P_{\text{н}} = 1184,41 \cdot 15 = 17766,15 \text{ Па}.$

б) для нижней части колонны: $\Delta P_{\text{к}} = \Delta P_{\text{н}} = 1526,77 \cdot 35 = 53436,95 \text{ Па}.$

Расчет межтарельчатого уноса жидкости

1. Рассчитывается коэффициент m , используемый в формуле для уноса жидкости (5.32)

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\sigma}{\rho_{\text{п}}} \right)^{0,295} \left(\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}}} \right)^{0,425};$$

а) для верхней части колонны:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{0,0208}{3,81} \right)^{0,295} \left(\frac{941,21 - 3,81}{9,62 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,614.$$

б) для нижней части колонны:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{0,0212}{3,08} \right)^{0,295} \left(\frac{1214,13 - 3,08}{10,23 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,714.$$

2. Унос жидкости с тарелки, кг/кг, находится по формуле (5.33):

$$e = \frac{A(0,052h_{\delta} - 1,72)}{H_{\beta}\psi^2} \left(\frac{\omega_{\Pi}}{\varepsilon_{\text{эф}}m} \right)^{3,7};$$

а) для верхней части колонны:

$$e = \frac{0,159(0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} 0,6^2} \left(\frac{0,771}{0,58 \cdot 0,614} \right)^{3,7} = 0,0469 \text{ кг/кг}.$$

б) для нижней части колонны:

$$e = \frac{0,159(0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} 0,6^2} \left(\frac{0,952}{0,58 \cdot 0,714} \right)^{3,7} = 0,0587 \text{ кг/кг}.$$

Проверка работоспособности тарелок

1. Сопротивление движению жидкости в переливе, Па, (5.35):

$$\Delta P_{\text{ж.п}} = Kg \left(\frac{L_V}{3600a} \right)^2;$$

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{жп}} = 250 \cdot 9,81 \left[\frac{19,9}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 46,8 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{жп}} = 250 \cdot 9,81 \left[\frac{22,98}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 62,4 \text{ Па}.$$

2. Высота слоя не вспененной жидкости в сливном устройстве, мм, находится по формуле (5.36):

$$h' = h_{\Pi} + \Delta h + \Delta + \left(10^3 \frac{\Delta P}{\rho_{\text{ж}}} + \Delta P_{\text{ж.п}} \right) \frac{1}{g};$$

а) для верхней части колонны:

$$h' = 40 + 25,85 + \left(10^3 \frac{1184,41}{941,21} + 46,8 \right) \frac{1}{9,81} = 199 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$h' = 40 + 28,48 + \left(10^3 \frac{1526,77}{1214,13} + 62,4 \right) \frac{1}{9,81} = 240,2 \text{ мм.}$$

3. Определяется величина вылета ниспадающей струи в переливе (5.37);

$$y = \left(4,5 \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_{\Pi} + 1,7\Delta h - h')};$$

а) для верхней части колонны:

$$y = \left(4,5 \frac{19,9}{0,0259 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,0259 - 0,199)} = 0,157 \text{ м.}$$

б) для нижней части колонны:

$$y = \left(4,5 \frac{22,98}{0,0285 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,0285 - 0,24)} = 0,16 \text{ м.}$$

4. Высчитывается высота парожидкостного слоя в переливе, мм (5.38);

а) для верхней части колонны:

$$H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} = 199 = 306,15 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} = \frac{240,2}{0,65} = 369,5 \text{ мм.}$$

5. Определяется максимальная ширина сливного устройства, м (5.39):

$$S = \frac{1}{2} (D_{\text{к}} - \sqrt{D_{\text{к}}^2 - B^2});$$

$$S = \frac{1}{2} \left(1,8 - \sqrt{1,8^2 - 1,418^2} \right) = 0,34 \text{ м.}$$

6. Минимальная допустимая скорость пара, м/с в А и Б – секциях для колонны с колпачковыми тарелками находится по формуле (5.43):

$$\omega_{\min} = 0,0415 F_{\text{св}} \rho_{\Pi}^{-0,5};$$

а) для верхней части колонны:

$$\omega_{\min} = 0,0415 \cdot 9,4 \cdot 3,81^{-0,5} = 0,199 \text{ м/с.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_{\min} = 0,0415 \cdot 9,4 \cdot 3,08^{-0,5} = 0,222 \text{ м/с.}$$

Проверяются условия работоспособности колпачковых тарелок. По результатам гидравлического расчета выбранные колпачковые тарелки диаметром 2,0 м обеспечивают выполнение условий работоспособности контактных устройств в А и Б секциях:

- высота парожидкостного слоя H'_Π в переливе меньше расстояния между тарелками;
- вылет струи u меньше ширины перелива S ;
- диапазон устойчивой работы колпачковых тарелок $N = \omega_\Pi / \omega_{\min}$ находится около четырех. Следовательно производительность колонны может быть уменьшена почти в четыре раза без значительного снижения эффективности разделения смеси.

Расчет числа реальных колпачковых тарелок

1. По справочным данным или расчетным путем находится мольный объем 1-го компонента v_1 , см³/моль.
2. Рассчитывается коэффициент диффузии в жидкой фазе (5.44)

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} (\beta M_1)^{0,5} (t + 273) / (\mu v_1^{0,6});$$

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(1 \cdot 119,38)^{1/2} (71,4 + 273)}{0,322 \cdot 90,3^{0,6}} = 5,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

3. Находится средний КПД колпачковой тарелки (5.45), (5.46):

$$\eta_0 = 0,068 \cdot K_1^{0,1} \cdot K_2^{0,115},$$

$$K_1 = \frac{\omega_\Pi h_\Pi \rho_\Pi}{F_{\text{св}} \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}; \quad K_2 = \frac{\sigma}{\omega_\Pi \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}.$$

$$\text{а) } K_1 = \frac{0,771 \cdot 0,04 \cdot 3,81}{0,094 \cdot 941,21 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 2,29 \cdot 10^5$$

$$K_2 = \frac{0,0208}{0,771 \cdot 941,21 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,49 \cdot 10^4,$$

КПД в верхней секции

$$\eta_0 = 0,068 \cdot (2,39 \cdot 10^5)^{0,1} (0,49 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,62.$$

$$\text{б) } K_1 = \frac{0,952 \cdot 0,04 \cdot 3,08}{0,094 \cdot 1214,13 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 1,77 \cdot 10^5,$$

$$K_2 = \frac{0,0212}{0,952 \cdot 1214,13 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,316 \cdot 10^4,$$

КПД в нижней секции

$$\eta_0 = 0,068 \cdot (1,17 \cdot 10^5)^{0,1} (0,316 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,552.$$

4. Рассчитывается число реальных тарелок

$$n = \frac{n_T}{\eta_0};$$

а) для верхней части колонны: $n = \frac{8}{0,62} = 12,9.$

б) для нижней части колонны: $n = \frac{17}{0,552} = 30,79.$

Число реальных тарелок с запасом 20 % в верхней секции – 15, в нижней – 35, всего – 50.

5. Вычисляется высота обечайки аппарата $H_{об}$:

$$H_{об} = (n-1)H = (50-1)0,45 = 22,05 \text{ м.}$$

Выводы

Судить об эффективности использования ситчатых, клапанных или колпачковых тарелок можно, сравнив технические характеристики колонн, приведенные в табл. 5.3.

Таблица 5.3. Характеристики колонн с ситчатыми, клапанными и колпачковыми тарелками

		Ситчатая тарелка		Клапанная тарелка		Колпачковая тарелка	
		секция		секция		секция	
		А	Б	А	Б	А	Б
Общее гидравлическое сопротивление	ΔP_k , Па	14369,4	36955,6	19065,0	46837,5	17766,1	53436,9
Общее число тарелок	n	18	37	13	25	15	35
Диаметр колонны	D_k , м	1,8		1,8		2	
Высота обечайки аппарата	H , м	24,3		16,65		22,05	

Как следует из представленных результатов колонна с клапанными тарелками имеет меньшие габариты, чем остальные. Окончательный выбор конструктивного исполнения ректификационных колонн обычно производится после всестороннего технико – экономического анализа и некоторых особенностей разделения различных смесей (наличия ПАВ, механических примесей, полимерообразования и т.д.).

5.4. Расчет ректификационной колонны с насадкой

Один из методов определения высоты насадочного слоя в массообменной колонне основан на вычислении высоты слоя насадки, эквивалентной одной теоретической тарелке (ВЭТТ). Это понятие используется по аналогии с КПД (эффективностью) тарелки и характеризует эффективность работы насадочной колонны. Физический смысл ВЭТТ хорошо видно из рис. 5.12, т. е. на расстоянии равном ВЭТТ обеспечивается одна теоретическая тарелка. Число теоретических тарелок находится, как показано в разделе 3.3.

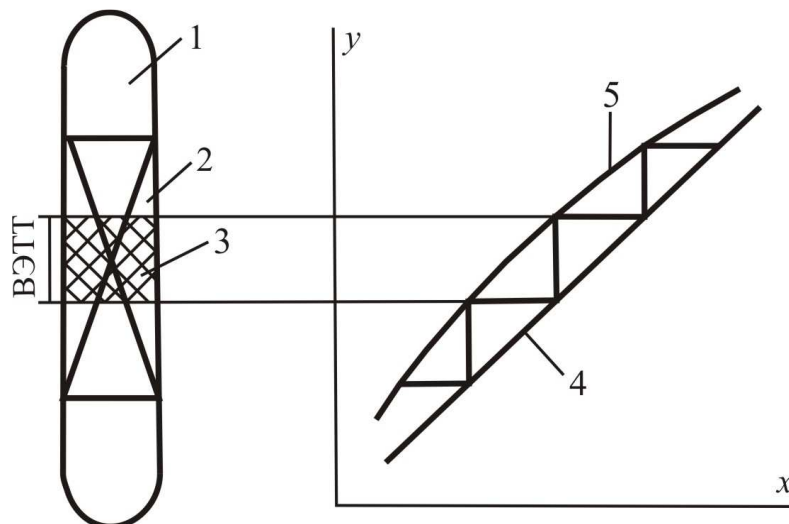


Рис. 5.12. Определение высоты эквивалентной теоретической тарелки (ВЭТТ): 1 – колонна; 2 – секция с насадкой; 3 – высота слоя, равная ВЭТТ; 4 – рабочая линия; 5 – кривая равновесия
По значению ВЭТТ вычисляется высота слоя насадки

$$H = n_T \text{ ВЭТТ, м,}$$

в верхней и нижней секциях ректификационной колонны.

Из определения ВЭТТ следует, что чем меньше ее значение, тем лучше работает насадочная колонна и меньше требуется высота секций для заданного разделения смеси.

Вся сложность метода ВЭТТ заключается в достоверном вычислении этого значения для насадок различных конструкций при различных режимах, диаметрах колонн и физических свойствах смесей. Даже при одинаковых условиях работы колонн, значения ВЭТТ различных насадок может отличаться в несколько раз. Несмотря на большой опыт изучения насадочных колонн, величины ВЭТТ до настоящего времени определяются при помощи полуэмпирических и эмпирических выражений, имеющих ограниченную область применения. Кроме этого, необходимо учитывать, что ВЭТТ сильно зависит от диаметра колонны. Это связано с усилениями неравномерностей распределения фаз при увеличении диаметра аппарата. Обобщающая зависимость ВЭТТ от диаметра насадочной колонны показана на рис. 5.13 [11].

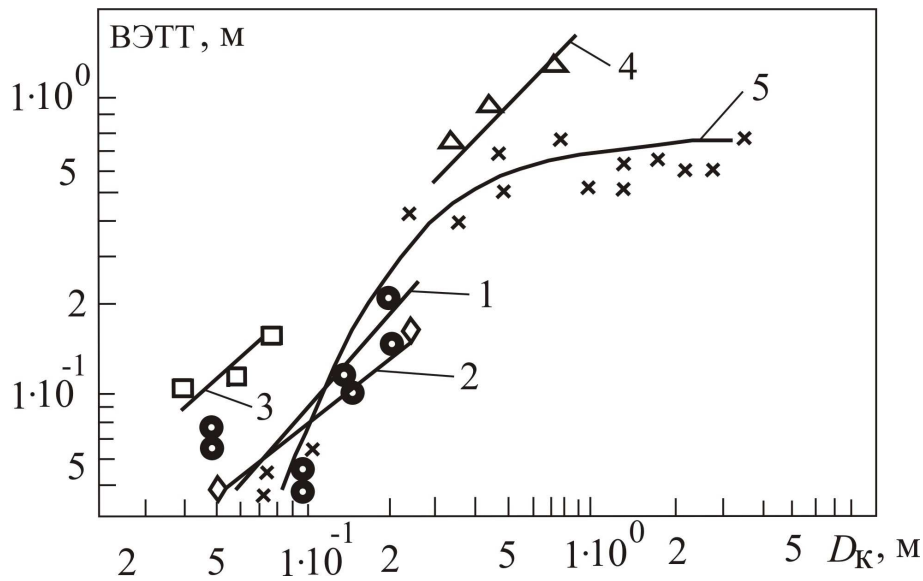


Рис. 5.13. Зависимость ВЭТТ или коэффициента массопередачи K_T от диаметра колонны d_k : 1 – седла Берля размером 6 мм; 2 – цилиндры из металлической сетки; 3, 4 – кольца Рашига размером: 3 – 7 мм; 4 – 25 мм; 5 – обобщенные данные для насадочных колонн

Кроме размера аппарата на эффективность разделения смеси (на ВЭТТ) влияют также следующие факторы: первоначальное распределение орошающей жидкости, размер насадочных элементов и материал, из которого они изготовлены, высота слоя насадки и способ ее укладки.

Ниже приводятся уравнения для расчета ВЭТТ некоторых типов насадок.

Для колонн диаметром до 0,76 м с кольцами Рашига и седлами Берля, работающих при атмосферном давлении в пленочном режиме рекомендуется выражение [16, 20]:

$$\text{ВЭТТ} = C \cdot 10^6 (3600 \rho_{\Gamma} \omega)^a D_k^b H^{0,33} \left(\frac{\alpha \mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} \right), \quad (5.54)$$

где D_k – диаметр колонны, м; H – высота слоя насадки, м (в первом приближении можно принять $H=3D_k$); α – коэффициент относительной летучести компонента смеси (см. раздел 2.6); $\mu_{\text{ж}}$ – коэффициент динамической вязкости жидкости, Па·с. Значения коэффициента C и показателей степени a и b приведены в табл. 5.4.

Таблица 5.4. Значения коэффициентов в уравнении (5.54)

Тип насадки	Размер, мм	C	a	b
Кольца Рашига	9,5	13,1	- 0,37	1,24
	25,0	2,31	- 0,10	1,24
	50,0	1,46	0	1,24
Седла Берля	12,5	25,2	- 0,45	1,11
	25,0	2,06	- 0,14	1,11

Для колонн с кольцами Рашига, работающих при нагрузках, близких к захлебыванию при ректификации, рекомендуется выражения [16]:

$$\begin{aligned} \text{ВЭТТ} = 28 \left(\frac{V_{\text{св}}}{a_v} \right) \left(\frac{\omega \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma} a_v} \right)^{0,2} \left(\frac{G}{L} \right)^{0,342} \times \\ \times \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{\Gamma}}{\mu_{\text{ж}}} \right)^{0,038} \lg \frac{1}{\lambda} / (1 - \lambda), \end{aligned} \quad (5.55)$$

где $V_{\text{св}}$ - удельный свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; a_v - удельная поверхность, $\text{м}^2/\text{м}^3$; G, L - массовые расходы газа и жидкости, $\text{кг}/\text{с}$; λ - фактор разделения ($\lambda = m G/L$); m - тангенс угла наклона касательной к кривой равновесия (коэффициент распределения) $m = \Delta y / \Delta x$.

Для колец Рашига $d_{\text{н}}=12,5 - 25$ мм можно использовать простое по виду выражение:

$$\text{ВЭТТ} = (H/3)^{1/2} \left[18d_{\text{н}} + 0,012m \left(\frac{G'}{L'} - 1 \right) \right], \quad (5.56)$$

где G', L' - мольные потоки пара и жидкости.

В первом приближении значение ВЭТТ для колонн диаметром до 150 мм можно принимать равным $(0,5 - 1,0)D_{\text{к}}$, а для колонн большего диаметра $(1 - 1,5) D_{\text{к}}$. При наличии специальных распределителей потоков пара и жидкости величины ВЭТТ будут меньше на 30 - 50 %.

5.5. Пример расчета [22]*

Выполнить расчет насадочной ректификационной колонны с насадкой из колец Рашига размером $25 \times 25 \times 3$ и $35 \times 35 \times 4$, загруженных внавал. Используются исходные данные и результаты расчета тарельчатой ректификационной колонны, приведенные в разделе 5.3.

Расчет материального баланса, числа теоретических тарелок, теплофизических характеристик смеси и тепловой расчет ректификационной установки выполняется по уравнениям приведенных в разделе 3.3.

Расчет насадочной ректификационной колонны с насадкой из колец Рашига размером $25 \times 25 \times 3$

На основе вышерассмотренного примера расчета найдем режимные и конструктивные характеристики насадочной колонны.

1. Фиктивная скорость газа в точке захлебывания находится из решения следующего уравнения:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = A_1 - B_1 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (5.57)$$

где a_v – удельная поверхность насадки $\text{м}^2/\text{м}^3$; g – ускорение свободного падения $\text{м}/\text{с}^2$; $V_{\text{св}}$ – свободный объем насадки $\text{м}^3/\text{м}^3$; $\mu_{\text{ж}}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, $\text{мПа}\cdot\text{с}$; ρ_{Γ} , $\rho_{\text{ж}}$ – плотности газа и жидкости, соответственно, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Для колец Рашига внавал $A_1 = -0,073$, $B_1 = 1,75$ (табл. 6.2). Для колец Рашига размером $25 \times 25 \times 3$ $a_v = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $V_{\text{св}} = 0,76 \text{ м}^3/\text{м}^3$ (табл. 17 прил.)

*Расчеты выполнены Ю.М. Демидовой

Для верхней части колонны:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 \cdot 200 \cdot 3,81 \cdot 0,39^{0,16}}{9,81 \cdot 0,76^3 \cdot 941,21} \right) = -0,073 - 1,75 \left(\frac{26575,83}{33144,25} \right)^{0,25} \left(\frac{3,81}{941,21} \right)^{0,125},$$

$$\lg(0,162 \cdot W_3^2) = -0,759,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{0,174}{0,162}} = 1,04 \text{ м/с}.$$

Для нижней части колонны:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 \cdot 200 \cdot 3,08 \cdot 0,39^{0,16}}{9,81 \cdot 0,76^3 \cdot 1214,13} \right) = -0,073 - 1,75 \left(\frac{39575,83}{33144,25} \right)^{0,25} \left(\frac{3,08}{1214,13} \right)^{0,125},$$

$$\lg(0,101 \cdot W_3^2) = -0,7936,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{0,161}{0,101}} = 1,26 \text{ м/с}.$$

2. Допустимая скорость паров в верхней части колонны (6.24):

$$W = bW_3 = 0,85 \cdot 1,04 = 0,884 \text{ м/с},$$

где $b=0,85$.

Для нижней части колонны:

$$W = bW_3 = 0,85 \cdot 1,26 = 1,071 \text{ м/с}.$$

3. Диаметр колонны D_K определяется из уравнения расхода (6.25):

Для верхней секции:

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\Gamma} 0,785W}} = \sqrt{\frac{33144,25/3600}{3,81 \cdot 0,785 \cdot 0,884}} = 1,87 \text{ м.}$$

Для нижней секции:

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\Gamma} 0,785W}} = \sqrt{\frac{33144,25/3600}{3,08 \cdot 0,785 \cdot 1,071}} = 1,88 \text{ м.}$$

По расчетному диаметру D_k подбирается стандартный диаметр колонны (табл. 6.4, 6.5). $D_{\text{ГОСТ}}=2,0$ м.

4. Уточняется рабочая скорость газа:

Для верхней части колонны:

$$S_k = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2^2}{4} = 3,14 \text{ м}^2, \quad W = \frac{G}{\rho_{\Gamma} S_k} = \frac{33144,25/3600}{3,81 \cdot 3,14} = 0,77 \text{ м/с.}$$

Для нижней части колонны:

$$S_k = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2^2}{4} = 3,14 \text{ м}^2,$$

$$W = \frac{G}{\rho_{\Gamma} S_k} = \frac{9,2067}{3,08 \cdot 3,14} = 0,95 \text{ м/с.}$$

5. Для сравнения определим высоту эквивалентную теоретической тарелке по выражениям (5.54) и (5.55)

Для верхней секции:

$$m = \Delta y / \Delta x = 1,35, \quad \lambda = m \frac{G}{L} = 1,35 \frac{33144,25}{26575,83} = 1,6833,$$

По формуле (5.55):

$$\begin{aligned}
\text{ВЭТТ} &= 28 \left(\frac{V_{\text{св}}}{a_v} \right) \left(\frac{W \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma} a_v} \right)^{0,2} \left(\frac{G}{L} \right)^{0,342} \times \\
&\times \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{\Gamma}}{\mu_{\text{ж}}} \right)^{0,038} \lg \frac{1}{\lambda / (1 - \lambda)} = \\
&= 28 \left(\frac{0,76}{200} \right) \left(\frac{0,77 \cdot 3,81}{0,962 \cdot 10^{-5} \cdot 200} \right)^{0,2} \left(\frac{33144,25}{26575,83} \right)^{0,342} \times \\
&\times \left(\frac{941,21}{3,81} \right)^{0,19} \left(\frac{0,962 \cdot 10^{-5}}{39 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \frac{\lg \frac{1}{1,683}}{1 - 1,6833} = 0,407 \text{ м.}
\end{aligned}$$

или по выражению (5.56):

$$\begin{aligned}
\text{ВЭТТ} &= (H/3)^{1/2} \left[18d_{\text{н}} + 0,012m \left(\frac{G'}{L'} - 1 \right) \right] = \\
&= (6/3)^{1/2} \left[18 \cdot 0,025 + 0,012 \cdot 1,35 \left(\frac{33144,25/119,38}{26575,83/78,1} - 1 \right) \right] = 0,632 \text{ м,}
\end{aligned}$$

где $G' = G/M_i$, $L' = L/M_2$.

Для нижней секции:

$$\lambda = m \frac{G}{L} = 1,35 \frac{33144,25}{39575,83} = 1,1306,$$

$$\begin{aligned} \text{ВЭТТ} = & 28 \left(\frac{0,76}{200} \right) \left(\frac{0,95 \cdot 3,08}{1,023 \cdot 10^{-5} \cdot 200} \right)^{0,2} \left(\frac{33144,25}{39575,83} \right)^{0,342} \times \\ & \times \left(\frac{1214,13}{3,08} \right)^{0,19} \left(\frac{1,023 \cdot 10^{-5}}{33 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \frac{\lg \frac{1}{1,1306}}{1-1,1306} = 0,477 \text{ м.} \end{aligned}$$

или по выражению (5.56):

$$\text{ВЭТТ} = (6/3)^{1/2} \left[18 \cdot 0,025 + 0,012 \cdot 1,35 \left(\frac{33144,25/119,38}{39575,83/78,1} - 1 \right) \right] = 0,626 \text{ м}$$

С запасом выбираем наибольшее значение ВЭТТ (т.е. наименьшую эффективность).

б. Высота слоя насадки

Для верхней секции:

$$H = n \text{ ВЭТТ} = 8 \cdot 0,632 = 5,056 \text{ м.}$$

Для нижней секции:

$$H = n \text{ ВЭТТ} = 17 \cdot 0,626 = 10,642 \text{ м.}$$

Высота насадочной части колонны – 19,76 м. Насадку в колонне следует размещать слоями (секциями) с высотой не более $(3 - 4)D_k$. В верхней части колонны получим один слой с высотой $H_{\text{сек}} \cong 5\text{ м}$, а внизу колонны (ниже ввода исходной смеси) три слоя с $H_{\text{сек}} \cong 5\text{ м}$. Полная высота колонны будет более 20 м из – за наличия оросительных устройств и перераспределителей фаз, т. е. примерно 28 м.

Уравнения для расчета гидравлического сопротивления насадочных колонн даны в следующей главе.

Расчет насадочной ректификационной колонны с насадкой из колец Рашига размером 35×35×3

1. Фиктивная скорость газа в точке захлебывания определяется по формуле (5.57):

Для колец Рашига внавал $A_1 = -0,073$, $B_1 = 1,75$ (в табл. 3.2). Для колец Рашига размером 35×35×3 $a_v = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $V_{CB} = 0,78 \text{ м}^3/\text{м}^3$ (табл. 17 приложения)

Для верхней части колонны:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 140 \cdot 3,81 \cdot 0,39^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3 \cdot 941,21} \right) = -0,073 - 1,75 \left(\frac{26575,83}{33144,25} \right)^{0,25} \left(\frac{3,81}{941,21} \right)^{0,125},$$

$$\lg(0,1047W_3^2) = -0,759,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{0,174}{0,1047}} = 1,289 \text{ м/с.}$$

Для нижней части колонны:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 140 \cdot 3,08 \cdot 0,39^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3 \cdot 1214,13} \right) = -0,073 - 1,75 \left(\frac{39575,83}{33144,25} \right)^{0,25} \left(\frac{3,08}{1214,13} \right)^{0,125},$$

$$\lg(0,0656 \cdot W_3^2) = -0,7936,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{0,1608}{0,0656}} = 1,566 \text{ м/с.}$$

2. Допустимая скорость паров в верхней части колонны:

$$W = bW_3 = 0,85 \cdot 1,289 = 1,096 \text{ м/с,}$$

Для нижней части колонны:

$$W = bW_3 = 0,85 \cdot 1,566 = 1,331 \text{ м/с}.$$

3. Диаметр колонны D_k определяется из уравнения расхода:

Для верхней секции:

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\Gamma} 0,785W}} = \sqrt{\frac{9,2067}{3,81 \cdot 0,785 \cdot 1,096}} = 1,67 \text{ м},$$

Для нижней секции:

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\Gamma} 0,785W}} = \sqrt{\frac{9,2067}{3,08 \cdot 0,785 \cdot 1,331}} = 1,830 \text{ м}.$$

По расчетному диаметру D_k подбирается стандартный диаметр колонны. $D_{\text{гост}}=1,8 \text{ м}$.

4. Уточняется рабочая скорость газа:

Для верхней части колонны:

$$S_k = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,8^2}{4} = 2,54 \text{ м}^2, W = \frac{G}{\rho_{\Gamma} S_k} = \frac{9,2067}{3,81 \cdot 2,54} = 0,95 \text{ м/с}.$$

Для нижней части колонны:

$$S_k = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,8^2}{4} = 2,54 \text{ м}^2, W = \frac{G}{\rho_{\Gamma} S_k} = \frac{9,2067}{3,08 \cdot 2,54} = 1,147 \text{ м/с}.$$

5. Для сравнения определим высоту эквивалентную теоретической тарелке по выражениям (5.55) и (5.56):

Для верхней секции:

$$m = \Delta y / \Delta x = 1,35, \lambda = m \frac{G}{L} = 1,35 \frac{33144,25}{26575,83} = 1,6833,$$

По выражению (5.55):

$$\begin{aligned} \text{ВЭТТ} &= 28 \left(\frac{0,78}{140} \right) \left(\frac{0,95 \cdot 3,81}{0,962 \cdot 10^{-5} \cdot 140} \right)^{0,2} \left(\frac{33144,25}{26575,83} \right)^{0,342} \times \\ &\times \left(\frac{941,21}{3,81} \right)^{0,19} \left(\frac{0,962 \cdot 10^{-5}}{39 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \frac{\lg \frac{1}{1,6833}}{1-1,6833} = 0,668 \text{ м}, \end{aligned}$$

или по (5.56):

$$\text{ВЭТТ} = (5,4/3)^{1/2} \left[18 \cdot 0,035 + 0,012 \cdot 1,35 \left(\frac{33144,25/119,38}{26575,83/78,1} - 1 \right) \right] = 0,887 \text{ м}.$$

Для нижней секции:

$$\lambda = m \frac{G}{L} = 1,35 \frac{33144,25}{39575,83} = 1,1306,$$

$$\begin{aligned} \text{ВЭТТ} &= 28 \left(\frac{0,78}{140} \right) \left(\frac{1,177 \cdot 3,08}{1,023 \cdot 10^{-5} \cdot 140} \right)^{0,2} \left(\frac{33144,25}{39575,83} \right)^{0,342} \times \\ &\times \left(\frac{1214,13}{3,08} \right)^{0,19} \left(\frac{1,023 \cdot 10^{-5}}{33 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \frac{\lg \frac{1}{1,1306}}{1-1,1306} = 0,729 \text{ м}, \end{aligned}$$

или по (5.56)

$$\text{ВЭТТ} = (5,4/3)^{1/2} \left[18 \cdot 0,035 + 0,012 \cdot 1,35 \left(\frac{33144,25/119,38}{39575,83/78,1} - 1 \right) \right] = 0,88 \text{ м}.$$

6. Высота слоя насадки

Для верхней секции:

$$H = n \text{ВЭТТ} = 8 \cdot 0,887 = 7,096 \text{ м}.$$

Для нижней секции:

$$H = n \text{ ВЭТТ} = 17 \cdot 0,88 = 14,96 \text{ м.}$$

Насадку в колонне следует размещать слоями (см. предыдущий расчет с кольцами 25×25).

Уравнения для расчета гидравлического сопротивления насадочных колонн даны в следующей главе.

Общие виды промышленных насадочных колонн представлены в приложении.

Контрольные вопросы

1. Схема и работа ректификационной установки.
2. Определение минимального и действительного флегмового числа.
3. Графическое определение теоретических тарелок.
4. Основы теплового расчета ректификационной установки.
5. Основы гидравлического расчета ректификационной колонны с различными тарелками.
6. Определение диаметра тарельчатой колонны.
7. Какие характеристики тарелки находятся при гидравлическом расчете.
8. Как находят число реальных тарелок в колонне.
9. Основы технико-экономического расчета установки.
10. Пояснить понятие ВЭТТ.
11. Как находится диаметр насадочной ректификационной колонны.
12. Как находят высоту слоя насадки в ректификационной колонне.

ГЛАВА 6. АБСОРБЦИЯ ГАЗОВ

Абсорбцией называют процесс поглощения газов или паров из газовых или парогазовых смесей жидким поглотителем – *абсорбентом*. Если поглощаемый газ – *абсорбтив* – химически не взаимодействует с абсорбентом, то такую абсорбцию называют *физической* (непоглощаемую составную часть газовой смеси называют *инертном*, или *инертным газом*). Если же абсорбтив образует с абсорбентом химическое соединение, то такой процесс называют *хемосорбцией*. В технике часто встречаются сочетание обоих видов абсорбции.

Физическая абсорбция (или просто абсорбция) обычно обратима. На этом свойстве абсорбционных процессов основано выделение поглощенного газа из раствора – *десорбция*. На ТЭС используют декарбонизаторы (деаэраторы) для удаления из воды растворенных газов (см. главу 7). Десорбцию газа проводят отгонкой его в токе инертного газа или водяного пара в условиях подогрева абсорбента или снижения давления над абсорбентом. Отработанные после хемосорбции абсорбенты обычно регенерируют химическими методами или нагреванием.

Сочетание абсорбции и десорбции позволяет многократно применять поглотитель и выделять поглощенный газ в чистом виде. Чаще всего десорбцию проводить не обязательно, так как полученный в результате абсорбции раствор является конечным продуктом, пригодным для дальнейшего использования.

В промышленности абсорбцию применяют для решения следующих основных задач:

1. Для получения готового продукта (например, абсорбция SO_3 в производстве серной кислоты, абсорбция HCl с получением хлороводородной кислоты, абсорбция оксидов азота водой в производстве азотной кислоты и т.д.); при этом абсорбцию проводят без десорбции.
2. Для выделения ценных компонентов из газовых смесей (например, абсорбция бензола из коксового газа; абсорбция ацетилена из газов крекинга или пиролиза природного газа и т.д.); при этом абсорбцию проводят в сочетании с десорбцией;
3. Для очистки газовых выбросов от вредных примесей (например, очистка топочных газов от SO_2 , очистка от фтористых соединений газов, выделяющихся при производстве минеральных удобрений и т.д.). Очистку газов от вредных примесей абсорбцией используют также

применительно к технологическим газам, когда присутствие примесей недопустимо для дальнейшей переработки газа (например, очистка коксового и нефтяного газов от H_2S , очистка азотоводородной смеси для синтеза аммиака от CO_2 и CO и т.д.). В этих случаях извлекаемые из газовых смесей компоненты обычно используют, поэтому их выделяют десорбцией;

4. При получении CO_2 и сухого льда из дымовых газов путем абсорбции и дальнейшим выделением CO_2 из абсорбента десорбцией.

5. Для осушки газов, когда в абсорбционных процессах (абсорбция, десорбция) участвуют две фазы – жидкая и газовая – и происходит переход вещества из газовой фазы в жидкую (при абсорбции) или наоборот, из жидкой фазы в газовую (при десорбции), причем инертный газ и поглотитель являются только носителями компонента соответственно в газовой и жидкой фазах и в этом смысле в массопереносе не участвуют.

Аппараты, в которых проводят процессы абсорбции, называют *абсорберами*. Абсорберы представляют собой колонные аппараты, по конструкции почти идентичные ректификационным колоннам (см. главу 4). Только поглощаемый газ или пар (исходная смесь) чаще всего подается в нижнюю часть колонны, а жидкий поглотитель в верхнюю.

Протекание абсорбционных процессов характеризуется их статикой (равновесие) и кинетикой между жидкой и газовой фазами, определяет состояние, которое устанавливается при весьма продолжительном соприкосновении фаз. Кинетика абсорбции определяется движущей силой процесса, т.е. степенью отклонения системы от состояния равновесия, свойствами поглотителя, компонента и инертного газа, а так же способом соприкосновения фаз.

Целью расчета процесса абсорбции является определение основных размеров аппарата и расхода поглотителя.

6.1. Равновесие при абсорбции [1]

При взаимодействии, какого – либо газа с жидкостью возникает система, состоящая как минимум из трех компонентов (распределяемое вещество и два распределяющих вещества или носителя) и двух фаз – жидкой и газовой. Такая система по правилу фаз имеет три степени свободы ($C=K-\Phi+2=3-2+2=3$).

Для данного случая массообмена переменными являются температура, давление и концентрации компонента A в газовой и жидких фазах. Следовательно, в состоянии равновесия при условии постоянства температуры и общего давления зависимость между концентрациями распределяемого в газовой и жидкой фазах компонента (или парциальным давлением газа и составом жидкости) будет однозначной. Эта зависимость выражается *законом Генри: парциальное давление растворенного газа пропорционально его молярной доле в растворе:*

$$p_A^* = Ex_A, \quad (6.1)$$

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

$$x_A^* = (1/E)p_A, \quad (6.2)$$

где E – коэффициент пропорциональности, называемый *коэффициентом*, или *константой Генри*; p_A^* – парциальное давление поглощаемого газа, находящегося в равновесии с раствором, имеющем концентрацию x_A (в мол. долях); x_A^* – концентрация газа в растворе (в мол. долях), равновесная в газовой фазе, в которой парциальное давление поглощаемого компонента равно p_A .

Чем выше растворимость газа в абсорбенте, тем меньше расход этого абсорбента. Поэтому при выборе абсорбента растворимость в нем поглощаемого газа рассматривается как важнейшее свойство данного абсорбента (наряду со стоимостью, доступностью, токсичностью, пожаро – и взрывоопасностью и т.п.).

Величина E для данного газа не зависит от общего давления в системе, но зависит от природы абсорбента и поглощаемого газа и от температуры. Для некоторых газов значение E приведено в табл. 22 приложения.

Зависимость константы Генри от температуры выражается следующим уравнением:

$$\ln E = -(q/RT) + c, \quad (6.3)$$

где q – дифференциальная теплота растворения газа; c – постоянная, зависящая от природы газа и абсорбента.

В идеальных растворах силы взаимодействия между молекулами каждого из компонентов раствора, а так же молекулами различных компонентов равны между собой. Поэтому улетучивание того или иного компонента из жидкой фазы в газовую не зависит от присутствия в растворе других компонентов и определяется содержанием в растворе данного компонента.

Для идеальных растворов на диаграмме $p - x$ (рис. 6.1) зависимость равновесных концентраций от давления изображается прямой с наклоном, равным E .

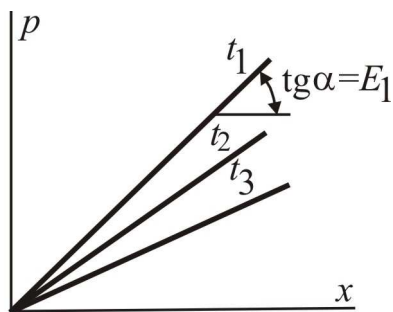


Рис. 6.1. Растворимость газа в жидкости при различных температурах $t_1 > t_2 > t_3$ и соответственно $E_1 > E_2 > E_3$

С повышением температуры значение E увеличивается и соответственно уменьшается растворимость газа в жидкости.

При общем давлении P в системе и концентрации y_A (мол. доли) извлекаемого компонента A в газовой смеси парциальное давление p_A этого компонента по закону Дальтона

$$p_A = P y_A.$$

С учетом уравнения (6.1) получим

$$y_A^* = (E / P) x_A.$$

Тогда закон Генри можно выразить следующим образом:

$$y_A^* = m x_A, \tag{6.4}$$

где $m = E / P$ - коэффициент распределения или константа фазового равновесия; y_A^* - мольная доля компонента в газовой фазе, равновесной с жидкостью.

Если состав газа и жидкости выражен в относительных массовых концентрациях, то коэффициент распределения m умножается на поправочный коэффициент

$$\bar{m} = m \frac{M_{\text{ж}}}{M_{\text{г}}}, \quad (6.5)$$

где $M_{\text{ж}}$ и $M_{\text{г}}$ - молекулярная масса абсорбента и абсорбтива.

Из уравнения (6.4) следует, что зависимость между концентрациями данного компонента в газовой смеси и равновесной с ней жидкости выражается прямой линией (линия равновесия), проходящей через начало координат и имеющей угол наклона α , тангенс которого равен m . Значение величины m уменьшается при снижении температуры и увеличении давления в системе. Поэтому растворимость газа в жидкости увеличивается с повышением давления и снижением температуры.

Если в равновесии находится смесь газов, то закону Генри может следовать каждый из компонентов этой смеси в отдельности.

Как уже отмечалось, закон Генри справедлив для идеальных растворов, поэтому он применим лишь к сильно разбавленным растворам. При повышенных давлениях (порядка нескольких мегапаскалей и выше) изменение объема жидкости вследствие растворения в ней газа соизмеримо с изменением объема газа, и равновесие в этом случае не следует закону Генри. При этих условиях константу фазового равновесия можно определить

$$m = E / f_0,$$

где f_0 - фугитивность (летучесть) поглощаемого газа, выраженная в единицах давления.

При выражении состава фаз в относительных концентрациях запись закона Генри видоизменяется. В этом случае уравнение (6.5) принимает следующий вид:

$$Y^* / (1 + Y^*) = mX / (1 + X),$$

или

$$Y^* = mX / (1 + X - mX) = mX / [1 + (1 - m)X], \quad (6.6)$$

т.е. равновесие в системе газ – жидкость при выражении состава фаз в относительных концентрациях изображается кривой линией. Для сильно разбавленных растворов, т.е. при низких концентрациях газа в жидкости, можно принять $(1 - m)X = 0$. При этом в уравнении (6.6) знаменатель обращается в единицу, и оно принимает вид

$$Y^* = mX, \quad (6.7)$$

т.е. при низких концентрациях закон Генри изображается прямой линией.

Для хорошо растворимых газов, при больших концентрациях их в растворе, растворимость меньше, чем следует из закона Генри.

Для систем, неподчиняющихся этому закону, коэффициент m в уравнениях (6.5) и (6.6) является переменной величиной, линия равновесия представляет собой кривую, которую обычно строят по опытным данным.

При абсорбции многокомпонентных смесей равновесные зависимости существенно сложнее, чем при абсорбции одного компонента, особенно тогда, когда раствор сильно отличается от идеального. В этом случае парциальное давление каждого компонента в газовой смеси зависит не только от его концентрации в растворе, но так же и от концентрации в растворе остальных компонентов, т.е. является функцией большого числа переменных. Поэтому обычно в таких случаях равновесные зависимости основываются на опытных данных.

Если раствор является идеальным и только в газовой фазе наблюдается отклонение от идеального состояния, то в этом случае компоненты раствора не воздействуют друг на друга. Поэтому концентрация данного компонента в газовой фазе зависит только от концентрации его в жидкости (при постоянных температуре и давлении). Тогда к каждому компоненту i можно применить уравнение (6.5):

$$Y_i^* = m_i X_i,$$

в котором константа фазового равновесия m зависит от температуры и общего давления в системе.

Следовательно, при постоянной температуре равновесие данного компонента i в разбавленном растворе на диаграмме $Y - X$ представляется прямой линией с наклоном, тангенс которого равен m_i .

6.2. Материальный и тепловой баланс абсорбции [1]

Материальный баланс непрерывного процесса абсорбции (рис. 6.2, а) представляется следующей системой уравнений:

$$\left\{ \begin{array}{l} G_{\text{H}}y_{\text{H}} - G_{\text{K}}y_{\text{K}} = L_{\text{K}}x_{\text{K}} - L_{\text{H}}x_{\text{H}} = M \\ \\ G_{\text{K}} = G_{\text{H}} - M \\ \\ L_{\text{K}} = L_{\text{H}} + M, \end{array} \right.$$

где M – количество передаваемой массы компонента A из газовой фазы в жидкую; $G_{\text{H}}, G_{\text{K}}$ – расход газа начальный и конечный; $L_{\text{H}}, L_{\text{K}}$ – расход жидкости начальный и конечный; $x_{\text{H}}, x_{\text{K}}$ – начальная и конечная концентрации абсорбтива в абсорбенте (мольные доли); $y_{\text{H}}, y_{\text{K}}$ – начальная и конечная концентрация абсорбтива в газовой смеси (мольные доли).

Составление материальных балансов упрощается, если расходы выражать через расходы инертных компонентов \bar{G}, \bar{L} , а концентрации – через относительные концентрации

$$Y = \frac{y}{1-y}, \quad X = \frac{x}{1-x} \quad \text{или} \quad \bar{X} = \frac{M_A x}{M_B(1-x)}, \quad \bar{Y} = \frac{M_A y}{M_B(1-y)}, \quad (6.8)$$

где M_A – молекулярная масса распределяемого между фазами компонента A ; M_B – молекулярная масса инертной части газовой смеси (компонент B); X, Y – относительные мольные концентрации; \bar{X}, \bar{Y} – относительные массовые концентрации.

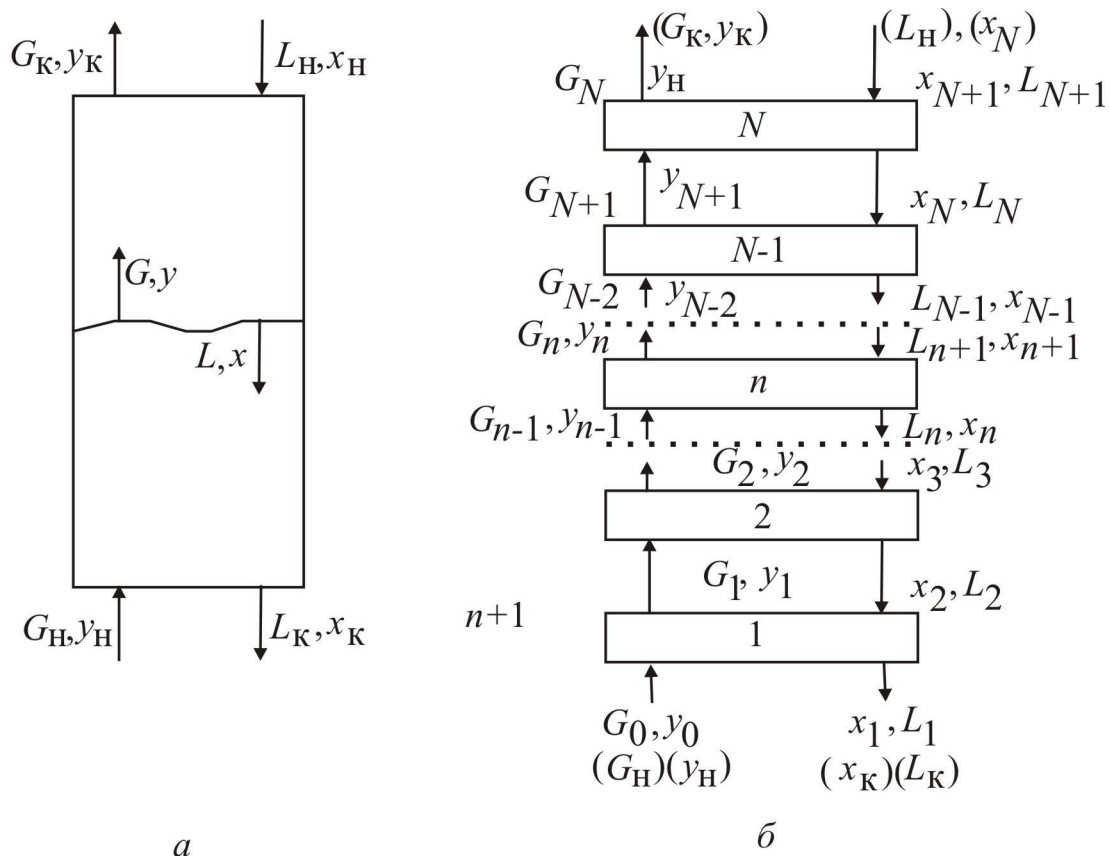


Рис. 6.2. *a* – непрерывный контакт фаз; *б* – ступенчатый контакт фаз

Материальный баланс абсорбции в этом случае представляется уравнениями:

$$\bar{G}(Y_H - Y_K) = \bar{L}(X_K - X_H) = M$$

$$\bar{G} = \frac{G_H}{1 + Y_H} = \frac{G_K}{Y_K + 1}, \quad (6.9)$$

$$\bar{L} = \frac{L_H}{1 + X_H} = \frac{L_K}{1 + X_K}.$$

В качестве меры очистки исходной смеси от распределяемого компонента используют степень извлечения φ :

$$\varphi = \frac{M}{G_H y_H} = \frac{y_H - y_K}{y_H} = \frac{Y_H - Y_K}{Y_H}. \quad (6.10)$$

Максимально достижимая степень извлечения Φ_{\max} определяется из условия равновесия уходящей из аппарата разделяемой смеси с поступающим в аппарат абсорбентом:

$$\Phi_{\max} = \frac{Y_{\text{H}} - Y^*(X_{\text{H}})}{Y_{\text{H}}}.$$

Уравнения внутреннего материального баланса (уравнения рабочих линий) для процесса абсорбции в противоточных аппаратах с непрерывным контактом фаз представляется в следующем виде:

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{G_{\text{H}}}{G} y_{\text{H}} - \frac{L_{\text{K}}}{G} x_{\text{K}},$$

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{G_{\text{K}}}{G} y_{\text{K}} - \frac{L_{\text{H}}}{G} x_{\text{H}},$$

(6.11)

$$Y = \frac{\bar{L}}{\bar{G}} X + Y_{\text{H}} - \frac{\bar{L}}{\bar{G}} X_{\text{K}},$$

$$Y = \frac{\bar{L}}{\bar{G}} X + Y_{\text{K}} - \frac{\bar{L}}{\bar{G}} X_{\text{H}}.$$

Эти уравнения связывают концентрации взаимодействующих фаз внутри аппарата при движении в режиме идеального вытеснения. При выражении составов фаз в относительных концентрациях, уравнения рабочих линий – линейны.

