

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ  
Инженерно-физический факультет

Ю.А. Гужель

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ  
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Учебное пособие. Часть 3. Массообменные процессы и  
аппараты

Благовещенск

2020

ББК 35

Г 93

*Печатается по решению  
редакционно-издательского совета  
инженерно-физического факультета  
Амурского государственного  
университета*

**Гужель Ю.А.**

Процессы и аппараты химической технологии: Учебное пособие. Часть третья. Массообменные процессы и аппараты / Благовещенск: Амурский гос. ун-т, 2020. – 145 с.

В учебном пособии рассмотрены основные вопросы теории и расчета типовых массообменных процессов и аппаратов, являющихся составными частями сложных современных технологических установок переработки нефти, природного и попутного углеводородных газов.

Материал изложен применительно к программе курса «Процессы и аппараты химической технологии» для студентов, обучающихся по направлению «Химическая технология».

Пособие может быть полезно при написании конспектов лекций и при подготовке к практическим занятиям.

### **В авторской редакции**

*Рецензенты:*

А.А. Чудаков, главный специалист технического отдела  
ООО «Газпром переработка Благовещенск»

Н.А. Фролова, к.т.н., доцент кафедры безопасности  
жизнедеятельности АмГУ.

© Амурский государственный университет, 2020

## ОГЛАВЛЕНИЕ

ГЛАВА 1 ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ И ЗАКОНЫ МАССООБМЕНА	5
1.1 Роль массообменных процессов в нефтепереработке и нефтехимии	5
1.2 Способы выражения состава фаз	7
1.3 Основные законы массообмена	11
1.4 Основное уравнение массопередачи	15
1.5 Материальный баланс массообменного процесса. Уравнение рабочей линии	16
1.6 Число теоретических тарелок	20
1.7 Массообмен в системах с твердой фазой	24
1.8 Правило фаз и его применение к процессам массообмена	26
ГЛАВА 2 ИСПАРЕНИЕ И КОНДЕНСАЦИЯ	29
2.1 Сущность процессов испарения и конденсации	29
ГЛАВА 3 ПЕРЕГОНКА ЖИДКОСТЕЙ	31
3.1 Сущность процесса перегонки	31
3.2 Дистилляция	32
3.3 Ректификация	35
3.3.1 Сущность процесса ректификации двухкомпонентных смесей	35
3.3.2 Принципиальное устройство ректификационной колонны	37
3.3.3 Материальный баланс ректификационной колонны	40
3.3.4 Тепловой баланс колонны	42
3.3.5 Влияние технологических параметров на работу колонны	44
3.3.6 Азеотропная и экстрактивная ректификация	47
ГЛАВА 4 АБСОРБЦИЯ	54
4.1 Физическая сущность процесса абсорбции	54
4.2 Принципиальные схемы абсорбционных установок	55
4.3 Основные факторы, влияющие на процессы абсорбции и десорбции	59
4.4 Конструкции абсорберов	61

ГЛАВА 5 ОСНОВНЫЕ ТИПЫ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ И АБСОРБЦИОННЫХ КОЛОНН	67
5.1 Основы классификации аппаратов колонного типа	67
5.2 Тарельчатые колонны	69
5.2.1 Устройство и работа барботажной тарелки	74
5.3 Насадочные колонны	84
5.3.1 Гидравлические условия работы насадочных колонн	92
ГЛАВА 6 АДСОРБЦИЯ	95
6.1 Сущность процесса адсорбции	95
6.2 Характеристика адсорбентов	99
6.3 Десорбция	101
6.4 Адсорберы	104
ГЛАВА 7 ЭКСТРАКЦИЯ	115
7.1 Сущность процесса экстракции	115
7.2 Основные методы осуществления экстракции	118
7.3 Экстракторы	120
ГЛАВА 8 СУШКА	128
8.1 Основные представления о сушке	128
8.2 Физические свойства влажного воздуха	130
8.3 Материальный и тепловой баланс сушки	132
8.4 Типы, схемы и конструкции сушилок	134

# ГЛАВА 1 ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ И ЗАКОНЫ МАССООБМЕНА

## 1.1 Роль массообменных процессов в нефтепереработке и нефтехимии

В промышленности применяются в основном следующие процессы массопередачи:

1. Абсорбция – поглощение газа жидкостью, т. е. процесс разделения, характеризующийся переходом вещества из газовой фазы в жидкую.

2. Экстракция (в системе жидкость–жидкость) – извлечение вещества, растворенного в жидкости, другой жидкостью, практически несмешивающейся или частично смешивающейся с первой. При этом извлекаемый компонент исходного раствора переходит из одной жидкой фазы в другую.

3. Перегонка – разделение гомогенных жидких смесей путем взаимного обмена компонентами между жидкостью и паром, полученным испарением разделяемой жидкой смеси.

4. Адсорбция – поглощение компонента газа, пара или раствора твердым пористым поглотителем, т. е. процесс разделения, характеризующийся переходом вещества из газовой (паровой) или жидкой фазы в твердую.

Разновидностью адсорбции является ионный обмен – процесс разделения, основанный на способности некоторых твердых веществ (ионитов) обменивать свои подвижные ионы на ионы растворов электролитов.

5. Сушка – удаление влаги из твердых материалов, главным образом путем ее испарения. В этом процессе влага переходит из твердой фазы в газовую или паровую.

6. Кристаллизация – выделение твердой фазы в виде кристаллов из растворов или расплавов. Характеризуется переходом из жидкой фазы в твердую.

7. Растворение и экстракция (в системе твердое тело-жидкость). Растворение характеризуется переходом твердой фазы в жидкую (растворитель)

и представляет собой процесс обратный кристаллизации.

Массообменные или диффузионные процессы играют важную роль при переработке нефти, различных углеводородных и других смесей. Путем ректификации из нефти получают различные продукты: бензин, керосин, дизельное топливо, мазут, масляные фракции, узкие (по температурам кипения) бензиновые фракции. При ректификации сжиженных газов выделяют этилен, этан, пропан, бутан и другие компоненты. Путем перегонки в вакууме получают специальные масла.

Абсорбцию жидкими поглотителями и адсорбцию твердыми веществами используют для извлечения из природных и попутных газов, а также из газов нефтеперерабатывающих заводов пропан-пропиленовой, бутан-бутиленовой, бензиновой фракций, которые служат сырьем для нефтехимической промышленности.

Для извлечения ароматических углеводородов из бензиновых фракций при производстве масел и очистке нефтепродуктов применяется процесс экстракции.

Процесс сушки нашел применение в производстве катализаторов и адсорбентов.

Кристаллизация используется при депарафинизации масел, производстве серы, парафинов и церезинов, разделении ксилолов.

Даже такой неполный перечень использования массообменных процессов в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности свидетельствует об их широком распространении и важности решаемых с помощью этих процессов технологических задач.

Все массообменные процессы обладают рядом общих признаков.

1. Они применяются для разделения смесей.
2. В любом процессе участвуют, по крайней мере, две фазы: жидкая и паровая (перегонка, ректификация), жидкая и газовая (абсорбция), твердая и парогазовая (адсорбция), твердая и жидкая (адсорбция, экстракция), две жидких (экстракция).

3. Переход вещества из одной фазы в другую осуществляется за счет диффузии.

4. Движущей силой массообменных процессов является разность концентраций (градиент концентраций) фактической в данной фазе  $G$  и равновесной с фактической в другой фазе  $L$ . Процесс протекает в направлении той фазы, в которой концентрация компонента меньше, чем это следует из условия равновесия (рис. 1.1).

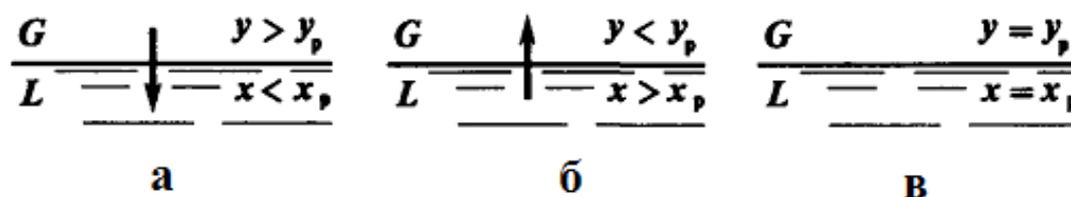


Рисунок 1. Схема переноса вещества между двумя фазами:  
 а – из фазы  $G$  в фазу  $L$ ; б – из фазы  $L$  в фазу  $G$ ; в – равновесие фаз

5. Перенос вещества из одной фазы в другую происходит через границу раздела фаз.