Для противоточных аппаратов – тарельчатых (рис. 6.2, б) уравнения рабочих линий имеют вид:

$$y_n = \frac{L_{n+1}}{G_n} x_{n+1} + \frac{G_H}{G_n} y_H - \frac{L_K}{G_n} x_K,$$

$$y_n = \frac{L_{n+1}}{G_n} x_{n+1} + \frac{G_K}{G_n} y_K - \frac{L_H}{G_n} x_H,$$
(6.12)

$$Y_n = \frac{\bar{L}}{\bar{G}} X_{n+1} + Y_H - \frac{\bar{L}}{\bar{G}} X_K,$$

$$Y_n = \frac{\bar{L}}{\bar{G}} X_{n+1} + Y_K - \frac{\bar{L}}{\bar{G}} X_H.$$

Уравнения справедливы при отсутствии обратного перемешивания между ступенями контакта фаз.

Обычно из уравнения материального баланса определяют общий расход абсорбента:

$$\bar{L} = \bar{G}(Y_H - Y_K)/(X_K - X_H),$$
(6.13)

или его удельный расход l (кмоль/кмоль инертного газа):

$$l = \bar{L} / \bar{G} = (Y_H - Y_K)/(X_K - X_H).$$
(6.14)

Уравнение (6.14) можно записать следующим образом:

$$Y_H - Y_K = l(X_K - X_H).$$
(6.15)

Это уравнение определяет зависимость между составами газа и жидкости в произвольном сечении аппарата и поэтому носит название уравнения рабочей линии.

Из уравнения (6.15) следует, что рабочая линия абсорбции в координатах $Y - X$ представляет собой прямую с углом наклона, тангенс которого равен $l = \bar{L} / \bar{G}$.

Связь между удельным расходом абсорбента и размером абсорбера показана на рис. 6.3, а. В данном случае заданными являются начальная и конечная концентрации газа ($Y_H - Y_K$), расход инертного

газа G и начальная концентрация абсорбента X_H . Таким образом, переменными в уравнении (6.15) являются расход абсорбента L и его конечная концентрация X_K , от которых зависит положение рабочих линий на диаграмме $Y - X$ и, следовательно, величина движущей силы процесса и соответственно размер абсорбера. Через точку A (рис. 6.3, *a*) с координатами Y_K и X_H в соответствии с уравнением (6.15) проведены рабочие линии AB , AB_1 , AB_2 , AB_3 , отвечающие различным концентрациям абсорбента или разным удельным его расходам. Поскольку начальная концентрация Y_H газа задана, то точки B , B_1 , B_2 , B_3 будут лежать на одной горизонтальной прямой.

Движущая сила процесса абсорбции для любого значения X и выбранной величины l будет выражаться разностью ординат $Y - Y^*$, изображенных вертикальными отрезками, соединяющими соответствующие точки рабочей линии и линии равновесия. Для всего абсорбера можно принять среднее значение $\Delta Y_{\text{ср}}$, величина которого, например, для линии AB_1 , изображена на рис. 6.3, *a* отрезком $\Delta Y_{\text{ср}1}$. Величина движущей силы будет тем больше, чем круче наклон рабочей линии и, следовательно, чем больше удельный расход абсорбента.

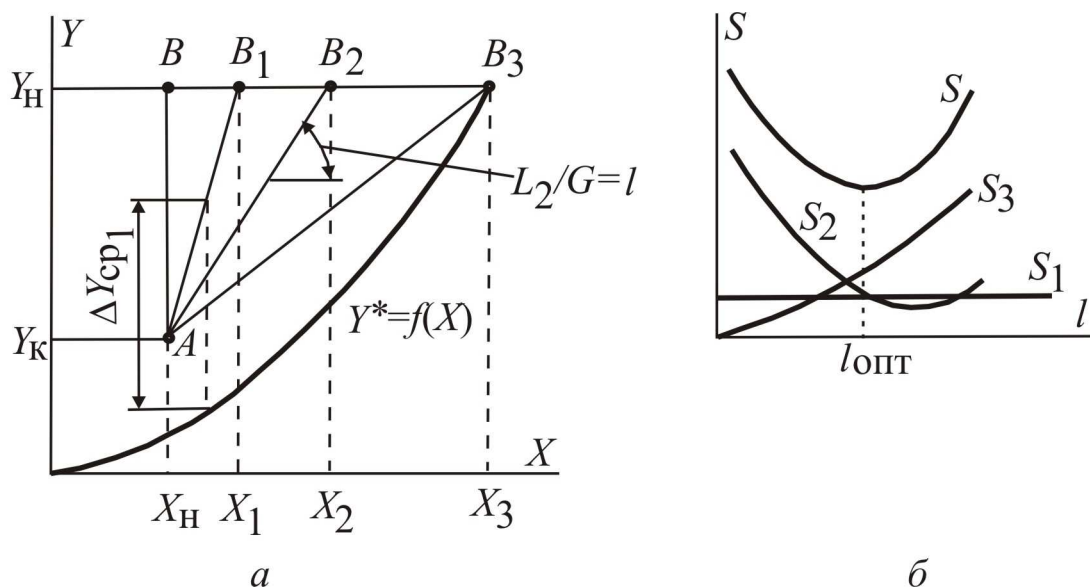


Рис. 6.3. К определению удельного (*a*) и оптимального удельного (*б*) расходов абсорбента (S – затраты в руб.)

При совпадении рабочей линии с вертикалью $\Delta Y_{\text{ср}}$ будет иметь максимальное значение, и, следовательно, размеры аппарата при этом

минимальны (т.к. число единиц переноса $n_y = (\Delta Y_{\bar{G}} - \Delta Y_M) / \Delta Y_{\text{ср}}$, то при постоянстве ΔY_M значения $\Delta Y_{\bar{G}}$ и $\Delta Y_{\text{ср}}$ максимальны). Удельный расход абсорбента при этом будет бесконечно большим, поскольку $X_K = X_H$ и знаменатель в уравнении (6.14) будет равен 0.

Если же рабочая линия AB_3 касается линии равновесия, то удельный расход абсорбента минимален (т.е. $l = l_{\min}$), а величина $\Delta Y_{\text{ср}}$ в точке касания равна нулю, поскольку в этой точке $Y_H = Y^*$; при этом $n_y = \infty$.

В технике в массообменных, в том числе и в абсорбционных, аппаратах равновесие между фазами не достигается и всегда $X_K < X_K^*$ (где X_K^* - концентрация поглощаемого газа в жидкости, находящейся в равновесии с поступающим газом). Поэтому величина l всегда должна быть больше минимального значения l_{\min} , отвечающего предельному положению рабочей линии, т.е. линии AB_3 на рис. 6.3. Заменяв X_K на X_K^* в уравнении (6.14), получим выражение для определения минимального расхода абсорбента:

$$l_{\min} = (\bar{L} / \bar{G})_{\min} = (Y_H - Y_K) / (X_K^* - X_H). \quad (6.16)$$

$$L_{\min} = M / (\bar{X}_K^* - \bar{X}_H). \quad (6.17)$$

Рабочий расход \bar{L} жидкости в абсорбере находится по уравнению:

$$\bar{L} = \Phi \bar{L}_{\min}, \quad (6.18)$$

где Φ – коэффициент избытка приближенно $\Phi=1,5$.

Отметим, что увеличение удельного расхода l абсорбента одновременно с уменьшением высоты абсорбера может привести к заметному увеличению его диаметра. Это происходит потому, что с увеличением $l = \bar{L} / \bar{G}$ возрастает также расход поглотителя \bar{L} (\bar{G} - остается постоянной величиной), а при этом снижаются допустимые скорости газа в абсорбере, по которым находят его диаметр. Поэтому если удельный расход абсорбента не задан (т.е. не задана конечная концентрация X_K абсорбента), следует выбирать такое соотношение между размерами абсорбера, затратами на его эксплуатацию и

величиной l , при котором величина удельного расхода абсорбента будет оптимальной. Величину оптимального расхода абсорбента $l_{\text{опт}}$ находят с помощью технико – экономического расчета [1].

Затраты S (рис. 6.3, б) на поглощение в абсорбере 1 кмоль газа можно представить следующим образом:

$$S = S_1 + S_2 + S_3,$$

где S_1 - затраты, не зависящие от размеров аппарата и расхода абсорбента (стоимость газа, обслуживание и т.д.); S_2 - капитальные вложения, зависящие от размеров абсорбера (стоимость энергии на преодоление гидравлического сопротивления при прохождении газа через абсорбер и т.д.); S_3 - затраты, зависящие от расхода абсорбента (стоимость перекачки абсорбента, расходы на десорбцию и т.д.)

Так как S_1 не зависит от расхода абсорбента, то функция $S_1 = f(l)$ на рис. 6.3, б выражается горизонтальной прямой линией. Построив по ряду точек зависимости $S_2 = f(l)$ и $S_3 = f(l)$, строим кривую S общих расходов, которая имеет минимум, соответствующий оптимальному удельному расходу $l_{\text{опт}}$ абсорбента.

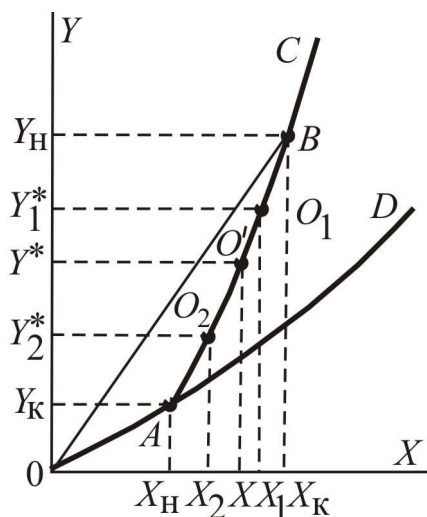
Тепловой баланс и температура абсорбента

В случае неизотермической абсорбции при растворении газа в жидкости температура ее повышается вследствие выделения теплоты. Для технических расчетов пренебрегают нагреванием газа и считают, что вся теплота идет на нагрев жидкости.

При изотермической абсорбции и температуре $t_{\text{н}}$ поступающего в абсорбер поглотителя линия равновесия изображается кривой OD (рис. 6.4).

Если же температура абсорбента в процессе абсорбции изменяется, то линия равновесия будет располагаться выше, и действительная линия равновесия при переменной температуре изобразится кривой AC .

Если известна температура t при данном составе, то можно найти ординату Y^* некоторой точки O' на кривой равновесия, соответствующую составу X (см. рис. 6.4.).



Для этого нужно составить уравнение теплового баланса для части абсорбера, расположенной выше некоторого произвольного сечения с текущими значениями концентрации жидкости и газа X и Y соответственно:

Рис. 6.4. Кривые равновесия при изотермической (OAD) и неизотермической (OAC) абсорбции

$$Q_{аб} = q_d L(X - X_H) = Lc(t - t_H), \text{ или } q_d(X - X_H) = c(t - t_H),$$

где q_d - дифференциальная теплота растворения газа, кДж/кмоль; L - расход абсорбента, моль/с; c - теплоемкость жидкости, кДж/(кмоль·К); t - температура жидкости в данном сечении, К; t_H - начальная температура жидкости, К.

Тогда

$$t = t_H - (q_d / c)(X - X_H). \quad (6.19)$$

С помощью этого уравнения, задаваясь рядом произвольных значений X в интервале между заданными концентрациями X_H и X_K , определяют температуру t и затем по справочным данным находят соответствующие значения Y^* и строят линию равновесия (по точкам O_1 , O_2 и т.д.).

Дифференциальные теплоты растворения некоторых газов в воде при 20 °С приведены в табл. 6.1.

Табл. 6.1. Дифференциальная теплота растворения некоторых газов в воде при 20 °С

Вещество	Теплота растворения, кДж/кмоль	Вещество	Теплота растворения, кДж/кмоль
Аммиак	35322	Хлор	20531
Диоксид углерода	24637	Пары этилового спирта	47150
Диоксид серы	31425		
Сероводород	19106	Пары ацетона	30449

Примечание. Дифференциальные теплоты растворения некоторых газов в различных поглотителях приведены в [4]

6.3. Построение рабочей линии, кривой равновесия и определение теоретических тарелок

Для определения числа теоретических тарелок необходимо в системе координат $\bar{Y} - \bar{X}$ построить рабочую линию и линию равновесия.

По начальным и конечным концентрациям поглощаемого газа и поглотителя строим рабочую линию, т.е. прямую AB , которая проходит через точки $A(\bar{Y}_H, \bar{X}_K)$ и $B(\bar{Y}_K, \bar{X}_H)$ (рис. 6.5).

Она расположена выше линии равновесия, так как при абсорбции содержание компонента в газовой фазе выше равновесного.

Построение линии равновесия выполняется следующим образом.

Задаваясь рядом значений \bar{X} , находим по формуле (6.19) соответствующие им температуры t_2 . По найденным температурам определяем по (табл. 21 прил.) справочным данным [17] или по эмпирическим формулам [4] соответствующие им коэффициенты Генри.

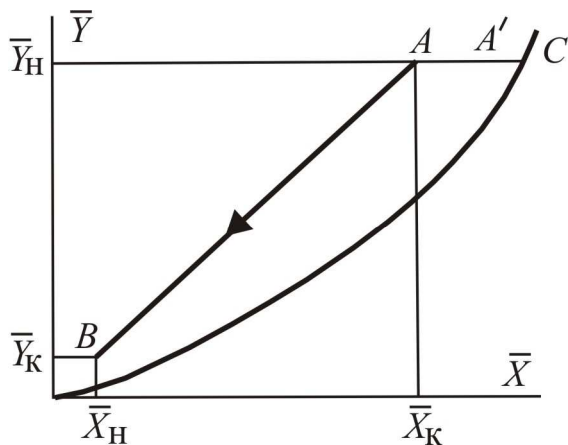


Рис. 6.5. Построение кривой равновесия и рабочей линии процесса абсорбции при противоточном движении фаз

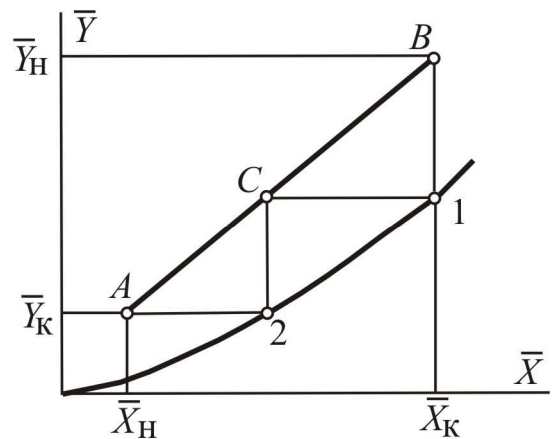


Рис. 6.6. Построение теоретических тарелок для процесса абсорбции

Дальнейшие расчеты для построения линии равновесия могут выполняться одним из следующих методов:

1. Выполняем пересчет концентраций в мольные доли; по формулам (6.1) и (6.3) определяются значения равновесного парциального давления p^* и равновесное содержание \bar{Y}^* поглощаемого компонента в газовой фазе. По заданным значениям \bar{X} и рассчитанным \bar{Y}^* строится кривая равновесия.
2. Определяем величину коэффициента распределения m

$$m = E / P$$

и, далее, по формуле (6.3) – значение \bar{Y}^* . По заданным значениям \bar{X} и \bar{Y}^* строится кривая равновесия.

В приведенных методах построения кривой равновесия концентрации компонента в газовой и жидкой фазах выражаются в относительных массовых концентрациях; построение можно выполнить, выражая концентрации в относительных мольных единицах.

Парциальное давление поглощаемого компонента при различных концентрациях можно найти по справочным данным.

Определение числа теоретических тарелок графическим методом путем построения ступенчатой линии между точками A и B показано на рис. 6.6. Число точек пересечения с линией равновесия дает число теоретических тарелок (на рис. 6.6 – 2 тарелки).

6.4. Расчет числа теоретических ступеней контакта

Расчет проводится для изотермического процесса. Процессы физической абсорбции, как правило, сопровождаются выделением теплоты, а, следовательно, повышением t абсорбента и смеси. При значительном росте t возможно резкое снижение растворимости газа, поэтому для поддержания производительности в абсорбере приходится в ряде случаев прибегать к ее охлаждению путем размещения внутренних или внешних охлаждающих элементов.

Поэтому процесс абсорбции изотермический – несколько идеализированный процесс

Для изотермических процессов равновесие между фазами является только функцией их состава $y_n = y^*(x_n)$.

Алгоритм расчета числа тарелок представлен на рис. 6.7.:

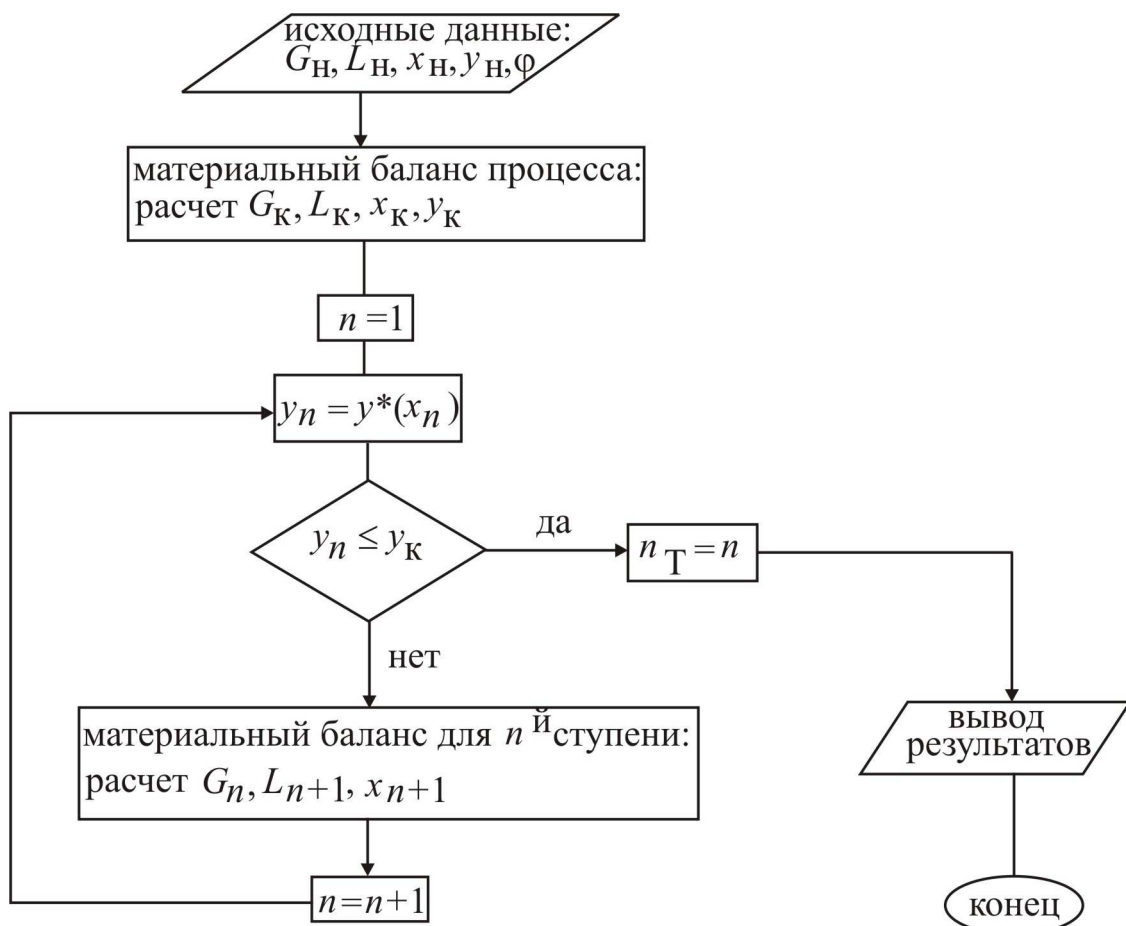


Рис. 6.7. Алгоритм расчета теоретических ступеней контакта

1. Из уравнений материального баланса находим:

$$\left. \begin{array}{l} M = \varphi y_H G_H; \\ G_K = G_H - M \\ L_K = L_H + M \end{array} \right\} \begin{array}{l} y_K = \frac{G_H y_H - M}{G_K} \\ x_K = \frac{L_H x_H + M}{L_K} \end{array}$$

2. $n = 1$; $y_1 = mx_1$; $x_1 = x_K$; $L_1 = L_K$; $G_0 = G_H$; $y_0 = y_H$ - из уравнения равновесия.

3. Из уравнений материального баланса I ступени находим расход газа, уходящего с первой ступени:

$$G_n = \frac{G_n(1 - y_{n-1})}{1 - y_n}; \quad G_1 = \frac{G_0(1 - y_0)}{1 - y_1},$$

и расход жидкости, поступающей на нее с предыдущей ступени:

$$L_{n+1} = L_n + G_n - G_{n-1};$$

$$L_2 = L_1 + G_1 - G_0;$$

$$x_2 = \frac{G_1}{L_2} y_1 - \frac{G_0}{L_2} y_0 + \frac{L_1}{L_2} x_1.$$

4. $n = 2$; $y_2 = mx_2$ и т.д. до тех пор пока не станет $y_n \leq y_K$.

6.5. Расчет движущей силы массопередачи и числа единиц переноса

Движущей силой массопередачи является отклонение от равновесного состояния рабочей концентрации.

Первоначально рассчитываются движущие силы массопередачи внизу абсорбера (рис. 6.8)

$$\Delta X_{\text{H}} = \bar{X}_{\text{H}}^* - \bar{X}_{\text{H}}; \quad \Delta \bar{Y}_{\text{H}} = \bar{Y}_{\text{H}} - \bar{Y}_{\text{H}}^*; \quad \Delta P_{\text{H}} = P_{\text{H}} - P_{\text{H}}^*,$$

и на верху абсорбера:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{K}} = \bar{Y}_{\text{K}} - \bar{Y}_{\text{K}}^*; \quad \Delta P_{\text{K}} = P_{\text{K}} - P_{\text{K}}^*,$$

где $\bar{Y}_{\text{H}}^* = \bar{m}\bar{X}_{\text{H}}$, $\bar{Y}_{\text{K}}^* = \bar{m}\bar{X}_{\text{H}}$, – равновесные концентрации компонента в газовой фазе, кгА/кгВ; \bar{X}_{H} , \bar{X}_{K} – концентрация распределяемого компонента на входе и выходе потока жидкости в аппарате, кгА/кгВ; P_{H} , P_{K} – парциальные давления компонента в газе на входе и выходе из аппарата; P_{H}^* , P_{K}^* – парциальные давления компонента в газе, равновесным с жидкостью на входе и выходе из абсорбера; X_{H}^* – равновесная концентрация компонента в жидкости.

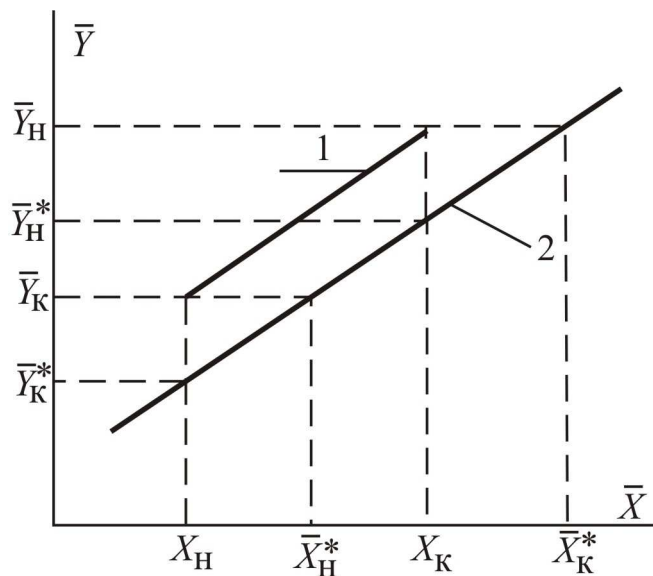


Рис. 6.8. Графическое изображение движущих сил массопередачи на $Y - X$ диаграмме: 1 – равновесная линия, 2 – рабочая линия

Средняя движущая сила массопередачи $\Delta \bar{Y}_{\text{cp}}$ равна:

$$\Delta P_{\text{cp}} = \frac{\Delta P_{\text{H}} - \Delta P_{\text{K}}}{\ln \frac{\Delta P_{\text{H}}}{\Delta P_{\text{K}}}}; \quad \Delta Y_{\text{cp}} = \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{H}} - \Delta \bar{Y}_{\text{K}}}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{H}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{K}}}}; \quad \Delta X_{\text{cp}} = \frac{\Delta X_{\text{K}} - \Delta X_{\text{H}}}{\ln \frac{\Delta X_{\text{K}}}{\Delta X_{\text{H}}}}. \quad (6.20)$$

Если $\Delta \bar{Y}_H / \Delta \bar{Y}_K < 2$, то с достаточной точностью среднюю движущую силу можно найти как среднеарифметическую:

$$\Delta Y_{\text{cp}} = \frac{\Delta \bar{Y}_H + \Delta \bar{Y}_K}{2}; \quad \Delta P_{\text{cp}} = \frac{\Delta P_H + \Delta P_K}{2}. \quad (6.21)$$

Более точным способом является определение движущей силы через число единиц переноса массы. Число единиц переноса $n_{ог}$ определяется по формуле:

$$n_{ог} = \frac{\bar{X}_K - \bar{X}_H}{\Delta X_{\text{cp}}}; \quad n_{ог} = \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_K}{\Delta Y_{\text{cp}}}. \quad (6.22)$$

6.6. Расчет скорости газа и диаметра абсорбера

Фиктивная скорость газа (на полное сечение колонны без учета наличия насадки) в точке захлебывания (W_3) находится из решения следующего уравнения [17]:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = A_1 - B_1 \left(\frac{\bar{L}}{\bar{G}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (6.23)$$

где a_v – удельная поверхность насадки $\text{м}^2/\text{м}^3$; g – ускорение свободного падения $\text{м}/\text{с}^2$; $V_{\text{св}}$ – свободный объем насадки $\text{м}^3/\text{м}^3$; $\mu_{\text{ж}}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, $\text{мПа}\cdot\text{с}$; ρ_{Γ} , $\rho_{\text{ж}}$ – плотность газа и жидкости, соответственно, $\text{кг}/\text{м}^3$. Значения коэффициентов A_1 и B_1 в зависимости от типа насадки представлены в табл. 6.2.

Таблица 6.2. Значения коэффициентов A_1 и B_1 в зависимости от типа насадки

Тип насадки	A_1	B_1
Кольца Рашига внавал	- 0,073	1,75
Кольца Палля внавал	- 0,49	1,04
Седла размером 25 мм	- 0,33	1,04
Седла размером 50 мм	- 0,58	1,04

Рабочая (фиктивная) скорость газа W для абсорберов, работающих в пленочном режиме, меньше значения W_3 на величину b ,

$$W = bW_3, \quad (6.24)$$

где $b=0,75$ для абсорберов, работающих с повышенным давлением и $b=0,4$ в случае пенящихся жидкостей.

После выбора рабочей скорости газа, диаметр колонны D_k (абсорбера) определяется из уравнения расхода

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_g 0,785W}}. \quad (6.25)$$

По расчетному диаметру D_k подбирается близкий стандартный диаметр колонны $D_{\text{ГОСТ}}$ (табл. 6.4, табл. 6.5) и уточняется рабочая скорость газа:

$$W = \frac{G}{\rho_g S_k}, \quad S_k = \frac{\pi D_{\text{ГОСТ}}^2}{4}.$$

Таблица 6.4. Нормальный ряд диаметров колонн для химической промышленности

$D_{\text{ГОСТ}}, \text{ м}$	0,4	0,5	0,6	0,8	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,2	2,6	3
------------------------------	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	---

Таблица 6.5. Нормальный ряд диаметров колонн для нефтеперерабатывающей промышленности

$D_{\text{ГОСТ}}, \text{ м}$	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,0	2,2	2,4	2,6	2,8	3,0	3,2
$D_{\text{ГОСТ}}, \text{ м}$	3,4	3,6	3,8	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0	6,4	7,0	8,0	9,0

Определение плотности орошения. Для обычных насадочных колонн после определения диаметра абсорбера необходимо рассчитать

действительную плотность орошения U , которая должна быть не меньше $U_{\text{опт}}$:

$$U = L / \left(0,785 D_K^2 \rho_{\text{ж}} \right) \geq U_{\text{опт}} = bf, \quad (6.26)$$

где b – коэффициент (при абсорбции аммиака водой $b=4,38 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; при абсорбции паров органических жидкостей $b=2,58 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; при ректификации $b=1,8 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$).

Если плотность орошения U меньше $U_{\text{опт}}$, то насадка будет недостаточно смочена; в связи с этим в процессе массопередачи будет участвовать не вся возможная поверхность. Это учитывается коэффициентом смачиваемости Ψ , который определяется при $U/U_{\text{опт}} < 1$ по рис. 6.9.

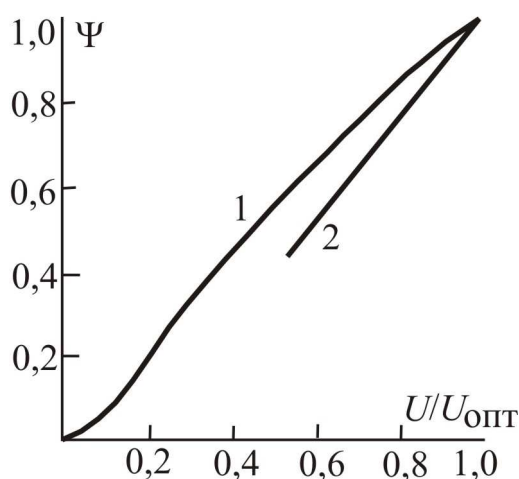


Рис. 6.9. Коэффициент смачиваемости Ψ при различном отношении $U/U_{\text{опт}}$: 1 – насадке из колец навалом; 2 – на деревянной хордовой насадке

Для увеличения плотности орошения U следует применять насадку с меньшей удельной поверхностью, чтобы снизить $U_{\text{опт}}$.

Максимальное смачивание насадки ($\Psi=1$) достигается при $U/U_{\text{опт}} > 1$. Кроме того, для равномерного смачивания насадки необходимо обеспечить следующее соотношение диаметра колонн D_K и диаметр насадки d_H :

$$D_K / d_H \geq 8.$$

Существенным моментом расчета абсорбера является выбор числа точек орошения n , приходящихся на 1 м^2 сечения колонны. Число точек орошения следует определять, исходя из данных растекания струи жидкости в насадке и по допустимой высоте слоя насадки, в котором растекающиеся струи будут сближаться. Этот слой будет, как бы частью распределителя орошения и может быть назван слоем разравнивания. Для этого необходимо первоначально определить коэффициент растекания жидкости \tilde{D} , см, по формуле [11]:

$$\tilde{D} = a_1 + b_1 \lg d_{\text{нас}}, \quad (6.27)$$

где $d_{\text{нас}}$ – диаметр насадки, см.

Коэффициенты a_1 и b_1 имеют значения, приведенные в табл. 6.6.

Рассчитав \tilde{D} по выражению (6.27) и задавшись высотой слоя разравнивания h , число точек орошения определяем по графической зависимости, показанной на рис. 6.10 [11].

Таблица 6.6. Значение коэффициентов a и b в зависимости от типа насадки

Тип насадки	a_1	b_1
Кольца Рашига	0,135	0,572
Седла Берля	0,06	0,598
Седла Инталлокс	0,040	0,601

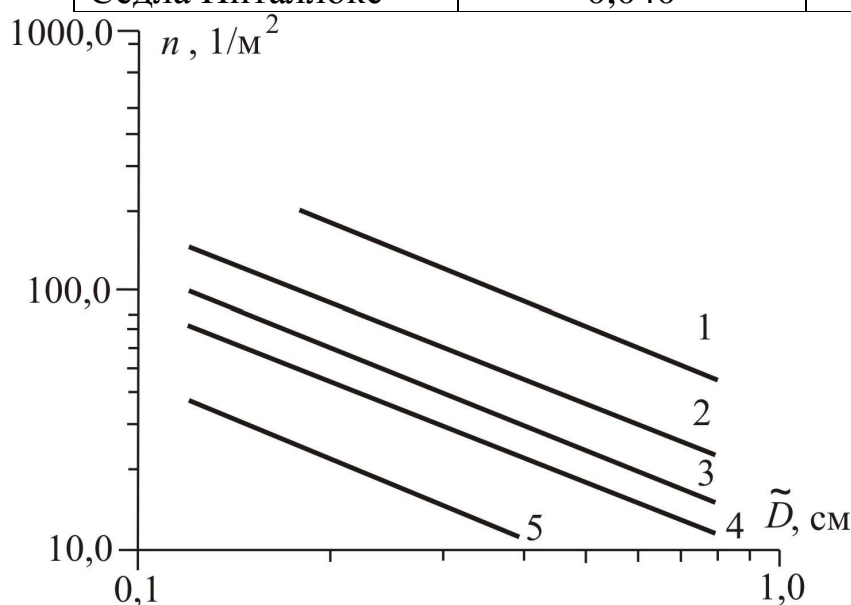


Рис. 6.10. Зависимость необходимого числа точек орошения (на 1 м^2 сечения колонны) от коэффициента растекания \tilde{D} при разной высоте разравнивающего слоя насадки h : 1 – 0,25 м; 2 – 0,5 м; 3 – 0,75 м; 4 – 1,00 м; 5 – 1,5 м

После определения n выбирается стандартный ороситель жидкости [21].

Тарельчатые колонны. При противотоке газа и жидкости в зависимости от скорости потоков на тарелке устанавливаются режимы неравномерной работы, равномерной работы, газовых струй и брызг.

Режим неравномерной работы наблюдается при малых скоростях газа в свободном сечении колонны $w < 0,5$ м/с (при атмосферном давлении). При рассматриваемом режиме образующаяся на тарелке двухфазная система состоит по высоте из трех зон (считая снизу вверх): зоны собственно барботажа (газ распределяется в виде пузырьков или газовых мешков – факелов), зоны неподвижной пены и зоны брызг. В колпачковых тарелках прорези колпачков при такой скорости газа не полностью открыты, имеет место пузырьковый режим барботажа. В ситчатых тарелках жидкость проваливается через отверстия и не успевает накапливаться на тарелках.

Режим равномерной работы наступает при дальнейшем увеличении скорости газа (до 1 м/с). При этом увеличивается высота зоны пены и уменьшается высота зоны собственно барботажа. В известных условиях зона собственно барботажа исчезает полностью и возникает так называемый пенный режим. Равномерный режим работы колпачковых тарелок характеризуется полным раскрытием прорезей всех колпачков и струйным движением газа (пара) через жидкость. В ситчатых тарелках истечение газа (пара) в жидкость происходит через все отверстия.

Режим газовых струй и брызг в атмосферной колонне наблюдается при повышении скорости газа (пара) более 1 м/с. В этом случае газ движется через жидкость в виде струй (факелов), которые выходят на поверхность пены, причем пена разрушается. В результате над пеной появляется большое количество брызг. При дальнейшем увеличении скорости газа (пара) наблюдается инъекционный режим: жидкость захватывается выходящим из отверстий газом и в значительной степени уносится с ним в виде брызг.

Определение допустимой скорости газа (пара) было рассмотрено в разделе 5.2 данного пособия.

6.7. Кинетика физической абсорбции

Применительно к абсорбции уравнение массопередачи, если движущую силу выразить в концентрациях газовой фазы, принимает следующий вид:

$$M = K_y F \Delta y_{\text{ср}}. \quad (6.28)$$

Если движущую силу выразить в концентрациях жидкой фазы, то уравнение массопередачи записывается следующим образом:

$$M = K_x F \Delta x_{\text{ср}}. \quad (6.29)$$

Коэффициенты массопередачи K_x и K_y в уравнениях (6.28) и (6.29) определяются так:

$$K_y = \frac{1}{(1/\beta_{\Gamma}) + (m/\beta_{\text{ж}})} \quad \text{и} \quad K_x = \frac{1}{(1/\beta_{\text{ж}}) + [1/(m/\beta_{\Gamma})]}, \quad (6.30)$$

где β_{Γ} - коэффициент массоотдачи от потока газа к поверхности контакта фаз; $\beta_{\text{ж}}$ - коэффициент массоотдачи от поверхности контакта к потоку абсорбента.

Для хорошо растворимых газов величина m незначительна и мало диффузионное сопротивление в жидкой фазе. Тогда, $1/\beta_{\Gamma} \gg m/\beta_{\text{ж}}$, и можно принять, что $K_y \approx \beta_{\Gamma}$. Для плохо растворимых газов можно пренебречь диффузионным сопротивлением в газовой фазе, так как в этом случае значения m и β_{Γ} велики. Тогда $1/\beta_{\text{ж}} \gg 1/(m/\beta_{\Gamma})$, и можно считать, что $K_x \approx \beta_{\text{ж}}$.

Для процесса абсорбции в уравнении массопередачи (6.28) молярные концентрации газовой фазы могут быть заменены парциальными давлениями газа, выраженными в долях общего давления. Тогда

$$M = K_p F \Delta p_{\text{ср}}, \quad (6.31)$$

где $\Delta p_{\text{ср}}$ - средняя движущая сила процесса, выраженная в единицах давления; K_p - коэффициент массопередачи, отнесенный к единице движущей силы, выражаемой через парциальные давления поглощаемого газа.

Если линия равновесия является прямой, то средняя движущая сила процесса $\Delta p_{\text{ср}}$ по аналогии с уравнением (6.20) выражается, так:

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{\Delta p_{\text{б}} - \Delta p_{\text{м}}}{\ln(\Delta p_{\text{б}} / \Delta p_{\text{м}})}, \quad (6.32)$$

где $\Delta p_{\text{б}} = p_{\text{н}} - p_{\text{к}}^*$ и $\Delta p_{\text{м}} = p_{\text{к}} - p_{\text{н}}^*$ - движущая сила на концах абсорбционного аппарата; $\Delta p_{\text{к}}^*$ и $\Delta p_{\text{н}}^*$ - равновесные парциальные давления газа на входе в аппарат и выходе из него; $p_{\text{н}}$ и $p_{\text{к}}$ - парциальные давления газа на входе в аппарат и выходе из него.

Отметим, что если парциальное давление выражено в долях общего давления p , то коэффициенты массопередачи K_p и K_y численно равны друг другу. Если же парциальные давления выражены в единицах давления, то $K_p = pK_y$.

Между коэффициентами массопередачи и высотой единицы переноса (ВЕП) имеется непосредственная связь (гл. 1). Поэтому анализ кинетики абсорбции может быть проведен аналогично на основе ВЕП.

6.8. Расчет поверхности массопередачи и высоты абсорбера

В инженерной практике наиболее часто применяются три метода расчета процессов абсорбции.

По первому методу кинетика процесса выражается через коэффициенты массопередачи, а движущая сила рассчитывается по разности концентраций или, косвенно, с помощью числа единиц переноса.

По второму методу кинетика выражается с помощью высоты единиц переноса - ВЕП (для насадочных колонн) или числа единиц переноса - ЧЕП, соответствующего одной тарелке (для тарельчатых колонн), а движущая сила рассчитывается через число единиц переноса.

По третьему методу кинетика выражается с помощью высоты, эквивалентной теоретической ступени изменения концентрации, - ВЭС (для насадочных колонн) или к.п.д. тарелки (для тарельчатых

колонн); движущая сила рассчитывается косвенно через число теоретических ступеней изменения концентрации или теоретических тарелок.

В соответствии с вышеизложенными методами расчета процесса абсорбции определяется высота насадочных и тарельчатых колонн.

Насадочные колонны. Высота колонны определяется по формуле

$$H = H_{\text{н}} + h_1 + h_2 + h_3, \quad (6.33)$$

где $H_{\text{н}}$ – высота насадочной части колонны, м; h_1 , h_2 , h_3 – высота соответственно сепарационной части колонны (над насадкой), нижней части колонны и между слоями насадок (если насадка уложена в несколько слоев), м.

Отношение высоты насадки к диаметру колонны должно удовлетворять условию $H/D_{\text{к}} = 1,5 \div 10$. Насадка размещается секциями с условием $H_{\text{сек}} < 4D_{\text{к}}$.

Расстояние между днищем абсорбера и насадкой h_2 определяется необходимостью равномерного распределения газа по поперечному сечению колонны. Обычно это расстояние принимают равным $(1 \div 1,5)D_{\text{к}}$.

Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера зависит от размеров распределительного устройства для орошения насадки и от высоты сепарационного пространства, в котором часто устанавливают каплеотбойники для предотвращения брызгоуноса из колонны (~ 2 м).

В приближенных расчетах высоты h_1 , h_2 принимают равными 0,6 – 1,5 м; h_3 – принимается конструктивно.

Высота насадки $H_{\text{н}}$ определяется следующими методами: 1) из основного уравнения массопередачи; 2) по числу единиц переноса; 3) через высоту, эквивалентную теоретической тарелке (ВЭТТ) или теоретической ступени изменения концентрации (ВЭТС).

Вопрос выбора метода расчета высоты насадки зависит прежде всего от того, для какого метода имеется больше данных для расчета.

Для определения поверхности массопередачи F и высоты слоя насадки $H_{\text{н}}$ необходимо вычислить коэффициент массопередачи K_y . Для этого используется уравнение аддитивности фазовых сопротивлений

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_\Gamma} + \frac{\bar{m}(\rho_\Gamma/\rho_{\text{ж}})}{\beta_{\text{ж}}}}, \quad (6.34)$$

где $\beta_\Gamma, \beta_{\text{ж}}$ – коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах, м/с.

Значение β_Γ и $\beta_{\text{ж}}$ обычно находят по критериальным уравнениям, которые справедливы только для определенных типов насадок и имеют ограниченный интервал применения.

В работах [6, 7] на основе модели диффузионного пограничного слоя получены уравнения, которые позволяют выполнить вычисления коэффициентов β_Γ и $\beta_{\text{ж}}$ для различных типов насадок при пленочном режиме работы колонны.

Коэффициент массоотдачи β_Γ в газовой фазе вычисляется на основе средней диссипируемой энергии:

$$\beta_\Gamma = 0,013 \frac{\left(\varepsilon_{\Gamma-\text{ж}} \frac{v_\Gamma}{\rho_\Gamma} \right)^{0,25}}{Sc_\Gamma^{2/3} q^{0,4}}, \quad (6.35)$$

$$Sc_\Gamma = \frac{v_\Gamma}{D_\Gamma}, \quad q = \frac{\bar{L}}{S_K \rho_{\text{ж}}},$$

где Sc_Γ - критерий Шмидта, D_Γ - коэффициент диффузии компонента в газовой фазе, м²/с; $\varepsilon_{\Gamma-\text{ж}}$ - диссипация энергии, Вт/м³; q - удельная плотность орошения, м³/(м² с); v_Γ - коэффициент кинематический вязкости газа, м²/с. Значения D_Γ для некоторых смесей даны в приложении.

Средняя диссипация энергии газового потока $\varepsilon_{\Gamma-\text{ж}}$ в слое насадки равна:

$$\varepsilon_{\Gamma-\text{ж}} = \frac{\Delta P'_{\Gamma-\text{ж}} W}{V_{\text{св}} - \delta_{\text{ж}}}, \quad \delta_{\text{ж}} = \delta_{\text{жст}} + \delta_{\text{жд}}, \quad (6.36)$$

где $\delta_{\text{ж}}$ – количество удерживаемой жидкости в насадке, м³/м³; $\delta_{\text{жст}}, \delta_{\text{жд}}$ – статическая и динамическая составляющие удерживающей

способности насадки, соответственно; $\Delta P'_{\Gamma-ж}$ – составляющая перепада давления $\Delta P'_{ор}$ в орошаемой насадке высотой 1 метр, вызванная наличием жидкой фазы. В случае, когда коэффициент смачиваемости поверхности $\psi < 1$, что имеет место при пленочном режиме работы, справедливо приближенное соотношение

$$\Delta P'_{\Gamma-ж} = \Delta P'_{ор} - \Delta P'_{сух} (1 - \psi), \quad (6.37)$$

где ψ – коэффициент смачиваемости, выражающий отношение поверхности, смоченной жидкостью, к геометрической поверхности насадки [17]

$$\psi = 1 - \exp\left(-0,16 \text{Re}_{ж}^{0,4}\right), \quad (6.38)$$

$$\text{Re}_{ж} = \frac{4q \rho_{ж}}{a_{\nu} \mu_{ж}},$$

где $\text{Re}_{ж}$ – критерий Рейнольдса для жидкости.

Статическая составляющая $\delta_{жст}$ представляет собой количество жидкости, удерживаемое на насадке капиллярными силами, не зависящее от гидродинамических условий и определяемое только формой и материалом насадки, а также свойствами орошающей жидкости [17]:

$$\delta_{жст} = b_2 d_{ш}^{-p} \mu_{ж}^m \sigma^n \rho_{ж}^{-0,37}, \quad d_{ш} = \sqrt{\frac{a_{\nu}}{\pi N}}, \quad (6.39)$$

где $d_{ш}$ – диаметр шара с такой же поверхностью, что и насадочное тело, м; $\mu_{ж}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с; σ – коэффициент поверхностного натяжения жидкости, Н/м; N – число насадочных элементов в 1 м³. Константы b_2 , p , m , n для различных типов насадок приводятся ниже в табл. 6.7 [17].

Таблица 6.7. Значение коэффициентов в зависимости от типа насадки

Тип насадки	b_2	p	m	n
Кольца фарфоровые	0,00005	1,21	0,02	0,99
Кольца угольные	0,00448	1,21	0,02	0,23
Седла Берля	0,00007	1,56	0,04	0,55

Динамическая составляющая $\delta_{\text{жд}}$, определяющая количество жидкости, движущейся по насадке и зависящая от гидродинамических условий и формы насадочных элементов, вычисляется из выражения вида [17]

$$\delta_{\text{жд}} = 0,38 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,56} \text{Ga}^{-0,33}, \quad \text{Ga} = \frac{g\rho_{\text{ж}}^2}{\mu_{\text{ж}}^2 a_{\text{v}}^3}, \quad (6.40)$$

где Ga – критерий Галилея.

Сопротивление сухого насадочного слоя $\Delta P'_{\text{сух}}$ высотой 1 метр равно:

$$\Delta P'_{\text{сух}} = \lambda \frac{1}{d_{\text{экв}}} \frac{\rho_{\text{г}} \left(\frac{W}{V_{\text{св}}} \right)^2}{2}, \quad (6.41)$$

где $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр насадки, рассчитываемый по выражению

$$d_{\text{экв}} = \frac{4V_{\text{св}}}{a_{\text{v}}},$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления.

Коэффициент гидравлического сопротивления насадки определяется в зависимости от режима движения газа в насадочном слое [17]:

$$\text{при } Re_{\Gamma} < 40, \lambda = \frac{140}{Re_{\Gamma}}; \quad (6.42)$$

$$\text{при } Re_{\Gamma} > 40, \lambda = \frac{16}{Re_{\Gamma}^{0,2}}; \quad (6.43)$$

где Re_{Γ} – критерий Рейнольдса, рассчитываемый по формуле

$$Re_{\Gamma} = \frac{4W \rho_{\Gamma}}{a_{\nu} \mu_{\Gamma}}. \quad (6.44)$$

Сопротивление орошаемого насадочного слоя высотой 1 метр:

$$\Delta P'_{\text{ор}} = \Delta P'_{\text{сух}} 10^{b'q}. \quad (6.45)$$

Здесь b' – коэффициент, значения которого для различных типов насадок приведены ниже (табл. 6.8) [17].

Таблица 6.8. Зависимость коэффициента b' от типа насадки

Тип насадки	Кольца Рашига 25 мм	Кольца Рашига 50 мм	Кольца Палля 50 мм	Седла “Инталлокс” 25 мм	Седла “Инталлокс” 50 мм	Седла Берля 25 мм
b'	184	169	126	33	28	30

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{\text{ж}}$ при пленочном режиме вычисляется по формуле [6]:

$$\beta_{\text{ж}} = 0,93 \sqrt{\frac{qa_{\nu} \Psi_{\text{м}} D_{\text{ж}}}{\pi V_{\text{св}} \delta_{\text{жд}}}}, \quad (6.46)$$

где $D_{\text{ж}}$ – коэффициент диффузии поглощаемого компонента в жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$, вычисляемый по уравнению (1.24). Значения $D_{\text{ж}}$ для некоторых смесей даны в приложении (табл. 19 приложения).

Для известных типов насадок коэффициенты массоотдачи можно вычислить по критериальным уравнениям.

В газовой фазе для колец и седел, загруженных внавал, рекомендуется выражение [17]:

$$\text{Nu}_\Gamma = AV_{\text{CB}}^p \text{Re}_\Gamma^{0,8} \text{Ga}_\Gamma^k \text{Sc}_\Gamma^{1/3},$$

где $\text{Nu}_\Gamma = \beta_\Gamma d_\text{э}/D_\Gamma$; критерий Галилея $\text{Ga} = d_\text{э}^3/v_\Gamma^2$; число Рейнольдса $\text{Re}_\Gamma = Wd_\text{э}/v_\Gamma$.

Постоянные A, p, k имеют значения:
 кольца внавал $A=0,0142, p=0,52, k=0,16$;
 седла $A=0,0058, p=0,34, k=0,22$.

В жидкой фазе для колец Рашига

$$\text{Nu}_\text{ж} = 0,0021 \text{Re}_\text{ж}^{0,75} \text{Sc}_\text{ж}^{0,5},$$

где $\text{Nu}_\text{ж} = \beta_\text{ж} \theta/D_\text{ж}$; $\text{Re}_\text{ж} = 4q\rho_\text{ж}/a_v \mu_\text{ж}$; $\theta = (v_\text{ж}^2/g)^{1/3}$.

Определение высоты и поверхности насадочного слоя

Высоту насадочного слоя можно определить из произведения числа единиц переноса $n_{\text{ог}}$ на высоту единиц переноса $h_{\text{ог}}$.

При известном значении $K_{\text{ог}}$ высота единиц переноса $h_{\text{ог}}$ вычисляется по выражению

$$h_{\text{ог}} = \frac{\bar{G}}{\rho_\Gamma K_{\text{ог}} S_\text{к} a_v \psi_a}. \quad (6.47)$$

Высота единицы переноса соответствует высоте аппарата, эквивалентной одной единице переноса.

В выражении (6.47) $S_\text{к}$ – площадь поперечного сечения колонны м^2 , ψ_a – коэффициент активной поверхности массопередачи [17], $\psi_a \leq \psi$

$$\psi_a = A_3 W_\text{ж}^{0,455} (\sigma)^{-m_3}, \quad m_3 = b_3 d_{\text{нас}}^{-p_3},$$

где $W_{\text{ж}} = q\rho_{\text{ж}}$ – массовая скорость жидкости, кг/(м²с); σ – поверхностное натяжение, мН/м; $d_{\text{нас}}$ – номинальный размер насадки, см. Значения параметров A , b и p для различных типов насадок приводятся ниже (табл. 6.9).

Таблица 6.9. Значения параметров в зависимости от типа насадки

Тип насадки	A_3	b_3	p_3
Кольца	2,26	0,83	0,48
Седла	0,767	0,495	0,98

Высота слоя насадки $H_{\text{н}}$ в абсорбере, м

$$H_{\text{н}} = h_{\text{ог}} n_{\text{ог}}. \quad (6.48)$$

при известном значении $H_{\text{н}}$ поверхность массопередачи F равна

$$F = a_{\text{v}} \psi_{\text{a}} S_{\text{к}} H_{\text{н}}. \quad (6.49)$$

Поверхность массопередачи также следует вычислить на основе использования основного уравнения массопередачи, м²,

$$F = \frac{M}{K_{\text{ог}} \Delta \bar{Y}_{\text{ср}} \rho_{\text{г}}}. \quad (6.50)$$

Значения F , полученные по выражениям (6.49) и (6.50), должны согласовываться, тогда расчет выполнен правильно.

Насадка в колонне размещается секциями с высотой не более $H_{\text{сек}} = (3 - 4)D_{\text{к}}$ и число секций будет равно $H/H_{\text{сек}}$ и округляется в большую сторону.

Тарельчатые абсорберы

Поскольку поверхность контакта фаз на тарелках трудноопределима, коэффициенты массопередачи часто относят к

сечению f_T тарелки или к объему пены $V_{\Pi} = h_{\Pi} f_T$ на тарелке (где h_{Π} - высота пены на тарелке). Тогда число единиц переноса на тарелку (n_T или $n_{ж}$) можно записать следующим образом:
для газовой фазы

$$n_T = \beta_{\Gamma f_T} f_T / G; \quad (6.51)$$

для жидкой фазы

$$n_{ж} = \beta_{ж f_T} f_T / L.; \quad (6.52)$$

Коэффициенты массоотдачи $\beta_{\Gamma f_T}$ и $\beta_{ж f_T}$, отнесенные к единице рабочей площади f_T тарелки, связаны с поверхностными коэффициентами массоотдачи β_{Γ} и $\beta_{ж}$ следующими соотношениями:
для газовой фазы

$$\beta_{\Gamma f_T} = \beta_{\Gamma V} h_{\Pi} = \beta_{\Gamma} a h_{\Pi}; \quad (6.53)$$

для жидкой фазы

$$\beta_{ж f_T} = \beta_{ж V} h_{\Pi} = \beta_{ж} a h_{\Pi}. \quad (6.54)$$

Для колпачковых тарелок число единиц переноса в газовой фазе определяют по уравнению:

$$n_T (Pr')^{0,5} = 0,776 + 4,63 h_{\text{пер}} - 0,238 w_{\Gamma}^{0,5} + 0,0292 q, \quad (6.55)$$

где $h_{\text{пер}}$ - высота переливной перегородки, м; q - расход жидкости, отнесенный к периметру сливной перегородки, $\text{м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$.

Для этих же тарелок число единиц переноса в жидкой фазе $n_{ж}$ имеет следующий вид:

$$n_{ж} = 3050 D_{ж}^{0,5} (68 h_{\text{пер}} + 1) \tau_{ж}, \quad (6.66)$$

где τ - средняя продолжительность контакта фаз (в с), которую определяют по уравнению:

$$\tau_{ж} = l_T h_{II} / \rho_{ср},$$

где l_T - длина пути жидкости, т.е. расстояние между сливными перегородками, м; $\rho_{ср}$ - линейная плотность орошения, отнесенная к средней ширине тарелки, $м^3/(м \cdot с)$.

В интенсивных гидродинамических режимах на тарелках характерный линейный размер, равный среднему диаметру пузырька или газовой струи, мало зависит от скоростей фаз и их физических свойств, т.е. становится величиной практически постоянной. Поэтому можно пользоваться расчетными эмпирическими выражениями [1, 21]:

$$\beta_{г f_T} = 6,24 \cdot 10^5 F_{св} D_T^{0,5} (w/\varepsilon)^{0,5} h_0 [\mu_T / (\mu_{ж} + \rho_T)]^{0,5}, \quad (6.67)$$

и

$$\beta_{ж f_T} = 6,24 \cdot 10^5 D_{ж}^{0,5} [U / (1 - \varepsilon)]^{0,5} h_0 [\mu_T / (\mu_{ж} + \mu_T)]^{0,5}, \quad (6.68)$$

где h_0 - высота слоя светлой (неаэрированной) жидкости на тарелке, м; ε - газосодержание барботажного слоя, $м^3/м^3$; w - скорость газа в свободном сечении; $F_{св}$ - площадь поперечного сечения колонны.

Коэффициенты массоотдачи в турбулентном барботажном слое также можно вычислить используя теоретические уравнения, полученные на основе использования модели диффузионного пограничного слоя и гидродинамической аналогии [6, 7].

Определяя число действительных тарелок по любому из указанных выше способов, в первом приближении можно принять, что на тарелках со сливными устройствами жидкость и газ движутся по взаимно перпендикулярным направлениям; в этом случае движущую силу процесса вычисляют по схеме абсорбции с перекрестным током. На провальных тарелках движущую силу процесса рассчитывают по схеме полного перемешивания фаз.

Определив число действительных тарелок, находят высоту абсорбера:

$$H = n_D H_T + h_B = n(h_{II} + H_{СП}) + h_B + h_H, \quad (6.69)$$

где h_B - расстояние от верхней тарелки до крышки абсорбера и h_H - расстояние между дном абсорбера и нижней тарелкой, которые принимаются из конструктивных соображений (обычно величину h_H принимают равной $1-1,5D_K$); $H_{СП}$ - высота сепарационного пространства.

Высота сепарационного пространства $H_{СП}$ служит для снижения влияния на процесс явления *брызгоуноса*, который в тарельчатых аппаратах проявляется всегда. При разрыве пузырьков, выходящих на поверхность барботажного слоя, газовым потокам увлекаются образующиеся при этом капли жидкости. Эти капли, попадая на вышерасположенную тарелку, снижают на ней движущую силу процесса массопереноса и увеличивают нагрузку на сливные устройства. При выходе из абсорбера газ уносит с собой часть абсорбента, что может привести к его необратимой потере. Для снижения этих потерь применяют различные брызгоуловители над верхней тарелкой (слой насадки, вертикальные гофрированные листы и т.п.) или ловушки капель на выходе газа из абсорбера. Таким образом, явление брызгоуноса является одной из основных причин, ограничивающих возможность интенсификации тарельчатых аппаратов.

Принимают, что допустимая величина брызгоуноса e не должна превышать 0,1 кг жидкости на 1 кг газа. Величина уноса резко растет с увеличением скорости газа w в колонне и снижением величины $H_{СП}$.

Для расчета величины уноса с различных тарелок предложено следующие уравнение:

$$e = Af(w^m / H_{СП}^n), \quad (6.70)$$

где f – поправочный множитель, учитывающий свойства жидкости и равный $0,0565(\rho_{ж} / \sigma)^{1,1}$, причем σ - в мН/м.

Ниже приведены значения коэффициента A и показателей степени m и n :

Тарелки	A	m	n
провальные (дырчатые,	$1,4 \cdot 10^{-4}$	2,56	2,56

решетчатые, волнистые)			
клапанная и балластная	$6,5 \cdot 10^{-5}$	2,15	2,5

6.9. Расчет перепада давления в абсорбере

Перепад давления в насадочном абсорбере, Па, рассчитывается как произведение высоты насадки и величины сопротивления насадочного слоя высотой 1 метр, полученного по формулам (6.41), (6.45). В результате имеем

$$\Delta P_{\text{сух}} = \Delta P'_{\text{сух}} H, \Delta P_{\text{ор}} = \Delta P'_{\text{ор}} H.$$

Для орошаемых тарелок ΔP_T рассчитывают как сумму трех составляющих:

$$\Delta P_T = \Delta P_{\text{ст}} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{гж}},$$

где $\Delta P_{\text{ст}}$ - сопротивление сухой тарелки; ΔP_{σ} - сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости; $\Delta P_{\text{гж}}$ - сопротивление газожидкостного слоя на тарелке. Их расчет приведен в разделе 4.5 пособия.

Сопротивление всех тарелок колонны, Па, находится по уравнению:

$$\Delta P_{\text{ор}} = \Delta P_T n_g. \quad (6.71)$$

При найденных значениях $\Delta P_{\text{ор}}$ определяются энергетические затраты на транспортировку газового потока через абсорбер.

Энергия, необходимая для подачи газа в абсорбер, Вт, будет равна

$$N = \Delta P_{\text{ор}} G / \rho_{\text{г}}. \quad (6.72)$$

где G - массовый расход газа, кг/с.

6.10. Расчет пленочных абсорберов

Для трубчатых аппаратов предельную скорость газа (скорость захлебывания) w_3 определяют по следующему уравнению [1]:

$$\lg \left\{ \left[w_3^2 \rho_{\Gamma} / (g d_9 \rho_{\text{ж}}) \right] \mu_{\text{ж}}^{0,16} \right\} = A - 1,75 (L' / G')^{0,25} (\rho_{\Gamma} / \rho_{\text{ж}})^{0,125}, \quad (6.73)$$

В уравнении (6.73)

$$A = 0,47 + 1,51 g (d_9 / 0,025).$$

По принятой величине скорости w газа в трубах находят суммарную площадь их поперечного сечения:

$$S = Q / w,$$

после чего, задаваясь внутренним диаметром d труб (в пределах 0,02 - 0,05 м), определяют их число:

$$n = S / (0,785 d^2).$$

Принимая шаг труб $t = (1,25 \div 1,5) d_{\text{н}}$ (где $d_{\text{н}}$ - наружный диаметр труб), определяют диаметр абсорбера

$$D = t(b - 1) + 4d_{\text{н}},$$

где $b = (2a_1 - 1)$ - число труб, размещенных на диагонали наибольшего шестиугольника при шахматном расположении труб; a_1 - число труб на стороне наибольшего шестиугольника.

Высота труб в трубчатом абсорбере:

$$H = F_{\text{тр}} / (n \pi d),$$

где $F_{\text{тр}}$ - внутренняя поверхность всех труб.

При допущении, что поверхность контакта фаз $F = F_{\text{тр}}$,

$$F = n \pi d H.$$

С учетом того, что $F = M / (K_y \Delta y_{cp})$, получим

$$H = M / (n\pi d K_y \Delta y_{cp}). \quad (6.74)$$

В уравнение (6.74) входит коэффициент массопередачи K_y (или K_x), для определения которого нужно знать значения коэффициентов массоотдачи в газовой β_Γ и жидкой $\beta_{ж}$ фазах. Коэффициент массоотдачи в газовой фазе можно определить по уравнению гидродинамической аналогии:

$$Nu'_\Gamma = (\lambda / 8) Re_\Gamma (Pr'_\Gamma)^{\frac{1}{3}}, \quad (6.75)$$

а значение $\beta_{ж}$ - по уравнению:

$$Nu'_{ж} = B Re_{ж}^m (Pr'_{ж})^{0,5} (\delta_{пр} / H)^p. \quad (6.76)$$

В уравнениях (6.75) и (6.76): $Nu'_\Gamma = \beta_\Gamma d_\delta / D_\Gamma$ - диффузионный критерий Нуссельта ($d_\delta = 4\pi d \delta / (\pi d) = 4\delta$ - эквивалентный диаметр пленки; D_Γ - коэффициент молекулярной диффузии в газовой фазе); $Pr'_\Gamma = \mu_\Gamma / (\rho_\Gamma D_\Gamma)$ - диффузионный критерий Прандтля; $Nu'_{ж} = \beta_{ж} \delta_{пр} / D_{ж}$ - диффузионный критерий Нуссельта для жидкой пленки; $Re_{ж} = w_{ж.ср} d_\delta \rho_{ж} / \mu_{ж}$ - критерий Рейнольдса для жидкой пленки ($w_{ж.ср}$ - средняя скорость движения жидкой пленки); $Pr'_{ж} = \mu_{ж} / (\rho_{ж} D_{ж})$ - диффузионный критерий Прандтля для жидкости ($D_{ж}$ - коэффициент молекулярной диффузии в жидкой фазе); $\delta_{пр} = \left[\mu_{ж}^2 / (\rho_{ж}^2 g) \right]^{\frac{1}{3}}$ - приведенная толщина пленки.

Значения B , m и p для различных режимов движения пленки представлены ниже:

режим движения	B	m	p
$Re_{ж} < 300$	0,888	0,45	0,5
$300 < Re_{ж} < 1600$	$1,21 \cdot 10^6 \cdot 0,909^p$	$(p/3) - 2,18$	$(3,2 - \lg Re_{ж}) / 1,47$
$Re_{ж} > 1600$	$7,7 \cdot 10^{-5}$	1,0	0

Теоретические уравнения для расчета коэффициентов β_{Γ} и $\beta_{\text{ж}}$ даны в работах [6, 7].

Гидравлическое сопротивление ΔP пленочных абсорберов определяют по уравнению:

$$\Delta P = \lambda(H / d_{\text{э}})(w_{\text{отн}}^2 \rho_{\Gamma} / 2),$$

где $w_{\text{отн}} = w + w_{\text{ж.ср}}$ относительная скорость газа (при противотоке); λ - коэффициент сопротивления.

Коэффициент гидравлического сопротивления рассчитывают по уравнениям: при $\text{Re}_{\Gamma} < \text{Re}_{\Gamma.\text{кр}}$:

$$\lambda = 86 / \text{Re}_{\Gamma}, \quad (6.77)$$

при $\text{Re}_{\Gamma} > \text{Re}_{\Gamma.\text{кр}}$:

$$\lambda = \frac{0,11 + 0,9(w_{\text{ж.ср}} \mu_{\text{ж}} / \sigma)^{\frac{2}{3}}}{\text{Re}_{\Gamma}^{0,16}}, \quad (6.78)$$

где $\text{Re}_{\Gamma} = w_{\text{отн}} d_{\text{э}} \rho_{\Gamma} / \mu_{\Gamma}$ - критерий Рейнольдса для газа; $\text{Re}_{\Gamma.\text{кр}}$ - критическое значение критерия Рейнольдса с учетом влияния на режимы движения газового потока скорости движения и физических свойств жидкой пленки; σ - поверхностное натяжение жидкости.

Значение $\text{Re}_{\Gamma.\text{кр}}$ определяется зависимостью:

$$\text{Re}_{\Gamma.\text{кр}} = \left[\frac{86}{0,11 + 0,9(w_{\text{ж.кр}} \mu_{\text{ж}} / \sigma)^{\frac{2}{3}}} \right]^{1,19}.$$

При турбулентном течении пленки ($\text{Re}_{\text{ж}} > 2000$) коэффициент $\beta_{\text{ж}}$ можно вычислить по теоретическому уравнению [7]

$$\beta_{\text{ж}} = 9 \cdot 10^{-4} (\mu_{\text{ж}} g / \rho_{\text{ж}})^{0,33} \text{Re}_{\text{ж}}^{0,712} (\text{Pr}'_{\text{ж}})^{-0,5}, \quad (6.79)$$

6.11. Устройство и принцип действия абсорберов

Абсорбция, как и другие процессы массопередачи, протекает на поверхности раздела фаз. Поэтому абсорбционные аппараты – *абсорберы* – должны обеспечить развитую поверхность контакта между жидкой и газовой фазами.

Для проведения процесса абсорбции применяют абсорбционные установки, основным элементом которых являются абсорбционные аппараты.

Абсорбционные аппараты классифицируются в зависимости от технологического назначения, давления и вида внутреннего устройства, обеспечивающего контакта газа (пара) и жидкости.

По технологическому назначению абсорбционные аппараты подразделяют на аппараты установок осушки, очистки газа, газораспределения и т.д.

По способу образования поверхности контакта фаз, что непосредственно связано с конструктивными особенностями абсорберов, их можно подразделить на четыре основные группы: 1) пленочные; 2) насадочные; 3) тарельчатые; 4) распыливающие.

В зависимости от применяемого давления аппараты подразделяются на вакуумные, атмосферные и работающие под давлением выше атмосферного.

При выборе типа аппарата следует учитывать технологические требования к процессу и его экономические показатели.

Пленочные аппараты (к которым относятся также абсорберы с регулярной насадкой) незаменимы при проведении процесса в условиях разрежения, поскольку их гидравлическое сопротивление самое низкое. Пленочные и насадочные колонны предпочтительнее также для обработки коррозионных сред и пенящихся жидкостей.

Тарельчатые колонны удобны для крупнотоннажных производств при относительно малых расходах жидкости, недостаточных для равномерного смачивания насадки, а также для процессов, сопровождающихся колебаниями температуры, так как периодическое расширение и сжатие корпуса может разрушить хрупкую насадку. На тарелках проще установить змеевики для подвода и отвода теплоты. Тарельчатые колонны также применяются при обработке потоков с твердыми примесями или при выделении твердо осадка.

Конструкции абсорберов даны в главе 4.

6.12. Технологические схемы абсорбционных установок

В технике используются различные схемы абсорбционных установок. По взаимному направлению движения потоков газа и жидкости различают прямоточные и противоточные и с параллельным питанием абсорбента. По количеству ступеней контакта: одноступенчатые и многоступенчатые. По использованию абсорбента: с однократным и многократным использованием.

Схема установки с однократным использованием абсорбента (рис. 6.11) применяется тогда, когда в результате абсорбции получают готовый продукт или полупродукт, поэтому регенерации абсорбента не требуется.

Схемы с однократным использованием абсорбента часто применяют так же при очистке газов от вредных примесей. При этом поглотитель должен быть недорогим, а концентрация поглощаемого газа – незначительной. Тогда использованный поглотитель можно не десорбировать, а применять для каких-то целей или сбрасывать его как отход (если это допустимо по санитарным нормам).

Одноступенчатые схемы с рециркуляцией могут быть как прямоточными, так и противоточными (рис. 6.11, а, б).

Многоступенчатые схемы с рециркуляцией могут быть прямоточными и противоточными, с рециркуляцией газа и жидкости. На рис. 6.12 показана многоступенчатая противоточная схема с рециркуляцией жидкости на каждой ступени.

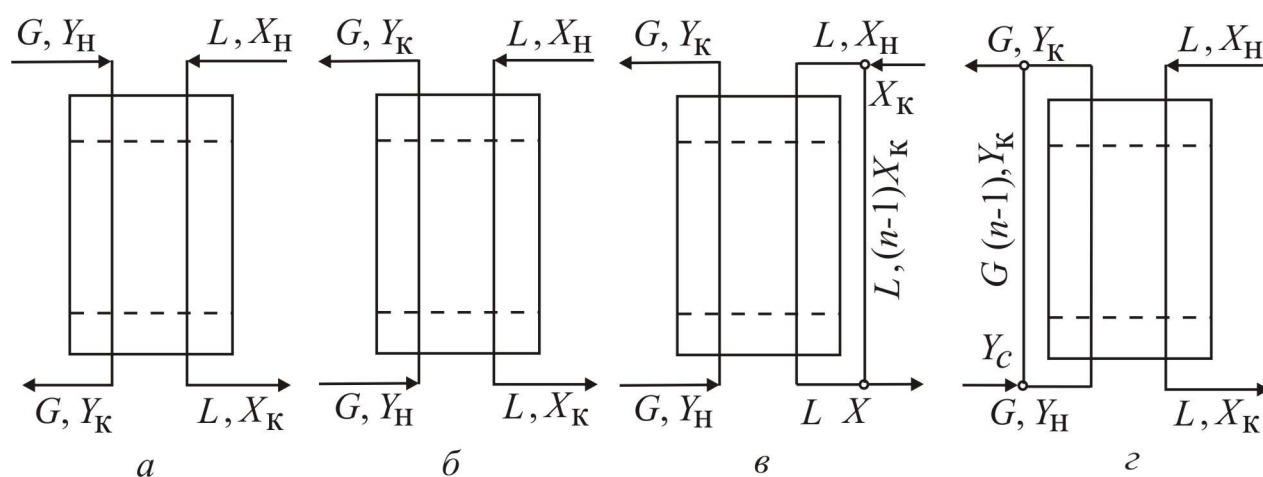


Рис. 6.11. а – прямоточная; б – противоточная; в – с рециркуляцией жидкости; г – с рециркуляцией газа; n – доля компонента, используемого для рециркуляции

Схема с многократным использованием абсорбента применяют в промышленности намного чаще. На рис. 6.13 представлена схема абсорбционной установки с десорбцией абсорбента и его рециркуляцией. Она работает следующим образом.

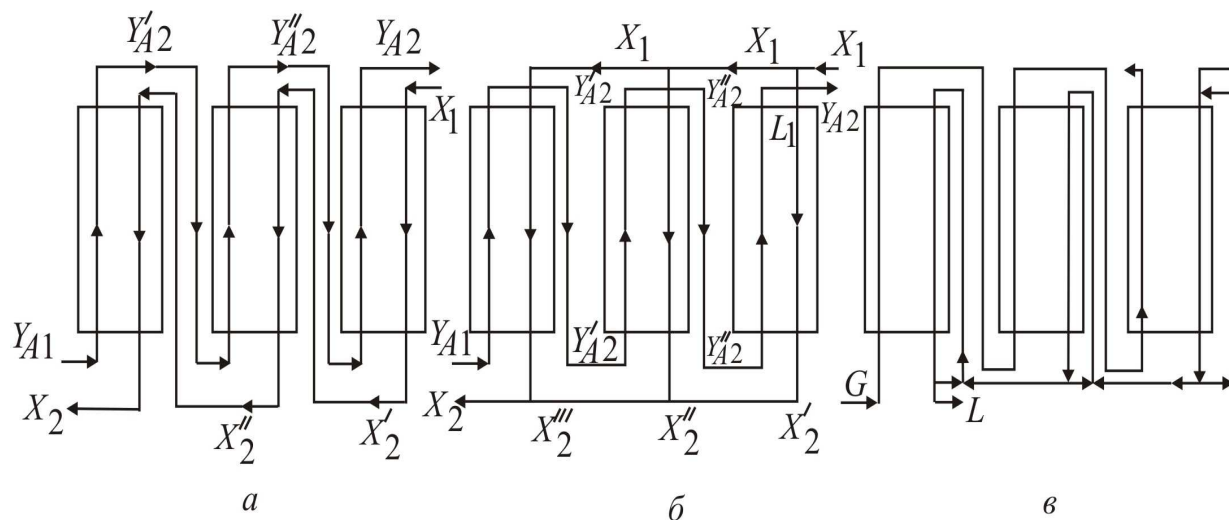


Рис. 6.12. Батарейные абсорберы: *а* – с последовательным встречным движением газа и абсорбента; *б* – с последовательным движением газа и параллельным питанием; *в* – многоступенчатая с рециркуляцией жидкости

Абсорбент из последнего по ходу жидкости абсорбера 1 поступает в сборник 2, откуда его насосом 5 через теплообменник 8 подают в десорбер 9, в котором освобождают от поглощенного газа. Из десорбера регенерированный абсорбент проходит через теплообменник 8, отдает теплоту абсорбенту, поступающему на десорбцию, и затем через холодильник 10 возвращается на орошение первого по ходу жидкости абсорбера.

Анализ описанных процессов позволяет сделать вывод [10], что одноступенчатые схемы с рециркуляцией абсорбента или газа по сравнению со схемами без рециркуляции имеют следующие отличия: при одном и том же расходе свежего абсорбента количество жидкости проходящей через аппарат, значительно больше; результатом такого режима являются повышение коэффициента массопередачи и снижение движущей силы процесса.

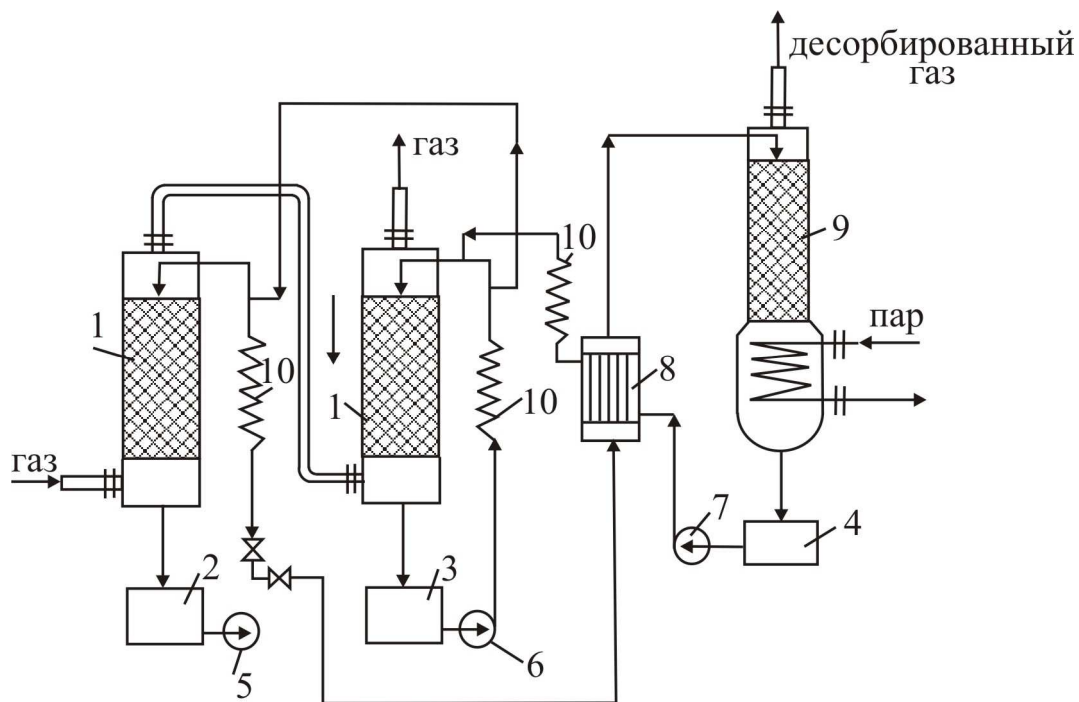


Рис. 6.13. Схема противоточной многоступенчатой абсорбционной установки с регенерацией поглотителя и рециркуляцией жидкости по ступеням: 1 – абсорберы; 2 – 4 – сборники; 5 – 7 – насосы; 8 – теплообменник; 9 – десорбер; 10 – холодильники

При определенном соотношении между диффузионными сопротивлениями в жидкой и газовой фазах такая схема может способствовать уменьшению габаритов аппарата. Очевидно, что рециркуляция жидкости целесообразна в том случае, если основное сопротивление массопередаче составляет переход вещества от поверхности раздела фаз в жидкость, а рециркуляция газа – когда основным сопротивлением процесса является переход вещества из газовой фазы к поверхности раздела фаз.

Многоступенчатые схемы с рециркуляцией обладают всеми преимуществами одноступенчатых схем и вместе с тем обеспечивают большую движущую силу процесса. Поэтому чаще выбирают варианты схем с многоступенчатой рециркуляцией.

6.13. Процесс хемосорбции

Во многих практически важных процессах абсорбции поглощение газа жидкостью сопровождается химическим взаимодействием фаз, что значительно повышает эффективность процесса. В общем случае

скорость хемосорбции зависит как от скорости реакции, так и от скорости массопередачи между фазами. В зависимости от того, какая скорость определяет общую скорость процесса переноса массы, различают кинетическую и диффузионную области протекания хемосорбционных процессов.

В *кинетической* области скорость собственно химического взаимодействия меньше скорости массопередачи и поэтому лимитирует скорость всего процесса.

В *диффузионной* области лимитирующей является скорость диффузии компонентов в зоне реакции, которая зависит от гидродинамики потоков и физических свойств газа и жидкости (см. разделы 1.4, 1.5).

В тех случаях, когда скорости реакции и массопередачи соизмеримы по величине, то процессы абсорбции протекают в переходной, или диффузионно – кинетической области.

Химическая реакция в жидкой фазе [17]. При протекании в жидкой фазе реакции между растворенным газообразным компонентом и поглотителем (или его активной составляющей) часть компонента переходит в связанное состояние и концентрация свободного компонента в жидкости понижается. Такое понижение приводит к увеличению концентрационного градиента и ускорению абсорбции в жидкой фазе по сравнению с физической абсорбцией. Это ускорение тем больше, чем выше скорость химической реакции, т. е. чем быстрее растворенные молекулы компонента переходят в связанное состояние.

При очень значительных скоростях реакции ускорение абсорбции может быть настолько большим, что сопротивление жидкой фазы становится равным нулю. Наоборот, при очень медленных реакциях ускорение настолько мало, что им можно пренебречь и рассматривать процесс как физическую абсорбцию.

Ускорение абсорбции при протекании химической реакции в жидкой фазе может быть учтено: увеличением коэффициента массоотдачи в жидкой фазе, если принимать движущую силу такой же, как при физической абсорбции; увеличением движущей силы, если принимать коэффициент массоотдачи таким же, как при физической абсорбции.

Между обоими способами существует зависимость:

$$W_A = \beta'_x F \Delta_x = \beta_x F (\Delta_x + \delta), \quad (6.80)$$

откуда коэффициент ускорения χ равен:

$$\chi = \frac{\beta'_x}{\beta_x} = 1 + \frac{\delta}{\Delta_x}. \quad (6.81)$$

Здесь β_x - коэффициент массоотдачи в жидкой фазе при физической абсорбции; β'_x - коэффициент массоотдачи в жидкой фазе при протекании в ней реакции, отнесенный к движущей силе при физической абсорбции ($\Delta_x = X^* - X$).

Величина δ показывает увеличение движущей силы в жидкой фазе при протекании в ней реакции (при расчете по второму способу). Коэффициент χ представляет собой коэффициент ускорения абсорбции в жидкой фазе при протекании в ней реакции.

В соответствии с двумя способами анализа абсорбции, сопровождаемой реакцией в жидкой фазе, можно пользоваться коэффициентом массопередачи K_y , определяемым посредством уравнения (1.34) по величине β_x (в этом случае движущая сила в жидкой фазе равна $\Delta_x + \delta$), или же коэффициентом массопередачи K'_y , находимым по величине β'_x из аналогичного уравнения:

$$\frac{1}{K'_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta'_x}. \quad (6.82)$$

Таким образом, уравнение массопередачи можно написать в виде:

$$W_A = K'_y F(Y - Y^*) = K'_y F(Y - mX), \quad (6.83)$$

или в виде

$$W_A = K_y F[C_y - m(X - \delta)]. \quad (6.84)$$

Анализ хемосорбции производится рассмотрением уравнений диффузии компонента A и активной части поглотителя B совместно с

кинетическим уравнением реакции. Уравнения диффузии при протекании химической реакции имеют вид (без учета конвективного члена):

$$\frac{\partial A}{\partial \theta} = D_A \frac{\partial^2 A}{\partial z^2} - N, \quad (6.85)$$

$$\frac{\partial B}{\partial \theta} = D_B \frac{\partial^2 B}{\partial z^2} - qN. \quad (6.86)$$

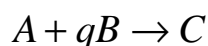
Здесь A и B - концентрации несвязанных компонентов A и B , кмоль/м³; D_A и D_B - их коэффициенты диффузии; N - скорость расходования компонента A в единице объема на химическую реакцию, кмоль/(м³·с); q - число киломолей B , расходуемых по реакции на 1 кмоль A . Кинетическое уравнение реакции в общем виде может быть представлено выражением:

$$N = f(A, B). \quad (6.87)$$

Аналитическое решение системы уравнений (6.85), (6.86) возможно лишь при некоторых простых формах зависимости (6.87) или же при принятии ряда допущений. Такие решения были получены на основе пленочной модели, моделей обновления и пленочно-пенетрационной модели. Надо отметить, что решения, полученные на основе различных моделей в огромном большинстве случаев дают почти совпадающие значения для коэффициента χ , отличающиеся, как правило, не более чем на 8 % (лишь в отдельных случаях расхождения доходят до 20 %). Это объясняется тем, что χ мало зависит от гидродинамических условий.

Учитывая это обстоятельство, мы при дальнейшем рассмотрении хемосорбции будем пользоваться пленочной моделью, как более наглядной.

Необратимая реакция порядка m, n . Рассмотрим общий случай необратимой реакции типа:



для которой зависимость (6.87) имеет вид:

$$N = r_{mn} A^m B^n. \quad (6.88)$$

Если пренебречь концентрацией компонента A в основной массе жидкости ($A_{ж}=0$), коэффициент ускорения будет:
на основе пленочной модели

$$\chi = \frac{\alpha}{th\alpha}, \quad (6.89)$$

здесь $th\alpha$ - гиперболический тангенс, равный $th\alpha = \frac{\exp \alpha - \exp(-\alpha)}{\exp \alpha + \exp(-\alpha)}$.

На основе модели Данквертса

$$\chi = \sqrt{1 + \alpha^2}, \quad (6.90)$$

и на основе модели Хигби

$$\chi = \left(\alpha + \frac{\pi}{8\alpha} \right) erf \frac{2\alpha}{\sqrt{\pi}} + \frac{1}{2} \exp \left(-\frac{4}{\pi} \alpha^2 \right), \quad (6.91)$$

знаком erf обозначен интеграл функции ошибок, равный $erfx = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^x e^{-y^2} dy$. Значения $erf x$ можно брать по математическим таблицам или графику, приведенному на рис. 6.15. Причем параметр α определяется уравнением:

$$\alpha = R \sqrt{\left(1 - \frac{\chi - 1}{M} \right)^n}. \quad (6.92)$$

Здесь R и M имеют следующие значения:

$$R = \frac{1}{\beta_{ж}} \sqrt{\frac{2}{m+1} D_A r_{mn} A_p^{m-1} B^n}, \quad (6.93)$$

$$M = \frac{B}{q A_p} \varphi, \quad (6.94)$$

где A_p - значение концентрации компонента A у границы раздела; B - концентрация компонента B в основной массе жидкости; q - число кмоль B , реагирующих с 1 кмоль A .

Величина φ по пленочной модели равна:

$$\varphi = \frac{D_B}{D_A}, \quad (6.95)$$

а по модели обновления:

$$\varphi = \sqrt{\frac{D_B}{D_A}}, \quad (6.96)$$

Параметры R и M имеют определенный физический смысл, а именно (в терминах пленочной модели): R представляет собой отношение скорости реакции в пленке к скорости диффузии компонента A через пленку; M равно отношению скоростей диффузии через пленку компонентов B и A .

Непосредственное использование уравнений (6.89) - (6.91) осложнено тем, что χ является функцией α , которое само зависит от χ , как видно из уравнения (6.92). Поэтому χ надо находить путем подбора или посредством графиков.

Анализ представленных уравнений показывает, что можно выделить три области, в которых решение упрощается:

1) Область $R \ll 1$ (примерно $R < 0,5$). В этой области, соответствующей малым скоростям реакции по сравнению со скоростью диффузии (*медленные реакции*), $\chi \approx 1$, т. е. влияние реакции на абсорбцию незначительно и процесс соответствует физической абсорбции;

2) Область $M \gg R \gg 1$ (примерно $M > 5$, $R > 2$). В этой области (*быстрые реакции*) χ почти не зависит от M , причем $\chi \approx R$. В данном случае коэффициент массоотдачи $\beta'_{ж}$ оказывается независимым от $\beta_{ж}$ и равен:

$$\beta'_{\text{ж}} = \sqrt{\frac{2}{m+1} D_A r_{mn} A_p^{m-1} B^n}, \quad (6.97)$$

причем $\beta'_{\text{ж}}$ не зависит от гидродинамических условий;

3) Область $R \gg M$ (примерно $R > 5M$). В этой области (*мгновенные реакции*) χ становится независимым от R и приближается (при $R \rightarrow \infty$) к максимальному значению:

$$\chi_{\infty} = M + 1. \quad (6.98)$$

Между указанными областями существуют переходные области, для которых расчет следует вести по общим уравнениям (6.89)-(6.91), либо по рассматриваемым ниже приближенным уравнениям.

Быстрая реакция. В этом случае реакция протекает в основном в пленке. Рассмотренный выше общий метод может быть упрощен для практически важного случая реакции 2-го порядка ($m=1, n=1$). При этом уравнения (6.92) и (6.93) принимают вид:

$$\alpha = R \sqrt{1 - \frac{\chi - 1}{M}}, \quad (6.99)$$

$$R = \frac{1}{\beta_{\text{ж}}} \sqrt{D_A r_{II} B}, \quad (6.100)$$

где r_{II} - константа скорости реакции второго порядка, $\text{м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{с})$.

В этом случае для определения χ можно воспользоваться графиком (рис. 6.14), на котором показана зависимость χ от R и M .

Кроме того, можно воспользоваться приближенным уравнением:

$$\chi = \frac{2(M+1)}{1 + \sqrt{1 + 4\left(\frac{M}{R}\right)^2}}. \quad (6.101)$$

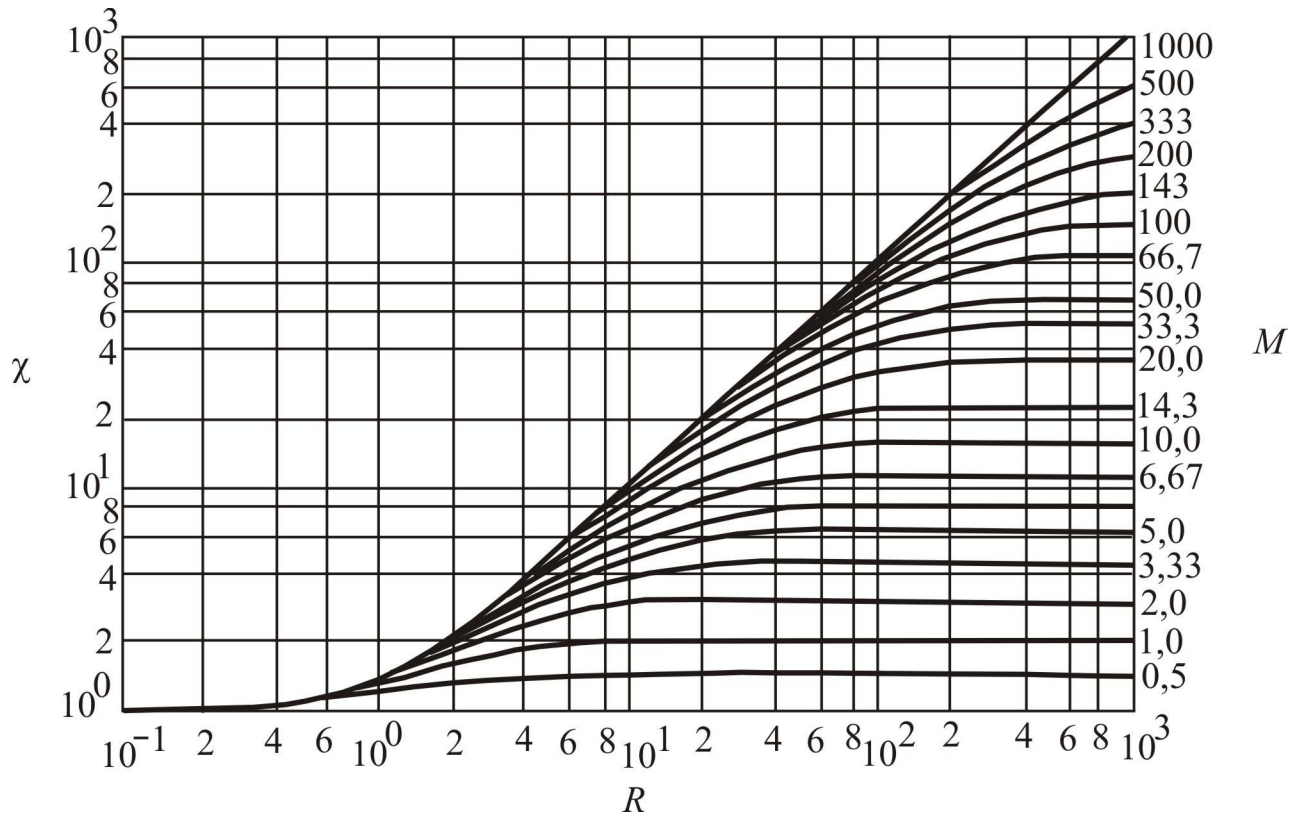


Рис. 6.14. Зависимость χ от R и M при реакциях второго порядка

Для случая $D_A=D_B$ предложено также приближенное уравнение:

$$\chi = 1 + \frac{R}{f} \left(1 - \frac{e^{-p^2}}{p} \int_0^p e^{y^2} dy \right), \quad (6.102)$$

котором величины f и p равны:

$$f = \frac{R}{M} + \exp\left(-0,35 \frac{R}{M}\right) \text{ и } p = 0,85 \sqrt{\frac{R^2}{M} + R}.$$

Значения функции $F(x) = \frac{e^{-x^2}}{x} \int_0^x e^{y^2} dy$ можно определить по графику рис. 6.15.

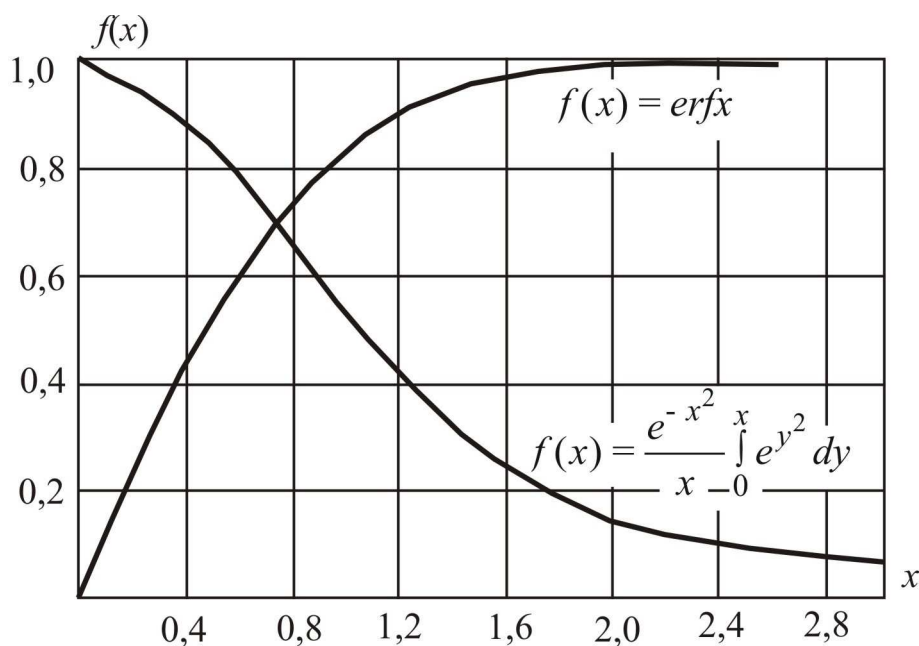


Рис. 6.15. График функций $\operatorname{erf}x$ и $\frac{e^{-x^2}}{x} \int_0^x e^{y^2} dy$

Уравнение (6.102) найдено уточнением ранее предложенного уравнения Кишиневского на основе анализа точного решения, полученного численным методом.

При больших концентрациях активной части поглотителя B (по сравнению с A_p) можно считать, что $B=B_{\text{ж}}=\text{const}$ и реакция протекает по псевдопервому порядку с константой скорости $r_1 = r_{\text{II}} B_{\text{ж}}$.

При этом параметр R становится равным α , причем

$$\alpha = R = \frac{1}{\beta_{\text{ж}}} \sqrt{D_A r_1}, \quad (6.103)$$

а параметр M стремится к бесконечности (см. линию $M=\infty$ на рис. 6.14, верхняя кривая). В данном случае, определив по уравнению (6.103) α , можно рассчитать χ по одному из уравнений (6.89) - (6.91), не прибегая к графику или приближенным уравнениям (6.10) или (6.91 - 6.102).

Схема реакции псевдопервого порядка применима также для многих каталитических реакций (например, поглощение CO_2 растворами Na_2CO_3 или K_2CO_3 в присутствии катализаторов - арсенита или гипохлорита). В этом случае величина $B_{\text{ж}}$ является концентрацией катализатора, которая в процессе абсорбции не изменяется.

6.14. Десорбция

Этот процесс, обратный абсорбции, применяют для выделения поглощенного газа (абсорбтива) из абсорбента и получения его в чистом виде, а так же для повторного использования абсорбента в процессе абсорбции. Для проведения десорбции газа из жидкости необходимо, чтобы концентрация этого газа в газовой фазе была ниже концентрации, соответствующей равновесной в системе газа – жидкость.

Для проведения процесса десорбции используют три следующих метода: 1) отгонку в токе инертного газа или водяного пара; 2) отгонку под действием подводимой к абсорбенту теплоты; 3) отгонку при снижении давления над абсорбентом.

На практике широко распространены комбинированные методы десорбции (например, десорбция при снижении давления над абсорбентом и одновременном его нагреве).