6. Диффузионные процессы обратимы, т. е. направление процесса определяется законами фазового равновесия, фактическими концентрациями компонентов в обеих фазах и внешними условиями (температура, давление). Так, например, при повышении температуры и понижении давления поглощение газа жидкостью (абсорбция) может перейти в обратный процесс – в удаление газа из жидкости (десорбция).

7. Переход вещества из одной фазы в другую заканчивается при достижении динамического равновесия. При этом обмен молекулами через границу раздела фаз не прекращается, однако концентрации компонентов в обеих фазах остаются неизменными и равными равновесным.

## 1.2 Способы выражения состава фаз

При изучении массообменных процессов приходится иметь дело не с отдельными компонентами, а с их смесями в различных фазах.

Для характеристики состава такой смеси пользуются относительными

содержаниями (концентрациями) тех или иных компонентов. Наиболее часто используют массовые, мольные и объемные концентрации, которые связаны между собой.

Поскольку в процессах массообмена участвуют по крайней мере две фазы, то относительное содержание компонента с номером  $i$  в одной фазе (например, в жидкой) обозначим через  $x_i$ , в другой фазе (например, в паровой) – через  $y_i$ .

Если масса всей фазы равна  $g$ , а масса содержащихся в ней отдельных компонентов  $g_i$  ( $i = 1, 2, \dots, n$ ; где  $n$  – число компонентов в смеси), то массовые доли компонентов (массовые концентрации) определяются следующим образом:

$$x_i = \frac{g_i}{g} = \frac{g_i}{\sum_{i=1}^n g_i} \quad (1.1)$$

Очевидно, что  $x_i \leq 1$  и

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n \frac{g_i}{g} = 1 \quad (1.2)$$

Аналогично для второй фазы можно записать

$$x_i = \frac{G_i}{G} = \frac{G_i}{\sum_{i=1}^n G_i} \quad (1.3)$$

Мольные доли компонентов смеси  $x'_i$ , определяются как отношение числа молей данного компонента  $N_i$ , к общему числу молей смеси

$$N = \sum_{i=1}^n N_i \text{ т. е.} \quad (1.4)$$

$$x'_i = \frac{N_i}{N} = \frac{N_i}{\sum_{i=1}^n N_i} \quad (1.5)$$

Соответственно  $x'_i \leq 1$  и

$$\sum_{i=1}^n x'_i = \sum_{i=1}^n \frac{N_i}{N} = 1 \quad (1.6)$$

Аналогичные выражения можно записать и для компонентов  $y'_i$  второй фазы.

Массовые и мольные концентрации не зависят от температуры и давления, что выгодно отличает их от объемных концентраций.

Объемная доля  $v_i$ , представляет собой отношение объема данного компонента  $V_i$ , при заданном давлении к общему объему системы  $V$ , т.е.

$$v_i = \frac{V_i}{V} \quad (1.7)$$

Если выполняется правило аддитивности объемов при смешении, т.е. если при смешении объемы отдельных компонентов не изменяются, то

$$\sum_{i=1}^n V_i = V \quad (1.8)$$

и в этом случае сумма объемных долей также равна единице

$$\sum_{i=1}^n v_i = \sum_{i=1}^n \frac{V_i}{V} = 1 \quad (1.9)$$

Для взаимного пересчета массовых и мольных долей используют соотношение между числом молей  $N_i$ , массой  $g_i$ , и мольной массой  $M_i$  произвольного  $i$ -го компонента

$$N_i = \frac{g_i}{M_i} \quad (1.10)$$

Тогда уравнение взаимосвязи для мольных и массовых долей

$$x'_i = \frac{N_i}{\sum_{i=1}^n N_i} = \frac{\frac{g_i}{M_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{g_i}{M_i}} = \frac{\frac{g_i}{gM_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{g_i}{gM_i}} = \frac{\frac{x_i}{M_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{M_i}} \quad (1.11)$$

то есть

$$x_i = \frac{x'_i M_i}{\sum_{i=1}^n x'_i M_i} \quad (1.12)$$

Знаменатель выражения 1.12 представляет собой среднюю мольную массу смеси

$$M_{\text{ср}} = \sum_{i=1}^n x'_i M_i \quad (1.13)$$

Среднюю мольную массу смеси  $M_{\text{ср}}$  можно найти также и через массовые доли, преобразовав выражение (1.13)

$$M_{\text{ср}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{M_i}} \quad (1.14)$$

При пересчете объемных концентраций в массовые или мольные (например, при пересчете кривых разгонок, построенных в объемных долях) пользуются формулами пересчета. Так, если в уравнении (1.1) массу компонента  $g_i$  записать через его плотность  $\rho_i$  и объем  $V_i$ , то получим

$$x_i = \frac{g_i}{\sum_{i=1}^n g_i} = \frac{V_i \rho_i}{\sum_{i=1}^n V_i \rho_i} = \frac{V_i \rho_i}{\rho_{\text{см}} \sum_{i=1}^n V_i} = \frac{v_i \rho_i}{\rho_{\text{см}}} \quad (1.15)$$

То есть

$$x_i \rho_{\text{см}} = v_i \rho_i \quad (1.15)$$

Из уравнения (1.12) и (1.15) получаем соотношение

$$x'_i M_i \rho_{\text{см}} = M_{\text{ср}} \rho_i v_i \quad (1.16)$$

Среднюю плотность смеси  $\rho_{\text{см}}$  можно определить через объемные или массовые концентрации компонентов. Так, сложив левые и правые части уравнения (1.15), получим

$$\rho_{\text{см}} = \sum_{i=1}^n v_i \rho_i \quad (1.17)$$

С другой стороны, воспользовавшись условием (1.9), из уравнения (1.15) получим

$$\rho_{\text{см}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{\rho_i}} \quad (1.18)$$

На практике пользуются также объемной концентрацией  $c_i$ , представляющей собой отношение массы  $i$ -го компонента  $g_i$  к объему смеси

$$V = \sum_{i=1}^n V_i$$

то есть

$$c_i = \frac{g_i}{V} = \frac{g_i}{\sum_{i=1}^n V_i} \quad (1.19)$$

Если просуммировать объемные концентрации  $c_i$  всех компонентов, то получим массу смеси в единице ее объема, т.е. плотность смеси  $\rho_{\text{см}}$

$$\sum_{i=1}^n c_i = \sum_{i=1}^n \frac{g_i}{V} = \frac{\sum_{i=1}^n g_i}{V} = \frac{g}{V} = \rho_{\text{см}} \quad (1.20)$$

Кроме того из выражений (1.15) и (1.19) получим следующее соотношение

$$c_i = \frac{g_i}{V} = \frac{\frac{g_i}{g}}{\frac{V}{g}} = \frac{x_i}{\frac{1}{\rho_{\text{см}}}} = x_i \rho_{\text{см}} = v_i \rho_i \quad (1.21)$$

### 1.3 Основные законы массообмена

Массообмен – диффузионный процесс переноса распределенного вещества из одной фазы в другую через разделяющую их границу или внутри

одной фазы в неоднородном поле концентраций. Движущей силой служат градиенты концентраций, парциальных давлений, химических потенциалов или температур (при термодиффузии).

Массообмен осуществляется путем молекулярной, турбулентной или конвективной диффузии, из которых наиболее медленной является первая. Перенос вещества внутри неподвижной фазы осуществляется только путем молекулярной диффузии. В движущейся среде перенос вещества может происходить как молекулярной диффузией, так и конвективным переносом самой средой в направлении ее движения.

Конвективный перенос вещества под действием турбулентных пульсаций называют турбулентной диффузией.