Отгонка в токе инертного газа или водяного пара. Для проведения десорбции по этому методу в качестве инертного газа обычно используют воздух. Если температуры воздуха и поступающего на десорбцию поглотителя практически равны, то теплотой выделения компонента из раствора можно пренебречь и считать, что процесс протекает изотермически. Вследствие того, что парциальное давление десорбируемого компонента над раствором выше, чем равновесное давление в десорбирующем агенте, происходит переход этого компонента из раствора в поток воздуха. Отметим, что последующее извлечение газа из газовой смеси обычно затруднительно. Поэтому чаще этот метод десорбции применяют тогда, когда извлеченный из газовой смеси компонент далее не используется (например, этот компонент является вредной примесью, но в удаляемом в окружающую среду газе его содержание ниже ПДК – предельно допустимой концентрации).

Таким образом, процесс десорбции инертным газом аналогичен изотермической абсорбции, причем линии равновесия для процессов совпадают.

Использование в качестве десорбирующего агента водяного пара предпочтительнее, чем воздуха, если десорбируемый компонент нерастворим в воде. В этом случае после десорбции, пропуская смесь десорбированного газа и водяного пара через конденсатор, достигают отделения газа от водяного пара вследствие конденсации последнего. Если же температура кипения десорбированного компонента высока, то

происходит его конденсация совместно с водяным паром и последующее отделение от воды (конденсата) отстаиванием.

Если раствор на десорбцию поступает при температуре кипения абсорбента, то по всей высоте десорбера эта температура будет постоянной, и процесс протекает в изотермических условиях. Расход острого пара при этом определяется как расход инертного газа, так как пар расходуется только как десорбирующий агент. Рассмотренные условия следует определить как идеальные. В реальных условиях на процесс десорбции острым паром затрачивается некоторое количество теплоты (на компенсацию потерь теплоты в окружающую среду и др.), и часть пара, конденсируясь, расходуется на покрытие этих затрат. При этом расход острого пара будет выше, чем рассчитанный расход инертного газа.

Подвод теплоты к абсорбенту. Этот метод десорбции наиболее распространен в технике вследствие своей простоты. В данном случае температура при десорбции выше, чем при абсорбции, и поэтому линии равновесия при абсорбции и десорбции не совпадают.

Часто десорбцию проводят подводом теплоты к абсорбенту через стенку (десорбция глухим паром). В этом случае в кипятильнике, в который подают сухой пар, вместе с десорбируемым компонентом испаряется часть абсорбента. Поэтому для разделения образовавшейся при этом смеси обычно используют процесс перегонки, для чего смесь паров из кипятильника направляют во вмонтированную над ним ректификационную колонну.

Снижение давления над абсорбентом. Этот способ десорбции является одним из наиболее простых, особенно тогда, когда абсорбцию проводят при повышенных давлениях. В данном случае десорбция может быть осуществлена путем снижения давления до атмосферного. Если абсорбцию вели при атмосферном давлении, то десорбцию можно проводить в вакууме, причем десорбированный компонент отсасывают вакуум – насосом. Для более полного извлечения удаляемого компонента десорбцию снижением давления часто сочетают с десорбцией подводом теплоты или в токе инертного газа.

6.15. Примеры расчета абсорберов [22]*

6.15.1. Абсорбция аммиака водой

Рассчитать насадочный абсорбер с кольцами Рашига 10×10 мм со свободным объемом $V_{св}=0,7$, с удельной поверхностью $a_v=440$ для абсорбции воздушно-аммиачной смеси при $t=20$ °С и $p=1$ атм. Начальная концентрация аммиака в воздухе $y_H=0,15$ мольных долей, массовый расход газовой смеси $G=0,11$ кг/с. Начальная концентрация аммиака в жидкости (воде) $x_H=0$. Степень извлечения $\varphi=0,88$, $m\approx 1$, число насадочных элементов в $1\text{ м}^3 N=250000$ штук.

Концентрация компонента в газовой фазе на выходе из аппарата (6.10)

$$y_K=(1-\varphi)y_H=(1-0,88)\cdot 0,15=1,8\cdot 10^{-2} \text{ мольн. дол.}$$

Относительная массовая концентрация (6.8)

$$\bar{Y}_H = \frac{M_a y_H}{M_b (1 - y_H)} = \frac{17 \cdot 0,15}{29(1 - 0,15)} = 0,1034 \frac{\text{кг} \cdot \text{NH}_3}{\text{кг} \cdot \text{возд}},$$

$$\bar{Y}_K = \frac{M_a y_K}{M_b (1 - y_K)} = \frac{17 \cdot 1,8 \cdot 10^{-2}}{29(1 - 1,8 \cdot 10^{-2})} = 1,075 \cdot 10^{-2} \frac{\text{кг} \cdot \text{NH}_3}{\text{кг} \cdot \text{возд}},$$

где $M_a=17$ – молекулярная масса аммиака (табл. 1 прил.), $M=29$ – молекулярная масса воздуха.

*Расчеты выполнены Е.С. Сергеевой

Количество переданной массы M (6.9):

$$M = \bar{G}(\bar{Y}_H - \bar{Y}_K) = 0,0997 \cdot (0,1034 - 1,075 \cdot 10^{-2}) = 9,24 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с},$$

где $\bar{G} = G_H \left(1 - \frac{M_a y_H}{M_{\text{смг}}} \right) = 0,11 \left(1 - \frac{17 \cdot 0,15}{27,2} \right) = 0,0997 \text{ кг/с}.$

Молекулярная масса смеси газов $M_{\text{смг}}$:

$$M_{\text{смг}} = (M_a y_H + M_b (1 - y_H)) = 17 \cdot 0,15 + 29(1 - 0,15) = 27,2 \text{ кмоль/кг}.$$

Коэффициент распределения m, \bar{m} (6.4), (6.5) (для аммиака в воздухе $m \approx 1$):

$$m \approx 1 \left(\frac{\text{мольн. д.}}{\text{мольн. д.}} \right), \quad \bar{m} = m \frac{M_{\text{смж}}}{M_{\text{смг}}} = 1 \frac{18}{27,2} = 0,66 \frac{\text{масс. д.}}{\text{масс. д.}}.$$

Минимальный расход жидкого поглотителя \bar{L}_{min} (6.17):

$$\bar{L}_{\text{min}} = \frac{M}{\bar{X}_K^* - \bar{X}_H} = \frac{9,24 \cdot 10^{-3}}{0,1567 - 0} = 5,9 \cdot 10^{-2} \text{ кг/с},$$

где $\bar{X}_K^* = \bar{Y}_H / \bar{m} = \frac{0,1034}{0,66} = 0,1567 \text{ кг NH}_3/\text{кг H}_2\text{O}.$

Рабочий расход поглотителя \bar{L} (6.18):

$$\bar{L} = \phi \bar{L}_{\text{min}} = 1,5 \cdot 5,9 \cdot 10^{-2} = 8,85 \cdot 10^{-2} \text{ кг/с}.$$

Концентрация поглотителя в жидкости на выходе \bar{X}_K :

$$\bar{X}_K = \bar{X}_H + \frac{M}{\bar{L}} = 0 + \frac{9,24 \cdot 10^{-3}}{8,85 \cdot 10^{-2}} = 0,1044 \text{ кг NH}_3/\text{кг H}_2\text{O}.$$

Для данной насадки – кольца Рашига в навал с параметрами (табл. 22 прил. с учетом табл. 4) $V_{св}=0,7 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $a_v=440 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – уравнение (6.23) примет вид:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{св}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = A - B \left(\frac{\bar{L}}{\bar{G}} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125},$$

$$\lg \left(\frac{W_3^2 \cdot 440 \cdot 1,2 \cdot 1^{0,16}}{9,81 \cdot 0,7^3 \cdot 1000} \right) = -0,073 - 1,75 \cdot \left(\frac{8,85 \cdot 10^{-2}}{0,0997} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{1,2}{1000} \right)^{0,125}.$$

или после вычислений

$$\lg(0,1569 W_3^2) = -0,806,$$

Из данного выражения получим:

$$W_3 = \sqrt{\frac{10^{-0,806}}{0,1569}} = 0,998 \text{ м/с};$$

где $\rho_{\text{ж}} = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$, $\rho_{\Gamma} = 1,2 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$, $\mu_{\text{ж}} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ (табл. 3, 7, 8 прил.).

Рабочая скорость газа W (6.24):

$$W = b W_3 = 0,75 \cdot 0,998 = 0,7485 \text{ м/с}.$$

Диаметр колонны $D_{\text{к}}$ (6.25):

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\Gamma} 0,785 W}} = \sqrt{\frac{0,11}{1,2 \cdot 0,785 \cdot 0,7485}} = 0,395 \text{ м}.$$

Из табл. 6.4, 6.5 выбираем колонну диаметром $D_{\text{ст}}=0,4 \text{ м}$. Тогда площадь колонны:

$$S_k = \frac{\pi D_{\text{гост}}^2}{4} = \frac{\pi 0,4^2}{4} = 0,1257 \text{ м}^2.$$

Уточняем скорость газа $W = G / (\rho_{\Gamma} S_k)$ ($W = 0,73 \text{ м/с}$).

Коэффициент растекания жидкости \tilde{D} (6.27):

$$\tilde{D} = a_1 + b_1 \lg d_{\text{нас}} = 0,135 + 0,572 \lg 1 = 0,135 \text{ см.}$$

По рис. 6.10 для $\tilde{D} = 0,135 \text{ см}$ число точек орошения $n = 40$ при высоте растекания $h = 1 \text{ м}$.

Средняя движущая сила массопередачи $\Delta \bar{Y}_{\text{cp}}$ (6.20):

$$\begin{aligned} \Delta Y_{\text{cp}} &= \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{H}} - \Delta \bar{Y}_{\text{K}}}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{H}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{K}}}} = \frac{3,45 \cdot 10^{-2} - 1,075 \cdot 10^{-2}}{\ln \frac{3,45 \cdot 10^{-2}}{1,075 \cdot 10^{-2}}} = \\ &= 2,0367 \cdot 10^{-2} \text{ кг NH}_3 / \text{кг возд.}, \end{aligned}$$

где $\Delta \bar{Y}_{\text{H}} = \bar{Y}_{\text{H}} - \bar{Y}_{\text{H}}^* = 0,1034 - 6,89 \cdot 10^{-2} = 3,45 \cdot 10^{-2} \text{ кг NH}_3 / \text{кг возд.},$

$\Delta \bar{Y}_{\text{K}} = \bar{Y}_{\text{K}} - \bar{Y}_{\text{K}}^* = 1,075 \cdot 10^{-2} - 0 = 1,075 \cdot 10^{-2} \text{ кг NH}_3 / \text{кг возд.},$

$$\bar{Y}_{\text{H}}^* = \bar{m} \bar{X}_{\text{K}} = 0,66 \cdot 0,1044 = 6,89 \cdot 10^{-2}, \quad \bar{Y}_{\text{K}}^* = \bar{m} \bar{X}_{\text{H}} = 0,66 \cdot 0 = 0.$$

Число единиц переноса $n_{\text{ог}}$ (6.22):

$$n_{\text{ог}} = \frac{\bar{Y}_{\text{H}} - \bar{Y}_{\text{K}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{cp}}} = \frac{0,1034 - 1,075 \cdot 10^{-2}}{2,0367 \cdot 10^{-2}} = 4,55.$$

Критерий Рейнольдса газа Re_{Γ} (6.44):

$$\text{Re}_{\Gamma} = \frac{4W \rho_{\Gamma}}{a_{\nu} \mu_{\Gamma}} = \frac{4 \cdot 0,73 \cdot 1,2}{440 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5}} = 453,$$

где $\mu_{\Gamma} = 1,8 \cdot 10^{-5}$ Па·с (табл. 8 прил.).

Коэффициент гидравлического сопротивления λ (6.43):

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}_{\Gamma}^{0,2}} = \frac{16}{453,64^{0,2}} = 4,71.$$

Сопротивление сухого насадочного слоя $\Delta \bar{P}'_{\text{сух}}$ (6.41):

$$\Delta P'_{\text{сух}} = \lambda \frac{1}{d_{\text{ЭКВ}}} \frac{\rho_{\Gamma} \left(\frac{W}{V_{\text{СВ}}} \right)^2}{2} = 4,71 \cdot \frac{1}{6,36 \cdot 10^{-3}} \cdot \frac{1,2 \cdot \left(\frac{0,73}{0,7} \right)^2}{2} = 508 \text{ Па/м},$$

$$\text{где } d_{\text{ЭКВ}} = \frac{4V_{\text{СВ}}}{a_{\nu}} = \frac{4 \cdot 0,7}{440} = 6,36 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$$

Сопротивление орошаемого насадочного слоя $\Delta P'_{\text{ор}}$ (6.45):

$$\Delta P'_{\text{ор}} = \Delta P'_{\text{сух}} 10^{b'q} = 508 \cdot 10^{184 \cdot 7,04 \cdot 10^{-4}} = 684 \text{ Па/м},$$

$$\text{где } q = \frac{\bar{L}}{S_{\text{к}} \rho_{\text{ж}}} = \frac{8,85 \cdot 10^{-2}}{0,1257 \cdot 1000} = 7,04 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

Коэффициент смачиваемости ψ (6.38):

$$\psi = 1 - \exp\left(-0,16 \cdot 6,4^{0,4}\right) = 0,286,$$

$$\text{где } \text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4q\rho_{\text{ж}}}{a_{\nu}\mu_{\text{ж}}} = \frac{4 \cdot 7,04 \cdot 10^{-4} \cdot 1000}{440 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 6,4.$$

Диссипация энергии газового потока $\varepsilon_{\Gamma-\text{ж}}$ (6.36):

$$\varepsilon_{\Gamma-\text{ж}} = \frac{\Delta P'_{\Gamma-\text{ж}} W}{V_{\text{СВ}} - \delta_{\text{ж}}} = \frac{321,86 \cdot 0,73}{0,7 - 2,299 \cdot 10^{-2}} = 355,8 \text{ Вт/м}^3,$$

где

$$\Delta P'_{\Gamma-ж} = \Delta P'_{\text{оп}} - \Delta P'_{\text{сух}} (1 - \psi_M) = 684,61 - 508,05 \cdot (1 - 0,286) = 321,86 \text{ Па/м},$$

$$\delta_{ж} = \delta_{жст} + \delta_{жд} = 2,34 \cdot 10^{-5} + 2,296 \cdot 10^{-2} = 2,299 \cdot 10^{-2},$$

$$\delta_{жст} = b_2 d_{ш}^{-p} \mu_{ж}^m \sigma^n \rho_{ж}^{-0,37} =$$

$$= 0,00005 \cdot (2,37 \cdot 10^{-2})^{-1,21} (1 \cdot 10^{-3})^{0,02} (0,0728)^{0,99} (1000)^{-0,37} = 2,34 \cdot 10^{-5},$$

$$d_{ш} = \sqrt{\frac{a_v}{\pi N}} = \sqrt{\frac{440}{3,14 \cdot 250000}} = 2,37 \cdot 10^{-2} \text{ м}, \sigma_{ж} = 0,0728 \text{ Н/м},$$

$$\delta_{жд} = 0,38 \text{Re}_{ж}^{0,56} \text{Ga}^{-0,33} = 0,38 \cdot 6,4^{0,56} \cdot 115162,47^{-0,33} = 2,296 \cdot 10^{-2}.$$

Критерий Галилея Ga (6.40):

$$\text{Ga} = \frac{g \rho_{ж}^2}{\mu_{ж}^2 a_v^3} = \frac{9,81 \cdot 1000^2}{(1 \cdot 10^{-3})^2 440^3} = 115162,47.$$

Коэффициент массоотдачи в газе β_{Γ} (6.35):

$$\beta_{\Gamma} = 0,013 \frac{\left(\varepsilon_{\Gamma-ж} \frac{v_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,25}}{\text{Sc}_{\Gamma}^{\frac{2}{3}} q^{0,4}} = 0,013 \frac{\left(355,85 \cdot \frac{1,5 \cdot 10^{-5}}{1,2} \right)^{0,25}}{0,84^{0,6} (7,04 \cdot 10^{-4})^{0,4}} = 6,88 \cdot 10^{-2} \text{ м/с}$$

$$\text{при } \text{Sc}_{\Gamma} = \frac{v_{\Gamma}}{D_{\Gamma}} = \frac{1,5 \cdot 10^{-5}}{1,79 \cdot 10^{-5}} = 0,84, \quad v_{\Gamma} = \frac{\mu}{\rho} = \frac{1,8 \cdot 10^{-5}}{1,2} = 1,5 \cdot 10^{-5},$$

где

$$D_{\Gamma} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{\frac{3}{2}}}{P \left(v_A^{\frac{3}{2}} + v_B^{\frac{3}{2}} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} =$$

$$= \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{\frac{3}{2}}}{P \left(v_A^{\frac{3}{2}} + v_B^{\frac{3}{2}} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} 293^{\frac{3}{2}}}{1 \left(25,8^{\frac{3}{2}} + 29,9^{\frac{3}{2}} \right)} \sqrt{\frac{1}{17} + \frac{1}{29}} = 1,79 \cdot 10^{-5}.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкости $\beta_{ж}$ (6.46):

$$\beta_{ж} = 0,93 \sqrt{\frac{q a_v \Psi_M D_{ж}}{\pi V_{св} \delta_{жд}}} = 0,93 \cdot \sqrt{\frac{7,04 \cdot 10^{-4} \cdot 440 \cdot 0,286 \cdot 1,8 \cdot 10^{-9}}{3,14 \cdot 0,7 \cdot 2,296 \cdot 10^{-2}}} = 5,23 \cdot 10^{-5},$$

$$D_{ж} = 1,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с} \text{ (табл. 19 прил.)}.$$

Коэффициент массопередачи $K_{ог}$ (6.34):

$$K_{ог} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma}} + \frac{\bar{m} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{ж}} \right)}{\beta_{ж}}} = \left[\left(\frac{1}{6,88 \cdot 10^{-2}} \right) + \left(\frac{0,66 \cdot \frac{1,2}{1000}}{5,23 \cdot 10^{-5}} \right) \right]^{-1} = 3,37 \cdot 10^{-2} \text{ м/с}.$$

Высота единиц переноса $h_{ог}$ (6.47):

$$h_{ог} = \frac{\bar{G}}{\rho_{\Gamma} K_{ог} S_K a_v \Psi_a} = \frac{0,0997}{1,2 \cdot 3,37 \cdot 10^{-2} \cdot 0,1257 \cdot 440 \cdot 0,0549} = 0,806,$$

$$\text{где } \Psi_a = A_3 W_{ж}^{0,455} (\sigma)^{-m_3} = 2,26 \cdot 0,704^{0,455} \cdot (0,0728 \cdot 10^3)^{-0,83} = 0,0549,$$

при $W_{\text{ж}} = q \rho_{\text{ж}} = 7,04 \cdot 10^{-4} \cdot 1000 = 0,704$ и

$$m_3 = b_3 d_{\text{нас}}^{-p_3} = 0,83 \cdot 1^{-0,48} = 0,83.$$

Высота слоя насадки H_{H} (6.48):

$$H_{\text{H}} = h_{\text{ог}} n_{\text{ог}} = 0,806 \cdot 4,55 = 3,67 \text{ м.}$$

Поверхность массопередачи F (6.49) и (6.50):

$$F = a_v \psi_a S_{\text{к}} H = 440 \cdot 0,0549 \cdot 0,1257 \cdot 3,67 = 11,15,$$

$$F = \frac{M}{K_{\text{ог}} \Delta \bar{Y}_{\text{ср}} \rho_{\text{Г}}} = \frac{9,24 \cdot 10^{-3}}{3,37 \cdot 10^{-2} \cdot 2,0367 \cdot 10^{-2} \cdot 1,2} = 11,23.$$

Поверхности массопередачи F , рассчитанные по формулам (6.49) и (6.50), согласуются с погрешностью около 1 %, следовательно, расчет выполнен правильно.

Высота секции насадки в абсорбере:

$$H_{\text{сек}} = 4D_{\text{к}} = 4 \cdot 0,4 = 1,6 \text{ м.}$$

Число секций $n = H_{\text{H}} / H_{\text{сек}} = 3,67 / 1,6 = 2,3$, т.е. принимается $n=3$, $H_{\text{сек}}=1,23\text{м.}$

6.15.2. Абсорбция ацетилена водой

Рассчитать насадочный абсорбер с кольцами Рашига 25×25 мм со свободным объёмом $V_{\text{св}}=0,78$, с удельной поверхностью $a_v = 140$ для абсорбции смеси азота и ацетилена водой при $t=20$ °С и $p=765$ мм рт. ст. Начальная концентрация ацетилена в азоте $Y_{\text{H}}=0,284$ мольных долей, конечная концентрация ацетилена в азоте $Y_{\text{H}}=0,0284$ мольных долей. Массовый расход газовой смеси $G=0,24$ кг/с. Начальная концентрация диоксида углерода в жидкости (воде) $X_{\text{H}}=0$. Число насадочных элементов в $1 \text{ м}^3 N=20$ 200 штук.

Степень извлечения (6.10)

$$\varphi = \frac{y_{\text{H}} - y_{\text{K}}}{y_{\text{H}}} = \frac{0,284 - 0,0284}{0,284} = 0,9.$$

Относительная массовая концентрация (6.8)

$$\bar{Y}_{\text{H}} = \frac{M_a y_{\text{H}}}{M_b (1 - y_{\text{H}})} = \frac{26 \cdot 0,284}{28(1 - 0,284)} = 0,3683 \frac{\text{кг} \cdot \text{C}_2\text{H}_2}{\text{кг} \cdot \text{N}_2},$$

$$\bar{Y}_{\text{K}} = \frac{M_a y_{\text{K}}}{M_b (1 - y_{\text{K}})} = \frac{26 \cdot 0,0284}{28(1 - 0,0284)} = 0,0271 \frac{\text{кг} \cdot \text{C}_2\text{H}_2}{\text{кг} \cdot \text{N}_2},$$

где $M_a=26$ – молекулярная масса ацетилена, $M_b=28$ – молекулярная масса азота (табл. 20 приложения).

Количество переданной массы M (6.9):

$$M = \bar{G}(\bar{Y}_{\text{H}} - \bar{Y}_{\text{K}}) = 0,175(0,3683 - 0,0271) = 0,059 \text{ кг/с},$$

где $\bar{G} = G_{\text{H}} \left(1 - \frac{M_a y_{\text{H}}}{M_{\text{смг}}} \right) = 0,24 \left(1 - \frac{26 \cdot 0,284}{27,432} \right) = 0,175 \text{ кг/с}.$

Молекулярная масса смеси газов $M_{\text{смг}}$:

$$M_{\text{смг}} = (M_a y_{\text{H}} + M_b (1 - y_{\text{H}})) = 26 \cdot 0,284 + 28(1 - 0,284) = 27,432 \text{ кмоль/кг}.$$

Коэффициент распределения m , \bar{m} (6.4), (6.5) для ацетилена в азоте:

$$m = \frac{E}{p},$$

где E – константа Генри, зависящая от температуры и от природы газа и жидкости, по табл. 21 прил. $E=0,92 \cdot 10^6$, p – парциальное давление газовой смеси.

$$m = \frac{0,92 \cdot 10^6}{765 \cdot 28,4} = 42,35 \left(\frac{\text{мольн. д.}}{\text{мольн. д.}} \right),$$

$$\bar{m} = m \frac{M_{\text{смж}}}{M_{\text{смг}}} = 42,35 \frac{18}{27,432} = 27,789 \frac{\text{масс. д.}}{\text{масс. д.}}$$

Минимальный расход жидкого поглотителя \bar{L}_{\min} (6.17):

$$\bar{L}_{\min} = \frac{M}{\bar{X}_{\text{к}}^* - \bar{X}_{\text{н}}} = \frac{0,059}{0,013 - 0} = 4,538 \text{ кг/с,}$$

где $\bar{X}_{\text{к}}^* = \bar{Y}_{\text{н}}/\bar{m} = \frac{0,3683}{27,789} = 0,013 \text{ кг C}_2\text{H}_2/\text{кг H}_2\text{O}.$

Рабочий расход поглотителя \bar{L} (6.18):

$$\bar{L} = \phi \bar{L}_{\min} = 1,5 \cdot 4,538 = 6,807 \text{ кг/с.}$$

Концентрация поглотителя в жидкости на выходе $\bar{X}_{\text{к}}$:

$$\bar{X}_{\text{к}} = \bar{X}_{\text{н}} + \frac{M}{\bar{L}} = 0 + \frac{0,059}{6,807} = 0,0087 \text{ кг C}_2\text{H}_2/\text{кг H}_2\text{O}.$$

Для данной насадки – кольца Рашига в навал с параметрами $V_{\text{св}}=0,78 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $a_v=140 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – уравнение (6.23) примет вид:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = -0,073 - 1,75 \left(\frac{\bar{L}}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125},$$

$$\lg \left(\frac{W_3^2 140 \cdot 1,215 \cdot 1^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3 \cdot 1000} \right) = -0,073 - 1,75 \cdot \left(\frac{6,807}{0,175} \right)^{0,25} \left(\frac{1,215}{1000} \right)^{0,125}.$$

или

$$\lg(0,0365W_3^2) = -1,966,$$

Отсюда:

$$W_3 = \sqrt{\frac{10^{-1,966}}{0,0365}} = 0,5443 \text{ м/с};$$

где $\rho_{\text{ж}} = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$; $\rho_{\text{г}} = 1,215 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$; $\mu_{\text{ж}} = 1 \text{ мПа}\cdot\text{с}$ (табл. 3, 7, 8 прил.).

Рабочая скорость газа W (6.24):

$$W = bW_3 = 0,75 \cdot 0,5443 = 0,4082 \text{ м/с}.$$

Диаметр колонны $D_{\text{к}}$ (6.25):

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\text{г}} 0,785W}} = \sqrt{\frac{0,24}{1,215 \cdot 0,785 \cdot 0,4082}} = 0,7851 \text{ м}.$$

Из табл. 6.4, 6.5 выбираем колонну диаметром $D_{\text{ст}} = 0,8 \text{ м}$. Тогда площадь колонны

$$S_{\text{к}} = \frac{\pi D_{\text{гост}}^2}{4} = \frac{\pi 0,8^2}{4} = 0,5026 \text{ м}^2.$$

Уточняем скорость газа $W = G/(\rho_{\text{г}} S_{\text{к}})$ ($W = 0,4 \text{ м/с}$).

Коэффициент растекания жидкости \tilde{D} (6.27):

$$\tilde{D} = a_1 + b_1 \lg d_{\text{нас}} = 0,135 + 0,572 \lg 2,5 = 0,363 \text{ см}.$$

По рис. 6.10 для $\tilde{D} = 0,363 \text{ см}$ число точек орошения $n = 30$ при высоте растекания $h = 1 \text{ м}$.

Средняя движущая сила массопередачи $\Delta \bar{Y}_{\text{ср}}$ (6.20):

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{н}} - \Delta \bar{Y}_{\text{к}}}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{н}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{к}}}} = \frac{0,1265 - 0,0271}{\ln \frac{0,1265}{0,0271}} = 0,065 \text{ кг } \text{C}_2\text{H}_2 / \text{кг } \text{N}_2,$$

где $\Delta \bar{Y}_{\text{н}} = \bar{Y}_{\text{н}} - \bar{Y}_{\text{н}}^* = 0,3683 - 0,2418 = 0,1265 \text{ кг } \text{C}_2\text{H}_2 / \text{кг } \text{N}_2,$

$$\Delta \bar{Y}_K = \bar{Y}_K - \bar{Y}_K^* = 0,0271 - 0 = 0,0271 \text{ кг C}_2\text{H}_2 / \text{кг N}_2.$$

$$\bar{Y}_H^* = \bar{m} \bar{X}_K = 27,789 \cdot 0,0087 = 0,2418; \bar{Y}_K^* = \bar{m} \bar{X}_H = 27,789 \cdot 0 = 0.$$

Число единиц переноса $n_{ог}$ (6.22):

$$n_{ог} = \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_K}{\Delta \bar{Y}_{cp}} = \frac{0,3683 - 0,0271}{0,065} = 5,25.$$

Критерий Рейнольдса газа Re_Γ (6.44):

$$Re_\Gamma = \frac{4W \rho_\Gamma}{a_v \mu_\Gamma} = \frac{4 \cdot 0,4 \cdot 1,215}{140 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5}} = 787,$$

где $\mu_\Gamma = 1,8 \cdot 10^{-5}$ Па·с.

Коэффициент гидравлического сопротивления λ (6.43):

$$\lambda = \frac{16}{Re_\Gamma^{0,2}} = \frac{16}{787^{0,2}} = 4,216.$$

Сопротивление сухого насадочного слоя $\Delta \bar{P}'_{сух}$ (6.41):

$$\begin{aligned} \Delta P'_{сух} &= \lambda \frac{1}{d_{эКВ}} \frac{\rho_\Gamma \left(\frac{W}{V_{св}} \right)^2}{2} = \\ &= 4,216 \frac{1}{0,0223} \frac{1,215 \cdot \left(\frac{0,4}{0,78} \right)^2}{2} = 31,4 \text{ Па/м,} \end{aligned}$$

где $d_{эКВ} = \frac{4V_{св}}{a_v} = \frac{4 \cdot 0,78}{140} = 0,0223$ м.

Сопротивление орошаемого насадочного слоя $\Delta P'_{ор}$ (6.45):

$$\Delta P'_{\text{оп}} = \Delta P'_{\text{сух}} 10^{b'q} = 31,4 \cdot 10^{184 \cdot 0,0135} = 9587,4 \text{ Па/м},$$

$$\text{где } q = \frac{\bar{L}}{S_{\text{к}} \rho_{\text{ж}}} = \frac{6,807}{0,5026 \cdot 1000} = 0,0135 \text{ м/с}.$$

Коэффициент смачиваемости ψ (6.38):

$$\psi = 1 - \exp\left(-0,16 \cdot 385,714^{0,4}\right) = 0,82,$$

$$\text{где } \text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4q\rho_{\text{ж}}}{a_{\text{v}}\mu_{\text{ж}}} = \frac{4 \cdot 0,0135 \cdot 1000}{140 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 385,7.$$

Диссипация энергии газового потока $\varepsilon_{\text{Г-ж}}$ (6.36):

$$\varepsilon_{\text{Г-ж}} = \frac{\Delta P'_{\text{Г-ж}} W}{V_{\text{св}} - \delta_{\text{ж}}} = \frac{9582,193 \cdot 0,4}{0,78 - 0,07338} = 5535,438 \text{ Вт/м}^3,$$

$$\text{где } \Delta P'_{\text{Г-ж}} = \Delta P'_{\text{оп}} - \Delta P'_{\text{сух}} (1 - \psi_{\text{м}}) = 9587,4 - 31,4 \cdot (1 - 0,82) = 9582 \text{ Па/м},$$

$$\delta_{\text{ж}} = \delta_{\text{жст}} + \delta_{\text{жд}} = 1,012 \cdot 10^{-5} + 0,07337 = 0,07338,$$

$$\delta_{\text{жст}} = b_2 d_{\text{ш}}^{-p} \mu_{\text{ж}}^m \sigma_{\text{ж}}^n \rho_{\text{ж}}^{-0,37} =$$

$$= 0,00005 (0,047)^{-1,21} (1 \cdot 10^{-3})^{0,02} (0,0728)^{0,99} (1000)^{-0,37} = 1,021 \cdot 10^{-5},$$

$$d_{\text{ш}} = \sqrt{\frac{a_{\text{v}}}{\pi N}} = \sqrt{\frac{140}{3,14 \cdot 20200}} = 0,047 \text{ м}, \sigma_{\text{ж}} = 0,0728 \text{ Н/м},$$

$$\delta_{\text{жд}} = 0,38 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,56} \text{Ga}^{-0,33} = 0,38 \cdot 385,714^{0,56} \cdot 3575072,9^{-0,33} = 0,07337.$$

Критерий Галилея Ga (6.40):

$$\text{Ga} = \frac{g \rho_{\text{ж}}^2}{\mu_{\text{ж}}^2 a_{\text{v}}^3} = \frac{9,81 \cdot 1000^2}{(1 \cdot 10^{-3})^2 140^3} = 3575072,9.$$

Коэффициент массоотдачи в газе β_{Γ} (6.35):

$$\beta_{\Gamma} = 0,013 \frac{\left(\varepsilon_{\Gamma-ж} \frac{v_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,25}}{Sc_{\Gamma}^{\frac{2}{3}} q^{0,4}} =$$

$$= 0,013 \frac{\left(5535,438 \frac{1,48 \cdot 10^{-5}}{1,215} \right)^{0,25}}{1,08^{0,667} (0,0135)^{0,4}} = 0,0352 \text{ м/с},$$

при $Sc_{\Gamma} = \frac{v_{\Gamma}}{D_{\Gamma}} = \frac{1,48 \cdot 10^{-5}}{1,37 \cdot 10^{-5}} = 1,08$; $v_{\Gamma} = \frac{\mu}{\rho} = \frac{1,8 \cdot 10^{-5}}{1,215} = 1,48 \cdot 10^{-5}$,

где

$$D_{\Gamma} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{\frac{3}{2}}}{P \left(v_A^{\frac{1}{3}} + v_B^{\frac{1}{3}} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{\frac{3}{2}}}{P \left(v_A^{\frac{1}{3}} + v_B^{\frac{1}{3}} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} =$$

$$= \frac{4,3 \cdot 10^{-7} 293^{\frac{3}{2}}}{765 \cdot 133,3 \cdot 10^{-6} \left(37^{\frac{1}{3}} + 31,2^{\frac{1}{3}} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{26} + \frac{1}{28}} = 1,37 \cdot 10^{-5}.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкости $\beta_{ж}$ (6.46):

$$\beta_{\text{ж}} = 0,93 \sqrt{\frac{q a_{\text{в}} \psi_{\text{м}} D_{\text{ж}}}{\pi V_{\text{св}} \delta_{\text{жд}}}} =$$

$$= 0,93 \sqrt{\frac{0,0135 \cdot 140 \cdot 0,8231 \cdot 1,8 \cdot 10^{-9}}{3,14 \cdot 0,78 \cdot 0,07337}} = 1,16 \cdot 10^{-4},$$

$$D_{\text{ж}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu_{\text{ж}} \left(V_A^3 + V_B^3 \right)^2}} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} =$$

$$= \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 4,7 \cdot \sqrt{1} \left(37^{\frac{1}{3}} + 18,9^{\frac{1}{3}} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{26} + \frac{1}{18}} = 1,8 \cdot 10^{-9}.$$

Коэффициент массопередачи $K_{\text{ог}}$ (6.34):

$$K_{\text{ог}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma}} + \frac{\bar{m} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)}{\beta_{\text{ж}}}} = \left[\left(\frac{1}{0,0352} \right) + \left(27,789 \frac{1,215}{1,16 \cdot 10^{-4}} \right) \right]^{-1} = 0,0031 \text{ м/с.}$$

Высота единиц переноса $h_{\text{ог}}$ (6.47):

$$h_{\text{ог}} = \frac{\bar{G}}{\rho_{\Gamma} K_{\text{ог}} S_{\text{к}} a_{\text{в}} \psi_a} = \frac{0,175}{1,215 \cdot 0,0031 \cdot 0,5026 \cdot 140 \cdot 0,745} = 0,886,$$

где $\psi_a = A_3 W_{\text{ж}}^{0,455} (\sigma)^{-m_3} = 2,26 \cdot 13,5^{0,455} \cdot (0,0728 \cdot 10^3)^{-0,535} = 0,745,$

при $W_{\text{ж}} = q \rho_{\text{ж}} = 0,0135 \cdot 1000 = 13,5$ и $m_3 = b_3 d_{\text{нас}}^{-p_3} = 0,83 \cdot 2,5^{-0,48} = 0,535.$

Высота слоя насадки $H_{\text{н}}$ (6.48):

$$H_{\text{H}} = h_{\text{ог}} n_{\text{ог}} = 0,886 \cdot 5,25 = 4,65 \text{ м.}$$

Поверхность массопередачи F (6.49) и (6.50):

$$F = a_v \psi_a S_k H = 140 \cdot 0,745 \cdot 0,5026 \cdot 4,65 = 243,76,$$

$$F = \frac{M}{K_{\text{ог}} \Delta \bar{Y}_{\text{ср}} \rho_{\Gamma}} = \frac{0,059}{0,0031 \cdot 0,065 \cdot 1,215} = 240,99.$$

Поверхности массопередачи F , рассчитанные по формулам (6.49) и (6.50), согласуются с погрешностью около 1 %, следовательно, расчет выполнен правильно.

Расчет абсорбера можно выполнить так же используя число единиц переноса $n_{\text{ох}}$, высоту единиц переноса $h_{\text{ох}}$ и коэффициент массопередачи отнесенных к концентрациям жидкой фазы (концентрация C_2H_2 в воде). Ниже приводится пример такого расчета.

Первоначально рассчитываются движущие силы массопередачи внизу абсорбера:

$$\Delta \bar{X}_{\text{H}} = \bar{X}_{\text{H}}^* - \bar{X}_{\text{H}} = 0,0009 - 0 = 0,0009,$$

вверху абсорбера:

$$\Delta \bar{X}_{\text{K}} = \bar{X}_{\text{K}}^* - \bar{X}_{\text{K}} = 0,013 - 0,0087 = 0,0043,$$

где $\bar{X}_{\text{H}}^* = \bar{Y}_{\text{K}} / m = 0,0271 / 27,789 = 0,0009$ - равновесная концентрация компонента в газовой фазе на входе в аппарат, кг/кг.

Средняя движущая сила массопередачи

$$\Delta \bar{X}_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{X}_{\text{K}} - \Delta \bar{X}_{\text{H}}}{\ln \frac{\Delta \bar{X}_{\text{K}}}{\Delta \bar{X}_{\text{H}}}} = \frac{0,0009 - 0,0043}{\ln \frac{0,0009}{0,0043}} = 0,0022 \text{ кг/кг.}$$

Число единиц переноса $n_{\text{ох}}$ равно:

$$n_{ox} = \frac{\bar{X}_K - \bar{X}_H}{\Delta \bar{X}_{cp}} = \frac{0,0087 - 0}{0,0022} = 3,95.$$

Коэффициент массопередачи:

$$K_{ox} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma} m (\rho_{\Gamma} / \rho_{\text{ж}})} + \frac{1}{\beta_{\text{ж}}}} =$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{0,0352 \cdot 27,789 (1,215/1000)} + \frac{1}{1,16 \cdot 10^{-4}}} = 1,06 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Высота единиц переноса:

$$h_{ox} = \frac{\bar{L}}{\rho_{\text{ж}} K_{ox} S_k a_v \psi_a} = \frac{6,807}{1000 \cdot 1,06 \cdot 10^{-4} \cdot 0,5026 \cdot 140 \cdot 0,745} = 1,22.$$

Высота слоя насадки H_H в абсорбере

$$H_H = h_{ox} n_{ox} = 1,22 \cdot 3,95 = 4,82 \text{ м.}$$

Поверхность массопередачи F равна

$$F = a_v \psi_a S_k H = 140 \cdot 0,745 \cdot 0,5026 \cdot 4,82 = 252,67 \text{ м}^2.$$

Поверхность массопередачи по основному уравнению массопередачи

$$F = \frac{M}{K_{ox} \Delta \bar{X}_{cp} \rho_{\text{ж}}} = \frac{0,059}{1,06 \cdot 10^{-4} \cdot 0,0022 \cdot 1000} = 253 \text{ м}^2.$$

Значения F , полученные по обоим выражениям, согласуются с предыдущими результатами, следовательно, расчет выполнен правильно.

Насадку в абсорбере следует размещать по секциям, чтобы устранить каналообразование («пристеночный эффект»). Высота каждой секции должна быть не более $H_{\text{сек}}=(3-4)D_k$. Отсюда:

$$H_{\text{сек}}=4 \cdot 0,8=3,2 \text{ м}$$

Число секций равно:

$$n_{\text{сек}}=H_{\text{н}}/H_{\text{сек}}=4,82/3,2=1,5,$$

т.е. число секций принимаем $n_{\text{сек}}=2$, с высотой $H_{\text{сек}}=2,41$ м.

Между секциями размещаются распределительные устройства.

Энергия на подачу газа вычисляется по формуле

$$N = \Delta P_{\text{ор}} G / \rho_{\text{г}} \text{ (Вт)}$$

где $\Delta P_{\text{ор}} = \Delta P'_{\text{ор}} H + \Delta P_{\text{м}}$ - гидравлическое сопротивление всей колонны с насадкой; $\Delta P_{\text{м}}$ - сопротивление распределителей и оросительных устройств.

Общий вид насадочных колонн дан в приложении.

Контрольные вопросы

1. Раскройте принципы процессов абсорбции и десорбции. Для решения каких практических задач применяют эти процессы?
2. Сформулируйте закон Генри. Для каких систем применим этот закон?
3. Как составляется материальный баланс абсорбции? Раскройте понятие рабочей линии процессов абсорбции и десорбции.
4. Как составляется тепловой баланс процесса абсорбции? Как влияет изменение температуры в системе на положение линии равновесия?
5. Что называют минимальным и оптимальным удельными расходами абсорбента? Как влияет изменение удельного расхода абсорбента на расход абсорбента и объем абсорбера?
6. Покажите особенности кинетики процессов абсорбции и хемосорбции.
7. Перечислите основные требования к абсорбционным аппаратам. Дайте их классификацию.

8. Раскройте принцип действия пленочных абсорберов. В каких случаях применение этих аппаратов наиболее рационально?
9. Сопоставьте характеристики работы противоточных и прямоточных пленочных абсорберов.
10. Как находится диаметр и высота абсорбера?
11. Что является движущей силой массопередачи?
12. Поясните схему и устройство насадочного абсорбера.
13. Дайте сравнительную характеристику распыливающих абсорберов. В каких случаях абсорберы этого типа имеют преимущества перед другими?
14. Какие показатели являются основными при выборе конструкции абсорбера для проведения конкретного процесса абсорбции?
15. Каков порядок расчета абсорберов?
16. Как влияет брызгоунос на эффективность тарельчатых колонн?
17. Перечислите методы проведения регенерации абсорбента.
18. Приведите примеры схем установок с однократным и многократным использованием абсорбента.
19. Перечислите методы регенерации абсорбента.
20. Процесс хемосорбции.

ГЛАВА 7. ОЧИСТКА ВОДЫ ОТ РАСТВОРЕННЫХ ГАЗОВ

7.1. Общие положения

Удаление из воды растворенных газов – важная часть комплексного технологического процесса обработки воды, реализуемого на ТЭС и АЭС. Необходимость этого процесса связана со стремлением уменьшить интенсивность коррозии внутренних поверхностей теплового оборудования под действием растворенных в теплоносителе агрессивных газов. Кроме того, наличие в воде растворенной углекислоты отрицательно сказывается на эффективности работы анионитных фильтров, установленных в схеме очистки добавочной воды.

Один из основных потоков, подвергаемых дегазации, – питательная вода котлов. Однако растворенные газы удаляют и из потоков, не являющихся непосредственно рабочим телом. Такими потоками являются химическая очищенная вода, подпиточная вода тепловых сетей, конденсат пара, возвращаемый в тепловой цикл станции от внешних потребителей, охлаждающая вода конденсаторов турбин.

Кислород O_2 и диоксид углерода CO_2 присутствует в воде в результате растворения при контакте воды с атмосферным воздухом. Углекислота появляется в воде также в процессе химического обессоливания после стадии Н-катионирования, а при умягчении воды методами Na^+ и H^+ Na-катионирования вода дополнительно насыщается связанным диоксидом углерода. Азот – инертный газ, его наличие в воде обусловлено контактом воды с атмосферным воздухом, появление водорода H_2 в воде – коррозией внутренних поверхностей теплосилового оборудования. Аммиак NH_3 попадает в воду главным образом в результате аминирования питательной воды и, кроме того, присутствует в химически очищенной воде, если в схеме подготовки воды установлены NH_4 -катионитные фильтры. Такие газы, как сернистый ангидрид SO_2 и сероводород H_2S , могут присутствовать в теплоносителе при использовании на станции котлов среднего давления и обработке питательной воды сульфитом натрия.

Наиболее эффективный способ удаления растворенных газов из воды – десорбция. Этот способ основан на известных законах Генри – Дальтона, характеризующих зависимость между концентрацией в воде

растворенного газа и его парциальным давлением. Применение этих законов дает возможность определить концентрацию при том условии, что в паровом пространстве над водой находится лишь рассматриваемый газ и отсутствуют другие газы. Концентрация растворенного в воде газа выражается уравнением:

$$C_{\Gamma} = k_{\Gamma} p_{\Gamma} = k_{\Gamma} (p_{\text{общ}} - p_{\text{H}_2\text{O}}), \quad (7.1)$$

где C_{Γ} – концентрация растворенного в воде газа; k_{Γ} – коэффициент абсорбции газа водой; $p_{\text{общ}}$ – общее давление; $p_{\text{H}_2\text{O}}$ – парциальное давление водяного пара; p_{Γ} – парциальное давление газа.

Как видно из уравнения (7.1) понижение концентрации газа в воде происходит с уменьшением разности $p_{\text{общ}} - p_{\text{H}_2\text{O}}$, т.е. в случае приближении парциального давления водяных паров к значению полного давления газовой смеси. Это достигается созданием над поверхностью воды, содержащей рассматриваемый газ, смеси газов, в составе которой практически отсутствует удаляемый из воды газ. Таким образом, для удаления газа из воды необходимо создать условия, при которых парциальное давление его над поверхностью воды было бы равно нулю.

Условно газы подразделяются на хорошо, умеренно и плохо растворимые в жидкостях. Так в зависимости от константы фазового равновесия m , коэффициентов массоотдачи в жидкой $\beta_{\text{ж}}$ и газовой β_{Γ} фазах один и тот же газ может вести себя и как хорошо, и так плохо растворимый. В уравнении (6.34) член $1/\beta_{\Gamma}$ выражает сопротивление газовой фазы, а $\bar{m}(p_{\Gamma}/p_{\text{ж}})/\beta_{\text{ж}}$ – сопротивление жидкой. В качестве приближенной ориентировки при $m < 1$ газы можно рассматривать как хорошо растворимые, при $m > 100$, так плохо растворимые, а при $m = 1 - 100$ – как умеренно растворимые. Примерами хорошо растворимых газов являются NH_3 и HCl , плохо растворимым CO_2 .

7.2. Требования, предъявляемые к декарбонизаторам

Требования, предъявляемые к декарбонизаторам, обусловлены тем, что декарбонизаторы, с одной стороны, являются физико-химическими массообменными, в некоторых случаях тепломассообменными, аппаратами, а с другой стороны, они входят в

качестве одного из элементов в ряд систем: систему декарбонизаторы – деаэраторы, объединенную одной функцией входящих в нее аппаратов (дегазацией воды), водоподготовительную установку, представляющую собой совокупность аппаратов для противонакипной и противокоррозионной обработки воды, а также в теплоэнергетическую установку (тепловую электростанцию или котельную) в целом.

Приведенные в литературе данные о равновесии свободного диоксида углерода в системе вода – воздух и основах его десорбции, а также результаты исследования десорбции CO_2 в теплоэнергетических установках [24, 25] позволяют обобщить требования к декарбонизаторам в следующем виде:

1. В декарбонизаторе должна быть обеспечена максимальная движущая сила десорбции, т.е. разность между равновесным парциальным давлением свободного диоксида углерода, соответствующим концентрации CO_2 в обрабатываемой воде, и парциальным давлением CO_2 в воздухе, используемом в качестве десорбирующего агента. Это требование в наибольшей мере выполняется при противоточной схеме движения воды и воздуха в декарбонизаторе.

2. Для постоянного поддержания движущей силы процесса десорбции на необходимом уровне должен быть обеспечен достаточный удельный расход воздуха, контактирующего в декарбонизаторе с водой.

3. Способ диспергирования воды в декарбонизаторе должен обеспечить максимальную поверхность контакта фаз при приемлемой величине энергетических затрат на диспергирование.

4. Температура декарбонизируемой воды должна поддерживаться на достаточном для организации эффективной десорбции CO_2 и возможном по условиям работы водоподготовительной установки уровне.

5. В качестве основного показателя массообменной эффективности декарбонизаторов следует принимать возможность достижения требуемой величины остаточного содержания свободного диоксида углерода в декарбонизированной воде $\text{CO}_{\text{CO}_2}^{\text{ост}}$. Обычно одним из

основных показателей массообменной эффективности принимают коэффициент десорбции K , от которого зависят производительность и размер аппарата. Однако принимать величину K в качестве единственного показателя эффективности массопередачи в декарбонизаторе нельзя, т.к. высокие значения K при удалении свободного диоксида углерода из воды с большим начальным

содержанием CO_2 еще не гарантируют возможности достижения требуемой величины остаточного содержания CO_2 . Величина $\text{CO}_{\text{CO}_2}^{\text{ост}}$ должна обеспечивать возможность последующего полного удаления CO_2 из воды в деаэраторах. Так, при деаэрации декарбонизированной воды в струйно-барботажных вакуумных деаэраторах горизонтального типа величина $\text{CO}_{\text{CO}_2}^{\text{ост}}$ не должна превышать 3 мг/л.

6. Требуемая массообменная эффективность декарбонизатора должна достигаться при минимальных энергетических затратах на декарбонизацию.

7. При выборе методов интенсификации десорбции CO_2 в декарбонизаторе: механических (путем повышения давления распыливаемой воды, расхода нагнетаемого или эжектируемого воздуха) или тепловых (путем нагрева обрабатываемой воды или подаваемого в декарбонизатор воздуха), - предпочтение следует отдавать тепловым методам, т.к. воспринятая декарбонизированной водой теплота не теряется, а может использоваться далее в цикле теплоэнергетической установки.

Кроме перечисленных специфических требований, при проектировании и эксплуатации декарбонизаторов должен соблюдаться ряд общих требований, предъявляемых к массообменным аппаратам и оборудованию теплоэнергетических установок: надежность работы, простота, удобство и безопасность обслуживания, приемлемая стоимость оборудования и строительного-монтажных работ.

7.3. Классификация декарбонизаторов

По принципу образования межфазной поверхности все известные типы декарбонизаторов можно разделить на две группы: аппараты с фиксированной поверхностью контакта фаз и аппараты со свободной поверхностью контакта, образующейся в процессе взаимодействия воды и воздуха [24, 25]. К первой группе относятся декарбонизаторы насадочного типа, ко второй – распылительные, эжекционные, пенные, барботажные декарбонизаторы. Отметим, что при определенных гидродинамических режимах, например, при возникновении в насадке барботажа, насадочные аппараты также могут быть отнесены ко второй группе декарбонизаторов.

Декарбонизаторы классифицируют также по применяемому в них способу распределения обрабатываемой воды в воздухе или воздуха в воде: пленочные, капельные, барботажные, пенные. Пленочные декарбонизаторы, в свою очередь, подразделяют по типу укладки насадки: с упорядоченной деревянной хордовой насадкой, с неупорядоченной насадкой из керамических колец Рашига, сидел Инталокс и др. Из капельных декарбонизаторов наиболее известны вакуумно-эжекционные и распылительные аппараты. В качестве декарбонизаторов могут также применяться вакуумные деаэратеры со струйным и барботажным способами распределения воды и пара, который служит в них десорбирующим агентом.

Классификация декарбонизаторов по схеме движения воды и воздуха включает две группы аппаратов: противоточные и прямоточные. Противоточная схема движения воды и воздуха принята в насадочных, барботажных и пенных декарбонизаторах, а также в применяемых вместо декарбонизаторов струйно-барботажных вакуумных деаэратерах. К прямоточным декарбонизаторам относятся распылительные и вакуумно-эжекционные аппараты.

По числу ступеней десорбции CO_2 декарбонизаторы подразделяются на одноступенчатые и много ступенчатые. Одноступенчатыми обычно выполняются насадочные и распылительные декарбонизаторы. Вакуумно-эжекционные, пенные и отдельные конструкции прямоточных распылительных декарбонизаторов являются многоступенчатыми аппаратами.

7.4. Противоточные барботажные декарбонизаторы

При пропускании воздуха через слой воды в барботажном режиме создается большая площадь соприкосновения жидкой и газообразной фаз, благодаря чему появляется возможность интенсифицировать массообмен. Известны два основных типа барботажных декарбонизаторов.

Одно - и двух секционные барботажные декарбонизаторы предназначены для глубокого удаления CO_2 в установках производительностью до $20 \text{ м}^3/\text{ч}$. Эти аппараты относятся к десорберам со сплошным барботажным слоем.

Обрабатываемая вода подводится в верхнюю часть декарбонизатора, заполняет верхнюю секцию аппарата до бокового перелива и сливается нижнюю секцию, заполняя ее также до бокового

перелива. Сжатый воздух от компрессора по перфорированной трубе подводится в обе секции под дырчатые листы выпар отводится по трубе.

Разновидностью барботажных декарбонизаторов являются так называемые пенные дегазаторы (рис. 7.1).

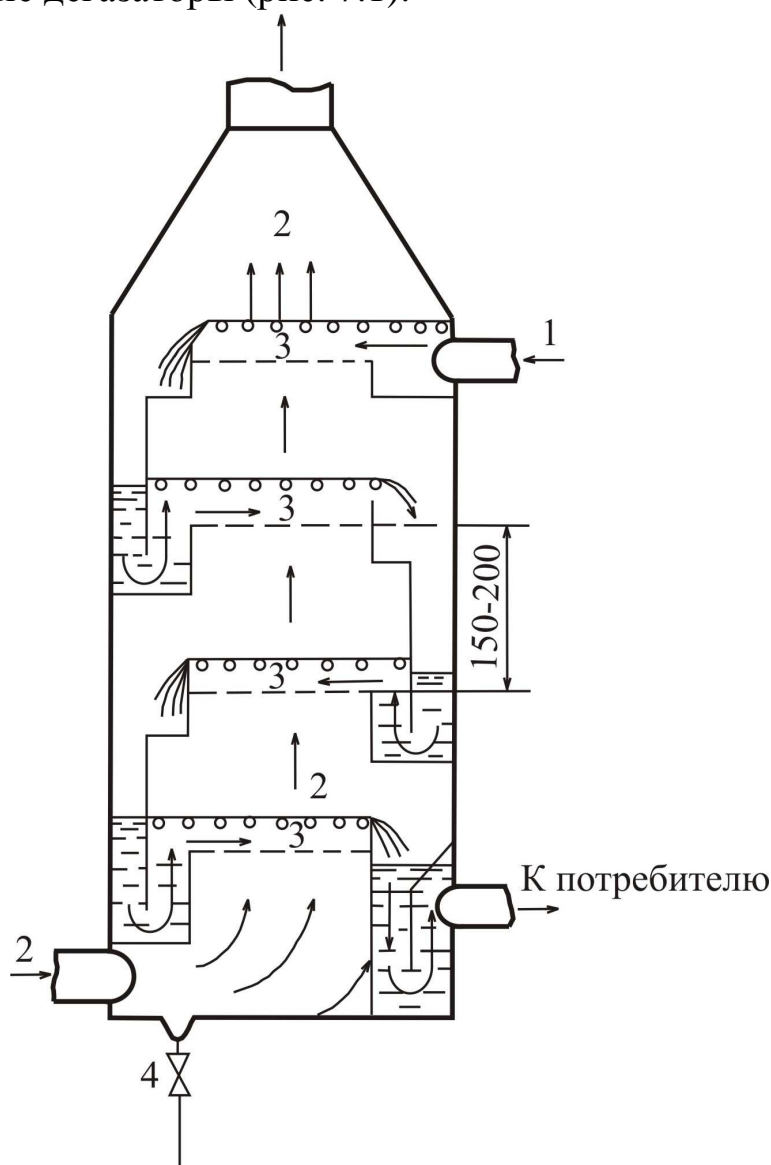


Рис. 7.1. Схема дегазатора пенного типа: 1. - трубопровод исходной воды; 2. - подача воздуха; 3. - пена; 4. - выпуск в канализацию

Пенные декарбонизаторы относятся к десорберам с непроточными ситчатыми тарелками перекрестного типа. Основными рабочими элементами пенных декарбонизаторов служат плоские перфорированные тарелки, число которых зависит от количества удаляемого газа и интенсивности массопередачи. Из соображений экономичности количество тарелок не должно превышать четырех-пяти, а производительность аппарата – $100 \text{ м}^3/\text{ч}$.

7.5. Противоточные насадочные декарбонизаторы

Декарбонизаторы насадочного типа представляют собой колонны, в которых на опорные решетки устанавливается упорядоченная (регулярная) или засыпается неупорядоченная насадка. Обрабатываемая вода стекает по насадке сверху вниз, а навстречу ей движется нагнетаемый вентилятором воздух (см. рис. 4.12). К наиболее широко применяемым простейшим регулярным насадкам относятся деревянная хордовая насадка и кольцевая (при правильной укладке колец). В некоторых зарубежных странах хордовую насадку выполняют из пластмасс и металла. В качестве элементов в неупорядоченной насадке обычно применяются кольца в виде полых цилиндров, высота которых равна наружному диаметру (кольца Рашига). Помимо колец Рашига существуют и другие виды насадочных тел (разделы 4.3, 4.4).

В табл. 4.3 приведены характеристики некоторых типов неупорядоченной насадки.

В отечественной теплоэнергетике до 70-х годов были весьма распространены пленочные декарбонизаторы с деревянной хордовой насадкой. Декарбонизатор этого типа выполняется в виде деревянной градирни с щитами, состоящими из досок, укладываемых плашмя в шахматном порядке с зазорами между ними. Одним щитом считают два ряда досок, скрепленных ребрами жесткости. Высота в свету между рядами досок равна 50 мм. Ребра жесткости имеют сечение 50×22 мм.

Декарбонизаторы с деревянной хордовой насадкой имеют очевидные недостатки: малую удельную поверхность насадки, что требует увеличения высоты аппарата, недолговечность деревянных корпуса и насадки из-за делигнификации и гниения дерева, трудность герметизации корпуса декарбонизатора. Разработанные в 60-е годы институтом Промэнергопроект декарбонизаторы со стальным корпусом более герметичны, однако имели почти те же размеры, как и аппараты с деревянным корпусом.

В настоящее время декарбонизаторы с деревянной хордовой насадкой сохранились в небольшом количестве на тепловых электростанциях старой постройки. На большинстве теплоэнергетических предприятий их вытеснили более эффективные и долговечные декарбонизаторы с неупорядоченной насадкой из керамических колец Рашига и металлическим корпусом.

Размер колец Рашига в декарбонизаторах традиционно принимается равным 25×25×3 мм. Кольца засыпаются на

поддерживающую решетку, обеспечивающую равномерный слив воды по сечению насадки и равномерное распределение воздуха под решеткой. Решетка обычно располагается на расстоянии 600 мм от дна колонки. Обрабатываемая вода поступает на насадку через водораспределительное устройство, которое обычно представляет собой плиту, имеющую 48 патрубков для слива воды в насадку и 8 патрубков для выхода пара (увлажненного воздуха, насыщенного десорбированным из воды диоксидом углерода). Высота патрубков для слива воды (над поверхностью плиты) принимается равной 100 мм, а для выпуска пара – 400 мм. Диаметры патрубков зависят от производительности декарбонизатора.

7.6. Сравнение массообменной эффективности декарбонизаторов различных типов

Интенсивность массообмена в декарбонизаторах зависит от ряда режимных факторов. Некоторые из них обусловлены общими закономерностями десорбции диоксида углерода из воды и проявляются одинаково во всех типах аппаратов, другие связаны с особенностями конструкций декарбонизаторов.

Одним из наиболее универсальных режимных факторов, определяющих эффективность десорбции, является температура обрабатываемой воды. С повышением температуры уменьшается вязкость и поверхностное натяжение воды, облегчаются условия переноса газа внутри жидкости и через поверхность раздела фаз. При повышении температуры на 15 – 20 °С остаточное содержание диоксида углерода снижается примерно в 2 раза как в насадочных, так и в струйных аппаратах.

Влияние температуры воздуха, поступающего в декарбонизатор, на эффективность десорбции оценивается по-разному. В насадочных декарбонизаторах это влияние необходимо учитывать. Ощутимое воздействие температуры воздуха на декарбонизацию в насадочных декарбонизаторах, возможно, объясняется противоточной схемой движения воды и воздуха. Можно предположить, что в прямоточных декарбонизаторах изменения температуры воздуха, смешивающегося с обрабатываемой водой на входе в аппарат сказывается на эффективности декарбонизации в меньшей степени.

Содержание свободного диоксида углерода в воде непосредственно связано со щелочностью и рН воды. При понижении щелочности десорбция затрудняется.

Из специфических факторов эффективности прямоточных декарбонизаторов вакуумно-эжекционного и распылительного типов следует отнести давление воды перед аппаратами $P_{\text{техн}}$.

На массообменную эффективность прямоточных декарбонизаторов большое влияние оказывает качество изготовления и монтажа. Насадочные декарбонизаторы менее чувствительны к качеству монтажа. Их массообменная эффективность в значительной мере определяется состоянием насадки, поэтому при эксплуатации необходимо предусматривать мероприятия по предотвращению заноса насадки отложениями из трубопроводов исходной воды и песком из водозаборных устройств.

В табл. 7.1. [24] обобщены сведения о результатах испытаний декарбонизаторов различных конструкций в относительно сравнимых условиях (по температуре и начальному содержанию диоксида углерода).

Из сравнения приведенных в таблице данных следует, что наиболее высокое качество декарбонизации достигается в насадочных с кольцами Рашига и вакуумно-эжекционных декарбонизаторов.

Таблица 7.1. Экспериментальные данные по массообменной эффективности декарбонизаторов различных конструкций.

Режимный параметр	Тип декарбонизатора			
	Насадочный	Вакуумно-эжекционный	Прямоточный распылительный	Вакуумный деаэрактор
Нагрузка декарбонизатора, %	61-84	-	68	26-110
Температура воды, °С	30-40	30-42	30	39-47
Общая щелочность, мг-экв/л	0,15-0,55	-	-	0,3-0,7
Избыточное давление, Мпа	0	0,3-0,7	0,18	-0,089÷-

				0,0928
Начальное содержание CO ₂	58,8-81,4	90	55-112	58-160
Остаточное содержание CO ₂	2,9-7,2	3-8,5	10-18,7	9-12

7.7. Пример расчета насадочного декарбонизатора [22]*

В данном разделе представлен пример расчета насадочного аппарата, обеспечивающего необходимое качество декарбонизации воды при заданной производительности.

Рассчитаем насадочный десорбер для удаления растворенного углекислого газа из воды. Расход исходной жидкости 79832 кг/ч; давление в аппарате атмосферное; температура в аппарате 60 °С; начальное содержание поглощаемого компонента в исходной смеси 47,72 мг/кг; конечное содержание 4 мг/кг. В качестве насадки выбрать кольца Рашига 25x25 внавал.

Схема рассчитываемого декарбонизатора представлена на рис. 7.1.

Необходимо определить диаметр аппарата, высоту слоя насадки и расход газового поглотителя при заданной конструкции и размерах насадочных элементов. Окончательный выбор насадки выполняется после технико-экономического анализа.

Следует отметить, что порядок расчета процесса десорбции почти аналогичен расчету абсорбера (см. главу 6) и отличается только направлением массопередачи.

Материальный баланс

Степень извлечения (или отгонки) процесса десорбции определяется:

$$\varphi = \frac{X_H - X_K}{X_H} 100 \% = \frac{47,72 - 4}{47,72} 100 \% = 91,62 \%,$$

где $X_H = 47,72 \text{ мг/кг} = 47,72 \cdot 10^{-6} \text{ кг/кг}$, $X_K = 4 \text{ мг/кг} = 4 \cdot 10^{-6} \text{ кг/кг}$

*Расчеты выполнены Е.С. Сергеевой

Количество переданной массы M компонента из газовой фазы в жидкую равно:

$$M = L(X_H - X_K) = 22,175(47,72 \cdot 10^{-6} - 4 \cdot 10^{-6}) = 0,97 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с},$$

L - массовый расход жидкой смеси на входе, кг/с,
 $L=79832 \text{ кг/ч}=22,175 \text{ кг/с}$

Расход газового поглотителя согласно известным рекомендациям принимается равным

$$G = \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} 40L = \frac{1,06}{983} 40 \cdot 22,175 = 0,956 \text{ кг/с}.$$

Коэффициент распределения (константа фазового равновесия) при постоянной температуре и давлении определяется по соотношению

$$m = \frac{E}{P} = \frac{2,59 \cdot 10^6}{760} = 3407,89,$$

где $E=2,59 \cdot 10^6$ мм.рт.ст - константа Генри, зависящая от температуры и от природы газа и жидкости. $P=760$ мм.рт.ст - общее давление смеси газов или паров равное сумме парциальных давлений всех компонентов.

Составы газа и жидкости выражены в относительных массовых концентрациях, поэтому коэффициент распределения умножается на поправочный множитель

$$\bar{m} = m \frac{M_{\text{смж}}}{M_{\text{смг}}} = 3407,89 \frac{18}{29} = 2115,24,$$

где $M_{\text{смг}}$ - молекулярная масса газовой смеси, кмоль/кг; $M_{\text{смж}}$ - молекулярная масса жидкой смеси, кмоль/кг.

Из уравнения материального баланса определяется значение Y_K :

$$Y_K = \frac{M}{G} + Y_H = \frac{0,97 \cdot 10^{-3}}{0,956} + 0,00046 = 0,00147 \text{ кг/кг}.$$

Расчет скорости газа и диаметра аппарата

Фиктивная скорость газа в точке захлебывания (W_3) можно определить из решения известного уравнения (6.23):

$$\lg\left(\frac{W_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}}\right) = A_1 - B_1 \left(\frac{L}{G}\right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{0,125},$$

где $a_v=200 \text{ м}^2/\text{м}^3$ - удельная поверхность насадки $\text{м}^2/\text{м}^3$ (табл. 4.3); $g=9,8 \text{ м}/\text{с}^2$ - ускорение свободного падения; $V_{\text{св}}=0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$ - свободный объем насадки; $\mu_{\text{ж}}=0,4688 \text{ мПа}\cdot\text{с}$ - динамический коэффициент вязкости жидкости; $\rho_{\Gamma}=\rho_0 T_0/T=1,293\cdot 273/333=1,06 \text{ кг}/\text{м}^3$, $\rho_{\text{ж}}=983 \text{ кг}/\text{м}^3$ - плотность газа и жидкости, соответственно. Значения коэффициентов A_1 и B_1 в зависимости от типа насадки взяты из табл. 6.2.

$$\lg\left(\frac{W_3^2 \cdot 200 \cdot 1,06 \cdot 0,4688^{0,16}}{9,81 \cdot 0,74^3 \cdot 983}\right) = -0,073 - 1,75 \left(\frac{22,175}{0,956}\right)^{0,25} \left(\frac{1,06}{983}\right)^{0,125}.$$

После вычислений имеем:

$$\lg(W_3^2 0,0495) = -1,708,$$

Отсюда находится:

$$W_3=0,629 \text{ м}/\text{с}.$$

Рабочая (фиктивная) скорость газа W :

$$W = bW_3=0,8\cdot 0,629=0,5032 \text{ м}/\text{с},$$

при $b=0,8$.

Диаметр колонны $D_{\text{к}}$:

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\Gamma} 0,785W}} = \sqrt{\frac{0,956}{1,06 \cdot 0,785 \cdot 0,5032}} = 1,51 \text{ м}.$$

Выбирается ближайший стандартный диаметр колонны $D_{\text{ГОСТ}}=1,6$ м (табл. 6.4, 6.5) и пересчитывается рабочая скорость газа:

$$W = \frac{G}{\rho_{\text{Г}} S_{\text{К}}} = \frac{0,956}{1,06 \cdot 2} = 0,451 \text{ м/с,}$$

$$S_{\text{К}} = \frac{\pi D_{\text{ГОСТ}}^2}{4} = 2 \text{ м}^2 \text{ – площадь поперечного сечения колонны}$$

Расчет движущей силы массопередачи и числа единиц переноса

Первоначально рассчитываются движущие силы массопередачи внизу десорбера:

$$\Delta Y_{\text{Н}} = Y_{\text{Н}}^* - Y_{\text{Н}} = 0,00846 - 0,00046 = 0,008,$$

вверху десорбера:

$$\Delta Y_{\text{К}} = Y_{\text{К}}^* - Y_{\text{К}} = 0,1009 - 0,00147 = 0,09943,$$

где $Y_{\text{К}}^* = \bar{m} X_{\text{Н}} = 0,1009$ кг/кг - равновесная с жидкостью состава $X_{\text{Н}}$ концентрация компонента в газе, $Y_{\text{Н}} = 0,00046$ кг/кг $Y_{\text{Н}}^* = \bar{m} X_{\text{К}} = 2115,24 \cdot 4 \cdot 10^{-6} = 0,00846$ - равновесная концентрация компонента в газовой фазе на входе в аппарат, кг/кг.

Средняя движущая сила массопередачи

$$\Delta Y_{\text{Ср}} = \frac{\Delta Y_{\text{К}} - \Delta Y_{\text{Н}}}{\ln \frac{\Delta Y_{\text{К}}}{\Delta Y_{\text{Н}}}} = \frac{0,09943 - 0,008}{\ln \frac{0,09943}{0,008}} = 0,036 \text{ кг/кг.}$$

Число единиц переноса n_{0y} равно:

$$n_{0y} = \frac{Y_{\text{К}} - Y_{\text{Н}}}{\Delta Y_{\text{Ср}}} = \frac{0,00147 - 0,00046}{0,036} = 0,03.$$

Расчет коэффициента массопередачи

Коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах можно определить по теоретическим [7] или эмпирическим зависимостям [17], например вида:

Для газовой фазы:

$$\text{Nu}_\Gamma = 0,407 \text{Re}_\Gamma^{0,655} \text{Pr}_\Gamma^{0,33},$$

D_Γ - коэффициент диффузии поглощаемого компонента в газе м²/с.

$$\begin{aligned} D_\Gamma &= \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{P \left(V_A^{1/3} - V_B^{1/3} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = \\ &= \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot 333^{3/2}}{1 \cdot \left(34^{1/3} - 29,9^{1/3} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{44} + \frac{1}{29}} = 1,55 \cdot 10^{-5}, \end{aligned}$$

где P – абсолютное давление кг с/см², V_A , V_B – мольные объемы газов, M_A , M_B – мольные массы газов.

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re}_\Gamma = \frac{4W\rho_\Gamma}{a_\nu\mu_\Gamma} = \frac{4 \cdot 0,451 \cdot 1,06}{206 \cdot 0,02 \cdot 10^{-3}} = 464,14,$$

где ρ_Γ – плотность газа; μ_Γ – динамический коэффициент вязкости газа мПа·с.

Критерий Прандтля:

$$\text{Pr}_\Gamma = \frac{\mu_\Gamma}{D_\Gamma \rho_\Gamma} = \frac{0,02 \cdot 10^{-3}}{1,55 \cdot 10^{-5} \cdot 1,06} = 1,217.$$

Подставляя значения, получаем значение числа Нуссельта:

$$\text{Nu}_\Gamma = 0,407 \text{Re}_\Gamma^{0,655} \text{Pr}_\Gamma^{0,33} = 0,407 \cdot 464,14^{0,655} \cdot 1,217^{0,333} = 24,25,$$

и коэффициента массоотдачи:

$$\beta_{\Gamma} = \frac{\text{Nu}_{\Gamma} D_{\Gamma}}{d_{\text{э}}} = \frac{24,25 \cdot 1,55 \cdot 10^{-5}}{0,0148} = 26,0 \cdot 10^{-3} \text{ м/с},$$

где эквивалентный диаметр:

$$d_{\text{э}} = 4V_{\text{св}}/a_{\text{в}} = 4 \cdot 0,74/200 = 0,0148 \text{ м}.$$

Для жидкой фазы используется критериальное выражение [17]:

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = 0,0021 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,75} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,5}.$$

Коэффициент диффузии CO_2 в жидкости:

$$D_{\text{ж}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu_{\text{ж}}} (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} =$$

$$= \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 4,7 \cdot \sqrt{0,4688} \cdot (34^{1/3} + 18,9^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{44} + \frac{1}{18}} = 2,495 \cdot 10^{-9}.$$

Число Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4L}{S_{\text{к}} a_{\text{в}} \mu_{\text{ж}}} = \frac{4 \cdot 22,175}{2 \cdot 200 \cdot 0,4688 \cdot 10^{-3}} = 459,24.$$

Число Прандтля:

$$\text{Pr}_{\text{ж}} = \frac{\mu_{\text{ж}}}{D_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}} = \frac{0,4688 \cdot 10^{-3}}{2,495 \cdot 10^{-9} \cdot 983} = 191,1.$$

Число Нуссельта:

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = 0,0021 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,75} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,5} = 0,0021 \cdot 459,24^{0,75} 191,1^{0,5} = 2,88.$$

Коэффициент массоотдачи:

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{\text{Nu}_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}{\theta_{\text{пр}}} = \frac{2,88 \cdot 2,495 \cdot 10^{-9}}{2,85 \cdot 10^{-5}} = 2,52 \cdot 10^{-4} \text{ м/с},$$

где приведенная толщина пленки жидкости:

$$\theta = (\mu_{\text{ж}}^2 / \rho_{\text{ж}}^2 g)^{1/3} = ((0,4688 \cdot 10^{-3})^2 / 983^2 \cdot 9,8)^{1/3} = 2,85 \cdot 10^{-5} \text{ м},$$

где g – ускорение свободного падения, м/с^2 .

При известных значениях β_{Γ} и $\beta_{\text{ж}}$ вычисляется коэффициент массопередачи:

$$K_{\text{ог}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma}} + \frac{\bar{m}(\rho_{\Gamma}/\rho_{\text{ж}})}{\beta_{\text{ж}}}} = \frac{1}{\frac{1}{26,0 \cdot 10^{-3}} + \frac{2115,24 \cdot (1,06/983)}{2,52 \cdot 10^{-4}}} = 1,1 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

Определение высоты и поверхности насадочного слоя

При известном значении $K_{\text{ог}}$ высота единиц переноса $h_{\text{ог}}$ вычисляется по выражению:

$$h_{\text{ог}} = \frac{G}{\rho_{\Gamma} K_{\text{ог}} S_{\text{к}} a_{\text{в}} \psi_a} = \frac{0,956}{1,06 \cdot 1,1 \cdot 10^{-4} \cdot 2 \cdot 200 \cdot 0,715} = 27,8.$$

Коэффициент активной поверхности массопередачи:

$$\psi_a = A_3 W_{\text{ж}}^{0,455} \sigma^{-m_3} = 2,26 \cdot 11^{0,455} \cdot 66,2^{-0,5346} = 0,715,$$

$$m_3 = b_3 d_{\text{нас}}^{-p_3} = 0,83 \cdot 2,5^{-0,48} = 0,535.$$

массовая скорость жидкости:

$$W_{\text{ж}} = \frac{q \rho_{\text{ж}}}{3600} = \frac{40,6 \cdot 983}{3600} = 11 \text{ кг}/(\text{м}^2 \text{ с}),$$

$$q = \frac{L}{S_k \rho_{\text{ж}}} = \frac{79832}{2 \cdot 983} = 40,6 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}) - \text{плотность орошения,}$$

$\sigma = 66,2 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$ – коэффициент поверхностного натяжения воды.

Значения параметров A_3 , b_3 и ρ_3 для различных типов насадок приводятся в табл. 6.9.

Высота слоя насадки H в десорбере:

$$H = h_{\text{ог}} n_{\text{ог}} = 27,8 \cdot 0,03 = 0,8 \text{ м.}$$

Поверхность массопередачи F равна:

$$F = a_v \psi_a S_k H = 200 \cdot 0,715 \cdot 2 \cdot 0,8 = 228,8 \text{ м}^2.$$

Поверхность массопередачи по основному уравнению массопередачи:

$$F = \frac{M}{K_{0\Gamma} \Delta Y_{\text{ср}} \rho_{\Gamma}} = \frac{0,97 \cdot 10^{-3}}{1,1 \cdot 10^{-4} \cdot 0,036 \cdot 1,06} = 231,08 \text{ м}^2.$$

Значения F , полученные по обоим выражениям, согласуются с погрешностью 1,3 %, следовательно, расчет выполнен правильно.

Расчет декарбонизатора можно выполнить так же используя число единиц переноса $n_{\text{ох}}$, высоту единиц переноса $h_{\text{ох}}$ и коэффициент массопередачи отнесенных к концентрациям жидкой фазы (концентрация CO_2 в воде). Ниже приводится пример такого расчета.

Первоначально рассчитываются движущие силы массопередачи внизу десорбера:

$$\Delta X_{\text{н}} = X_{\text{н}}^* - X_{\text{н}} = 69,49 \cdot 10^{-6} - 47,72 \cdot 10^{-6} = 21,77 \cdot 10^{-6},$$

вверху десорбера:

$$\Delta X_{\text{к}} = X_{\text{к}}^* - X_{\text{к}} = 21,7 \cdot 10^{-6} - 4 \cdot 10^{-6} = 17,7 \cdot 10^{-6},$$

где $X_{\text{к}}^* = Y_{\text{н}} / \bar{m} = 21,7 \cdot 10^{-6} \text{ кг/кг}$ - равновесная с жидкостью состава $X_{\text{н}}$ концентрация компонента в газе, $Y_{\text{н}} = 0,00046 \text{ кг/кг}$

$X_{\text{H}}^* = Y_{\text{K}} / \bar{m} = 69,49 \cdot 10^{-6}$ - равновесная концентрация компонента в газовой фазе на входе в аппарат, кг/кг.

Средняя движущая сила массопередачи:

$$\Delta X_{\text{cp}} = \frac{\Delta X_{\text{H}} - \Delta X_{\text{K}}}{\ln \frac{\Delta X_{\text{H}}}{\Delta X_{\text{K}}}} = \frac{(21,77 - 17,7)10^{-6}}{\ln \frac{21,77 \cdot 10^{-6}}{17,7 \cdot 10^{-6}}} = 19,66 \cdot 10^{-6} \text{ кг/кг.}$$

Число единиц переноса n_{ox} равно:

$$n_{ox} = \frac{X_{\text{K}} - X_{\text{H}}}{\Delta X_{\text{cp}}} = \frac{47,72 \cdot 10^{-6} - 4 \cdot 10^{-6}}{19,66 \cdot 10^{-6}} = 2,224.$$

Коэффициент массопередачи:

$$K_{ox} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma} \bar{m} (\rho_{\Gamma} / \rho_{\text{ж}})} + \frac{1}{\beta_{\text{ж}}}} =$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{26,16 \cdot 10^{-3} \cdot 2115,24 (1,06 / 983)} + \frac{1}{2,52 \cdot 10^{-4}}} = 2,51 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Так как основное сопротивление массопередаче при десорбции CO_2 из воды сосредоточено в жидкой фазе получено $K_{ox} = \beta_{\text{ж}}$. Следовательно расчет K_{ox} выполнен правильно.

Высота единиц переноса:

$$h_{ox} = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} K_{ox} S_{\text{к}} a_v \psi_a} = \frac{22,2}{983 \cdot 2,51 \cdot 10^{-4} \cdot 2 \cdot 200 \cdot 0,715} = 0,3.$$

Высота слоя насадки H в десорбере:

$$H = h_{ox} n_{ox} = 2,224 \cdot 0,3 = 0,67 \text{ м.}$$

Поверхность массопередачи F равна:

$$F = a_v \psi_a S_k H = 200 \cdot 0,715 \cdot 2 \cdot 0,67 = 197,37 \text{ м}^2.$$

Поверхность массопередачи по основному уравнению массопередачи:

$$F = \frac{M}{K_{ox} \Delta X_{cp} \rho_{ж}} = \frac{0,97 \cdot 10^{-3}}{2,51 \cdot 10^{-4} \cdot 19,66 \cdot 10^{-6} \cdot 983} = 199,97 \text{ м}^2.$$

Расхождение результатов с предыдущим расчетом составляет около 15 %, поэтому высоту насадки в декарбонизаторе следует взять равной $H=0,8$ м.

Контрольные вопросы

1. Для каких целей используются декарбонизаторы на ТЭС.
2. Требования, предъявляемые к декарбонизаторам.
3. Классификация декарбонизаторов.
4. Устройство и работа насадочного декарбонизатора.
5. Как находится диаметр декарбонизатора.
6. Методы вычисления высоты насадочного слоя.

ГЛАВА 8. АДСОРБЦИЯ

Адсорбцией называют поглощение газов, паров и жидкостей твердыми пористыми телами, носящими название адсорбентов; адсорбируемое вещество, находящееся в газе или жидкости, называют *адсорбтивом*, а после его перехода в фазу адсорбента – *адсорбатом*. Используемые на практике адсорбенты обладают сильно развитой внутренней поверхностью (до $1000 \text{ м}^2/\text{г}$), образующейся путем специальной обработки или синтеза твердых материалов.

Механизм процесса адсорбции отличается от механизма абсорбции, т.к. извлечение вещества осуществляется твердым, а не жидким поглотителем.

Адсорбцию подразделяют на два вида: физическую и химическую. *Физическая адсорбция* в основном обусловлена поверхностными вандерваальсовыми силами, которые проявляются на расстояниях, значительно превышающих размеры адсорбируемых молекул, поэтому на поверхности адсорбента обычно удерживаются несколько слоев молекул адсорбата. При *химической адсорбции* поглощаемое вещество вступает в химическое взаимодействие с адсорбентом с образованием на его поверхности обычных химических соединений.

Силы притяжения возникают на поверхности адсорбента благодаря тому, что силовое поле поверхностных атомов и молекул неуравновешенно силами взаимодействия соседних частиц. По физической природе силы взаимодействия молекул поглощаемого вещества и адсорбента относятся в основном к дисперсионным, возникающим благодаря перемещению электронов в сближающихся молекулах. В ряде случаев адсорбции большое значение имеют электростатические и индукционные силы, а так же водородные связи.

Заполнение адсорбатом поверхности адсорбента частично уравнивает поверхностные силы и вследствие этого снижает поверхностное натяжение (свободную удельную поверхностную энергию). Поэтому адсорбция является самопроизвольным процессом, течение которого сопровождается уменьшением свободной энергии и энтропии системы.

Процессы адсорбции избирательны и обратимы. Процесс, обратный адсорбции, называют *десорбцией*, которую используют для выделения поглощенных веществ и регенерации адсорбента.

Наиболее рационально адсорбцию применять для обработки смесей с низкой концентрацией извлекаемых веществ. В этом случае

увеличивается продолжительность работы адсорбционного аппарата – *адсорбера* – на стадии собственно адсорбции до его переключения на десорбцию.

Типичными примерами адсорбции являются осушка газов и жидкостей, разделение смесей углеводородов, рекуперация растворителей, очистка вентиляционных выбросов и сточных вод и т.п. За последнее время значение адсорбции существенно возросло, особенно в связи с решением экологических проблем и проблем получения особо чистых веществ [26-28].

8.1. Основные промышленные адсорбенты и их свойства [1]

Основными промышленными адсорбентами являются пористые тела, обладающие большим объемом микропор. Свойства адсорбентов определяются природой материала, из которого они изготовлены, и пористой внутренней структурой.

В промышленных адсорбентах основное количество поглощенного вещества сорбируется на стенках микропор ($r < 10^{-9}$ м). Роль переходных пор ($10^{-9} < r < 10^{-7}$ м) и макропор ($r > 10^{-7}$ м) в основном сводится к транспортированию адсорбируемого вещества к микропорам.

Адсорбенты характеризуются своей *поглотительной*, или *адсорбционной, способностью*, определяемой максимально возможной концентрацией адсорбтива в единице массы или объема адсорбента. Величина поглотительной способности зависит от типа адсорбента, его пористой структуры, природы поглощаемого вещества, его концентрации, температуры, а для газов и паров – от их парциального давления. Максимально возможную при данных условиях поглотительную способность адсорбента условно называют *равновесной активностью*.

По химическому составу все адсорбенты можно разделить на *углеродные* и *неуглеродные*. К углеродным адсорбентам относятся *активные* (активированные) угли, углеродные волокнистые материалы, а так же некоторые виды твердого топлива. Неуглеродные адсорбенты включают в себя силикагели, активный оксид алюминия, алюмогели, цеолиты и глинистые породы.

Активные угли, состоящие из множества беспорядочно расположенных микрокристаллов графита, обычно используют для поглощения органических веществ в процессах очистки и разделения

жидкостей и газов (паров). Эти адсорбенты получают сухой перегонкой ряда углеродсодержащих веществ (древесины, каменного угля, костей животных, косточек плодов и др.) с целью удаления летучих. После этого уголь активируют, например прокаливают его при температуре 850 – 900 °С, что приводит к освобождению пор от смолистых веществ и образованию новых микропор. Активацию проводят также экстрагированием смол из пор органическими растворителями, окислением кислородом воздуха и др. Более однородная структура углей получается при их активации химическими методами: путем их обработки горячими растворами солей (например, сульфатами, нитратами и др.) или минеральными кислотами (серной, азотной и др.).

Удельная поверхность активных углей очень высока и составляет $6 \cdot 10^5 - 17 \cdot 10^5$ м²/кг, а их насыпная плотность 200 – 900 кг/м³. Активные угли применяют в виде частиц неправильной формы размером 1-7 мм, цилиндров диаметром 2-3 мм и высотой 4-6 мм и порошка с размером частиц менее 0,15 мм. Последний вид активных углей применяют для разделения растворов.

К основным недостаткам активных углей относится их горючесть и невысокая механическая прочность.

Силикагель – обезвоженный гель кремниевой кислоты ($\text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$) – используют для адсорбции полярных соединений. Его применяют в процессах осушки газов и жидкостей, при разделении органических веществ в газовой фазе и в хроматографии. Силикагель получают обработкой раствора силиката натрия (растворимое стекло) серной кислоты (иногда хлороводородной) или растворами солей, имеющих кислую реакцию. Образовавшийся гель промывают водой и сушат до конечной влажности 5-7 %, так как при такой влажности силикагель обладает наибольшей адсорбционной способностью. Удельная поверхность силикагеля составляет $4 \cdot 10^5 - 7,7 \cdot 10^5$ м²/кг, насыпная плотность - 400 – 800 кг/м³. Размер частиц неправильной формы изменяется в довольно широком интервале – от 0,2 до 7 мм.

К достоинствам силикагелей относится их негорючесть и большая механическая прочность, чем у активных углей. Недостатком силикагелей по сравнению с активными углями является, помимо их более низкой удельной поверхности, резкое снижение поглотительной способности по отношению к парам органических веществ в присутствии влаги.

По сорбционным свойствам к силикагелю близко примыкают *алюмогели*, получаемые термической обработкой гидроксида алюминия $[Al(OH)_3]$ при температурах 600-1000 °С. Поры полученного сорбента (92 % Al_2O_3) имеют диаметр 1-3 нм, удельную поверхность $2 \cdot 10^5 - 4 \cdot 10^5$ м²/кг; насыпная плотность такого сорбента 1600 кг/м³. Аллюмогели используют для осушки газов, очистки водных растворов и минеральных масел, применяют в качестве катализаторов и их носителей.

Цеолиты представляют собой природные или синтетические минералы, которые являются водными алюмосиликатами, содержащими оксиды щелочных и щелочноземельных металлов. Эти адсорбенты отличаются регулярной структурой пор, размеры которых соизмеримы с размерами поглощаемых молекул. Особенность цеолитов состоит в том, что адсорбционные поверхности соединены между собой окнами определенного диаметра, через которые могут проникать только молекулы меньшего размера. На этом основано разделение смесей с разными по размеру молекулами, что послужило причиной называть цеолиты *молекулярными ситами*.

Для разделения газовых смесей применяют цеолиты в виде шариков или гранул размером от 1 до 5 мм, а для разделения жидких смесей – в виде мелкозернистого порошка.

Особенно широко цеолиты используют для глубокой осушки газов и жидкостей, в процессах очистки и разделения смесей веществ с близкой молекулярной массой, а так же в качестве катализаторов и их носителей.

Для очистки жидкостей от различных примесей в качестве адсорбентов применяют природные **глинистые породы**. Эти глины для их активации обрабатывают серной или хлороводородной кислотами и получают адсорбент с удельной поверхностью пор порядка $(1,0 \div 1,5) \cdot 10^5$ м²/кг. Так же для очистки жидкостей могут применяться некоторые виды торфов.

Отметим, что адсорбенты характеризуются еще статической и динамической активностью. Под *статической активностью* понимают количество вещества, поглощенного единицей массы или объема адсорбента от начала адсорбции до установления равновесия. Этот вид активности определяют в статических условиях, т.е. без движения смеси газов или раствора. При движении смеси сквозь слой адсорбента через определенный промежуток времени адсорбент перестает полностью

поглощать извлекаемый компонент, и происходит «проскок» этого компонента с последующим увеличением концентрации компонента в уходящей из слоя смеси вплоть до наступления равновесия. Количество вещества, поглощенного единицей массы или объема адсорбента до начала проскока, называют *динамической активностью* адсорбента. Динамическая активность всегда меньше статической, поэтому количество адсорбента определяют по его динамической активности.

8.2. Равновесие при адсорбции [1]

Равновесная концентрация X^* (кг/кг чистого адсорбента) поглощаемого вещества в адсорбенте может быть представлена в виде функции концентрации c и температуры T :

$$X^* = f(c, T),$$

или в виде функции парциального давления p и температуры T в случае адсорбции газов:

$$X^* = f_1(p, T),$$

где c – концентрация адсорбтива в объемной фазе, кг/м³; p – парциальное давление адсорбтива в объемной фазе, Па.

Между концентрацией \bar{c}_y (в кг/м³) адсорбируемого вещества в газовой смеси и его парциальным давлением p , согласно уравнению Клапейрона, существует прямая пропорциональность:

$$\bar{c}_y = \frac{p}{RT}, \quad (8.1)$$

где R – газовая постоянная, Дж/(кг·К).

Зависимость $X^* = \varphi(c)$ или $X^* = \psi(p)$ при постоянной температуре называется *изотермой адсорбции*.

Изотермы адсорбции изображаются кривыми, форма которых определяется в основном природой адсорбата и адсорбента и его пористой структурой. Из всего многообразия форм изотерм для анализа

процессов адсорбции следует выделить выпуклую и вогнутую (рис. 8.1). Важно отметить, что начальные участки изотерм линейны.

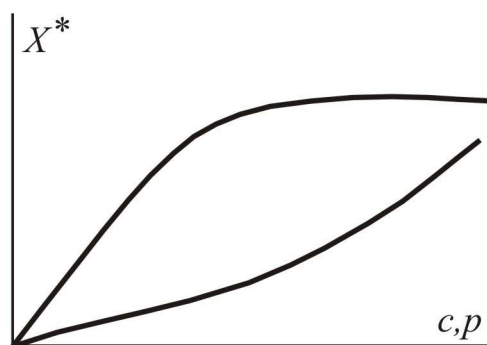


Рис. 8.1. Выпуклая и вогнутая изотермы адсорбции

Равновесные зависимости описываются рядом эмпирических и теоретических уравнений. Наиболее плодотворной для описания равновесия адсорбционных процессов оказалась теория объемного заполнения пор, явившаяся развитием потенциальной теории адсорбции.

Под адсорбционным потенциалом A понимают работу, совершаемую адсорбционными силами при переносе одного моля адсорбтива из равновесной газовой фазы давлением p на поверхность адсорбционной пленки, давление над которой принимается равным давлению насыщенного пара адсорбтива p_S при рассматриваемой T .

Адсорбционный потенциал выражается соотношением:

$$A = RT \ln(p_S / p). \quad (8.2)$$

В процессе адсорбции объем микропор V_{Π} заполняется адсорбатом, объем которого может быть вычислен через величину равновесной адсорбции:

$$V_{\Pi} = (X^* / M)V, \quad (8.3)$$

где M – молекулярная масса адсорбата; V – молярный объем адсорбата.

Установлено, что для разных веществ, адсорбирующихся на одном адсорбенте, отношение адсорбционных потенциалов при одинаковых значениях V_{Π} постоянно и равно коэффициенту аффинности β , представляющему собой отношение молярных объемов в жидком

состоянии, или парахоров, данного и стандартного вещества, значение которого находят в справочнике.

Для ряда микропористых адсорбентов распределение различных заполненных участков адсорбционных объемов имеет вид распределения Гаусса:

$$V_{\Pi} = W_0 \exp(-A/E)^2, \quad (8.4)$$

где W_0 - общий объем микропор; E - параметр функции распределения.

При совместном решении уравнений (8.2) и (8.3) с учетом коэффициента аффинности получено уравнение, описывающее изотермы адсорбции для микропористых адсорбентов с однородной пористой структурой (синтетические цеолиты):

$$a_0^* = X^* = W_0 / V \exp \left[-B(T/\beta)^2 (\ln p_S / p)^2 \right]. \quad (8.5)$$

Для адсорбентов со сложными микропористыми структурами (микропористые силикагели, активные угли):

$$a_0^* = X^* = \frac{W_{01}}{V} e^{-B_1 \frac{T^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{p_S}{p} \right)} + \frac{W_{02}}{V} e^{-B_2 \frac{T^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{p_S}{p} \right)}, \quad (8.6)$$

где W_0 и B , W_{01} и B_1 , W_{02} и B_2 - константы характеризующие адсорбент; T - температура.

Наряду с соотношениями, основанными на теории объемного заполнения пор, для описания адсорбционного равновесия используют ряд других уравнений, среди которых наиболее известно уравнение Ленгмюра:

$$X^* = X_0 kp / (1 + kp), \quad (8.7)$$

где X_0 - предельная величина адсорбции (количество компонента, адсорбированного при полном мономолекулярном покрытии поверхности адсорбента); k - константа, зависящая от температуры.

Для описания равновесных соотношений (особенно при адсорбции газов или паров) используется также уравнение Фрейндлиха:

$$\lg X^* = \lg k + n \lg p, \quad (8.8)$$

где k и n величины, приводимые в справочной литературе.

Расчет равновесия адсорбции многокомпонентных смесей особенно важен в процессах разделения смесей (жидких и газовых). Селективность (избирательность) адсорбента оценивается коэффициентом α разделения:

$$\alpha = y_2 x_1 / (x_2 y_1),$$

где x_1 , y_1 и x_2 , y_2 - молярные концентрации в твердой и объемной фазе лучше и хуже адсорбирующегося вещества соответственно.

В случае, когда в смеси присутствуют два адсорбтива, равновесие аналогично бинарным смесям в системе жидкость-пар представляется графически в координатах $y - x$.

Согласно теории Эйкена и Поляни, располагая изотермой адсорбции пара стандартного вещества для температуры T_1 , можно вычислить изотерму адсорбции другого пара при температуре T_2 .

Для вычисления величин адсорбции служит формула:

$$a_2^* = a_1^* V_1 / V_2, \quad (8.9)$$

где a_1^* - ордината изотермы стандартного вещества (обычно бензола), кг/кг или ммоль/г; a_2^* - ордината определяемой изотермы, кг/кг или ммоль/г; V_1 и V_2 - молярные объемы стандартного и исследуемого веществ (в жидком состоянии), м³/кмоль.

Молярные объемы определяются по формуле:

$$V = M \rho. \quad (8.10)$$

Здесь M - молярная масса, кг/кмоль; ρ - плотность жидкости, кг/м³.

Давления вычисляются по формуле:

$$\lg p_2 = \lg p_{S,2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{S,1}}{p_2}, \quad (8.11)$$

где p_1 и p_2 - парциальные давления стандартного и исследуемого веществ, мм рт.ст.; $p_{S,1}$ - давление насыщенного пара стандартного вещества при температуре T_1 (выраженной К), мм.рт.ст.; $p_{S,2}$ - давление насыщенного пара исследуемого вещества при температуре T_2 (выраженной в К), мм.рт.ст.; β - коэффициент аффинности, равный отношению мольных объемов

$$\beta = \frac{V_2}{V_1}. \quad (8.12)$$

В табл. 8.1 приведены коэффициенты аффинности β для ряда веществ. В качестве стандартного вещества принят бензол.