Различают два вида массообмена: односторонний (например, при абсорбции компоненты из газовой фазы переходят в жидкую) и двухсторонний (при ректификации).

Схема переноса вещества между фазами представлена на рис. 1.2.

Пусть в фазе G концентрация рассматриваемого компонента больше концентрации того же компонента в фазе L, т. е. компонент переходит из фазы G в фазу L. Скорость переноса вещества равна M.

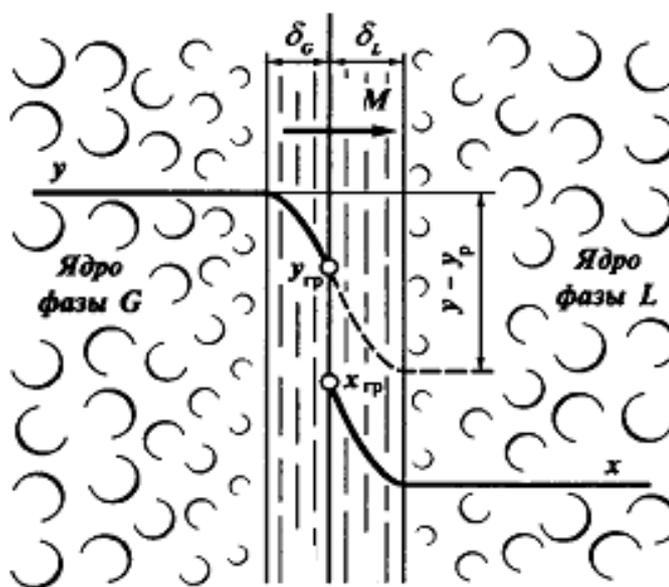


Рисунок 1.2. Схема массообмена в двухфазной системе

Перенос вещества к границе раздела фаз осуществляется как путем молекулярной диффузии, т. е. движения молекул вещества через слой данной фазы, так и путем конвективной диффузии, т.е. за счет движения частиц данной фазы.

В каждой фазе различают ядро потока, в котором перенос вещества осуществляется преимущественно за счет конвективной диффузии, и пограничные слои толщиной  $\delta_G$  и  $\delta_L$ , в которых массоперенос происходит в основном за счет молекулярной диффузии (роль которой возрастает при затухании вихрей по мере приближения к границе раздела фаз). Толщина пограничных слоев в первую очередь зависит от скоростей движения взаимодействующих фаз, т. е. от гидродинамического режима в каждой фазе. Поскольку в пограничном слое перенос вещества происходит медленнее, чем в ядре потока, то считают, что основное сопротивление переходу вещества из одной фазы в другую сосредоточено в пограничном слое.

В ядре потока частицы вещества перемешиваются интенсивно, что приводит к усреднению всех характеристик процесса. Поэтому принимают, что в ядре потока концентрации не меняются, а все изменение концентраций компонентов в каждой из фаз имеет место в пределах пограничного слоя.

На границе раздела фаз предполагается равновесие между фазами, определяющее граничные концентрации  $y_{гр}$  со стороны фазы G и  $x_{гр}$  со стороны фазы L.

Молекулярная диффузия обусловлена переносом молекул вещества из области с большей его концентрацией в область с меньшей концентрацией и протекает в неподвижной среде или ламинарных пограничных слоях. Перенос вещества при молекулярной диффузии определяется законом Фика, который формулируется следующим образом. Количество вещества  $dM$ , диффундирующего через слой в единицу времени, пропорционально площади слоя  $dF$ , перпендикулярной направлению диффузионного потока, и градиенту концентраций в направлении диффузии  $dc/dn$ , т.е.

$$dM = -D \left( \frac{dc}{dn} \right) dF \quad (1.22)$$

Знак минус указывает на то, что диффузия вещества идет в направлении уменьшения концентрации.

Движущей силой процесса молекулярной диффузии является градиент концентраций  $dc/dn$ , который в общем случае изменяется в направлении переноса вещества. Средний градиент концентраций в первом приближении равен

$$\left( \frac{dc}{dn} \right)_{\text{cp}} = \frac{\Delta c}{\delta} \quad (1.23)$$

где  $\Delta c$  – изменение концентрации компонента по толщине слоя;

$\delta$  – толщина слоя.

Коэффициент пропорциональности  $D$ , характеризующий скорость диффузии, называют коэффициентом диффузии. Он показывает, сколько вещества проходит через единицу площади поверхности в единицу времени при градиенте концентрации, равном единице.

В СИ единица обозначения коэффициента диффузии —  $\text{м}^2/\text{с}$ .

Коэффициент диффузии представляет собой физическую константу и характеризует природную способность одного вещества проникать в среду другого. Коэффициент диффузии зависит от свойств диффундирующего компонента и фазы, в которой он диффундирует, а также температуры и давления. Числовые значения  $D$  определяют экспериментально, они приведены в справочной литературе.

Турбулентная диффузия. Количество вещества, переносимого в пределах фазы турбулентной диффузией, по аналогии с молекулярной диффузией определяют по уравнению

$$dM_T = \varepsilon_T \left( \frac{dc}{dn} \right) dF \quad (1.24)$$

где  $\varepsilon_T$  – коэффициент турбулентной диффузии.

Коэффициент турбулентной диффузии имеет ту же размерность, что и

коэффициент молекулярной диффузии  $D$ , т.е.  $\text{м}^2/\text{с}$ , однако в отличие от  $D$  он не является физической константой и зависит от гидродинамических условий.

Конвективная диффузия. Количество вещества, переносимого в пределах фазы вследствие конвективного переноса вместе с самой средой в направлении ее движения, пропорционально скорости движения среды. Суммарный перенос вещества в результате конвективного переноса и молекулярной диффузии по аналогии с теплообменом называют конвективным массообменом или конвективной диффузией.

Распределение концентраций при переносе вещества путем молекулярной и конвективной диффузии определяется в самом общем виде дифференциальными уравнениями.

#### 1.4 Основное уравнение массопередачи

Для расчета размеров аппарата, в котором должен осуществляться данный процесс массопередачи, необходимо знать скорость этого процесса.

Скорость процесса массопередачи равна массе вещества, переданного через единицу поверхности в единицу времени, т. е.  $dM/dF$ .

С другой стороны, скорость массообменного процесса пропорциональна движущей силе процесса  $\Delta$  и обратно пропорциональна сопротивлению массопереноса  $R$ .

Следовательно, можно записать, что

$$\frac{dM}{dF} = \frac{\Delta}{R} = K\Delta \quad (1.25)$$

или

$$dM = K\Delta dF \quad (1.26)$$

Величина  $K$  называется коэффициентом массопередачи, он характеризует массу вещества, переданную из фазы в фазу через единицу поверхности в единицу времени при движущей силе, равной единице.

Коэффициент массопередачи отражает уровень интенсификации

процесса: чем больше величина  $K$ , тем меньших размеров требуется аппарат для передачи заданного количества вещества. Наибольшее влияние на интенсивность массопереноса оказывают гидродинамические и конструктивные факторы, определяющие интенсивность и характер взаимодействия контактирующих фаз.

Поскольку обычно движущая сила изменяется в ходе процесса массопереноса, пользуются усредненными величинами  $K_{\Delta}$  и  $\Delta_{cp}$ . Тогда уравнение (1.26) в интегральной форме запишется в следующем виде

$$M = K_{\Delta} \Delta_{cp} F \quad (1.27)$$

Движущая сила процесса массообмена может быть выражена разностью концентраций в той или другой фазе. Поэтому уравнение массопереноса (1.27) можно записать в виде

$$M = K_y (y - y_p)_{cp} F = K_x (x - x_p)_{cp} F \quad (1.28)$$

Очевидно, что

$$K_y (y - y_p)_{cp} = K_x (x - x_p)_{cp} \quad (1.29)$$

или

$$K_x = \frac{(y - y_p)_{cp}}{(x - x_p)_{cp}} K_y = \frac{\Delta y_{cp}}{\Delta x_{cp}} K_y \quad (1.30)$$

Отношение

$$\frac{(y - y_p)_{cp}}{(x - x_p)_{cp}} = \frac{\Delta y_{cp}}{\Delta x_{cp}} \quad (1.31)$$

определяет средний тангенс угла наклона линии равновесия в рассматриваемом диапазоне изменения концентраций, т.е. коэффициенты массопереноса  $K_y$  и  $K_x$  взаимосвязаны через соответствующие движущие силы.

### **1.5 Материальный баланс массообменного процесса. Уравнение рабочей линии**

Взаимодействие фаз в пределах всего аппарата или его отдельных

участков (контактных устройств) может осуществляться по трем основным схемам: в противотоке, прямотоке или в перекрестном токе. От схемы движения потоков зависят пределы изменения концентраций в аппарате.

Противоточный контакт фаз. Пусть через массообменный аппарат движутся потоки двух фаз (рис. 1.3). Секундный расход одной фазы (например, газа или пара), движущейся снизу вверх, составляет  $G$ , а другой фазы (например, жидкости), движущейся сверху вниз,  $L$ . Концентрации компонентов в контактирующих фазах обозначим соответственно через  $y$  и  $x$ . В результате массообмена концентрации рассматриваемого компонента изменятся в одной фазе от  $y_H$  до  $y_K$ , а в другой – от  $x_H$  до  $x_K$ . В первом приближении будем считать, что потоки  $G$  и  $L$  не изменяются по высоте аппарата.

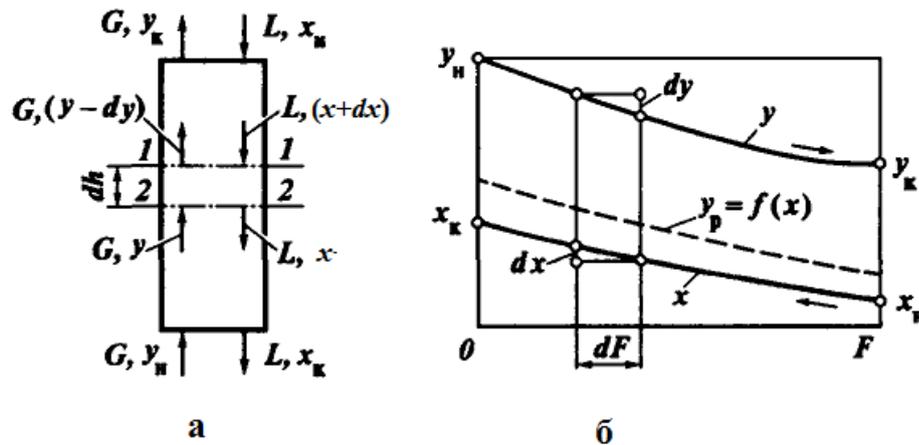


Рисунок 1.3. Схема к расчету потоков и концентраций в противоточном массообменном аппарате: а – схема потоков; б – изменение концентраций вдоль контакта фаз

Общий материальный баланс по данному компоненту для всего аппарата запишется так

$$Gy_H + Lx_H = Gy_K + Lx_K \quad (1.32)$$

Следовательно, количество переданной массы  $M$  можно выразить следующим образом

$$M = G(y_H - y_K) = L(x_K - x_H) \quad (1.33)$$

Отсюда соотношение между потоками контактирующих фаз равно

$$l = \frac{L}{G} = \frac{(y_H - y_K)}{(x_K - x_H)} \quad (1.34)$$

При заданных концентрациях это выражение может быть использовано для определения величины  $l$ , а при заданной величине  $l$  – для расчета одной из конечных концентраций  $y_K$  или  $x_K$ .

Для определения составов внутренних потоков в произвольном сечении аппарата 1–1 составим уравнение материального баланса, например, для части аппарата, расположенной ниже сечения 1–1. Отбросив бесконечно малые первого порядка, получим

$$Gy + Lx_K = Gy_H + Lx \quad (1.35)$$

Записав это уравнение в несколько ином виде, получим так называемое уравнение рабочей линии

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_H - \frac{L}{G}x_K\right) = Lx + (y_H - lx_K) \quad (1.36)$$

Уравнение рабочей линии дает зависимость между рабочими (неравновесными) составами фаз в произвольном сечении аппарата. Оно позволяет выявить изменение концентраций компонента по высоте аппарата.

В координатах  $x - y$  уравнение рабочей линии является уравнением прямой с тангенсом угла ее наклона к оси абсцисс равным 1 (рис. 1.4).

Для характеристики потоков и концентраций в локальном объеме аппарата выделим в нем элементарный объем между сечениями 1–1 и 2–2 (см. рис. 1.3) и составим для него материальный покомпонентный баланс

$$Gy + L(x + dx) = G(y - dy) + Lx \quad (1.37)$$

откуда

$$-Gdy + Ldx = 0 \quad (1.38)$$

Проинтегрировав уравнение (1.38) в пределах от начальных до конечных концентраций получим для всего аппарата уравнение (1.34), а для

части аппарата – уравнение рабочей линии (1.36).

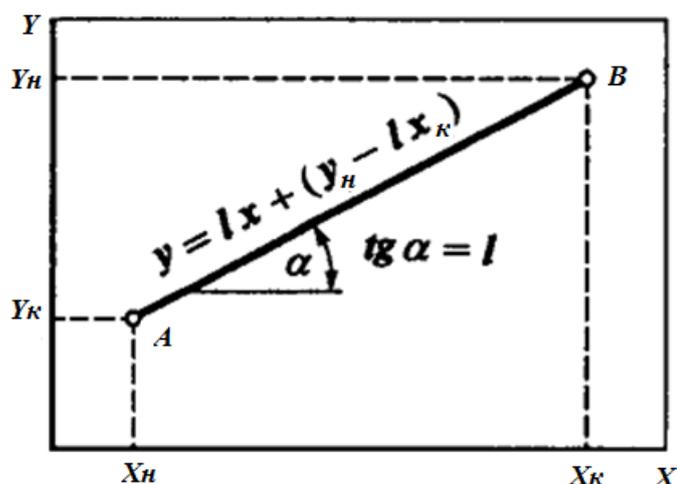


Рисунок 1.4. График уравнения рабочей линии для противоточного процесса

Необходимо отметить, что при противотоке может быть обеспечена большая разность концентраций  $y_k$  и  $x_k$  в потоках, покидающих аппарат. В этом состоит одно из преимуществ противоточного контактирования фаз.

Прямоточный контакт фаз. Схема прямоточного движения фаз и график изменения концентраций вдоль поверхности контакта приведены на рис. 1.5.

В случае прямотока общий материальный баланс для аппарата записывается, как и для противотока, в виде уравнения (1.34). Соответственно материальный баланс для локального объема аппарата будет представлен уравнением (1.38).

Уравнение рабочей линии может быть получено при рассмотрении материальных потоков для части аппарата ниже сечения 1–1

$$Gy_n + Lx_n = Gy + Lx \quad (1.39)$$

Отсюда получим уравнение рабочей линии для прямотока

$$y = -lx + (y_n + lx_k) \quad (1.40)$$

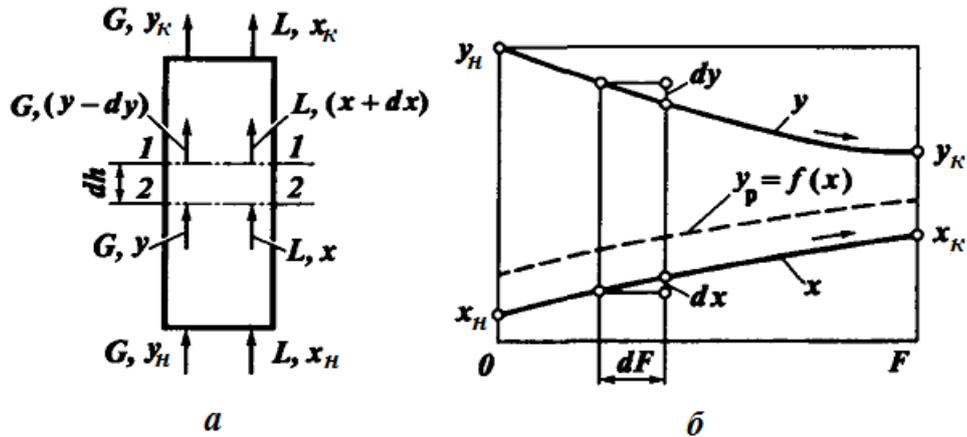


Рисунок 1.5. Схема к расчету потоков и концентраций в прямоточном массообменном аппарате: а – схема потоков; б – изменение концентраций вдоль контакта фаз

Таким образом, при прямотоке в отличие от противотока тангенс угла наклона рабочей линии отрицателен. График рабочей линии прямоточного процесса представлен на рис. 1.6.