При расчете точек изотермы исследуемого пара координаты X_1^* и p_1 берутся по кривой стандартного вещества, значения $p_{S,1}$ и $p_{S,2}$ - из таблиц давления насыщенного пара, p_2 - вычисляется по формуле (8.10)

Таблица 8.1.

Вещество	β
Метиловый спирт	0,40
Бромистый метил	0,57
Этиловый спирт	0,61
Муравьиная кислота	0,61
Сероуглерод	0,70
Хлористый этил	0,76
Пропан	0,78
Хлороформ	0,86
Ацетон	0,88
Бутан	0,90
Уксусная кислота	0,97
Бензол	1,00
Циклогексан	1,03

Четыреххлористый углерод	1,05
Диэтиловый эфир	1,09
Пентан	1,12
Толуол	1,25
Хлорпикрин	1,28
Гексан	1,35
Гептан	1,59

8.3. Теплота адсорбции

Теплота адсорбции складывается из теплоты конденсации и теплоты смачивания. Практически можно принять, что величина теплоты адсорбции органических веществ не зависит от температуры. Зависимость удельной теплоты адсорбции q (в Дж/кг угля) от количества поглощенного пара определяется формулой [27]:

$$q = ma^n, \quad (8.13)$$

где a - количество адсорбированного пара, $\text{дм}^3/\text{кг}$ угля; m и n - константы, значения которых представлены в табл. 8.2.

Таблица 8.2.

Вещество	Формула	n	$m \cdot 10^{-3}$
Бензол	C_6H_6	0,959	3,24
Бромистый этил	$\text{C}_2\text{H}_5 \text{ Br}$	0,900	3,77
Диэтиловый эфир	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2 \text{ O}$	0,9215	3,84
Йодистый этил	$\text{C}_2\text{H}_5 \text{ I}$	0,956	3,10
Метилловый спирт	$\text{CH}_3 \text{ OH}$	0,938	3,11
Сероуглерод	CS_2	0,9205	3,15
Хлористый этил	$\text{C}_2\text{H}_5 \text{ Cl}$	0,915	3,06
Хлороформ	CHCl_3	0,935	3,47
Четыреххлористый углерод	CCl_4	0,930	3,74
Этиловый спирт	$\text{C}_2\text{H}_5 \text{ OH}$	0,928	3,65
Этилформиат	HCOOC_2H_5	0,9075	3,96

При адсорбции водяного пара углем теплота адсорбции зависит от температуры следующим образом:

температура, °С	15	10	40	80	128	187
теплота адсорбции $q \cdot 10^{-3}$, Дж/кмоль	46500	41900	39000	34800	30900	21800

При отсутствии опытных данных величина теплоты адсорбции (отнесенной к 1 кмоль газа) определяется по приближенной формуле, аналогичной правилу Трутона [15].

$$q / \sqrt{T_{\text{кип}}} = \text{const}, \quad (8.14)$$

где q — теплота адсорбции, Дж/кмоль газа; $T_{\text{кип}}$ - температура кипения адсорбтива при атмосферном давлении, К.

Величина константы зависит от природы адсорбента; например, для активного угля она равна 2180.

Теплоту адсорбции (в Дж/кмоль) можно также вычислить по формуле:

$$q = 44 \cdot 10^3 \lg \frac{p_2}{\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)}. \quad (8.15)$$

Здесь p_1 и p_2 - равновесные давления адсорбтива над адсорбентом при температурах T_1 и T_2 выраженных в К.

8.4. Кинетика адсорбции

На практике поглощение газов и паров, как правило, производится в динамических условиях - из потока газа-носителя. В этом случае слой адсорбента характеризуется величиной динамической адсорбционной емкости (активности) a_d - количеством поглощенного вещества (адсорбтива) слоем адсорбента до момента появления за слоем проскока адсорбтива:

$$a_d = \bar{C}_0 \omega \tau, \quad (8.16)$$

где a_d - динамическая адсорбционная емкость слоя сорбента, кг/м^3 ; \bar{C}_0 - исходная концентрация адсорбтива в газовом потоке, кг/м^3 ; ω_ϕ - фиктивная скорость парогазовой смеси, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; τ - время защитного действия, с.

Степень использования равновесной адсорбционной емкости $\eta = a_d / a_0^*$ (a_0^* - равновесная статическая адсорбционная емкость слоя сорбента, кг/м^3) микропористых сорбентов в процессе динамического опыта при высоте слоя 30-50 см, скоростях паровоздушного потока от 0,3 до 0,5 м/с и исходных концентрациях сорбтива 10-20 г/м^3 составляет обычно 0,8-0,9.

Процесс адсорбции в динамических условиях можно охарактеризовать кинетическим уравнением, согласно которому скорость адсорбции (или количество вещества, адсорбируемого в единицу времени единицей объема адсорбента) прямо пропорциональна коэффициенту массоотдачи и движущей силе процесса;

$$\frac{da}{d\tau} = \beta_y (\bar{C} - \bar{C}^*), \quad (8.17)$$

где \bar{C} - концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси, кг/м^3 инертного газа; \bar{C}^* - концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси, равновесная поглощенному единицей объема адсорбента количеству вещества, кг/м^3 инертного газа; β_y - кинетический коэффициент (объемный коэффициент массоотдачи), с^{-1} .

Для ориентировочных расчетов коэффициента массоотдачи β_y при адсорбции на активном угле ($d=1,7 \div 2,2$ мм, ω_ϕ потока 0,3 - 2 м/с) пользуются уравнением (при условии, что изотерма адсорбции описывается уравнением Лангмюра):

$$\text{Nu}' = 1,6 \text{Re}^{0,54}. \quad (8.18)$$

Здесь $\text{Nu}' = \beta_y d^2 / D$; $\text{Re} = \omega_\phi d / \nu$; d - средний диаметр частиц адсорбента, м; D - коэффициент диффузии адсорбтива в газе при температуре процесса, $\text{м}^2/\text{с}$; ω_ϕ - скорость потока парогазовой смеси,

рассчитанная на свободное сечение аппарата, м/с; ν - кинематический коэффициент вязкости парогазовой смеси, м²/с.

Более точные критериальные уравнения для неподвижного слоя имеют вид [27]:

$$\text{при } Re < 30, \quad Nu = 0,883 Re^{0,47} (Pr')^{0,33}; \quad (8.19)$$

$$\text{при } 30 < Re < 150, \quad Nu = 0,53 Re^{0,63} (Pr')^{0,33}, \quad (8.20)$$

где $Nu = \beta d_3 / D$; $d_3 = 4\epsilon / a_v$. В числе Re используется истинная скорость потока.

При адсорбции в псевдожизненном слое (для случая интенсивного кипения) мелкозернистого адсорбента [27]:

$$Nu' = 46,25 \cdot 10^{-6} Re^{1,67}, \quad (8.21)$$

где $Nu' = \beta_y d_3^2 / D$; d_3 - средний размер зерна, м. В числе Re фиктивная скорость потока.

Истинная $\omega_{ист}$ и фиктивная $\omega_{ф}$ скорость потока связаны соотношением:

$$\omega_{ист} = \omega_{ф} / \epsilon, \quad (8.22)$$

где ϵ - удельный свободный объем, м³/м³.

Объемный коэффициент массоотдачи β_y связан с среднеповерхностным выражением:

$$\beta_y = \beta a_v, \quad (8.23)$$

где a_v - удельная поверхность, м²/м³.

В неподвижном слое поглотителя коэффициенты массоотдачи можно вычислить по теоретическим уравнениям [7]:

для ламинарного режима, $Re < 40$

$$\beta = 0,62 \left(\frac{\Delta P \varepsilon_{CB} V}{a_v H L \rho} \right)^{1/3} (\text{Pr}')^{-2/3}, \quad (8.24)$$

для турбулентного режима, $\text{Re} > 40$

$$\beta = 0,175 \left(\frac{\varepsilon V}{\rho} \right)^{0,25} (\text{Pr}')^{-2/3}, \quad (8.25)$$

где $L = \pi d_{\text{пр}}/2$, м, $d_{\text{пр}}$ – приведенный диаметр, м,

$$d_{\text{пр}} = 3 \sqrt[3]{\frac{6V_3}{\pi}}, \quad (8.26)$$

V_3 – объем зерна, м^3 , $d_{\text{пр}} = d_3 = 0,004$ м; ΔP – перепад давления, Па, ε – средняя по объему диссипация энергии,

$$\varepsilon = \frac{\Delta P \omega_{\text{и}}}{H}. \quad (8.27)$$

Процесс адсорбции в динамических условиях можно также охарактеризовать временем, прошедшим от начала пропускания парогазовой смеси через слой адсорбента до момента появления проскока (индицируемой концентрации адсорбтива за слоем адсорбента). Этот промежуток времени τ называется временем защитного действия слоя поглотителя и определяется из уравнения Шилова:

$$\tau = K(H - h),$$

в котором $Kh = \tau_0$.

Следовательно,

$$\tau = KH - \tau_0, \quad (8.28)$$

где K – коэффициент защитного действия слоя сорбента, с/м; H – высота слоя сорбента, м; h – высота неиспользованного слоя сорбента в

условиях динамического опыта, м; τ_0 - кинетический коэффициент, или потеря времени защитного действия слоя сорбента, с.

Коэффициент защитного действия слоя можно вычислить по формуле [26, 27]:

$$K = \frac{a_0^*}{(\omega_\phi \bar{C}_0)}, \quad (8.29)$$

где a_0^* - равновесная адсорбционная емкость, кг/м³; ω_ϕ - скорость парогазовой смеси, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; \bar{C}_0 - начальная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси, кг/м³.

Для одних и тех же адсорбента и поглощаемого вещества при постоянных концентрации и температуре парогазового потока, имеют место следующие соотношения, называемые динамическими характеристиками B_1 и B_2 :

$$B_1 = K_1 \omega_1 = K_2 \omega_2 = \frac{a_0^*}{\bar{C}_0} = \text{const}; \quad (8.30)$$

$$B_2 = \tau_{0,1} \sqrt{\frac{\omega_1}{d_{31}}} = \tau_{0,2} \sqrt{\frac{\omega_2}{d_{32}}} = \text{const}. \quad (8.31)$$

Здесь K - коэффициент защитного действия слоя, с/м; ω - скорость парогазового потока, м/с; τ_0 - потеря времени защитного действия слоя, с; d_3 - средний диаметр зерен сорбента, м.

Продолжительность адсорбции при периодическом процессе определяется путем решения системы уравнений, состоящей из уравнения баланса поглощенного вещества, уравнения кинетики адсорбции и уравнения изотермы адсорбции.

Изотерма адсорбции делится на три области: первая характеризуется отношением $p/p_s < 0,17$ (по бензолу), для второй $p/p_s \approx 0,17 \div 0,5$, а для третьей $p/p_s > 0,5$.

При определении продолжительности процесса по изотерме адсорбции и заданной концентрации исходной паровоздушной смеси

\bar{C}_0 находят X_0^* и устанавливают, к какой области изотермы относится величина \bar{C}_0^* . Затем вычисляют коэффициент массоотдачи β_y по формуле (8.27).

В зависимости от положения величины \bar{C}_0 на изотерме применяют один из следующих трех методов определения продолжительности адсорбции.

1) Для первой области, где изотерма адсорбции считается прямолинейной и приближенно отвечает закону Генри, пользуются формулой:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{X_0^*}{(\omega \bar{C}_0)}} \sqrt{H} - b \sqrt{\frac{X_0^*}{(\beta_y \bar{C}_0)}}, \quad (8.32)$$

где τ - продолжительность адсорбции, с; ω - скорость парогазового потока, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; H - высота слоя активного угля, м; \bar{C}_0 - начальная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовом потоке, кг/м³; X_0^* - количество адсорбированного вещества, равновесное с концентрацией потока \bar{C}_0 , кг/м³ (берется по изотерме адсорбции в кг/кг и умножается на насыпную плотность угля в кг/м³); β_y - коэффициент массоотдачи, с⁻¹.

Величина коэффициента b берется для ряда значений $\frac{\bar{C}}{\bar{C}_0}$ из табл. 8.3 (\bar{C} - содержание адсорбируемого вещества в газовом потоке, выходящем из адсорбера, кг/м³).

Таблица 8.3.

$\frac{\bar{C}}{\bar{C}_0}$	b
0,005	1,84
0,01	1,67
0,03	1,35
0,05	1,19
0,1	0,94

0,2	0,63
0,3	0,42
0,4	0,23
0,5	0,09
0,6	-0,10
0,7	-0,27
0,8	-0,46
0,9	-0,68

2) Для второй области изотермы адсорбции пользуются уравнением:

$$\tau = \frac{X_0^*}{\omega \bar{C}_0} \left\{ H - \frac{\omega}{\beta_y} \left[\frac{1}{P} \ln \left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} \right) + \ln \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right] \right\}. \quad (8.33)$$

Здесь $P = \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}^*}$; \bar{C}^* - одержание вещества в газовом потоке, равновесное с половинным количеством от максимально адсорбируемого данным адсорбентом, т. е. равновесное с $\frac{a_\infty}{2}$, кг/м³.

3) Для третьей области изотермы адсорбции:

$$\tau = \frac{X_0^*}{\omega \bar{C}_0} \left[H - \frac{\omega}{\beta_y} \ln \left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) \right]. \quad (8.34)$$

Весьма важной кинетической характеристикой процесса адсорбции является высота зоны массопередачи (высота работающего слоя) h_0 , которая рассчитывается на основании выходных кривых (кривых отклика) по уравнению:

$$h_0 = H \frac{\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}}}{\tau_{\text{нас}} - (1-f)(\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}})}, \quad (8.35)$$

где H - высота слоя сорбента; $\tau_{\text{нас}}$ - время до равновесного насыщения; $\tau_{\text{пр}}$ - время защитного действия при минимальной индицируемой проскоковой концентрации; f - неиспользованная равновесная адсорбционная емкость сорбента в условиях динамического опыта в

зоне массопередачи (для микропористых сорбентов в зоне массопередачи $f \approx 0,5$).

8.5. Устройство и принцип действия адсорберов

Процессы адсорбции проводятся в основном следующими способами: 1) с неподвижным слоем адсорбента; 2) с движущимся слоем адсорбента; 3) с псевдооживленным слоем адсорбента.

8.5.1. Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента

Наибольшее распространение в промышленности находят вертикальные и горизонтальные адсорбционные аппараты с неподвижным слоем (рис. 8.2).

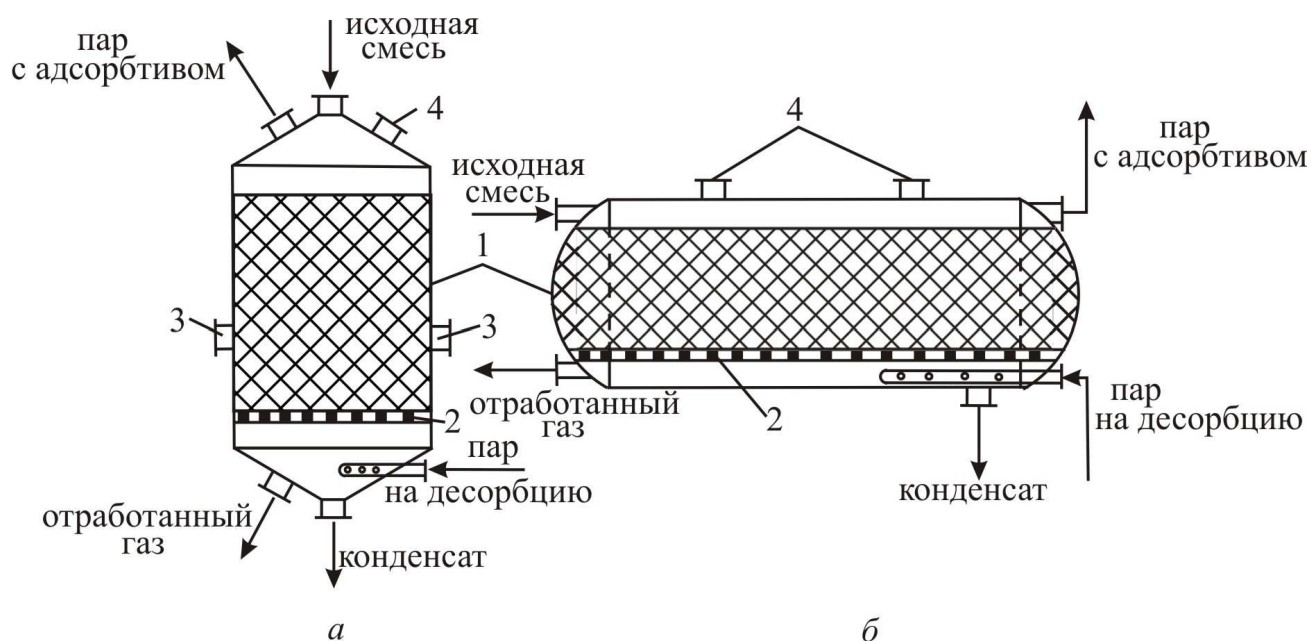


Рис. 8.2. Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента:

- а* - вертикальный; *б*-горизонтальный; 1 - корпуса;
- 2 – опорно-распределительные решетки; 3 – люки для выгрузки адсорбента; 4-люки для загрузки адсорбента

Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента являются аппаратами периодического действия. Вертикальный и горизонтальный адсорберы имеют корпус 1 со слоем адсорбента, находящимся на опорно-распределительной решетке 2. Исходная газовая смесь проходит через слой адсорбента сверху вниз. При десорбции водяным паром его

подают через нижний штуцер, конденсат отводится через штуцер в днище, а пар вместе с десорбированным веществом уходит через штуцер в крышке. Загрузка и выгрузка адсорбента производятся через люки 4 и 3. Основной недостаток горизонтальных адсорберов – неравномерное распределение потоков по сечению адсорбента и образования застойных зон. Несмотря на простоту конструкции и малое гидравлическое сопротивление, эти адсорберы не нашли широкого применения в промышленности.

Вертикальные адсорберы применяют для адсорбции газов в случае малой и средней производительности. Для обработки больших объемов газов (порядка $30000 \text{ м}^3/\text{ч}$ и выше) используют горизонтальные и кольцевые (здесь не представлены) адсорберы, обладающие незначительным гидравлическим сопротивлением.

Несмотря на периодичность работы аппаратов с неподвижным слоем, адсорбционные установки работают непрерывно, в них включают несколько адсорберов, причем их число определяется в соответствии с продолжительностью адсорбционно – десорбционного цикла. Схема такой рекуперационной установки представлена на рис. 8.3.

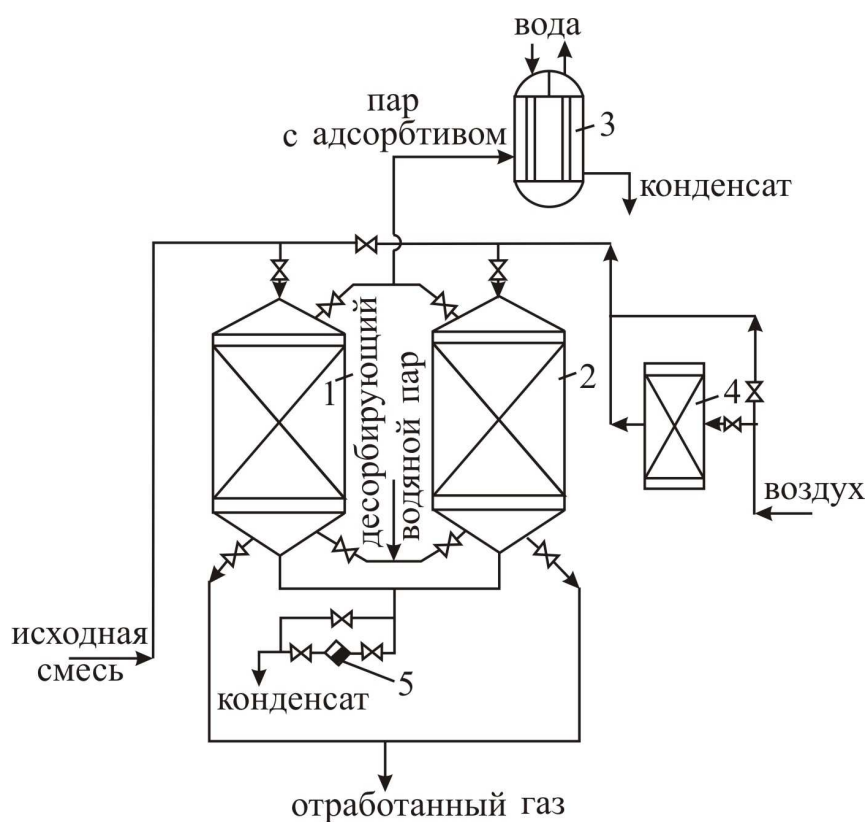


Рис. 8.3. Схема рекуперационной адсорбционной установки:
 1, 2 - адсорберы; 3 - конденсатор водяного пара и паров десорбированного вещества; 4 - калорифер; 5 – конденсатоотводчик

Исходную газовую смесь подают в адсорбер 1, заполненный активным углем. После насыщения слоя в адсорбере 1 его переключают на стадию десорбции, а исходную смесь направляют в адсорбер 2. Адсорбент регенерируют острым динамическим водяным паром, подаваемым в нижнюю часть адсорбера. Динамический пар уносит пары адсорбата в конденсатор 3. Конденсат адсорбата в смеси с водой идет далее на разделение. Сушку адсорбента производят горячим воздухом, подаваемым в адсорбер через калорифер 4. Охлаждают адсорбент атмосферным воздухом, подаваемым по обводной линии.

Число стадий цикла работы адсорбционной установки может составить четыре (адсорбция, десорбция, сушка, охлаждение), три (адсорбция, десорбция, сушка или охлаждение) или две (адсорбция, десорбция). Двухстадийными являются короткоцикловые безнагревные адсорбционные установки, служащие для очистки и разделения газов (рис. 8.4):

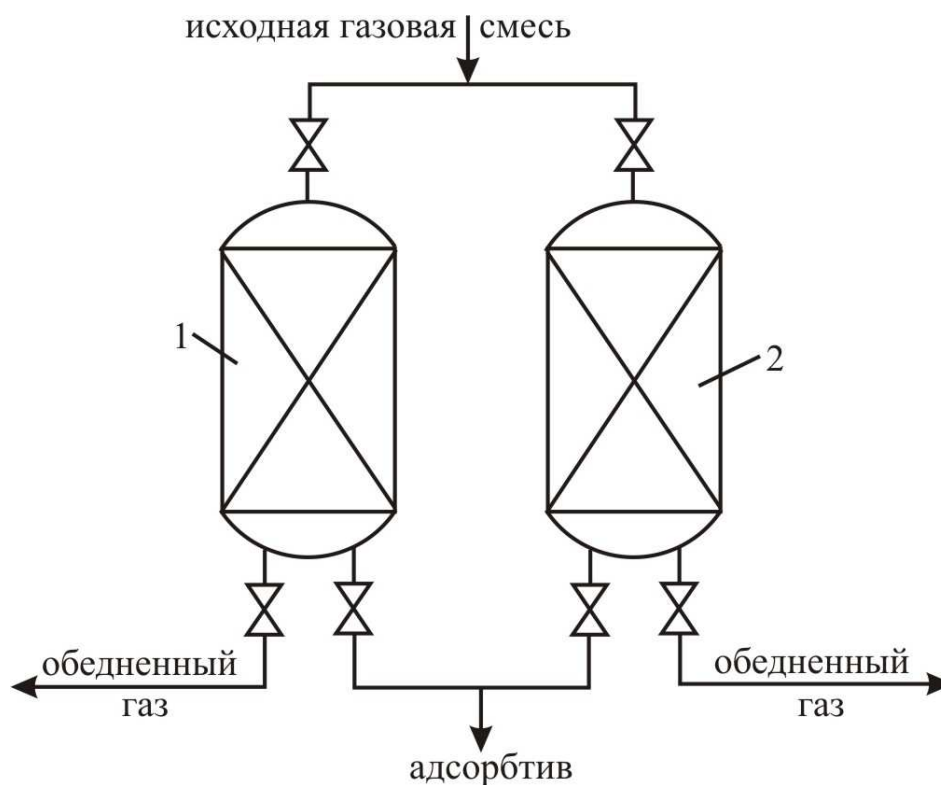


Рис. 8.4. Схема короткоцикловой безнагревной адсорбционной установки (1, 2 - адсорберы)

Газовая смесь поступает под небольшим давлением в адсорбер 1, где в течение нескольких минут происходит преимущественная адсорбция одного из компонентов. После этого из адсорбера 1 под

вакуумом десорбируют и откачивают поглощенный компонент, в то время как адсорбер 2 работает на стадии адсорбции.

Короткоцикловые адсорбционные установки отличаются компактностью и малой энергоемкостью, поскольку отсутствует подвод теплоты на стадии десорбции. Применение таких установок ограничено системами, в которых адсорбционное равновесие характеризуется пологими изотермами адсорбции.

8.5.2. Адсорберы с псевдооживленным и плотно движущимся слоем адсорбента

Периодичность работы каждого адсорбера в установках, включающих аппараты с неподвижным слоем, делает их громоздкими (за исключением короткоцикловых) и создает трудности при их автоматизации. Этих недостатков лишены адсорберы непрерывного действия с псевдооживленным и плотным движущимся слоем адсорбента. Внедрение этих установок в промышленность сдерживается из-за недостаточной прочности адсорбентов, подвергающихся в псевдооживленном и движущемся слоях интенсивному измельчению.

Аппараты с псевдооживленным слоем адсорбента в целях снижения продольного перемешивания секционированы по высоте. Их устройство аналогично барботажным тарельчатым колоннам.

Многоступенчатый адсорбер с псевдооживленным слоем (рис. 8.5) состоит из ряда секций, расположенных в цилиндрическом корпусе 1. Секции разделены распределительными решетками 2. Адсорбент входит в аппарат через верхнюю трубу и далее по переточным трубам 3 движется противотоком по отношению к сплошной фазе, подаваемой снизу и отводимой сверху. Отвод твердой фазы из аппарата производится с помощью затвора-регулятора 4.

Адсорбционный аппарат с плотно движущимся слоем, служащий для разделения газовых смесей, представлен на рис. 8.6.

Аппарат включает в себя адсорбционную I и ректификационную II зоны, где происходит разделение подаваемой газовой смеси, и десорбционную зону III, служащую для регенерации адсорбента. Зоны разделены распределительными решетками 1. Адсорбент непрерывно циркулирует в аппарате: сначала охлаждается в холодильнике 2, затем проходит адсорбционную зону I, где он преимущественно поглощает тяжелые компоненты, обогащая газ легкой фракцией, которую отбирают из этой зоны. При прохождении адсорбентом

ректификационной зоны II частично поглощенная легкая фракция вытесняется парами тяжелой, выходящими из десорбционной зоны III. Тяжелую фракцию отбирают на выходе из десорбционной зоны II. Регенерированный в зоне III горячий адсорбент пневмотранспортом, с помощью газодувки 5, направляют в бункер 3, откуда он снова поступает в холодильник.

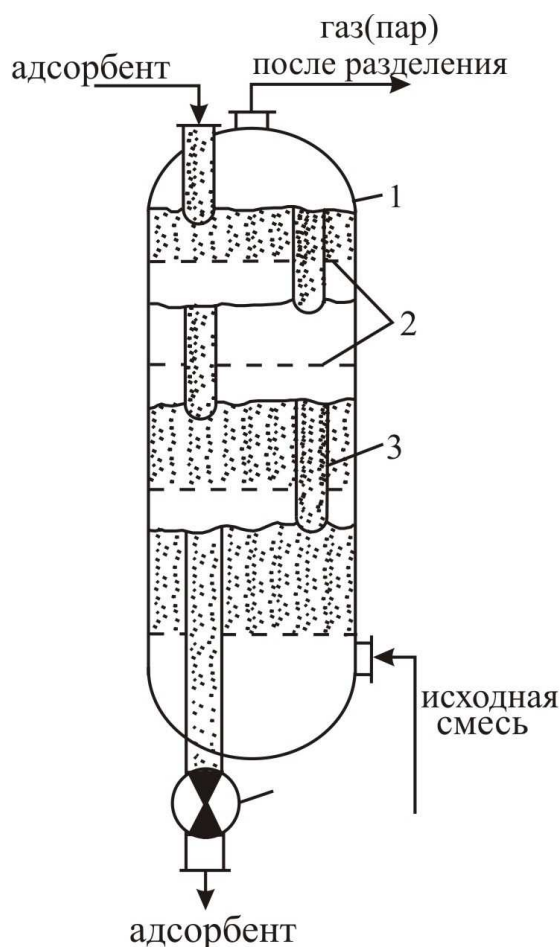


Рис. 8.5. Многоступенчатый адсорбер с псевдооживленным слоем: 1 - корпус; 2 – распределительные решетки; 3 - переточная труба; 4 - затвор-регулятор

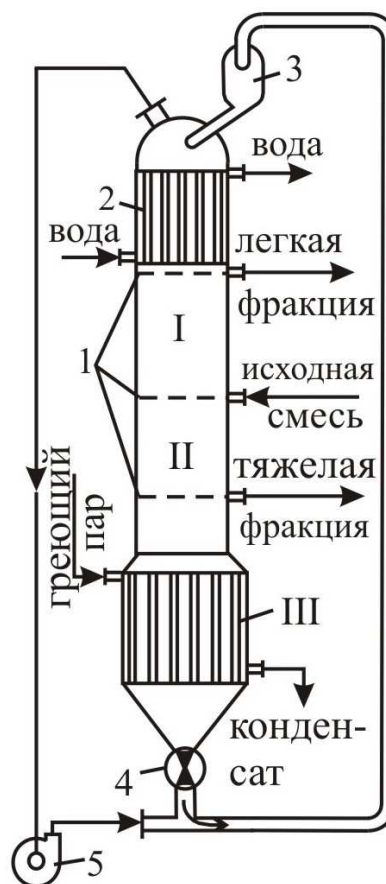


Рис. 8.6. Адсорбер с плотным движущимся слоем адсорбента: I - зона адсорбции; II - зона ректификации; III - зона десорбции; 1 - распределительные решетки; 2 – холодильник; 3 - бункер для подачи адсорбента; 4 - затвор-регулятор; 5-газодувка

8.5.3. Адсорберы кольцевого типа

Вертикальные адсорберы, показанные на рис. 8.7 представляют собой полый цилиндр, в который помещается адсорбент. Они конструктивно сложнее рассмотренных выше адсорберов с плоским слоем, но благодаря большому поперечному сечению шихты более компактны и имеют большую производительность при относительно невысоком гидравлическом сопротивлении.

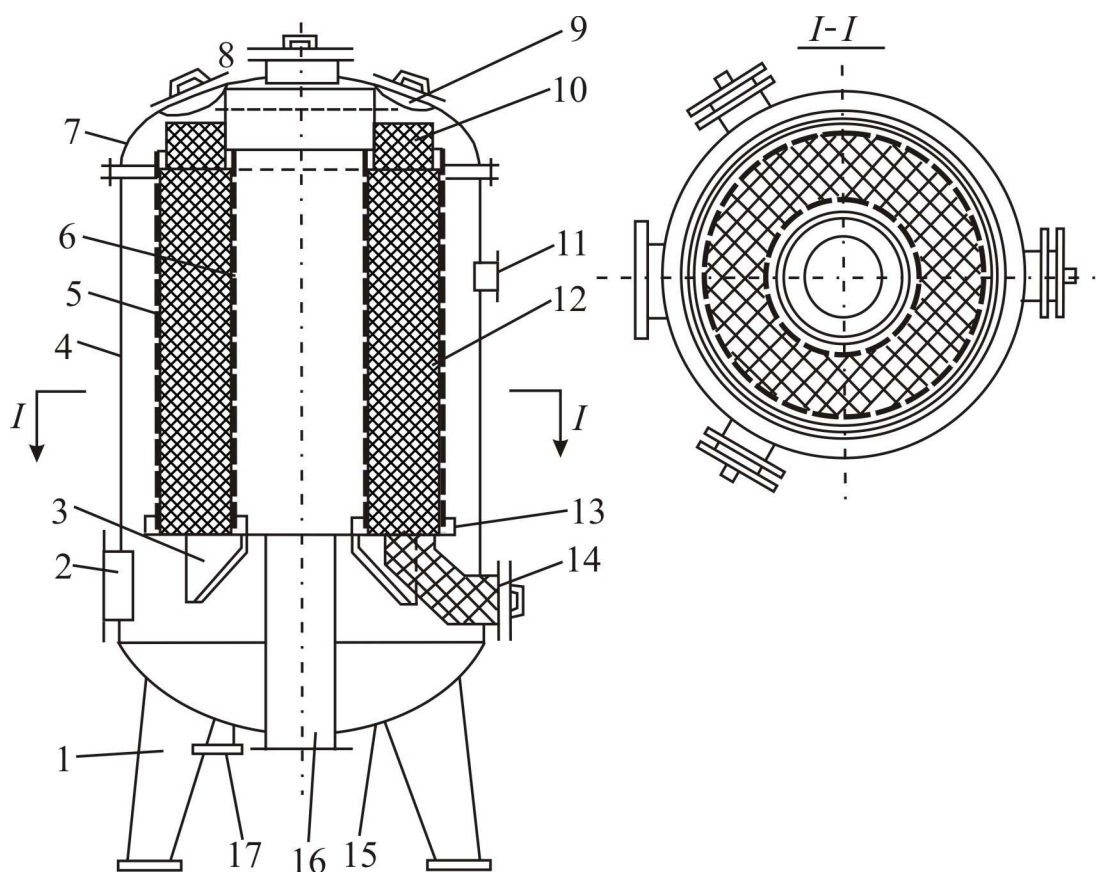


Рис. 8.7. Кольцевой адсорбер ВТР: 1 - установочная лапа; 2 - штуцер для подачи паровоздушной смеси, сушильного и охлаждающего воздуха; 3 - опора для базы под цилиндры; 4 - корпус; 5, 6 - внешний и внутренний перфорированные цилиндры; 7 - крышка; 8 - смотровой люк; 9 - загрузочный люк; 10 - бункер-компенсатор; 11 - штуцер для предохранительного клапана; 12 - слой активного угля; 13 - база для цилиндров; 14 - разгрузочный люк; 15 - днище; 16 - штуцер для отвода очищенного и отработанного воздуха и для подачи водяного пара; 17 - штуцер для отвода паров и конденсата при десорбции и для подачи воды

Аппараты выполняются диаметром до 3,2 м, высотой до 8 м. Загрузочные люки расположены на верхней крышке, а разгрузочный - внизу цилиндрической обечайки. Исходная смесь движется от периферии к центру, что способствует лучшему использованию адсорбента, так как по мере снижения концентрации целевого компонента в смеси уменьшается и площадь сечения слоя.

Тип адсорбера выбирают с учетом конкретных условий процесса, причем вертикальные адсорберы применяют на установках малой и средней мощности, производительностью до 30000 м³/ч исходной смеси. Горизонтальные и кольцевые адсорберы работают на установках средней и большой мощности.

8.6. Десорбция [1]

Десорбция идет более полно и с большей скоростью при повышенной температуре и пониженном давлении.

При выпуклой изотерме адсорбции основное количество вещества десорбируется в начальной стадии процесса, затем скорость десорбции резко падает, точки с наибольшей концентрацией в газе $[c^*(X_H)]$ имеют наибольшую скорость, а точки с меньшей концентрацией запаздывают, в результате чего за основной частью выходящего вещества будет находиться «хвост» с постепенно уменьшающейся концентрацией (рис. 8.8, а). В случае вогнутой изотермы десорбируемое вещество выходит более компактно, что также объясняется влиянием вида изотермы на скорость движения концентрационных точек (рис. 8.8, б).

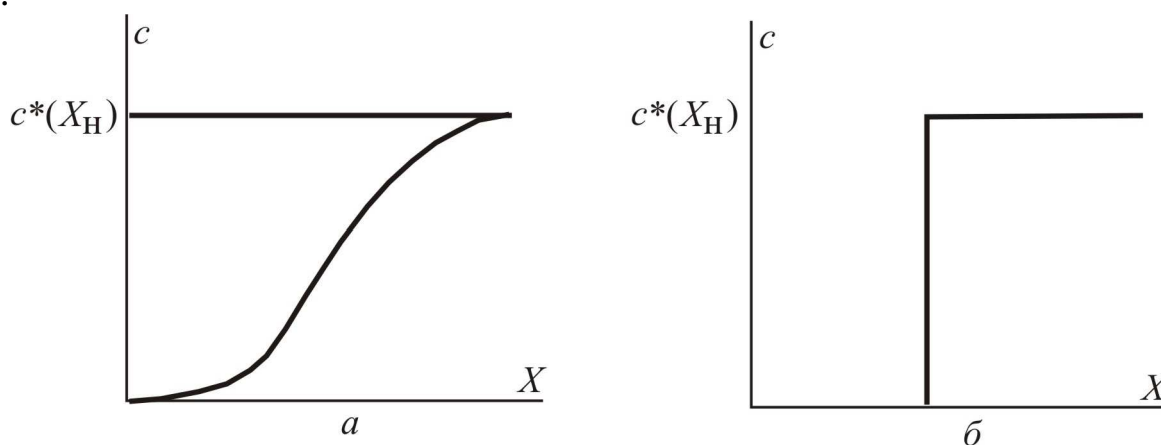


Рис. 8.8. Профили концентраций в потоке при десорбции для выпуклой (а) и вогнутой (б) изотерм

Методы регенерации адсорбентов можно подразделить на низкотемпературную термическую регенерацию, высокотемпературную термическую, химическую, вытеснительную и регенерацию понижением давления. Низкотемпературную термическую регенерацию адсорбентов проводят их обработкой перегретым или насыщенным острым водяным паром либо газами при температуре 100-400 °С.

Часть водяного пара, подаваемого на десорбцию, идет на нагрев адсорбента и аппарата, на компенсацию теплоты адсорбции и отрицательной теплоты смачивания. Другая, несконденсировавшаяся часть пара уносит десорбированное вещество из аппарата. С помощью водяного пара обычно регенерируют активный уголь. Силикагели, алюмогели и цеолиты регенерируют продувкой при повышенной температуре.

Выбор температуры регенерации определяется энергией связи адсорбат-адсорбент, необходимой полнотой десорбции, термической стойкостью адсорбента и временем регенерации. Чем выше энергия связи между молекулами адсорбата и адсорбента и полнее требуется десорбция, тем более высокой должна быть температура регенерации. За пороговую температуру, ниже которой процесс регенерации осуществлять нецелесообразно, принята величина, при которой половина адсорбата удаляется в вакууме в течение 10 мин.

В случае, если низкотемпературная регенерация не позволяет достаточно полно удалить поглощенное вещество, что характерно, например, для отработанных активных углей после водоочистки, прибегают к высокотемпературной термической регенерации, которая заключается в обработке адсорбента различными газами, например CO_2 , при высокой температуре ($t > 400$ °С). В процессе высокотемпературной регенерации адсорбат разлагается, а продукты его деструкции удаляются. В жестких условиях высокотемпературной регенерации частично меняется также и структура адсорбента.

Химическую регенерацию проводят обработкой адсорбента жидкими или газообразными реагентами при умеренных температурах ($t < 100$ °С). В качестве реагентов используют кислоты, щелочи, различные окислители.

При вытеснительной десорбции адсорбент обрабатывают растворителем, который, лучше адсорбируясь, чем поглощенное вещество, вытесняет его и вымывает.

Если изотерма адсорбции не крутая, регенерацию можно проводить без подвода теплоты, снижая давление в аппарате, что

приводит к увеличению движущей силы процесса. Процессы десорбции, подобно процессам адсорбции, проводят в неподвижном, кипящем или плотно движущемся слое. Расчет процесса десорбции проводят с целью определения времени десорбции (в случае периодического процесса) и расхода десорбирующего агента.

В наиболее распространенных методах десорбции слой адсорбента нагревают до заданной температуры и затем продувают при практически постоянной температуре газом или паром. В случае изотермической десорбции в неподвижном слое для расчета профиля концентраций и времени процесса применимы расчетные уравнения [1]. В более сложных случаях используют опытные данные.

8.7. Пример расчета адсорбера периодического действия

Через абсорбер периодического действия за один период проходит $L=2000 \text{ м}^3$ паровоздушной смеси с концентрацией диэтилового эфира $\bar{C}_0=0,006 \text{ кг/м}^3$. Температура процесса $20 \text{ }^\circ\text{C}$, давление атмосферное, скорость потока паровоздушной смеси $w_{\text{и}}=13 \text{ м/мин}=0,22 \text{ м/с}$, концентрация смеси после выхода из адсорбера $\bar{C}=3 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3$. В качестве поглотителя применяется активный уголь марки АГ-5 с диаметром зерен $d_3=0,004 \text{ м}$ и насыпной плотностью $\rho_{\text{н}}=500 \text{ кг/м}^3$. Высота слоя угля $H=0,9 \text{ м}$, удельная поверхность $a_v=720 \text{ м}^2/\text{м}^3$, удельный свободный объем $\varepsilon_{\text{св}}=0,375$.

По изотерме бензола для $20 \text{ }^\circ\text{C}$ на том же угле построить изотерму адсорбции диэтилового эфира из воздуха при $20 \text{ }^\circ\text{C}$. Пользуясь этой изотермой, определить количество активного угля, необходимое на одну загрузку, диаметр адсорбера и продолжительность поглощения до насыщения адсорбента.

Ординаты и абсциссы точек изотермы диэтилового эфира вычисляются по формулам (8.9) и (8.11):

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2}; \quad \lg p_2 = \lg p_{s,2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{s,1}}{p_1},$$

где a_1^* и a_2^* - концентрации адсорбированных бензола и эфира, кг/кг; V_1 и V_2 - мольные объемы бензола и эфира в жидком состоянии, $\text{м}^3/\text{кмоль}$; p_1 и p_2 - парциальные давления паров бензола и эфира, мм рт. ст.; $p_{s,1}$

и $p_{s,2}$ - давления насыщенных паров бензола и эфира при 20°C , мм рт. ст.; T_1 и T_2 - температуры бензола и эфира при адсорбции (в данном случае $T_1 = T_2 = 293\text{K}$); β - коэффициент аффинности.

Мольные объемы бензола и эфира:

$$V_1 = M_1/\rho_1 = 78/879 = 0,0887 \text{ м}^3/\text{кмоль};$$

$$V_2 = M_2/\rho_2 = 74/714 = 0,1036 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

где мольная масса бензола $M_1 = 78$ кг/кмоль, диэтилового эфира $M_2 = 74$ кг/кмоль.

Коэффициент аффинности:

$$\beta = V_2/V_1 = 0,1036/0,0887 = 1,17.$$

На изотерме бензола (рис. 8.9) берем ряд точек [27].

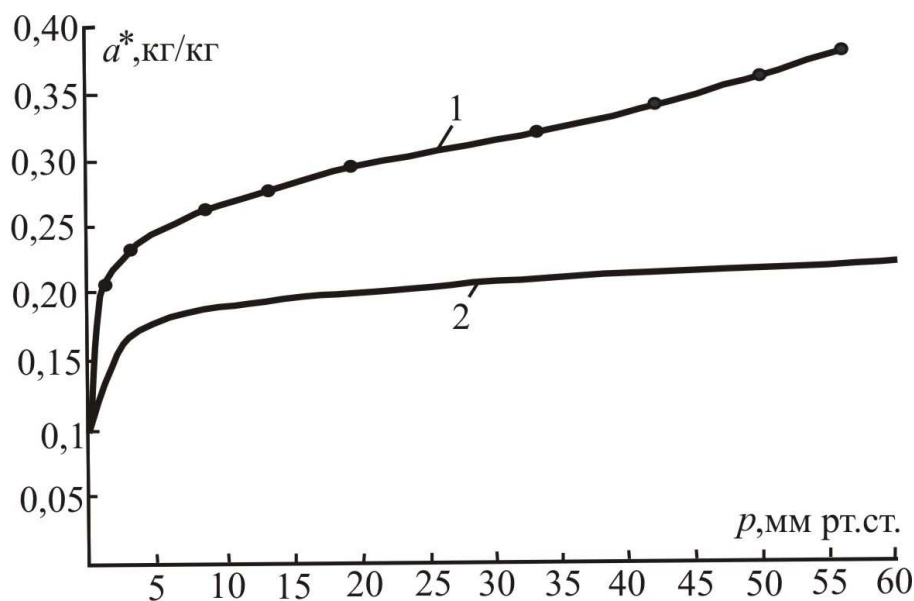


Рис. 8.9. Изотермы адсорбции при 20°C 1 – бензол, 2 – диэтиловый эфир

Первая точка: $\bar{a}_1^* = 0,262$ кг/кг, $p_1 = 8$ мм рт. ст. Вычислим координаты соответствующей точки на изотерме диэтилового эфира:

$$a_1^* = 0,262/78 \text{ кмоль/кг};$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} = \frac{0,262}{78} \frac{0,0887}{0,1036} = 0,00287 \text{ кмоль/кг} = 0,00287 \cdot 74 = 0,212 \text{ кг/кг};$$

$$\lg p_2 = \lg 442 - 1,17 \frac{293}{293} \lg \frac{75}{8} = 1,50822; \quad p_2 = 32,2 \text{ мм рт. ст.}$$

По этому методу вычисляем ординаты и абсциссы для остальных точек и полученные данные сводим в табл. 8.4.

Таблица 8.4.

Изотерма бензола		Изотерма диэтилового эфира	
\bar{a}_1^* , кг/кг	p_1 , мм рт. ст.	\bar{a}_2^* , кг/кг	p_2 , мм рт. ст.
0,103	0,105	0,0837	0,0202
0,122	0,223	0,0992	0,0501
0,208	1	0,169	2,82
0,233	3	0,190	10,1
0,262	8	0,212	32,2
0,276	13	0,224	56,9
0,294	19	0,24	88,2
0,318	33	0,258	169,2
0,338	42	0,273	224,5
0,359	50	0,292	275,0

По найденным точкам строим изотермы диэтилового эфира для 20 °С (кривая 2 на рис. 8.9).

Определим с помощью изотермы статическую активность угля по диэтиловому эфиру при конденсации паровоздушной смеси $\bar{C}_0 = 0,006 \text{ кг/м}^3$.

Предварительно необходимо рассчитать парциальное давление, соответствующее \bar{C}_0 , по формуле (8.1):

$$p_0 = \bar{C}_0 RT = 0,006 \frac{848}{74} 293 \frac{760}{10330} = 1,4 \text{ мм рт. ст.}$$

По диаграмме, абсциссе $p_0=1,4$ мм рт. ст. соответствует ордината $\bar{a}_0^*=0,132$ кг/кг.

Количество активного угля на одну загрузку составляет

$$G_1 = L \bar{C}_0 / \bar{a}_0^* = 2000 \cdot 0,006 / 0,132 = 91 \text{ кг},$$

или объем угля $V_a = G_1 / \rho_H = 91 / 500 = 0,182 \text{ м}^3$.