Отличительной особенностью прямоточного процесса является также то обстоятельство, что в предельном случае выходные концентрации фаз  $y_K$  и  $x_K$  стремятся к равновесию. Поэтому, как правило, разность концентраций компонента в фазах на выходе из аппарата незначительна.

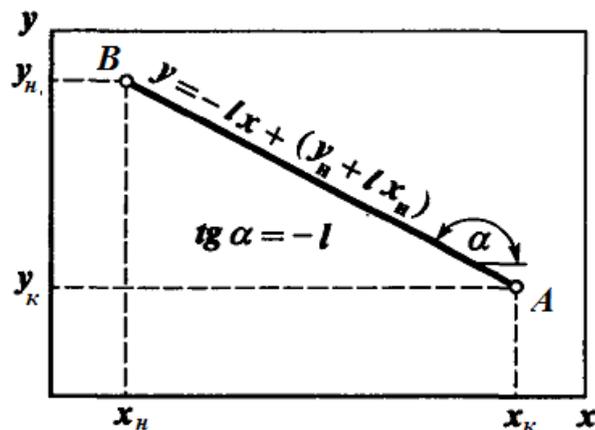


Рисунок 1.6. График уравнения рабочей линии для прямоточного процесса

## 1.6 Число теоретических тарелок

При расчетах массообменных аппаратов широко используется понятие

о теоретической тарелке (теоретической ступени контакта), под которой понимают контактное устройство, обеспечивающее получение равновесных потоков фаз, покидающих контактную зону.

На рис. 1.7 дана схема потоков для теоретической тарелки.

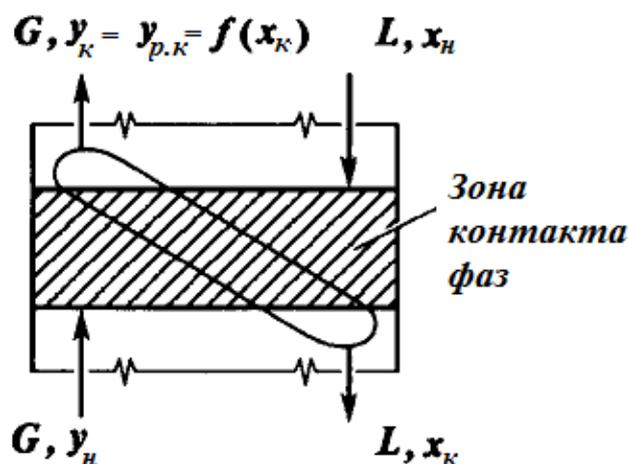


Рисунок 1.7. Схема потоков для теоретической тарелки

Потоки G и L контактирующих фаз входят в контактную зону, имея начальные концентрации компонента  $y_n$  и  $x_n$ . В результате процесса массообмена концентрации компонента в потоках изменяются и станут равными  $y_k$  и  $x_k$ . Для теоретической тарелки эти концентрации будут равновесными, т.е.

$$y_k = y_{p.k} = f(x_k) \quad (1.41)$$

В целом ряде случаев использование этого понятия позволяет исследовать основные закономерности процесса и получать важные практические результаты при расчете массообменной аппаратуры.

Достоинством методов расчета, основанных на использовании понятия о теоретической тарелке, является то обстоятельство, что для их реализации необходимо располагать лишь уравнениями равновесия и рабочей линии, в отдельных случаях привлекая лишь уравнения тепловых балансов.

Чтобы получить желаемое изменение концентраций потоков в



пара  $y_1$ , уходящего с первой тарелки. Этот состав пара  $y_1$  и состав стекающей со второй тарелки жидкости  $x_2$  должны удовлетворять уравнению рабочей линии. Проведя горизонталь через точку D до пересечения с рабочей линией, получим точку E, абсцисса которой равна  $x_2$ .

Поток G с концентрацией  $y_1$  поступает на вторую тарелку, где вступает в контакт с потоком L, имеющим концентрацию  $x_3$ . В результате получают потоки фаз соответственно с концентрациями  $y_2$  и  $x_2$ , находящимися в равновесии. Проведя рассуждения, аналогичные тем, которые использовались при построении первой теоретической тарелки, можем определить концентрации потоков для второй теоретической тарелки, начав построение с точки E.

Подобные построения проводятся до тех пор, пока последняя горизонтальная прямая не пройдет через точку A с координатами  $y_k$  и  $x_n$ . При этом получается ломаная линия, состоящая из горизонтальных и вертикальных участков, которая вписана между рабочей и равновесной линиями. Число горизонтальных или вертикальных отрезков ломаной линии равно числу теоретических тарелок  $N_T$ , необходимых для заданного изменения концентраций контактирующих фаз. В данном случае  $N_T = 3$ .

Число теоретических тарелок зависит от взаимного расположения рабочей и равновесной линий, т. е. от величины движущей силы процесса. При взаимном сближении рабочей и равновесной линии средняя движущая сила процесса уменьшается, а число теоретических тарелок увеличивается. При увеличении расстояния между рабочей и равновесной линиями средняя движущая сила процесса возрастает, что приводит к уменьшению числа теоретических тарелок. Найденное число теоретических тарелок используется для определения высоты контактной зоны аппарата  $H$  или числа реальных тарелок  $N_D$ . В первом случае используют высоту контактной зоны  $H_3$ , эквивалентную одной теоретической тарелке (ВЭТТ), тогда

$$H = H_3 N_T \quad (1.42)$$

Во втором случае определяют число реальных тарелок  $N_D$ , используя понятие КПД тарелки  $\eta_T$

$$N_D = \frac{N_T}{\eta_T} \quad (1.43)$$

а высоту контактной зоны тарельчатого аппарата рассчитывают, зная число реальных тарелок  $N_D$  и расстояние между ними  $H_T$

$$H = H_T N_D \quad (1.44)$$

Величины  $H_T$  и  $\eta_T$  определяют экспериментально или рассчитывают по эмпирическим уравнениям.

### **1.7 Массообмен в системах с твердой фазой**

Массообмен с твердыми телами широко распространен в химической технологии. Это, например, процессы адсорбции и десорбции, растворения, выщелачивания, кристаллизации и т.д. Кроме того, в качестве одной или нескольких стадий он может играть существенную роль в ряде химических процессов – каталитических и некаталитических.

Чаще всего твердая фаза в таких процессах используется в виде не очень крупных зерен (их размеры не превышают несколько сантиметров) или мелких частиц (доли миллиметра). Эти зерна, частицы (дискретная фаза) контактируют со сплошной средой (газ, жидкость), и происходит перенос какого-либо компонента (компонентов) от среды к твердой фазе или в обратном направлении.

В случае массообмена твердой фазы с жидкостью или газом процесс массопередачи происходит по схеме, приведенной на рис. 1.9. Концентрация компонента внутри твердого вещества уменьшается в направлении к поверхности раздела фаз. Перемещение вещества к границе раздела фаз происходит по законам массопроводности, являющихся аналогом законов молекулярной диффузии для жидкостей и газов. У поверхности твердой фазы возникает пограничная пленка жидкости (газа) толщиной  $\delta$ , в пределах

которой перенос вещества осуществляется молекулярной диффузией. На внешней границе пленки, сопрягающейся с ядром потока жидкой (газовой) фазы, происходит выравнивание концентрации с концентрацией в ядре потока  $c_{ж}$ . В ядре потока жидкости (газа) концентрации выравниваются за счет конвективной и молекулярной диффузии.