Диаметр адсорбера вычисляется из равенства

$$V_a = \frac{\pi D_a^2}{4} H = 0,182 \text{ м}^3,$$

откуда

$$D_a = \sqrt{\frac{0,182 \cdot 4}{\pi H}} = \sqrt{\frac{0,182 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,9}} = 0,5 \text{ м}.$$

Так как на изотерме точка, соответствующая исходной концентрации паровоздушной смеси $\bar{C}_0=0,006$ кг/м³, находится в первой (прямолинейной) области, то продолжительность процесса вычисляется по формуле (8.31)

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\Gamma/w_H} \sqrt{H} - b \sqrt{\Gamma/\beta_y},$$

где $\Gamma = a_0^* / \bar{C}_0 = 0,132 \cdot 500 / 0,006 = 11000$; b – функция, определяемая по табл. 8.3 (для $\bar{C} / \bar{C}_0 = 0,00003 / 0,006 = 0,005$ значение $b=1,84$); β_y – объемный коэффициент массоотдачи, который вычисляется по формуле: $\beta_y = \beta_a v$

Определим режим движения потока в слое. Число Рейнольдса Re

$$Re = \frac{d_{\text{э}} \omega_H \rho}{\mu},$$

где $d_3 = 4\epsilon_{св}/a_v = 4 \cdot 0,375/720 = 0,002$ м – эквивалентный диаметр; при температуре 20°C $\nu = \mu/\rho = 0,018 \cdot 10^{-3}/1,2 = 0,15 \cdot 10^{-4}$ м²/с – коэффициент кинематической вязкости.

$$\text{Re} = \frac{0,002 \cdot 0,22 \cdot 1,2}{0,018 \cdot 10^{-3}} = 29,3.$$

Режим движения в слое ламинарный.

Диффузионный критерий Прандтля Pr'

$$\text{Pr}' = \frac{\nu}{D},$$

По табл. 8.1 прил. коэффициент молекулярной диффузии для системы диэтиловый эфир - воздух при 20°C и давлении 1 ат $D=0,0864 \cdot 10^{-4}$ м²/с.

$$\text{Pr}' = \frac{0,15 \cdot 10^{-4}}{0,0864 \cdot 10^{-4}} = 1,74.$$

Перепад давления насыпного слоя определяют по формуле:

$$\Delta P = \lambda \frac{H}{d_3} \frac{\rho \omega_{ист}^2}{2},$$

где λ – коэффициент трения.

Коэффициент трения находят в зависимости от характера движения:

1) при $\text{Re} < 50$, $\lambda = \frac{220}{\text{Re}}$,

2) при $\text{Re} = 50 - 7200$, $\lambda = \frac{11,6}{\text{Re}^{0,25}}$,

3) при $\text{Re} > 7200$, $\lambda = 1,26$.

Коэффициент трения в данном случае равен $\lambda = \frac{220}{29,3} = 7,5$.

$$\Delta P = 7,5 \frac{0,9}{0,002} \frac{1,2 \cdot 0,22^2}{2} = 98,01 \text{ Па.}$$

Коэффициент массоотдачи (8.23)

$$\beta = 0,62 \left(\frac{98,01 \cdot 0,375 \cdot 0,15 \cdot 10^{-4}}{720 \cdot 0,9 \cdot 0,006 \cdot 1,2} \right)^{1/3} (1,74)^{-2/3} = 0,021 \text{ м/с.}$$

$$\beta_y = \beta a_y = 0,021 \cdot 720 = 15,12 \text{ с}^{-1}.$$

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{11000/0,22} \sqrt{0,9} - 1,84 \sqrt{11000/15,12} = 162,5;$$

$$\tau = 162,5^2 = 26407 \text{ с} = 440 \text{ мин} = 7,3 \text{ ч.}$$

Определим количество паровоздушной смеси, проходящей через адсорбер за это время:

$$V = \frac{\pi D_a^2}{4} w \tau = \frac{3,14 \cdot 0,5^2}{4} 0,22 \cdot 26407 = 1140 \text{ м}^3.$$

По условиям примера, за один период через адсорбер должно пройти 2000 м^3 . Следовательно, диаметр адсорбера следует увеличить:

$$D_a = \sqrt{\frac{2000 \cdot 4}{\pi w \tau}} = \sqrt{\frac{2000 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,22 \cdot 26407}} = 0,66 \text{ м.}$$

Необходимо также увеличить количество активного угля на одну загрузку:

$$G_1 = \frac{\pi D_a^2}{4} H \rho_H = \frac{3,14 \cdot 0,66^2}{4} 0,9 \cdot 500 = 153,9 \text{ кг.}$$

8.8. Пример расчета продолжительности адсорбции

Определить продолжительность адсорбции (т.е. до регенерации) активным углем паров этилового спирта из его смеси с воздухом. Начальная концентрация паро-воздушной смеси, подаваемой в адсорбер, $C_0=8 \cdot 10^{-3}$ кг/м³. Концентрация смеси, выходящей из адсорбера, $C=8 \cdot 10^{-5}$ кг/м³. Фиктивная скорость смеси а) $w_{\text{ф}}=0,15$ м/с=9 м/мин; б) $w_{\text{ф}}=0,385$ м/с=23,1 м/мин. Высота угольного слоя $H=0,7$ м. Характеристика угля: гранулированный; диаметр гранулы $d=0,003$ м, средняя длина $l=0,005$ м, удельная поверхность $a_v=720$ м²/м³, насыпная плотность $\rho_H=500$ кг/м³, удельный свободный объем $\epsilon_{\text{св}}=0,375$ [27].

Изотерма адсорбции паров этилового спирта на данном угле (при условиях поглощения) представлена на рис. 8.10. При расчете вязкость и плотность паро-воздушной смеси принять равными вязкости и плотности воздуха при тех же условиях: $\rho=1,2$ кг/м³, $\mu=0,018 \cdot 10^{-3}$ Па·с. Поглощение происходит при 20 °С. Давление в адсорбере атмосферное.

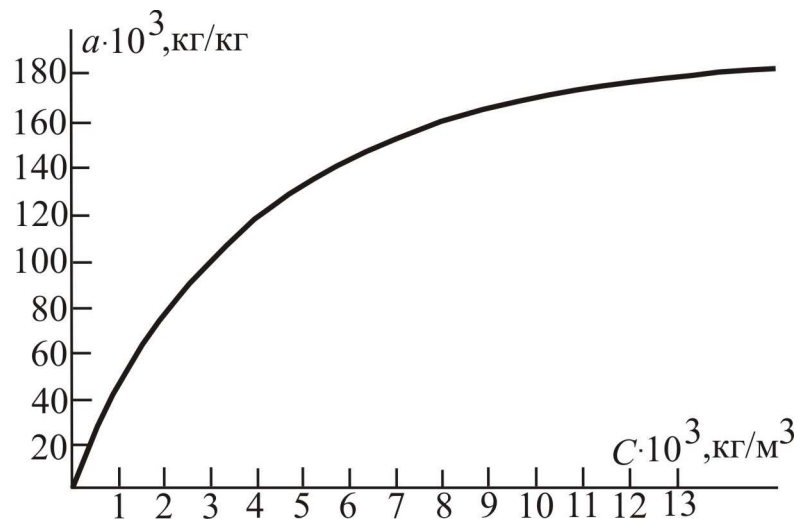


Рис. 8.10. Изотерма адсорбции паров этилового спирта на угле в условиях поглощения [27]

Определение поглотительной способности и концентраций

По изотерме адсорбции паров этилового спирта и величине C_0 находят a_0 : $C_0=8 \cdot 10^{-3}$ кг/м³, по изотерме $a_0=0,160$ кг/кг.

Точка $C_0=8 \cdot 10^{-3}$ кг/м³ и $a_0=0,160$ кг/кг находятся во второй области изотермы. На основании вида изотермы находят $a_{\infty}=0,180$ кг/кг,

$\frac{a_\infty}{2} = 0,09$ кг/кг и по рис. 8.10 соответствующую этой величине поглощения концентрацию паро-воздушной смеси $C_1 = 2,7 \cdot 10^{-3}$ кг/м³

$$p = \frac{C_0}{C_1} = \frac{8}{2,7} = 3, \quad \frac{C}{C_0} = \frac{8 \cdot 10^{-5}}{8 \cdot 10^{-3}} = 0,01, \quad X = \frac{H \beta}{w_\phi}.$$

Определение коэффициентов массоотдачи

Согласно известным исследованиям турбулентный режим в насыпном слое начинается при $Re > 40$.

Вычислим коэффициенты массоотдачи по теоретическим уравнениям (8.23), (8.24).

Для ламинарного режима, $Re < 40$

$$\beta = 0,62 \left(\frac{\Delta P \varepsilon_{св} v}{a_v H L \rho} \right)^{1/3} (Pr')^{-2/3},$$

для турбулентного режима, $Re > 40$

$$\beta = 0,175 \left(\frac{\varepsilon v}{\rho} \right)^{0,25} (Pr')^{-2/3},$$

где $L = \pi d_{пр} / 2$, м, $d_{пр}$ – приведенный диаметр, м, ΔP – перепад давления, Па, ε – средняя по объему диссипация энергии,

$$d_{пр} = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot (\pi d^2 / 4) \cdot l}{\pi}} = \sqrt[3]{6 \cdot (0,003^2 / 4) \cdot 0,005} = 0,004 \text{ м},$$

$$L = \pi 0,004 / 2 = 0,006 \text{ м},$$

$$\varepsilon = \frac{\Delta P w_{и}}{H}.$$

Определение режима движения потока в слое

Число Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{d_{\text{э}} w_{\text{и}} \rho}{\mu}$$

Истинная скорость паровоздушной смеси в слое
а) $w_{\text{и}} = w_{\text{ф}} / \varepsilon_{\text{св}} = 0,15 / 0,375 = 0,4$ м/с, б) $w_{\text{и}} = 0,385 / 0,375 = 1,03$ м/с,

Значение эквивалентного диаметра $d_{\text{э}}$ определяют по формуле

$$d_{\text{э}} = 0,6 \frac{dl}{\frac{d}{2} + l} = 0,6 \frac{0,003 \cdot 0,005}{\frac{0,003}{2} + 0,005} = 0,0014 \text{ м,}$$

$$\text{а) Re} = \frac{0,0014 \cdot 0,4 \cdot 1,2}{0,018 \cdot 10^{-3}} = 37,3.$$

Режим движения в слое ламинарный.

$$\text{б) Re} = \frac{0,0014 \cdot 1,03 \cdot 1,2}{0,018 \cdot 10^{-3}} = 96,1.$$

Режим движения в слое турбулентный.

Для расчета коэффициентов массоотдачи далее находятся число Прандтля Pr и перепад давления ΔP .

Диффузионный критерий Прандтля

$$\text{Pr}' = \frac{\nu}{D},$$

где $\nu = \mu / \rho = 0,018 \cdot 10^{-3} / 1,2 = 0,15 \cdot 10^{-4}$ м²/с – коэффициент кинематической вязкости. По табл. 19 прил. коэффициент молекулярной диффузии паров этилового спирта в воздух при 0 °С и давлении 1 ат $D_0 = 0,101 \cdot 10^{-4}$ м²/с. Коэффициент молекулярной

диффузии паров этилового спирта в воздух при 20 °С и том же давлении находят по формуле:

$$D = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 0,101 \cdot 10^{-4} \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{3/2} = 0,112 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с},$$

$$\text{Pr}' = \frac{0,15 \cdot 10^{-4}}{0,112 \cdot 10^{-4}} = 1,3.$$

Существуют эмпирические приближенные формулы для определения гидравлического сопротивления слоя зернистых материалов потоку воздуха общего вида

$$\Delta P = A H w_{\phi}^n g.$$

Величины A и n зависят от рода зернистого материала, g – ускорение свободного падения.

Для активного угля марки АР

$$\Delta P = 26,29 H w_{\phi}^{1,43},$$

где w_{ϕ} – фиктивная скорость, м/мин

$$\text{а) } \Delta P = 26,29 \cdot 0,7 \cdot 9^{1,43} = 426,05 \text{ Па}$$

$$\text{б) } \Delta P = 26,29 \cdot 0,7 \cdot 23,1^{1,43} = 1640 \text{ Па}$$

Перепад давления также можно определить по графику (рис. 8.11), для данного примера а) $\Delta P = 45 \text{ кг/м}^2 = 45 \cdot g = 441 \text{ Па}$, б) $\Delta P = 165 \text{ кг/м}^2 = 165 \cdot g = 1619 \text{ Па}$.

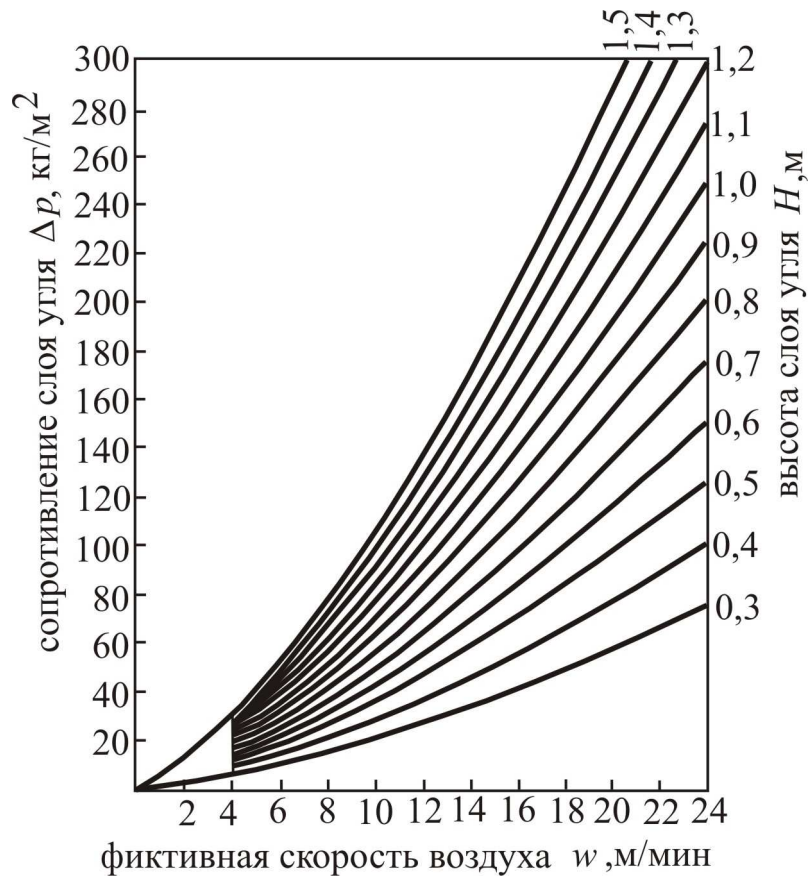


Рис. 8.11. Зависимость сопротивления слоя угля марки АР от величины фиктивной скорости воздуха [27]

Расчет для ламинарного режима

$$\beta = 0,62 \left(\frac{426,05 \cdot 0,375 \cdot 0,15 \cdot 10^{-4}}{720 \cdot 0,7 \cdot 0,006 \cdot 1,2} \right)^{1/3} 1,3^{-2/3} = 0,045 \text{ м/с.}$$

Объемный коэффициент массоотдачи:

$$\beta a_v = 0,045 \cdot 720 = 32,4 \text{ с}^{-1}.$$

Расчет продолжительности адсорбции

Определяем безразмерный параметр X

$$X = \frac{0,7 \cdot 32,4}{0,15} = 151,2.$$

По графику (рис. 8.12) в зависимости от величины X и отношения C/C_0 определяют t .

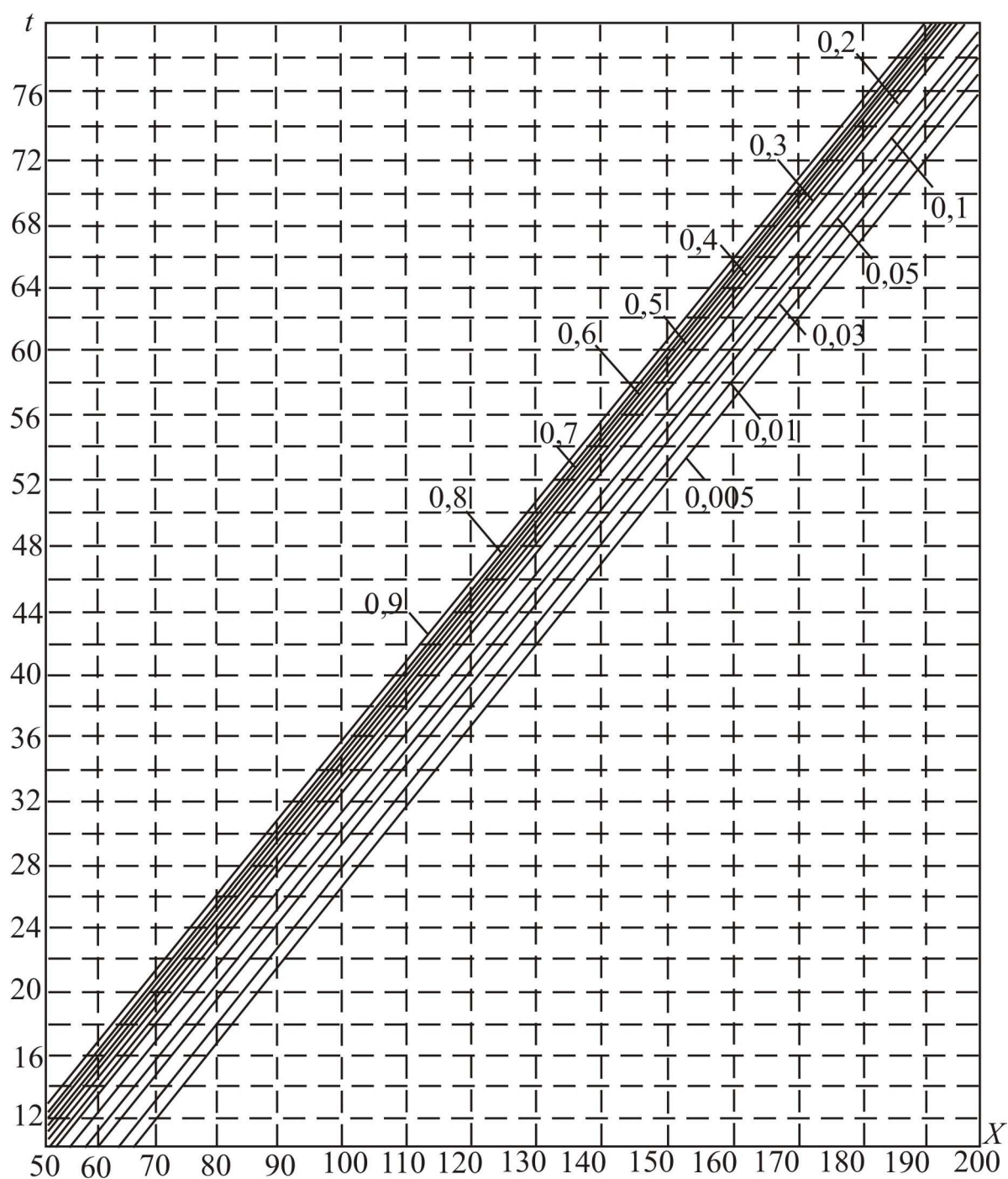


Рис. 8.12. Зависимость величин t и X при $p=3$ и различных значениях C/C_0 при асимптотическом решении. Над прямыми указаны значения C/C_0

Продолжительность адсорбции τ находят по формуле:

$$\tau = \frac{t(1+p)\Gamma}{\beta},$$

где Γ – безразмерный коэффициент Генри, равный

$$\Gamma = \frac{a_0}{C_0} = \frac{0,160 \cdot 500}{8 \cdot 10^{-3}} = 10000,$$

$$t=36,3,$$

Продолжительность адсорбции при ламинарном режиме:

$$\tau = \frac{36,3(1+3)10000}{32,4} = 44815 \text{ с} = 747 \text{ мин.}$$

Расчет для турбулентного режима

$$\varepsilon = \frac{1640 \cdot 1,03}{0,7} = 2413,1$$

$$\beta = 0,175 \left(\frac{2413,1 \cdot 0,15 \cdot 10^{-4}}{1,2} \right)^{0,25} 1,3^{-2/3} = 0,061 \text{ м/с.}$$

$$\beta a_v = 0,061 \cdot 720 = 43,9 \text{ с}^{-1}.$$

Определяем безразмерный параметр X

$$X = \frac{0,7 \cdot 43,9}{0,385} = 79,8,$$

$$\Gamma = \frac{a_0}{C_0} = \frac{0,160 \cdot 500}{8 \cdot 10^{-3}} = 10000,$$

$$t=16,4,$$

Продолжительность адсорбции:

$$\tau = \frac{16,4(1 + 3)10000}{43,9} = 14943 \text{ с} = 249 \text{ мин},$$

т.е. через 249 минут адсорбент должен быть регенерирован.

Контрольные вопросы

1. Назовите наиболее рациональные области применения адсорбции?
2. Дайте характеристику основных промышленных адсорбентов.
3. Раскройте сущность статической и динамической активности адсорбентов.
4. Что понимают под адсорбционным потенциалом?
5. Охарактеризуйте равновесие при адсорбции. Раскройте принцип построения изотерм адсорбции.
6. Как составляется материальный баланс адсорбции?
7. Раскройте особенности кинетики процесса равновесной адсорбции.
8. Покажите устройство и принцип действия адсорберов с неподвижным слоем адсорбента.
9. Покажите устройство и принцип действия адсорберов с псевдооживленным и плотным движущимся слоями адсорбента.
10. Перечислите методы регенерации адсорбентов.
11. Раскройте принципы и назовите стадии расчета адсорберов.

ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблица 1. Физические свойства жидкостей

Жидкость	Химическая формула	Молярная масса, кг/кмоль	Температура кипения, °С	Молярный объем, см ³ /моль
Азотная кислота	HNO ₃	63,1	86,0	5,7
Аммиак	NH ₃	17	-33,4	25,8
Ацетон	CH ₃ COCH ₃	58,08	56	74,0
Бензол	C ₆ H ₆	78,11	80,2	96,0
Вода	H ₂ O	18,016	100	18,9
Изопропиловый спирт	C ₃ H ₇ OH	60,09	82,4	81,4
Метиловый спирт	CH ₃ OH	32,04	64,7	37,0
Серовуглерод	CS ₂	76,13	46,3	51,2
Толуол	C ₆ H ₅ CH ₃	92,13	110,8	133,2
Уксусная кислота	C ₂ H ₄ O ₂	60,05	118	68,4
Хлороформ	CHCl ₃	119,38	61,2	90,3
Четыреххлористый углерод	CCl ₄	153,84	76,7	113,2
Этилацетат	CH ₃ COOC ₂ H ₅	88,10	77,15	107,0
Этиловый спирт	C ₂ H ₅ OH	46,07	78,3	59,2

Таблица 2. Равновесные составы жидкости (x) и пара (y) в мол. % и температуры кипения (t) в °С двойных смесей при 760 мм рт. ст.

Смесь	X	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	Азеотропная смесь
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Азотная кислота - вода	y	0	0,3	1	5	16	46	83	95,5	98,7	99,5	99,9	100	38,3
	t	100	103,5	108,6	117,5	121,4	121,5	116	101,5	91,7	87,5	85,6	85,4	121,9
Аммиак – вода (735 мм рт. ст.)	y	0	49	72	89,3	97,6	99,2	100	100	100	100	100	100	-
	t	99,1	82,5	69,8	48	29,2	11,8	-4	-16,5	-24,5	-29,5	-32	-33,7	-
Ацетон – Бензол	y	0	14	24,3	40	51,2	59,4	66,5	73	79,5	86,3	93,2	100	-
	t	80,1	78,3	76,4	72,8	69,6	66,7	64,3	62,4	60,7	59,6	58,8	56,1	-
Ацетон – вода	y	0	60,3	72	80,3	82,7	84,2	85,5	86,9	88,2	90,4	94,3	100	-
	t	100	77,9	69,6	64,5	62,6	61,6	60,7	59,8	59	58,2	57,5	56,9	-
Ацетон – метиловый спирт	y	0	10,2	18,6	32,2	42,8	51,3	58,6	65,6	72,5	80	-	100	80
	t	64,5	63,6	62,5	60,2	58,7	57,6	56,7	56	55,3	55,05	-	56,1	55,05
Ацетон – этиловый спирт	y	0	15,5	26,2	41,7	52,4	60,5	67,4	73,9	80,2	86,5	92,9	100	-
	t	78,3	75,4	73	69	65,9	63,6	61,8	60,4	59,1	58	57	56,1	-

Продолжение табл. 2

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Бензол – толуол	y	0	11,5	21,4	38	51,1	61,9	71,2	79	85,4	91	95,9	100	-
	t	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2	-
Бензол – уксусная кислота	y	0	26	42	59	68,6	75	79	83	88	92,5	97	100	97,5
	t	118,7	111,4	105,8	99	94	90,3	88	85,7	83,5	82	80,8	80,2	80
Вода – уксусная Кислота	y	0	9,2	16,7	30,3	42,5	53	62,6	71,6	79,5	86,4	93	100	-
	t	118,1	115,4	113,8	110,1	107,5	105,8	104,4	103,3	102,1	101,3	100,6	100	-
Изопропиловый спирт – вода	y	0	48,5	53	60	64	66,5	68	68,4	70	77	83	100	68,5
	t	100	84,4	82,5	81,2	81	80,6	80,5	80,4	80,5	81	82,3	82,4	80,4
Метиловый спирт – бензол	y	0	38,5	50	56	58	59	60	61	62	66	75	100	61,4
	t	80,2	66,9	61,1	58,6	58	57,8	57,7	57,6	57,6	58	59,6	64,9	57,6
Метиловый спирт – вода	y	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87	91,5	95,8	100	-
	t	100	92,3	87,7	81,7	78	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66	64,5	-
Метиловый спирт - этиловый спирт Муравьиная кислота–уксусная кислота	y	0	7,4	14,3	27,1	39,6	51,5	62,6	72,3	79,8	86,6	93,2	100	-
	t	78,3	77,2	76,5	75	73,6	72,2	70,8	69,4	68,2	66,9	65,9	64,9	-
	y	0	8	14,6	26	38	48,5	57,6	66	74,6	83,6	92,2	100	-
	t	118,1	116	115,4	112,8	110,7	108,8	107	105,4	103,9	102,5	101,4	100,8	-

Продолжение табл.2

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Сероуглерод – ацетон	y	0	19	29	46	53,3	57,5	60,5	61	68	72,2	78	100	61
	t	56,2	51,2	48,3	43,5	41,3	40,3	39,6	39,3	39,3	39,6	40,9	46,3	39,3
Сероуглерод - четырёххлористый углерод	y	0	13,2	24	42,3	54,4	64,5	72,6	79,1	84,8	90,1	95	100	-
	t	76,7	73,7	71	66	62,3	59	56,1	53,7	51,6	49,6	47,9	46,3	-
Толуол – уксусная кислота	y	0	15,5	25,5	37,2	46	54,1	57	61,5	66,5	71,8	81	100	62,7
	t	118,1	111,3	108,9	105,6	103,3	101,7	100,8	100,6	100,6	100,9	102,6	110,8	100,6
Хлороформ - бензол	y	0	6,5	12,6	27,2	41	54,6	66	74,6	83	90,5	96,2	100	-
	t	80,6	80,1	79,6	78,4	77,2	75,9	74,5	73,1	71	68,7	65,7	61,5	-
Четырёххлористый углерод – этиловый спирт	y	0	21	33	48	54	56,5	58,8	62	65,8	72,2	82,3	100	63
	t	77,9	73,7	70,8	67,2	65,3	64,6	64	63,6	64	65,6	68,5	75,9	63,6
Этилацетат - уксусная кислота	y	0	14,4	28,7	50,6	65,4	77	85,6	92	96,1	98,9	99,8	100	-
	t	118,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	77,1	-
Этиловый спирт – бензол (750 мм рт. ст.)	y	0	18	28,6	36,8	40,5	43,5	46,5	49,5	53,5	60	71	100	44,8
	t	79,7	74,3	71,2	69	68,2	67,8	67,8	68,3	68,9	70,1	72,6	78,1	67,8
Этиловый спирт - вода	y	0	33,2	44,2	53,1	57,6	61,4	65,4	69,9	75,3	81,8	89,8	100	89,4
	t	100	90,5	86,5	83,2	81,7	80,8	80	79,4	79	78,6	78,4	78,4	78,15

Таблица 3. Плотность жидких веществ и водных растворов

Вещество	Плотность, кг/м ³							
	при -20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Азотная кислота 50 %-ная	-	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
100 %-ная	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
Аммиак жидкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	-	900	879	858	836	815	793	769
Вода	-	1000	998	992	983	972	958	943
Изопропиловый спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Метиловый спирт 40 %-ный	-	946	935	924	913	902	891	880
100 %-ный	828	810	792	774	756	736	714	
Серовуглерод	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Уксусная кислота 50 %-ная	-	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
100 %-ная	-	1072	1048	1027	1004	981	958	922
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Четыреххлористый углерод	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Этилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Этиловый спирт	823	806	789	772	754	735	716	693

Таблица 4. Удельная теплота испарения жидких веществ

Вещество	Теплота испарения, ккал/кг							
	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С	140 °С
Аммиак	302	284	263	238	208	169	113	-
Ацетон	135	132	128	124	118	113	107	100
Бензол	107	104	101	97,5	94,3	90,5	86,7	82,6
Вода	595	584,2	573,5	562,5	551,3	539,3	526,7	513,1
Изопропиловый спирт	185	179	173	167	160	152	144	133
Метиловый спирт	286	280	273	265	253	242	227	213
Серовуглерод	89,4	87,6	85,1	82,2	79,1	75,5	71,7	67,4
Толуол	99	97,3	95,1	92,8	90,5	88	85,2	82,1
Уксусная кислота	-	84,1	87,2	89,6	91,6	93,1	93,2	91,8
Хлороформ	64,8	62,8	61	59,1	57,2	55,2	53,2	51,2
Четыреххлористый углерод	52,1	51	49,7	48,2	46,2	44,3	42,3	40,1
Этилацетат	102	98,2	95,3	92,1	88,7	84,9	80,6	75,7
Этиловый спирт	220	218	215	210	203	194	182	170

Примечание: 1 ккал/кг=4,18 кДж/кг

Таблица 5. Удельная теплоемкость жидких веществ и водных растворов

Вещество	Удельная теплоемкость, ккал/кг·град							
	при -20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Азотная кислота	0,415	0,418	0,42	0,425	0,43	0,435	0,44	0,445
Аммиак жидкий	1,08	1,1	1,13	1,16	1,22	1,3	1,37	1,48
Ацетон	0,49	0,505	0,52	0,535	0,55	0,566	0,581	0,596
Бензол	-	0,39	0,413	0,436	0,46	0,483	0,506	0,52
Вода	-	1,01	0,999	0,998	1,0	1,0	1,01	1,02
Изопропиловый спирт	0,525	0,564	0,635	0,706	0,777	0,847	0,917	0,987
Метиловый спирт	0,569	0,589	0,613	0,637	0,66	0,684	0,708	0,732
Сероуглерод	0,232	0,235	0,238	0,242	0,245	0,248	0,252	0,255
Толуол	0,363	0,385	0,407	0,429	0,451	0,473	0,494	0,506
Уксусная кислота	-	0,45	0,476	0,502	0,527	0,553	0,579	0,605
Хлороформ	0,23	0,287	0,244	0,251	0,258	0,265	0,272	0,279
Четыреххлористый углерод	0,194	0,2	0,206	0,213	0,22	0,226	0,233	0,24
Этилацетат	0,424	0,441	0,458	0,475	0,493	0,51	0,527	0,544
Этиловый спирт	0,505	0,547	0,593	0,648	0,708	0,769	0,839	0,909

Примечание: 1 ккал/кг·град=4,18 кДж/кг/ кг·град

Таблица 6. Удельная теплота конденсации водяного пара, кДж/кг

Давление пара (абсолютное), кгс/см ²	Температура пара, °С	Удельная теплота конденсации, кДж/кг	Давление пара (абсолютное), кгс/см ²	Температура, °С	Удельная теплота конденсации, кДж/кг	Давление пара (абсолютное), кгс/см ²	Температура пара, °С	Удельная теплота конденсации, кДж/кг
1,0	99,1	2264	5,00	151,1	2117	13,00	190,7	1984
1,2	104,2	2249	6,00	158,1	2095	14,00	194,1	1968
1,4	108,7	2237	7,00	164,2	2075	15,00	197,4	1956
1,6	102,7	2227	8,00	169,6	2057	16,00	200,4	1943
1,8	116,3	2217	9,00	174,5	2040	17,00	203,4	1931
2,0	119,6	2208	10,00	179,0	2024	18,00	206,2	1920
3,0	132,9	2171	11,00	183,2	2009	19,00	208,8	1909
4,0	142,9	2141	12,00	187,1	1995	20,00	211,4	1898

Таблица 7. Вязкость жидких веществ и водных растворов

Вещество	Вязкость, сПз											
	При -20 °С	При -10 °С	При 0 °С	При 10 °С	При 20 °С	При 30 °С	При 40 °С	При 50 °С	При 60 °С	При 80 °С	При 100 °С	При 120 °С
Азотная кислота	1,49	1,24	1,05	0,92	0,8	0,72	0,64	0,57	0,5	0,39	0,35	0,31
Аммиак жидкий	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	-	-	-
Ацетон	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17	0,15
Бензол	-	-	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261	0,219
Вода	-	-	1,79	1,31	1,0	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232
Изопропиловый спирт	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29
Метиловый спирт	1,16	0,97	0,871	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,29	0,24	0,21
Сероуглерод	0,556	0,488	0,433	0,396	0,366	0,319	0,29	0,27	0,25	0,21	0,19	0,17
Толуол	1,06	0,9	0,768	0,667	0,586	0,522	0,466	0,42	0,381	0,319	0,271	0,231
Уксусная кислота	-	-	-	-	1,22	1,04	0,9	0,79	0,7	0,56	0,46	0,37
Хлороформ	0,9	0,79	0,7	0,63	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,33	0,29	0,26
Четыреххлористый углерод	1,9	1,68	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387	0,323
Этилацетат	0,79	0,67	0,578	0,507	0,449	0,4	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21	0,178
Этиловый спирт	0,38	2,23	1,78	1,46	1,19	1,0	0,825	0,701	0,591	0,435	0,326	0,248

Примечание: 1 сПз=1·10⁻³ Па·с

Таблица 8. Вязкость μ (сПз) пара

Вещество	Температура, °С								
	0	100	200	300	400	500	600	700	800
Аммиак	0,0091	0,0128	0,0165	0,0199	0,0234	0,0264	0,0293	0,0321	0,0348
Ацетон	0,0069	0,0094	0,0121	0,0147	0,0174	0,02	0,0228	-	-
Бензол	0,007	0,0092	0,0121	0,0146	0,0172	0,0198	0,0233	-	-
Водяной пар	0,0085	0,0123	0,0161	0,0198	0,0232	0,0266	0,0299	0,0331	0,0361
Изопропиловый спирт	0,0072	0,0099	0,0124	0,0176	0,0202	-	-	-	-
Метиловый спирт	0,0088	0,0123	0,0157	0,0191	0,0226	0,0261	0,0296	-	-
Сероуглерод	0,009	0,0127	0,0162	0,0198	0,0235	0,0271	0,0312	0,0348	0,0389
Толуол	0,0066	0,0089	0,011	0,0132	0,0154	0,0175	0,0196	-	-
Уксусная кислота	0,00725	0,0104	0,0135	0,0165	0,02	0,0232	0,0265	0,03	0,0332
Хлороформ	0,00104	0,0132	0,016	0,0185	0,0215	0,0235	0,0265	0,0288	0,0315
Четыреххлористый углерод	0,0092	0,0123	0,0153	0,0182	0,0212	0,024	0,0269	-	-
Этилацетат	0,0092	0,0101	0,0125	0,015	0,0173	0,0200	0,022	0,0244	0,0265
Этиловый спирт	0,0079	0,0108	0,0137	0,0167	0,0197	0,0226	0,0257	-	-

Примечание: $1 \text{ сПз} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$

Таблица 9. Поверхностное натяжение жидких веществ и водных растворов

Вещество	Поверхностное натяжение, Н/м · 10 ³							
	при -20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Азотная кислота	48,3	44,8	41,4	38,2	35,2	32,4	29,8	27,4
Аммиак жидкий	38	27	21,2	16,8	12,8	-	-	-
Ацетон	28,7	26,2	23,7	21,2	18,6	16,2	13,8	11,4
Бензол	-	31,7	29	26,3	23,7	21,3	18,8	16,4
Вода	-	75,6	72,8	69,6	66,2	62,6	58,9	54,9
Изопропиловый спирт	24,7	23,2	21,7	20,1	18,5	17	15,5	14
Метиловый спирт	26,6	24,5	22,6	20,9	19,3	17,6	15,7	13,6
Серовуглерод	38,3	35,3	32,3	29,4	26,5	23,6	20,7	17,8
Толуол	33	30,7	28,5	26,2	23,8	21,5	19,4	17,3
Уксусная кислота	-	29,7	27,8	25,8	23,8	21,8	19,8	18
Хлороформ	32,8	30	27,2	24,4	21,7	19	16,3	13,6
Четыреххлористый углерод	31	29,5	26,9	24,5	22	19,6	17,3	15,1
Этилацетат	29,5	26,9	24,3	21,7	19,2	16,8	14,4	12,1
Этиловый спирт	25,7	24	22,3	20,6	19	17,3	15,5	13,4

Таблица 10. Давление пара жидкостей

Давление, мм рт. ст.													
при 0 °С	при 10 °С	при 20 °С	при 30 °С	при 40 °С	при 50 °С	при 60 °С	при 70 °С	при 80 °С	при 90 °С	при 100°С	при 110°С	при 120°С	при 130°С
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Азотная кислота													
12,5	25,0	43,2	78,3	137,0	223	320	456	630	-	-	-	-	-
Ацетон													
66,8	116	185	283	422	613	861	1190	1611	2142	2797	3594	4547	5670
Бензол													
26,5	45,4	74,7	118	181	269	389	547	754	1016	1344	1748	2238	2825
Аммиак													
3559,3	4421,9	5380,5	6408,1	7297,6	10241,2	17816,5	25054,9	31507,3	37959,7	44412	-	-	-
Вода													
4,6	9,2	17,5	31,8	55,3	92,5	149	234	355	526	760	1075	1489	2026
Дихлорэтан													
20,7	34,1	60,5	97,7	152	229	338	480	664	906	1220	1600	2040	2580
Изопропиловый спирт													
8,9	17	32,4	59,1	106	177	289	455	692	1021	1460	2020	2790	3800
Метиловый спирт													
26,9	54,7	96	160	261	406	625	927	1341	1897	2621	3651	4751	6242
Муравьиная кислота													
-	18,9	33,1	52,2	82,6	126	190	280	398	552	753	-	-	-
Нитробензол													
-	-	-	-	-	-	-	4,8	7,5	19,9	20,9	32,5	48	69,5

Продолжение табл. 10

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Сероуглерод													
128	198	298	435	618	857	1165	1552	2033	2619	3385	4220	5250	6440
Толуол													
9,7	18,2	25,5	39,5	64	98	147	204	299	408	571	751	973	1350
Уксусная кислота													
-	-	11,7	20,6	34,8	56,6	88,9	136	202	294	417	581	794	1068
Фенол (расплавленный)													
-	-	-	-	-	2	4,2	8,4	14,7	24,6	40,4	64,7	99,2	145
Хлорбензол													
2,5	4,9	8,8	15,5	26	42	65,5	97,9	145	208	293	403	543	719
Хлороформ													
61	101	106	246	366	526	740	1019	1403	1865	2429	3111	3926	4885
Четыреххлористый углерод													
33	56	91	143	216	317	451	622	843	1122	1463	1880	2391	3002
Этилацетат													
24,3	42,7	72,8	119	186	282	415	596	833	1130	1515	1995	2585	3300
Этиловый спирт													
12,2	23,6	43,9	78,8	135	222	353	543	813	1187	1692	2360	3223	4320

Примечание: 1 мм.рт.ст.=133,3 Па

Таблица 11. Технические характеристики тарелок типов ТС-Р и ТС-Р2 (ОСТ 26 – 805 – 73) (ситчатые)

Диаметр колонны, D , мм	Тип тарелки	Свободное сечение колонны, m^2	Рабочее сечение тарелки	Диаметр отверстия d , мм				Сечение перелива, m^2	Относит. Площадь перелива, m^2	Периметр слива L_c , м	Масса, кг
				3	4	5	8				
				Шаг между отверстиями t , мм							
				7-12	8-15	10-17	16-15				
				Относительное свободное сечение тарелки, %							
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1200	ТС-Р	1,13	1,01	8,4-2,75	11,1-3,13	11,1-3,4	11,1-4,5	0,06	5,3	0,722	62
	ТС-Р2	1,13	0,896	7,65-2,6	10,4-2,97	10,4-3,25	10,4-4,28	0,117	10,53	0,884	58
1400	ТС-Р	1,54	1,368	8,5-3,48	13,9-3,96	13,9-4,3	13,9-5,71	0,087	5,65	0,86	72
	ТС-Р2	1,54	1,072	8,5-3,23	12,9-3,67	12,9-3,99	12,9-5,29	0,234	19,2	1,135	73
1600	ТС-Р	2,01	1,834	10,4-3,58	14,7-4,06	14,7-4,42	14,7-5,86	0,088	4,4	0,795	89
	ТС-Р2	2,01	1,426	10,3-3,5	14,1-3,98	14,1-4,32	14,1-5,74	0,292	14,5	1,28	85
1800	ТС-Р	2,54	2,294	13,8-4,7	18,8-5,34	18,8-5,8	18,8-7,69	0,123	4,86	1,05	115
	ТС-Р2	2,54	1,64	13,2-4,5	18-5,14	18-5,57	18-7,4	0,45	17,7	1,52	96,5
2000	ТС-Р	3,14	2,822	11,6-3,95	15,8-4,5	15,8-4,89	15,8-6,49	0,159	5,06	1,19	120
	ТС-Р2	3,14	2,09	8,2-2,78	11,4-3,17	11,4-3,44	11,4-4,57	0,525	16,7	1,66	107
2200	ТС-Р	3,8	3,478	13,3-4,48	17,9-5,08	17,9-5,52	17,9-7,32	0,161	4,25	1,24	138
	ТС-Р2	3,8	2,46	7,9-2,68	10,7-3,06	10,7-3,32	10,7-4,37	0,67	15	1,85	137
2400	ТС-Р	4,52	3,9	11,1-3,78	15,3-4,29	15,3-4,62	15,3-6,18	0,317	6,9	1,57	172
	ТС-Р2	4,52	2,96	9,2-6,12	12,5-3,59	12,5-3,85	12,5-5,11	0,77	17	2	162,5
2600	ТС-Р	5,3	1,784	12,2-4,17	16,7-4,73	16,7-5,3	16,7-6,81	0,258	4,88	1,54	200
	ТС-Р2	5,3	3,27	7,5-2,58	10,4-2,9	10,4-3,15	10,4-4,18	1,015	19,2	2,25	188

Продолжение табл.11

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
2800	TC-P	6,16	5,64	13,7-4,65	18,6-5,28	18,6-5,73	18,6-7,6	0,26	4,2	1,575	218
	TC-P2	6,16	3,96	7,75-2,64	10,5-2,99	10,5-3,26	10,5-4,32	1,1	17,0	2,385	189
3000	TC-P	7,06	6,43	12,5-4,27	17,1-4,83	17,1-5,25	17,1-6,96	0,315	4,4	1,715	340
	TC-P2	7,06	4,52	5,5-1,87	7,5-2,12	7,5-2,31	7,5-3,06	1,27	18	2,61	220
3200	TC-P	8,04	7,268	13-4,42	17,7-5,02	17,7-5,45	17,7-7,23	0,385	4,7	1,86	265
	TC-P2	8,04	5,03	8,7-2,96	11,8-3,37	11,8-3,65	11,8-4,85	1,505	18,7	2,74	255
3400	TC-P	9,06	8,308	11,9-4,07	16,3-4,61	16,3-5	16,3-6,64	0,376	4,16	1,905	290
	TC-P2	9,06	5,88	9,2-3,12	12,5-3,56	12,5-3,85	12,5-5,13	1,59	17,6	2,87	270
3600	TC-P	10,2	9	11,9-4,05	16,2-4,6	16,2-5	16,2-6,64	4,59	5,7	2,24	305
	TC-P2	10,2	6,3	8,11-2,75	11,1-3,13	11,1-3,4	11,1-4,52	1,95	19,1	3,1	295

Клапанная прямоточная тарелка

Таблица 12. Технические характеристики однопоточных тарелок типа ТКП (ОСТ 26 – 02 – 1401 – 77)

Диаметр колонны, мм	Свободное сечение колонны, м ²	Рабочее сечение тарелки, м ²	Периметр слива, м	Сечение перелива, м ²	Шаг <i>t</i> , мм								
					50			75			100		
					Относительное свободное сечение тарелки, %	Число клапанов	Число рядов клапанов на поток	Относительное свободное сечение тарелки, %	Число клапанов	Число рядов клапанов на поток	Относительное свободное сечение тарелки, %	Число клапанов	Число рядов клапанов на поток
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Тарелка модификации А													
1000	0,78	0,5	0,84	0,14	7,69	48	6	5,12	32	4	-	-	-
1200	1,13	0,79	0,97	0,17	10,44	94	9	6,63	60	6	5,57	50	5
1400	1,54	1,1	1,12	0,22	11,42	140	12	7,79	96	8	5,84	72	6
1600	2,01	1,47	1,26	0,27	13,23	212	15	8,25	132	10	6,36	102	8
1800	2,55	1,83	1,43	0,3	13,23	268	17	8,46	172	11	6,90	140	9
2000	3,14	2,24	1,6	0,45	13,65	342	19	9,36	234	13	7,03	176	10
2200	3,80	2,76	1,74	0,52	14,26	432	22	9,44	286	15	7,13	216	11
2400	4,52	3,21	1,92	0,66	14,55	524	24	9,55	344	16	7,20	260	12
2600	5,30	3,84	2,05	0,74	14,91	630	27	9,98	422	18	7,71	326	14
2800	6,15	4,41	2,23	0,87	15,25	748	29	10,12	496	19	7,75	380	15

Продолжение табл. 12

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
3000	7,07	5,01	2,4	1,03	14,87	838	31	9,95	560	21	7,28	410	16
3200	8,04	5,76	2,54	1,14	15,32	982	34	10,51	674	23	7,70	496	17
3400	9,08	6,44	2,72	1,32	15,38	1112	36	10,22	740	24	7,62	556	18
3600	10,20	7,39	2,85	1,4	15,87	1290	39	9,84	800	26	7,83	636	20
3800	11,30	8,08	3,03	1,61	15,8	1424	41	10,45	938	27	8,66	780	21
4000	12,60	8,96	3,2	1,82	15,83	1590	43	10,67	1072	29	8,08	812	22
Тарелка модификации Б													
1000	0,78	0,6	0,76	0,09	10,3	64	8	5,76	36	5	4,48	28	4
1200	1,13	0,93	0,84	0,01	13,36	120	12	7,57	68	8	6,01	54	6
1400	1,54	1,3	0,93	0,12	14,34	176	16	10,12	124	11	7,46	92	8
1600	2,01	1,65	1,12	0,18	14,72	236	18	10,5	168	12	7,86	126	9
1800	2,55	2,17	1,2	0,19	16	328	22	10,62	216	15	7,1	144	11
2000	3,14	2,68	1,32	0,23	16,87	422	25	10,15	254	17	8,88	222	13
2200	3,80	3,18	1,51	0,31	16,57	502	27	11,23	340	18	5,7	260	14
2400	4,52	3,77	1,65	0,37	17,23	620	30	11,43	412	20	8,78	316	15
2600	5,30	4,52	1,73	0,39	18,23	770	34	12,35	522	23	9,14	368	17
2800	6,15	5,35	1,8	0,4	18,58	910	38	12,45	610	25	9,31	456	19
3000	7,07	5,94	2,04	0,56	18,18	1024	39	12,15	684	26	9,3	524	20
3200	8,04	6,88	2,11	0,58	18,82	1210	43	12,76	818	29	9,68	620	22
3400	9,08	7,76	2,26	0,68	18,91	1368	46	12,66	916	31	9,5	688	23
3600	10,20	8,73	2,38	0,73	19,11	1554	49	12,77	1036	33	9,67	786	25
3800	11,30	9,54	2,57	0,88	19,08	1720	51	12,65	1140	34	9,72	876	26
4000	12,60	10,78	2,64	0,91	19,38	1946	55	12,98	1304	37	9,84	988	28