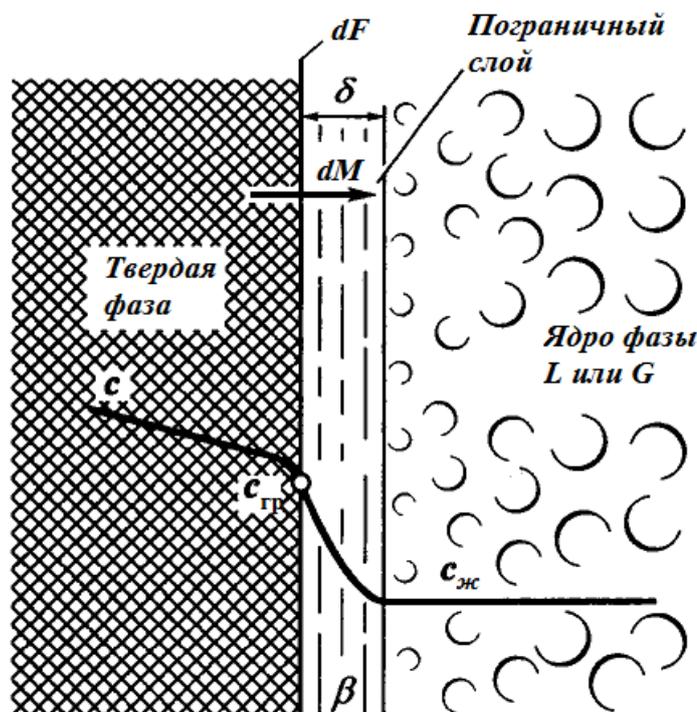


Рисунок 1.9. Схема массопередачи с участием твердой фазы

При переходе вещества из твердой фазы его содержание в этой фазе будет непрерывно уменьшаться как во времени, так и по направлению к границе раздела фаз. Поэтому все процессы с участием твердой фазы являются нестационарными.

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

$$\frac{c - c_p}{c_n - c_p} \quad (1.45)$$

где  $c$ ,  $c_n$  и  $c_p$  — соответственно текущая, начальная и равновесная концентрации.

В числителе этого выражения стоит величина движущей силы в любой момент процесса, а в знаменателе – максимальная величина движущей силы в начале процесса. Безразмерная концентрация изменяется в пределах от единицы до нуля.

### **1.8 Правило фаз и его применение к процессам массообмена**

Научной основой процессов перегонки, ректификации, абсорбции и подобных является учение о термодинамическом равновесии.

При взаимодействии фаз системы происходит обмен веществом и энергией (массо- и теплообмен) через поверхность раздела фаз. При этом система стремится к состоянию равновесия, при котором скорости перехода из одной фазы в другую выравниваются.

Достигнув состояния равновесия, система может существовать как угодно долго без каких-либо видимых качественных и количественных изменений, пока какое-либо внешнее воздействие (изменение давления, температуры, концентрации) не выведет ее из этого состояния.

Следовательно, условием, необходимым для обеспечения равновесия системы, является постоянство температуры и давления во всех ее частях.

Другим важным условием состояния равновесия является сосуществование фаз, определяющее наличие поверхности раздела фаз. Только в результате контакта фаз, осуществляемого на поверхности их раздела, система может прийти к состоянию равновесия.

Нарушение равновесия приводит к протеканию в системе процессов обмена массой и энергией. Если воздействие извне будет зафиксировано, то система вновь придет в состояние равновесия, но уже при новых условиях.

Состояние равновесия не зависит от относительных количеств фаз. Так, если удалить часть равновесных жидкой или паровой фазы, т.е. изменить соотношение масс этих фаз, то состояние равновесия не нарушится.

Таким образом, в системе, находящейся в равновесии, не протекают процессы, для осуществления которых необходим тепло- и массообмен.

Следовательно, для протекания процесса необходимо нарушить

состояние равновесия. Поэтому в любом массообменном процессе образовавшиеся равновесные фазы должны быть разделены и направлены на взаимодействие с потоками соответствующих фаз, не находящихся с ними в равновесии.

Поскольку в системе, стремящейся к состоянию равновесия, массо- и теплообмен осуществляется через поверхность раздела фаз, чем больше поверхность контакта фаз и чем более активно обновляется эта поверхность, тем быстрее завершается переход системы в состояние равновесия. Чем в большей степени состояние сосуществующих фаз отклоняется от условий равновесия, тем больше скорость массо- и теплообменных процессов в системе. В связи с этим по мере приближения системы к состоянию равновесия при неизменной поверхности контакта фаз скорость массо- и теплообменных процессов будет уменьшаться вследствие уменьшения движущей силы, обуславливающей этот обмен.

При рассмотрении состояния равновесия следует иметь в виду, что число твердых и жидких (взаимно нерастворимые жидкости) фаз в системе может быть любым, тогда как паровая (газовая) фаза может быть только одна, поскольку пары и газы смешиваются в любых соотношениях.

Состояние равновесия реализуется только при определенном сочетании значений параметров, характеризующих систему.

Число независимых параметров, которые могут быть выбраны произвольно, для того чтобы однозначно выявилось состояние равновесия, называется числом ее степеней свободы.

Состояние равновесия характеризуется правилом фаз Гиббса, которое определяет связь между числом степеней свободы системы, числом ее компонентов и числом фаз.

Математически правило фаз записывается в виде

$$L = n + 2 - N \quad (1.46)$$

где  $L$  – число степеней свободы системы;

$n$  – число компонентов;

$N$  – число фаз

В качестве степеней свободы системы могут выступать температура, давление, концентрации компонентов в соответствующих фазах, что характерно для процессов нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности.

Если в состоянии равновесия число степеней свободы равно нулю, то ни один из параметров, характеризующих состояние системы, не может быть выбран произвольно. При этом из уравнения (1.46) следует, что

$$N = n + 2 = N_{max} \quad (1.47)$$

т.е. число сосуществующих в равновесной системе фаз не может быть больше, чем  $n + 2$ . При этом получают вполне определенные значения температуры, давления и составов фаз.

## **ГЛАВА 2 ИСПАРЕНИЕ И КОНДЕНСАЦИЯ**

### **2.1 Сущность процессов испарения и конденсации**

Испарение – процесс перехода вещества из жидкого или твердого состояния в парообразное (газообразное). Испарение твердых тел – процесс непосредственного перехода при нагревании твердого тела в парообразное, минуя жидкое состояние, называют возгонкой или сублимацией.

Испарение лежит в основе многих процессов нефтегазопереработки при разделении веществ (например, ректификация, перегонка, нагрев сырья в трубчатых печах, регенерация растворителей), регазификации сжиженных газов, сушке.

Конденсация – процесс перехода вещества из парообразного состояния в жидкое; осуществляется путем охлаждения или сжатия и охлаждения пара при температурах ниже критических для данного вещества, при этом процесс сопровождается выделением теплоты конденсации. При конденсации резко уменьшается объем среды и образуется вакуум. Это обстоятельство обусловило использование конденсаторов для создания вакуума. Конденсация применяется для: получения в жидком виде продуктов, выводимых из аппаратов в парообразном состоянии; сжижения природных, попутных газов, паров хладагентов в холодильных установках и т.п.

Процесс частичного испарения жидкости или конденсации паров, проводимый для получения одного из продуктов обогащенного низкокипящим компонентом (НКК) или высококипящим компонентом (ВКК), называется перегонкой. Образующийся при этом в паровой фазе отгон, обогащенный НКК, подвергают в дальнейшем конденсации.

Испарение жидкости или конденсацию паров осуществляют различными способами: однократным, многократным и постепенным.

Однократное испарение (ОИ) и однократная конденсация (ОК). Эти процессы характеризуются тем, что образовавшиеся паровая и жидкая фазы не разделяются до окончания процесса, а при достижении конечной температуры их разделяют в один прием, однократно. При этом принимают,

что образовавшиеся паровая и жидкая фазы находятся в состоянии равновесия. Примером процесса ОИ является частичное испарение жидкого сырья, поступающего в ректификационную колонну из трубчатой печи.

Многokrатное испарение и многokrатная конденсация. Эти процессы состоят в неоднократном повторении процессов ОИ или ОК для более полного разделения исходной смеси. Так, многokrатное испарение состоит из повторяющегося процесса однократного испарения. Образовавшиеся при испарении пары отделяют в несколько ступеней. Причем во второй ступени осуществляется ОИ жидкой фазы, образовавшейся в первой ступени, а в третьей ступени – ОИ жидкой фазы, поступающей из второй ступени разделения, и т.д. Соответственно при многokrатной конденсации на последующую ступень разделения поступают пары, оставшиеся после отделения от них конденсата на предшествующей ступени разделения.

Постепенное испарение и постепенная конденсация. Эти процессы осуществляются так, что пары, образовавшиеся при испарении (или жидкость при конденсации), удаляются из системы непрерывно в момент их образования. Образовавшиеся в системе паровая и жидкая фазы всегда находятся в состоянии равновесия. Процессы постепенного испарения и конденсации можно рассматривать как предельный случай многokrатного процесса при бесконечно большом числе ступеней разделения. Примером процесса постепенного испарения является перегонка из куба периодического действия.

В промышленных установках процессы испарения и конденсации проводятся при изобарных или близких к ним условиях.

## ГЛАВА 3 ПЕРЕГОНКА ЖИДКОСТЕЙ

### 3.1 Сущность процесса перегонки

Перегонка жидкостей представляет собой процесс, в котором разделяемая жидкая смесь нагревается до кипения, а образующийся пар отбирается и конденсируется. 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 и состав жидкости, получающейся при конденсации пара, будут отличаться от состава начальной смеси: легколетучего (или низкокипящего – НК) компонента в паре будет содержаться больше, чем в перегоняемой жидкости. При этом концентрация труднолетучего (или высококипящего – ВК) компонента в неиспарившейся жидкости увеличивается.

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 труднолетучих веществ. Обычно простую перегонку используют для предварительного разделения, очистки веществ от примесей, смол, загрязнений. При этом сконденсированные пары называют дистиллятом, а оставшуюся неиспарившуюся 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.

### 3.2 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 применяют фракционную, или дробную перегонку (рис. 3.1, а).

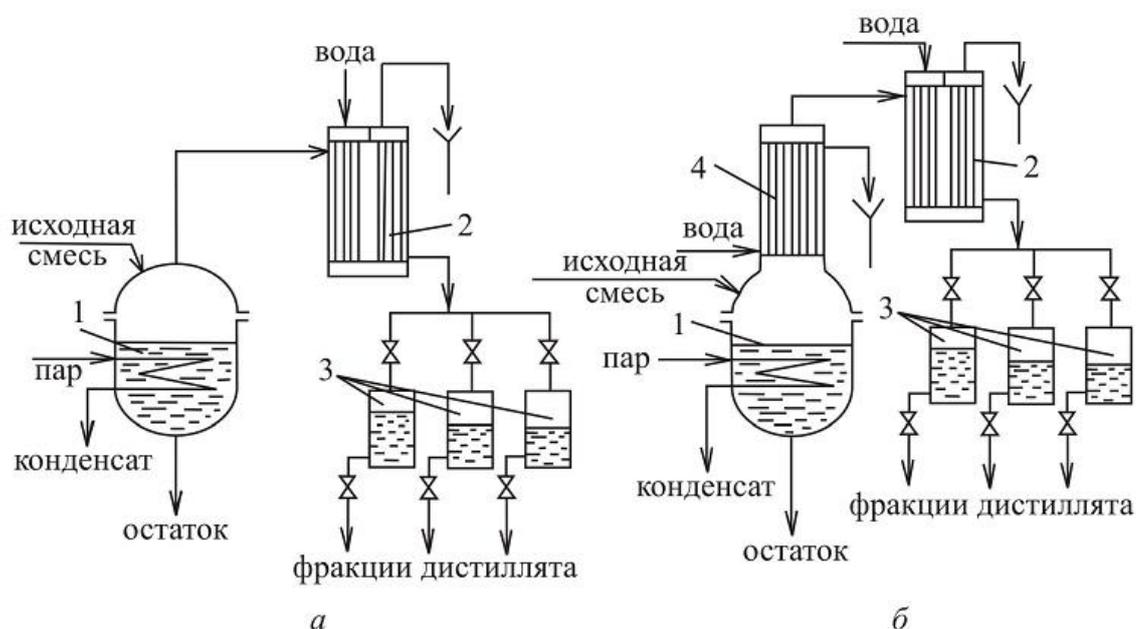


Рисунок 3.1. Схема установок для простой перегонки (а) и перегонки с дефлегмацией (б): 1 – кубы – кипятивники; 2 – конденсаторы – холодильники; 3 – сборники; 4 – дефлегматор

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.

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. 3.1, б).

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

Перегонка водяным паром. 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.

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.

Перегонку с водяным паром ведут обычно в кубах 1, снабженных паровой рубашкой, и барботером для ввода острого пара (рис. 3.2).

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.

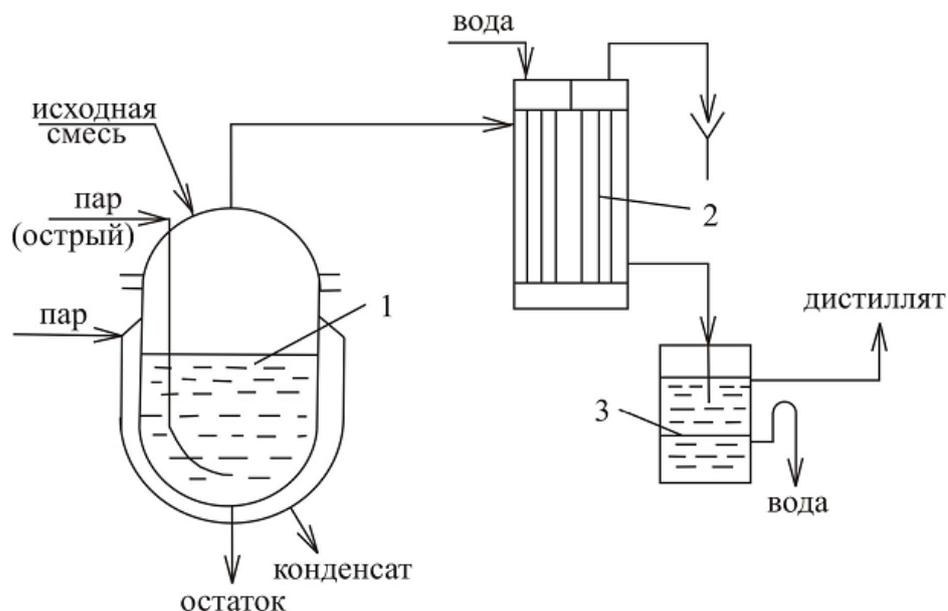


Рисунок 3.2. Схема установки для перегонки с водяным паром:  
1 – куб; 2 – конденсатор; 3 – отстойник

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 НКК попадут на эту стенку и конденсируются на ней.

При этом равновесие между жидкостью и паром не устанавливается, так как образовавшиеся пары сразу удаляются с поверхности жидкости. Образовавшийся конденсат (рис. 3.3) – 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.