Таблица 13. Технические характеристики колпачковых тарелок типа ТСК – 1 (ОСТ 26 - 01 - 282 - 71)

Диаметр колонны	400	500	600	800	1000
Свободное сечение колонны, м ²	0,126	0,196	0,28	0,503	0,78
Длина линии барботажа, м	1,33	2,45	3,25	6	9,3
Периметр слива, м	0,302	0,4	0,48	0,57	0,8
Площадь слива, м ²	0,005	0,007	0,012	0,021	0,05
Площадь паровых патрубков, м ²	0,008	0,015	0,027	0,049	0,073
Относительная площадь прохода паров, %	6,35	8	10	9,7	9
Число колпачков	7	13	13	24	37
Диаметр колпачка, мм	60	60	80	80	80
Шаг, мм	90	90	110	110	110
Высота <i>H</i> , мм					
исполнение 1	50	50	55	55	55
исполнение 2	60	60	70	70	70
Масса тарелки, кг					
исполнение 1	10	13	18	28	39
исполнение 2	10,7	13,88	21,3	30,4	42,7

Таблица 14. Масса клапанных тарелок типа ТКП

Диаметр колонны, мм	Масса тарелки, кг (не более)		
	из углеродистой стали		из легированной стали
	общая	из коррозионно-стойкой стали	
1000	80	45	55
1200	95	55	70
1400	125	70	90
1600	145	80	100
1800	170	100	125
2000	200	120	145
2200	225	135	170
2400	270	160	200
2600	290	175	220
2800	330	200	240
3000	360	220	270
3200	470	280	350
3400	500	300	395
3600	570	340	445
3800	620	370	480
4000	670	400	520

Таблица 15. Колпачки капсульные стальные ГОСТ 9634-64

Обозначение типоразмеров	Размеры колпачка			Прорези		Размеры парового патрубка, мм				Масса колпачка, кг
	d_k	h_k	δ	КОЛ-ВО	ВЫСОТА l , мм	d_b	d_v	h_n	d_H	
К-80	80	80	2,0	30	20	55	57	70	60	0,76
К-80	80	80	2,0	30	30	55	57	70	60	0,74
К-100	100	90	2,0	36	20	68	70	75	65	1,15
К-100	100	90	2,0	36	30	68	70	75	65	1,10
К-150	150	100	2,0	56	20	92	95	80	70	2,46
К-150	150	100	2,0	56	30	92	95	80	70	2,40

Таблица 16. Основные параметры колпачковых тарелок. Однопоточные тарелки (разборные)

Диаметр, мм	Периметр слива, мм	Рабочая площадь тарелки, %	Свободное сечение тарелки, %	Число колпачков, шт.	Диаметр колпачка, мм	Шаг колпачка, мм	Масса тарелки, кг
1000	682	57,9	11,3	43	80	110	90
1200	830	58,6	9,6	39	100	140	119
1400	1094	54,0	8,8	49	100	140	152
1600	1258	55,7	9,1	66	100	140	191
2000	1418	57,6	9,4	86	100	140	230
2200	1472	64,2	10,1	114	100	140	306
2400	1632	65,7	10,3	141	100	140	386
2600	1794	65,3	10,3	168	100	140	419
3000	1952	66,6	10,6	202	100	140	526
3200	2112	67,5	10,7	238	100	140	575
3400	2392	67,1	14,4	169	150	190	864
3600	2900	61,6	13,1	194	150	190	1000

Таблица 17. Технические характеристики тарелок типа ТСК-Р (колпачковые) (по ОСТ 26 – 808 – 73)

Диаметр колонны D , мм	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200	2400	2600	2800	3000	3200	3400	3600
Свободное сечение колонны, м ²	0,78	1,13	1,54	2,01	2,54	3,14	3,81	4,52	5,31	6,16	7,07	8,04	9,08	10,18
Длина линии барботажа, м	10,8	12,3	15,4	20,7	25,8	36,4	44,6	52,8	60,3	72,8	80,4	75,4	83,8	87,6
Периметр слива L_c , м	0,665	0,818	1,09	1,238	1,419	1,455	1,606	1,775	2,032	2,096	2,39	2,36	2,62	2,88
Сечение перелива, м ²	0,064	0,099	0,198	0,269	0,334	0,33	0,412	0,505	0,674	0,686	0,902	0,88	1,128	1,441
Свободное сечение тарелки, м ²	0,09	0,129	0,162	0,219	0,272	0,385	0,471	0,557	0,638	0,769	0,849	1,18	1,32	1,37
Относительная площадь для прохода паров, %	11,5	11,4	10,5	10,9	10,7	12,2	12,3	12,3	12,1	12,5	12,1	14,6	14,5	13,5
Масса, кг	57,8	68,6	90,3	118,3	146	179,3	211,6	240,8	305	349,7	355	509	546	582

Таблица 18. Характеристики насадок

Насадки	$a_v, \text{м}^2/\text{м}^3$	$\epsilon_{\text{св}}, \text{м}^3/\text{м}^3$	$d_э, \text{м}$	число штук в 1 м^3	масса 1 м^3 , кг
1	2	3	4	5	6
Керамические кольца Рашига					
10×10×1,5 мм	440	0,7	0,006	700000	700
15×15×2 мм	330	0,7	0,009	220000	690
25×25×3 мм	200	0,74	0,015	50000	530
35×35×4 мм	140	0,78	0,022	18000	530
50×50×5 мм	90	0,785	0,035	6000	530
Стальные кольца Рашига					
10×10×0,5 мм	500	0,88	0,007	770000	960
15×15×0,5 мм	350	0,92	0,012	240000	660
25×25×0,8 мм	220	0,92	0,017	55000	640
50×50×1 мм	110	0,95	0,035	7000	430
Керамические кольца Палля					
25×25×3 мм	220	0,74	0,014	46000	610
35×35×4 мм	165	0,76	0,018	18500	540
50×50×5 мм	120	0,78	0,026	5800	520
60×60×6 мм	96	0,79	0,033	3350	520

Продолжение табл. 18

1	2	3	4	5	6
Стальные кольца Палля					
15×15×0,4 мм	380	0,9	0,01	230000	525
25×25×0,6 мм	235	0,9	0,015	52000	490
35×35×0,8 мм	170	0,9	0,021	18200	455
50×50×1 мм	108	0,9	0,033	6400	415
Керамические седла Берля					
12,5 мм	460	0,68	0,006	570000	720
25 мм	260	0,69	0,011	78000	670
38 мм	165	0,7	0,017	30500	670
Керамические седла Инталокс					
12,5 мм	625	0,78	0,005	730000	545
19 мм	335	0,77	0,009	229000	560
25 мм	255	0,775	0,012	84000	545
38 мм	195	0,81	0,017	25000	480
50 мм	118	0,79	0,027	9350	530

Таблица 19. Коэффициенты диффузии D_0 при 273 К и 1 ат и коэффициенты диффузии D при T К и давлении 1 ат в бинарных газовых системах

Система	$D_0 \cdot 10^4, \text{ м}^2/\text{с}$	$T, \text{ К}$	$D \cdot 10^4, \text{ м}^2/\text{с}$
1	2	3	4
Азот – аммиак	-	293	0,241
Азот – водород	-	288	0,743
Азот – воздух	0,122	-	-
Азот – двуокись углерода	-	298	0,158
Азот – кислород	0,181	285	0,203
Аммиак – водород	-	293	0,849
Аммиак – воздух	0,198	-	-
Аммиак – кислород	-	293	0,253
Бензол – водород	0,317	-	-
Бензол – воздух	0,077	298	0,0962
Бензол – двуокись углерода	0,0527	318	0,0715
Бензол – кислород	-	296	0,0939
Вода – воздух	0,220	298	0,260
Вода – двуокись углерода	-	298	0,164
Водород – воздух	0,610	-	-
Водород – двуокись углерода	0,55	291	0,605
Водород – кислород	0,697	287	0,775
Водород – метан	0,625	-	-
Водород – этан	0,439	-	-
Водород – этилен	-	298	0,420

Продолжение табл. 19

1	2	3	4
Водород – этиловый спирт	-	340	0,578
Воздух – двуокись углерода	0,136	-	-
Воздух – кислород	0,175	-	-
Воздух – хлор	0,124	-	-
Воздух – этиловый спирт	0,101	298	0,132
Воздух – диэтиловый эфир	0,0778	293	0,0864
Двуокись углерода – кислород	0,139	-	-
Двуокись углерода – метан	0,153	-	-
Двуокись углерода – этиловый спирт	0,0693	-	-
Кислород – этилен	-	293	0,182

Таблица 20. Коэффициенты диффузии некоторых газов в воде при 20 °С*

Газ	$D \cdot 10^9, \text{ м}^2/\text{с}$	$D \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{ч}$
Азот	1,9	6,9
Аммиак	1,8	6,6
Водород	5,3	19,1
Диоксид углерода, оксид азота	1,8	6,4
Кислород	2,1	7,5
Сероводород	1,6	5,8
Хлористый водород (при 12 °С)	2,3	8,3

* При других температурах $D_t = D_{20} [1 + 0,02 (t - 20)]$

Таблица 21. Основные физические свойства некоторых газов

Название	Плотность при 0 °С и 760 мм рт. ст., кг/м ³	Молекулярная масса	Удельная теплота испарения при 760 мм рт. ст., кДж/кг	Вязкость μ_0 при 0 °С и $p_{абс} = 1 \text{ кгс/см}^2$	
				10 ⁶ Па · с	константа C уравнения
1	2	3	4	5	6
Азот	1,25	28	199,4	17	114
Аммиак	0,77	17	1374	9,18	626
Аргон	1,78	39,9	163	20,9	142
Ацетилен	1,171	26,0	830	9,35	198
Бензол	–	78,1	394	7,2	–

Продолжение табл. 21

1	2	3	4	5	6
Бутан	2,673	58,1	387	8,1	377
Воздух	1,293	(29,0)	197	17,3	124
Водород	0,0899	2,02	455	8,42	73
Гелий	0,179	4,0	19,5	18,8	78
Диоксид азота	–	46,0	712	–	–
Диоксид серы	2,93	64,1	394	1,7	396
Диоксид углерода	1,98	44,0	574,0	13,7	254
Кислород	1,429	32	213	20,3	131
Метан	0,72	16,0	511	10,3	102
Оксид углерода	1,25	28,0	212	16,6	100
Пентан	–	72,2	360	8,74	–
Пропан	2,02	44,1	427	7,95 (18 °C)	278
Пропилен	1,91	42,1	440	8,35 (20 °C)	322
Сероводород	1,54	34,1	549	11,66	–
Хлор	3,22	70,9	306	12,9 (16 °C)	351
Хлористый метил	2,3	50,5	406	9,89	454
Этан	1,36	30,1	486	8,5	287
Этилен	1,26	28,1	482	9,85	241

Таблица 22. Значения коэффициента Генри E для водных растворов некоторых газов (в таблице даны значения $E \cdot 10^{-6}$ в мм рт. ст.)

Газ	Температура, °С										
	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	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056	0,0688	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	47,6	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	–	–	–	–

Варианты заданий для проектирования ректификационных установок

Рассчитать и спроектировать ректификационную колонну непрерывного действия для разделения бинарных смесей летучих компонентов по следующим данным.

Тип колонны - тарельчатая.

Исходная смесь в количестве F , кг/ч, с составом x_f , % масс, нагревается до температуры кипения питательной тарелки.

Температура исходной смеси - t_0 , °С.

Состав дистиллята - x_p , % масс.

Состав кубового остатка - x_w , % масс.

Давление греющего пара - p_{II} , МПа.

Начальная температура охлаждающей воды - $t_{вн}$, °С.

Давление в паровом пространстве дефлегматора - 0,1 МПа.

Наименование разделяемой бинарной смеси и номера заданий указаны в табл. 23. Варианты заданий и исходные данные приведены в табл. 24.

Таблица 23. Наименование бинарных смесей для заданий

№ задания	Бинарная смесь
1	Ацетон - бензол
2	Ацетон-вода
3	Ацетон - этиловый спирт
4	Бензол - толуол
5	Бензол - уксусная кислота
6	Вода - уксусная кислота
7	Метиловый спирт - бензол
8	Метиловый спирт - вода
9	Метиловый спирт - этиловый спирт
10	Толуол - уксусная кислота

Таблица 24. Исходные данные для проектирования ректификационных колонн

№ варианта	F	x_f	x_p	x_w	t_0	$t_{вн}$	$p_{п}$	Тип колонны
1	10000	12	95	15	10	25	0,6	Ситч.
2	8000	8	92	2	12	20	0,7	Колп.
3	9000	25	94	1,2	14	15	0,8	Насад.
4	15000	18	95	2,5	16	27	0,9	Клап.
5	10000	12	80	3,5	18	22	0,8	Ситч.
6	6000	16	90	1,8	20	17	0,7	Колп.
7	12000	20	92	2	22	26	0,6	Насад.
8	15500	25	96	0,9	24	21	0,9	Клап.
9	16000	20	90	2,5	25	16	0,8	Ситч.
10	1000	15	95	3,5	25	25	0,7	Колп.
11	8000	18	88	2,8	23	20	0,6	Насад.
12	9000	20	75	2	21	15	0,9	Клап.
13	12000	12	98	3,8	19	27	0,6	Ситч.
14	6000	14	96	3,5	17	22	0,7	Колп.
15	7000	16	90	1,5	15	17	0,8	Насад.
16	12000	18	90	3	13	26	0,9	Клап.
17	9000	25	92	2	11	21	0,8	Ситч.
18	8000	40	97	2	10	16	0,7	Клап.
19	12000	21	80	2,5	13	25	0,6	Насад.
20	10000	23	85	3,5	16	20	0,9	Колп.
21	11000	25	92	2,5	19	15	0,8	Ситч.
22	8000	35	96	2	22	27	0,7	Клап.
23	6000	50	98	3,5	25	22	0,6	Колп.
24	7000	25	90	3	11	17	0,9	Насад.
25	5000	25	90	3	14	26	0,8	Ситч.
26	9000	28	85	1,5	17	21	0,7	Клап.
27	5500	30	92	2	20	16	0,6	Колп.
28	11000	40	94	2,5	23	15	0,6	Насад.
29	1200	28	88	3	25	20	0,7	Ситч.
30	9500	15	94	3,5	20	25	0,8	Клап.

Варианты заданий для расчета и проектирования абсорбционных установок

Рассчитать и спроектировать абсорбционную установку непрерывного действия для улавливания указанного в задании компонента из воздушно – газовой смеси водой.

Исходные данные:

Количество газовой смеси, поступающей на установку V , м³/ч;

Температура газовой смеси t_T , °С;

Температура газовой смеси, подаваемой в абсорбер t_a , °С;

Начальная концентрация компонента в газовой фазе y_H , мольных долей;

Степень извлечения φ ;

Начальная концентрация компонента в воде x_H , мольных долей;

Начальная температура воды, поступающей в абсорбер t_B , °С;

Начальная температура охлаждающей воды – 15 °С;

Степень насыщения воды распределяемым компонентом η ;

Давление в абсорбере – атмосферное;

В установке подобрать насос для подачи воды в абсорбер, газодувку для подачи газовой смеси.

Разработать мероприятия по энергосбережению и подобрать соответствующее оборудование.

Таблица 25 Наименование поглощаемого вещества (компонента)

№ задания	Поглощаемый компонент	Насадка (кольца Рашига)
1	Аммиак	10×10×1,5 мм неупор.
2	Оксид углерода	15×15×2 мм неупор.
3	Диоксид углерода	25×25×3 мм неупор.
4	Хлористый водород	50×50×5 мм упор.
5		50×50×5 мм упор.

Таблица 26. Варианты заданий

№ варианта	V	t_{Γ}	y_{H}	φ	x_{H}	t_{B}	η	t_{a}
1	5	450	0,12	0,95	0,120	18	0,75	30
2	8	480	0,1	0,94	0,15	20	0,78	31
3	10	400	0,14	0,96	0,2	22	0,80	31
4	6	410	0,08	0,96	0	21	0,76	28
5	12	425	0,12	0,94	0,13	19	0,77	27
6	9	375	0,11	0,93	0,11	16	0,72	25
7	7	420	0,09	0,97	0,08	20	0,74	32
8	11	415	0,13	0,92	0,07	22	0,82	28
9	13	410	0,12	0,94	0,11	17	0,77	27
10	7,5	460	0,10	0,95	0,1	18	0,80	25

Перв. примен.

Справ.

Инв. подл. Погр. и дата
 Инв. дубл. Погр. и дата
 Инв. взам. инв. Погр. и дата

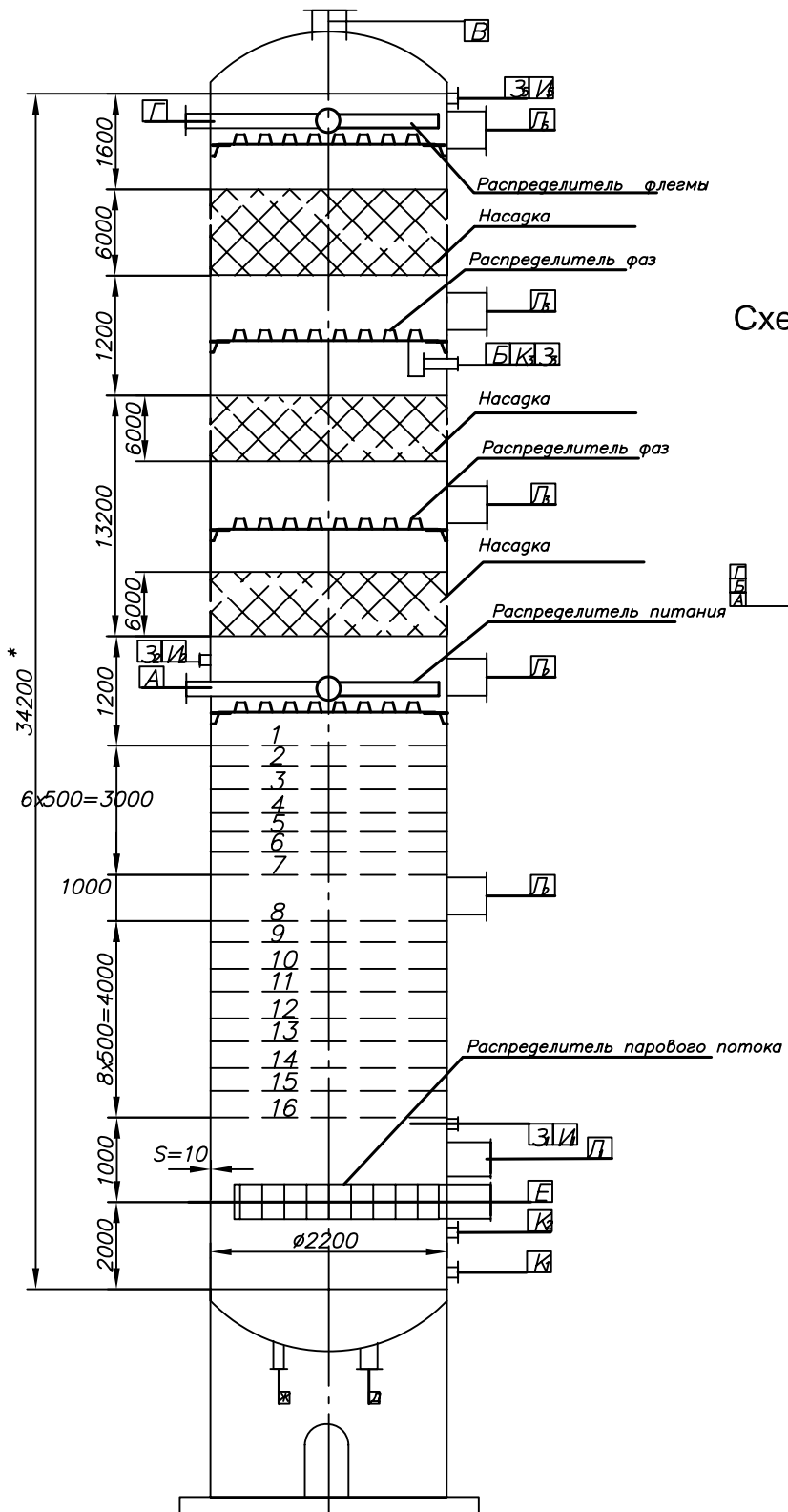
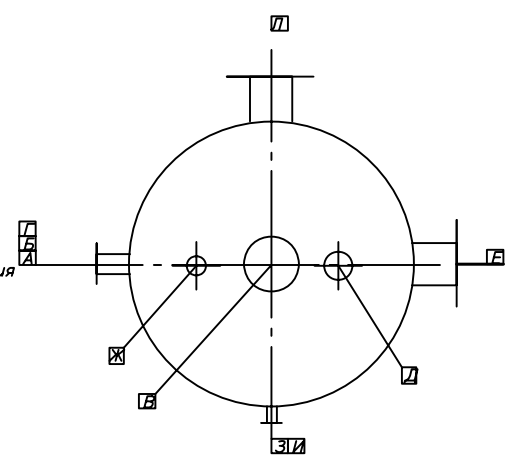


Таблица штуцеров.

Обозначение	Наименование	Кол.	Проход условный Ду, мм	Давление условное Р, МПа
А	Вход продукта	1	150	
Б	Боковой отбор фенола	1	150	
В	Выход пара	1	800	
Г	Вход флегмы	1	150	
Д	Жидкость в кипятильник	1	200	
Е	Вход пара и жидкости	1	600	
Ж	Отбор кубов. продукта	1	100	
З ₁₋₅	Для термометра	5	25	
И ₁₋₅	Для манометра	5	25	
Л ₁₋₅	Люк-лаз	5	500	
К ₁₋₃	Для уравнера	3	50	

Схема расположения штуцеров



Приложение 27

Насодочно-тарельчатая колонна

Материал колонны 12Х18Н10Т

Лит.	Масса	Масштаб
		БМ
Лист 1	Листов	

Перв. примен.

Справ.

Инв. подл. Подр. и дата
 Инв. инв. инв. Минв. дубл. Подр. и дата
 Изм. Лист
 Разраб.
 Пров.
 Т. контр.
 Н. контр.
 Утв.

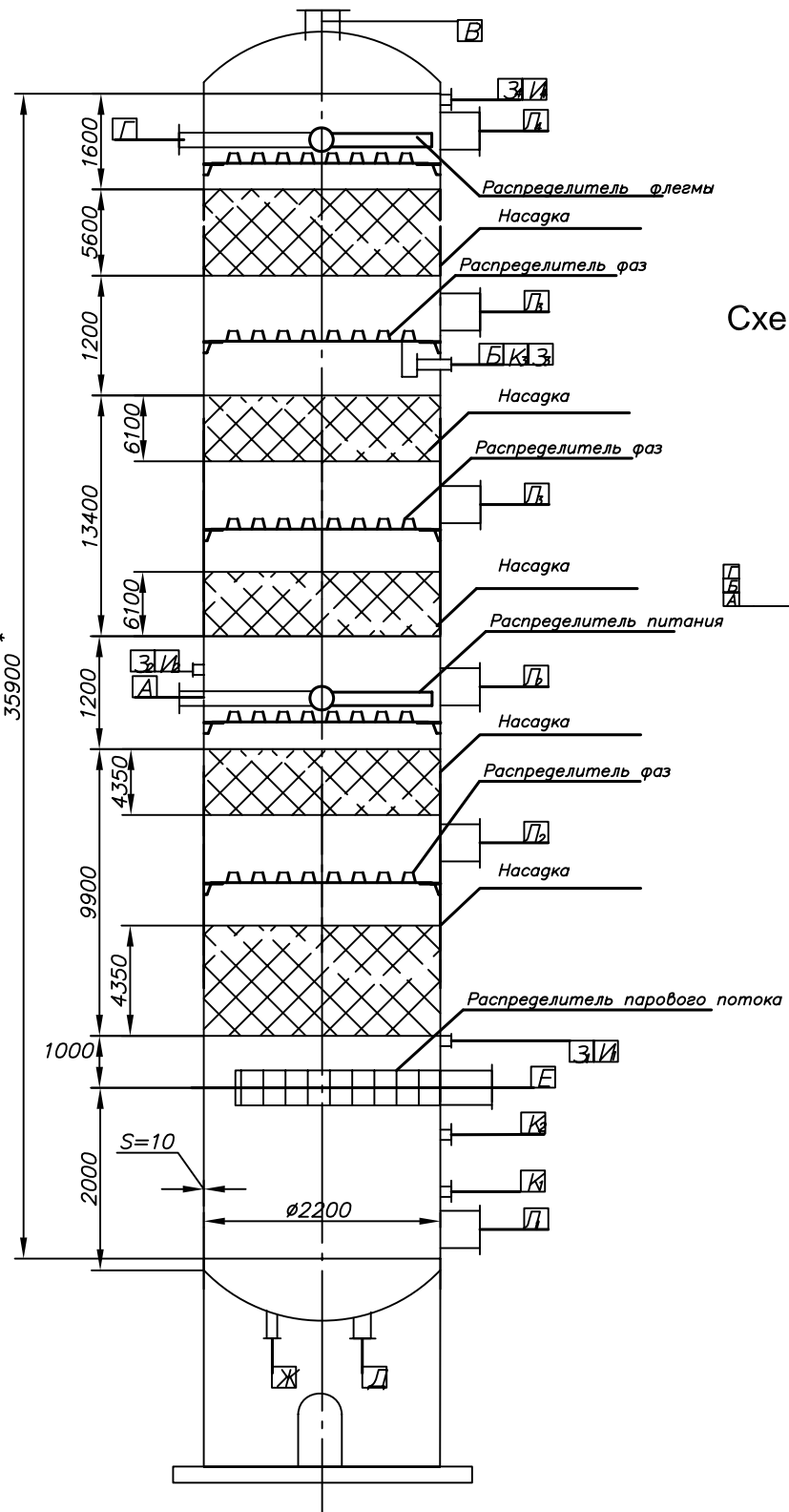
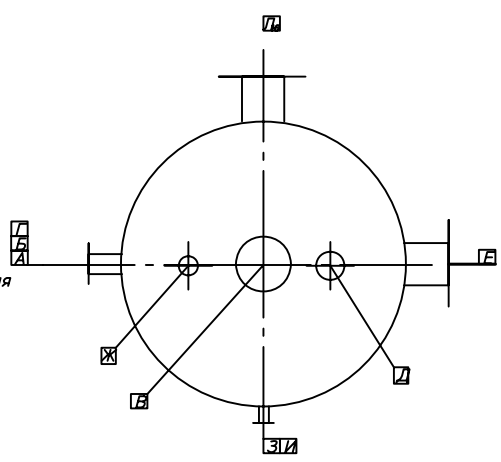


Таблица штуцеров.

Обозначение	Наименование	Кол.	Проход условный Ду, мм	Давление условное Ру, МПа
А	Вход продукта	1	150	
Б	Боковой отбор фенола	1	150	
В	Выход пара	1	800	
Г	Вход флегмы	1	150	
Д	Жидкость в кипятильник	1	200	
Е	Вход пара и жидкости	1	700	
Ж	Отбор кубов. продукта	1	100	
З-4	Для термометра	4	25	
И-3	Для манометра	4	25	
Л-3	Люк-лаз	4	500	
К-3	Для уравнимера	3	50	

Схема расположения штуцеров



Приложение 28

Насадочная колонна

Лит.	Масса	Масштаб
		БМ
Лист 1	Листов	

Материал колонны 12Х18Н10Т

Перв. примен.

Справ.

Инв. подл. Подр. и дата Инв. подл. Подр. и дата Инв. подл. Подр. и дата

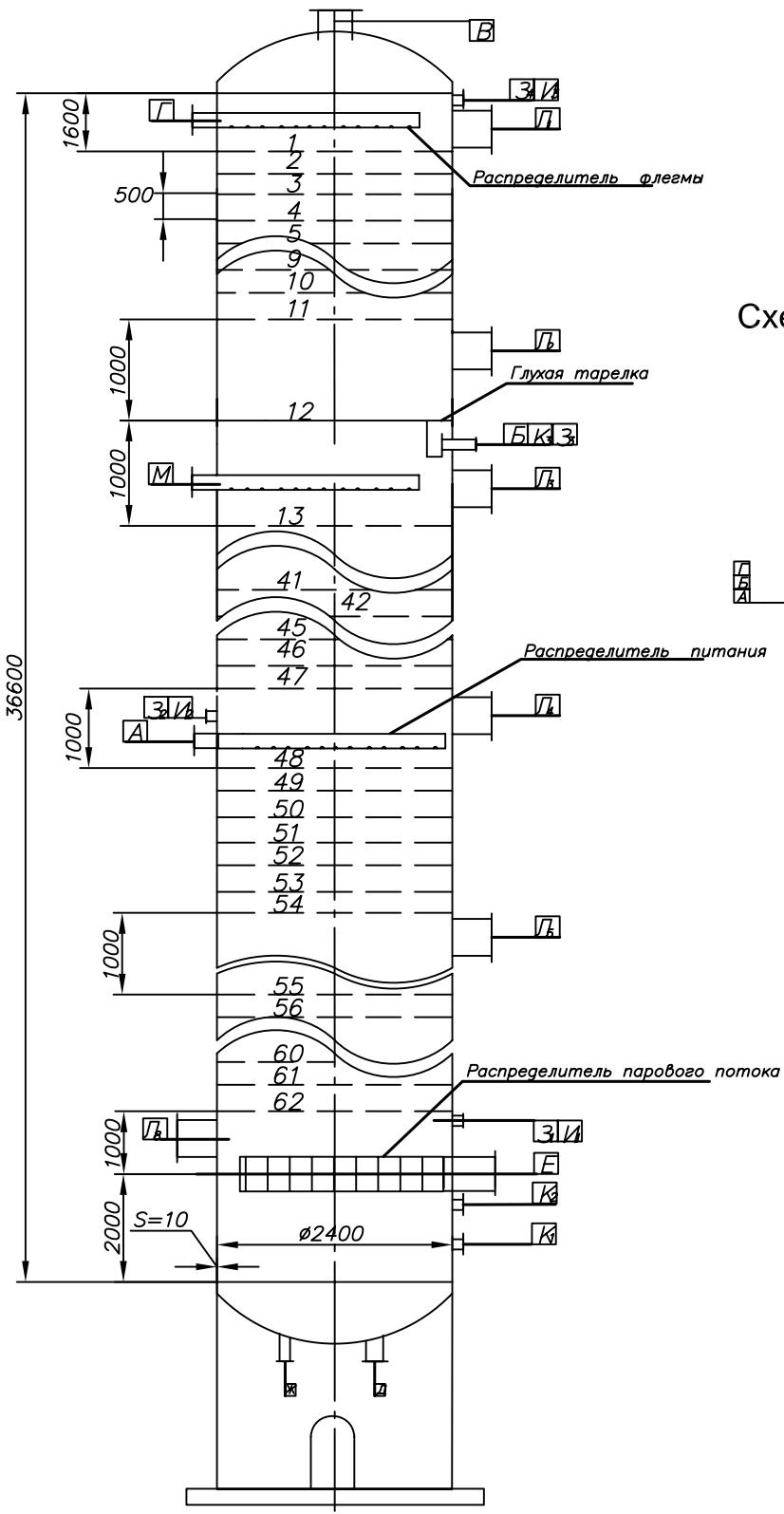
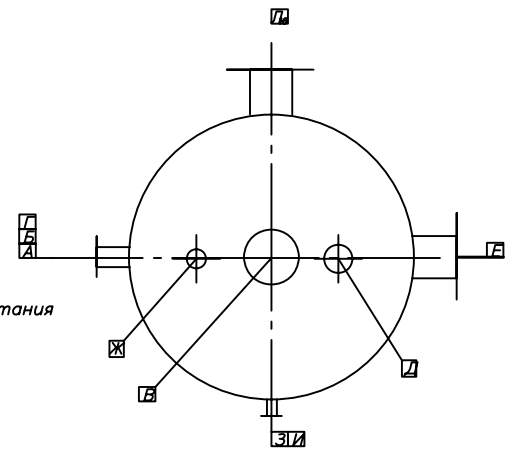


Таблица штуцеров.

Обозначение	Наименование	Кол.	Проход условный Ду, мм	Давление условное Ру, МПа
А	Вход продукта	1	150	
Б	Боковой отбор фенола	1	150	
В	Выход пара	1	800	
Г	Вход флегмы	1	150	
Д	Жидкость в кипятильник	1	200	
Е	Вход пара и жидкости	1	600	
Ж	Отбор кубов. продукта	1	100	
З ₁₋₃	Для термометра	3	25	
И ₁₋₃	Для манометра	3	25	
Л ₁₋₇	Люк-лаз	7	500	
К ₁₋₃	Для уравнемера	3	50	
М	Ввод орошения	1	100	

Схема расположения штуцеров



Приложение 29

Тарельчатая колонна

Изм.	Лист	докум.	Подр.	Дата
Разраб.				
Пров.				
Т. контр.				
Н. контр.				
Утв.				

Лит.	Масса	Масштаб
		БМ
Лист 1	Листов	

Материал колонны 12Х18Н10Т

Перв. примен.

Справ.

Инв. подл. Подр. и дата
 Инв. дубл. Подр. и дата
 Взам. инв. Подр. и дата
 Изм. Лист докум. Подр. Дата

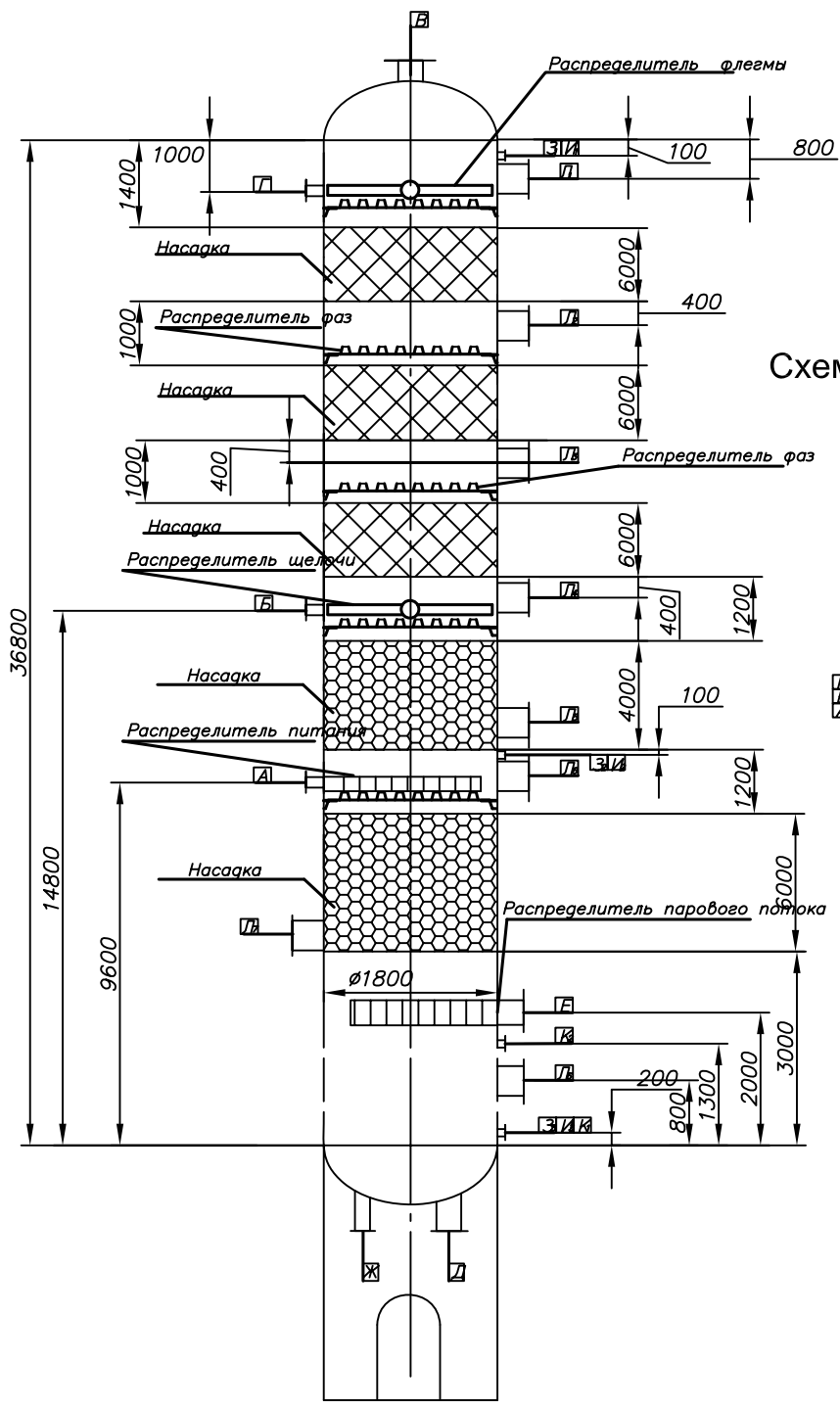
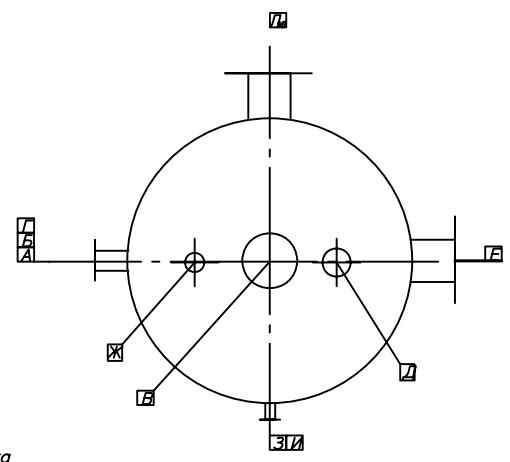


Таблица штуцеров.

Обозначение	Наименование	Кол.	Проход условный Ду, мм	Давление условное Ру, МПа
А	Вход продукта	1	200	0.1
Б	Вход щелочи	1	100	0.1
В	Выход пара	1	500	0.1
Г	Вход флегмы	1	150	0.1
Д	Выход жидкости	1	200	0.1
Е	Вход из кипят.	1	500	0.1
Ж	Отбор куб. прод.	1	100	0.1
З	Для термометра	3	25	0.1
И	Для манометра	3	25	0.1
Л	Люк-лаз	6	500	0.1
К	Для уравнемера	2	50	0.1

Схема расположения штуцеров



Приложение 31

Колонна с регулярной и нерегулярной насадкой

Лит.	Масса	Масштаб
		БМ
Лист 1	Листов	

Материал колонны 12Х18Н10Т

Копировал

Формат А4

Библиографический список

1. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. В 2-х томах. М.: Химия, 1995.
2. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. – 11 – е изд. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2005.
3. Кафаров В.В. Основы массопередачи. - 3-е изд. М.: Высшая школа, 1979.
4. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов. – 12 – е изд. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2005.
5. Гельперин Н.И., Пибалк В.Л., Кастанян А.Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности. М.: Химия, 1977.
6. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. Казань: Изд-во Казанского гос. ун-та, 1993.
7. Лаптев А.Г. Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов. Казань: Изд – во Казан. гос. ун-та, 2007.
8. Франк-Каменецкий Д.А. Диффузия и массопередача в химической кинетике. 3-е изд. – М.: Наука, 1987.
9. Лаптев А.Г. Основы САПР тепломассообменных установок: Учебное пособие. Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2002.
10. Промышленные тепломассообменные процессы и установки / А.М. Бакластов и др. М.: Энергоатомиздат, 1986.
11. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / Розен А.М., Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др.; под ред. А.М. Розена. М.: Химия, 1980.
12. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Модернизация установок переработки углеводородных смесей. Казань: Казан. гос. энерг. ун - т, 2004.
13. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке. Казань: Издательство «Печатный двор», 2002.

14. Назмеев Ю.Г., Конахина И.А. Организация энерготехнологических комплексов в нефтехимической промышленности. М.: МЭИ, 2001.
15. Леффлер Уильям. Переработка нефти / Пер. с англ. – М.: ЗАО «Олимп - бизнес», 1999.
16. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М: Химия, 1978.
17. Рамм В.М. Абсорбция газов. Изд. 2-е. М.: Химия, 1976.
18. Стабников В.Н. Ректификационные аппараты. - Расчет и конструирование. М.: Машиностроение, 1965.
19. Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Разделение гетерогенных систем в насадочных аппаратах. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2006.
20. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник / Рабинович Г.Г., Рябых П.М., Хохряков П.А. и др.; Под ред. Е.Н.Судакова. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1979.
21. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Под. ред. Ю.И. Дытнерского. М.: Химия, 1983.
22. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г. Разделение жидких и газовых гомогенных смесей в тарельчатых и насадочных аппаратах: Учеб пособие / Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005.
23. Пленочная тепло – и массообменная аппаратура / Под ред. В.М. Олевского – М.: Химия, 1988.
24. Шарапов В.И., Сивухина М.А. Декарбонизаторы. Ульянов. гос. техн. ун-т. – Ульяновск: УлГТУ, 2000.
25. Лаптев А.Г., Шигапов И.М., Данилов В.А. Устройство и расчет насадочных декарбонизаторов в водоподготовке: Учеб. пособие / Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2002 г.
26. Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. М.: Химия, 1976.
27. Серпионова Е.Н. Промышленная адсорбция газов и паров. Учеб. пособие. М.: Высшая школа, 1969.
28. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г. Основы расчета и модернизация теплообменных установок в нефтехимии / Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2010.

О Г Л А В Л Е Н И Е

Введение	3
Глава 1. Основы массообменных процессов	5
1.1. Общие понятия и определения	5
1.2. Уравнения материального баланса, рабочих и равновесных линий массообменных процессов	11
1.3. Движущая сила массообменных процессов	14
1.4. Молекулярная диффузия	17
1.5. Уравнения переноса массы	18
1.6. Число и высота единиц переноса	23
1.7. Основные подходы моделирования массоотдачи	25
1.8. Модель диффузионного пограничного слоя	28
1.9. Эффективность массопередачи	31
Контрольные вопросы к первой главе	37
Глава 2. Основы проектирования промышленных аппаратов ...	38
2.1. Общие принципы проектирования	38
2.2. Теоретические основы проектирования	38
2.3. Стадии проектирования	47
2.4. Этапы проектирования	49
2.5. Проблема масштабного перехода	51
2.6. Подходы к конструированию массообменных аппаратов ..	53
2.7. Сопряженное физическое и математическое моделирование при проектировании аппаратов	55
2.8. Общие принципы повышения эффективности процессов разделения и снижения энергозатрат	57
Контрольные вопросы ко второй главе	59
Глава 3. Перегонка жидкостей	60
3.1. Равновесие в системах жидкость – пар	61
3.2. Простая перегонка	72
3.3. Ректификация	80
3.4. Перегонка нефти	102
3.5. Технологические схемы ректификационных установок ...	104
3.6. Пути экономии энергии в ректификационных установках .	109
Контрольные вопросы к третьей главе	113
Глава 4. Конструкции и режимы работы массообменных колонн	115
4.1. Классификация аппаратов	115
4.2. Тарельчатые колонны	117
4.3. Насадочные аппараты.	137

4.4. Современные насадки	146
4.5. Гидродинамические режимы в насадочных аппаратах	154
4.6. Пленочные аппараты	156
4.7. Сравнение конструкций массообменных колонн	165
Контрольные вопросы к четвертой главе	168
Глава 5. Расчет ректификационной установки	171
5.1. Алгоритм проектирования ректификационных колонн.	171
5.2. Гидравлический расчет ректификационной колонны	176
5.3. Примеры расчетов тарельчатой ректификационной колонны с различными тарелками	195
5.4. Расчет ректификационной колонны с насадкой.	236
5.5. Пример расчета	240
Контрольные вопросы к пятой главе	248
Глава 6. Абсорбция газов	249
6.1. Равновесие при абсорбции	250
6.2. Материальный и тепловой баланс абсорбции	255
6.3. Построение рабочей линии, кривой равновесия и определение теоретических тарелок	263
6.4. Расчет числа теоретических ступеней контакта	265
6.5. Расчет движущей силы массопередачи и числа единиц переноса	266
6.6. Расчет скорости газа и диаметра абсорбера	268
6.7. Кинетика физической абсорбции	273
6.8. Расчет поверхности массопередачи и высоты абсорбера	274
6.9. Расчет перепада давления в абсорбере	285
6.10. Расчет пленочных абсорберов	286
6.11. Устройство и принцип действия абсорберов	289
6.12. Технологические схемы абсорбционных установок	290
6.13. Хемосорбция	292
6.14. Десорбция	301
6.15. Примеры расчета абсорберов	303
Контрольные вопросы к шестой главе	320
Глава 7. Очистка воды от растворенных газов	322
7.1. Общие положения	322
7.2. Требования, предъявляемые к декарбонизаторам	323
7.3. Классификация декарбонизаторов	325
7.4. Противоточные барботажные декарбонизаторы	326
7.5. Противоточные насадочные декарбонизаторы	328
7.6. Сравнение массообменной эффективности	

декарбонизаторов различных типов	329
7.7. Пример расчета насадочного декарбонизатора	331
Контрольные вопросы к седьмой главе	340
Глава 8. Адсорбция	341
8.1. Основные промышленные адсорбенты и их свойства	342
8.2. Равновесие при адсорбции	345
8.3. Теплота адсорбции	350
8.4. Кинетика адсорбции	351
8.5. Устройство и принцип действия адсорберов	358
8.6. Десорбция	364
8.7. Пример расчета адсорбера периодического действия	366
8.8. Пример расчета продолжительности адсорбции	372
Контрольные вопросы к восьмой главе	379
Приложения	380
Библиографический список	421
Оглавление	423

Краткие сведения об авторах

Лаптев Анатолий Григорьевич. Доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой «Технология воды и топлива» Казанского государственного энергетического университета, автор более 250 научных трудов; из них 6 учебных пособий, 10 монографий, 5 авторских свидетельств. Подготовил 16 кандидатов технических наук по специальностям «Процессы и аппараты химических технологий» и «Промышленная теплоэнергетика». Заместитель директора ООО Инженерно-внедренческого центра «Инжехим» по научной работе.

Конахин Александр Михайлович. Кандидат технических наук, доцент кафедры «Промышленная теплоэнергетика» Казанского государственного энергетического университета, автор более 90 научных трудов; из них 6 учебных пособий, 2 авторских свидетельства.

Минеев Николай Григорьевич. Заведующий лабораторией кафедры «Технология воды и топлива» Казанского государственного энергетического университета, автор более 50 научных трудов, из них одна монография, два учебных пособия, два авторских свидетельства, руководитель технологического отдела по ряду проектов в Инженерно-внедренческом центре «Инжехим».

Казанский Государственный энергетический университет: 420066, г. Казань, ул. Красносельская, д. 51.

Кафедра «Технология воды и топлива»: тел.(факс) 519-42-53.

Кафедра «Промышленной теплоэнергетики»: тел.(факс) 519-42-55.

ООО ИВЦ «Инжехим», 420049, г. Казань, ул. Шаляпина 14/83, тел.(факс): 570-23-18 E-mail: info@ingehim.ru, ingehim@kstu.ru , Web: <http://www.ingehim.ru>

Учебное издание

Лаптев Анатолий Григорьевич
Конахин Александр Михайлович
Минеев Николай Григорьевич

**ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ И РАСЧЕТ АППАРАТОВ
РАЗДЕЛЕНИЯ ГОМОГЕННЫХ СМЕСЕЙ**

Учебное пособие

(Кафедра технология воды и топлива КГЭУ)
(Кафедра промышленной теплоэнергетики КГЭУ)

Печатается в авторской редакции

Компьютерная верстка А.В.Климентов

Отпечатано в множительном центре
Института истории АН РТ
подписано в печать 10.03.2007. Формат 60×84 1/16
Тираж 500 экз. Усл. печ. л. 26,6
г. Казань, Кремль, подъезд 5
Тел. 292-95-68, 292-84-82