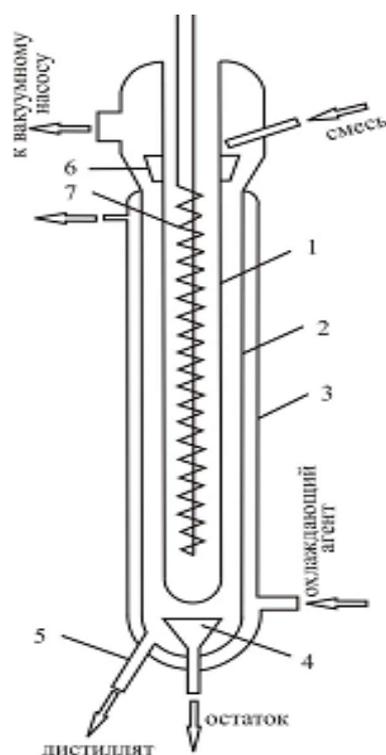


Рисунок 3.3. Схема устройства одноступенчатого аппарата для молекулярной дистилляции: 1 – испаритель; 2 – конденсатор; 3 – рубашка; 4,5 – выходы соответственно кубового остатка и дистиллята; 6 – распределитель пленки исходной смеси; 7 – нагреватель испарителя

### 3.3 Ректификация

#### 3.3.1 Сущность процесса ректификации двухкомпонентных смесей

Ректификацией называется диффузионный процесс разделения жидких смесей взаимно растворимых компонентов, различающихся по температурам кипения, который осуществляют путем противоточного, многократного контактирования неравновесных паровой и жидкой фаз.

Для получения продуктов с заданной концентрацией компонентов и высокими выходами используют процесс ректификации, который широко применяется в нефтегазопереработке, химической, нефтехимической и других отраслях промышленности.

Вступающие в контакт пары и жидкость при ректификации не находятся в равновесии, но в результате контакта фазы стремятся достичь его или приблизиться к этому состоянию. При этом происходит выравнивание

температур и давлений в фазах и перераспределение компонентов между ними. Контакт пара и жидкости, при котором система достигает состояния равновесия, называется идеальным или теоретическим, а устройство, обеспечивающее такой контакт – теоретической тарелкой.

Рассмотрим сущность процесса ректификации на примере разделения двухкомпонентной смеси при наличии теоретических тарелок (рис. 3.4).

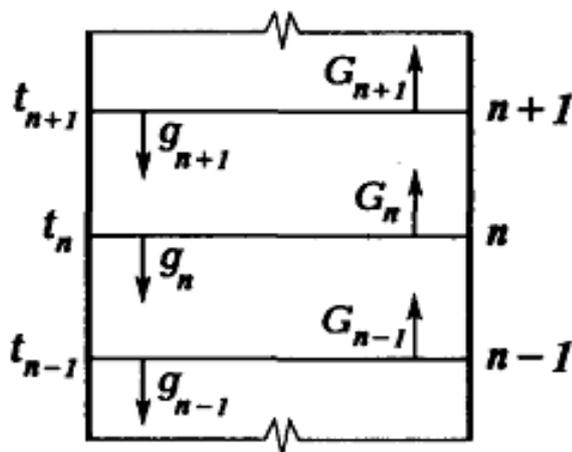


Рисунок 3.4. Схема контактирования пара и жидкости на теоретической тарелке

На каждую, например,  $n$ -ю тарелку с вышележащей тарелки стекает жидкость в количестве  $g_{n+1}$ , при температуре  $t_{n+1}$ , а с нижерасположенной тарелки поднимаются пары в количестве  $G_{n-1}$  при температуре  $t_{n-1}$ . При теоретическом контакте на  $n$ -й тарелке система достигает состояния равновесия, при этом пары  $G_n$  и жидкость  $g_n$  будут иметь одинаковую температуру  $t_n$ .

Для осуществления процесса ректификации необходимо, чтобы температура в колонне убывала в направлении движения потока паров (возрастала в направлении движения потока жидкости), т.е.

$$t_{n-1} > t_n > t_{n+1} \quad (3.1)$$

При контакте фаз в результате массообменных процессов температура паровой фазы снизится, часть паров конденсируется и концентрация НКК в них возрастет, а температура жидкой фазы увеличится, часть ее испарится, и

концентрация НКК в ней уменьшится.

При ректификации массообмен протекает в обоих направлениях. Если теплота испарения и теплоемкости разделяемых компонентов различаются незначительно, то массы парового и жидкостного потоков по высоте аппарата изменяются мало.

Очевидно, при многократном повторении таких противоточных контактов на верху аппарата можно получить пары, обогащенные в любой степени низкокипящим компонентом, а снизу отбирать жидкость, обогащенную высоко кипящим компонентом. Подобное контактирование осуществляется до тех пор, пока пар на верху колонны не приобретает заданного состава по НКК  $y_D$ , а жидкость внизу колонны не достигнет состава  $x_W$ .

Подобное контактирование фаз по схеме противотока в целом по аппарату осуществляется в ректификационных колоннах, заполненных различными контактными устройствами: тарелками, насадками и т.п.

### **3.3.2 Принципиальное устройство ректификационной колонны**

Схема ректификационной колонны приведена на рис. 3.5. В среднюю часть колонны поступает подлежащее ректификации сырье, нагретое до температуры  $t_F$ . Сырье может подаваться в колонну в виде жидкости, паров или смеси паров и жидкости. При входе сырья в колонну происходит процесс однократного испарения, в результате которого образуются пары  $G_F$  состава  $y_F^*$  и жидкость  $g_F$  состава  $x_F^*$ , находящиеся в равновесии.

Для обеспечения ректификации необходимо в верхней части колонны навстречу парам организовать поток жидкости (флегмы, орошения). Для этого на верху колонны тем или иным способом отнимается тепло  $Q_d$  (тепло парциального конденсатора). За счет этого часть паров, поднимающихся с верхней тарелки, конденсируется, образуя необходимый нисходящий поток жидкости.

В нижней части колонны нужно обеспечить восходящий поток паров. Для этого в низ колонны тем или иным способом подводится тепло  $Q_e$  (тепло

кипятильника). При этом часть жидкости, стекающей с нижней тарелки, испаряется, образуя поток паров.

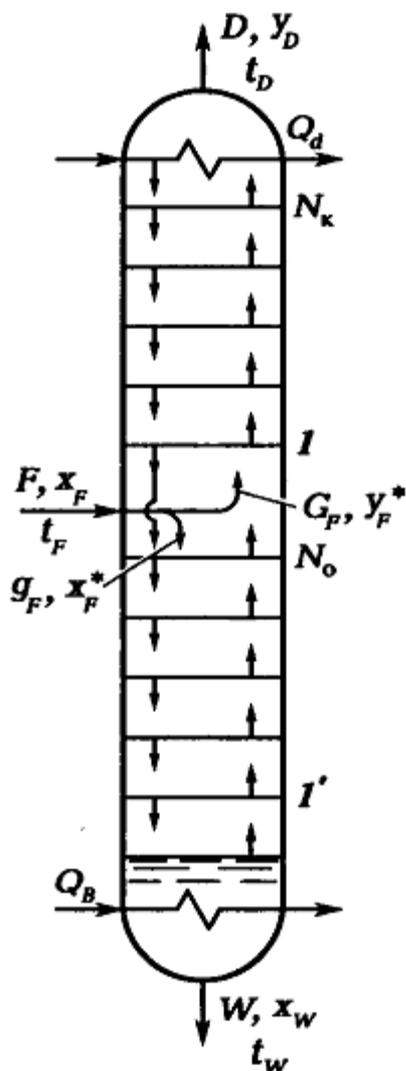


Рисунок 3.5. Принципиальная схема ректификационной колонны

При таком режиме самая низкая температура  $t_D$  будет вверху колонны, а самая высокая  $t_w$  – внизу колонны.

Отбираемый сверху колонны продукт  $D$ , обогащенный НКК, называется ректификатом (или дистиллятом), – а снизу колонны  $W$ , обогащенный ВКК, – остатком (или нижним продуктом).

Та часть колонны, куда вводится сырье, называется секцией питания, или эвапорационным пространством, часть ректификационной колонны, находящаяся выше ввода сырья – верхней, концентрационной или укрепляющей, а ниже ввода сырья – нижней, отгонной или исчерпывающей.

В обеих частях колонны протекает один и тот же процесс ректификации.

В зависимости от назначения колонны могут быть полными, т.е. иметь концентрационную и отгонную части, или неполными, имеющими одну из названных частей (рис. 3.6). Укрепляющая колонна имеет только верхнюю часть, и сырье подается в низ колонны (рис. 3.6, б). Отгонная колонна имеет только нижнюю часть, и сырье вводится на верхнюю тарелку (рис. 3.6, в).

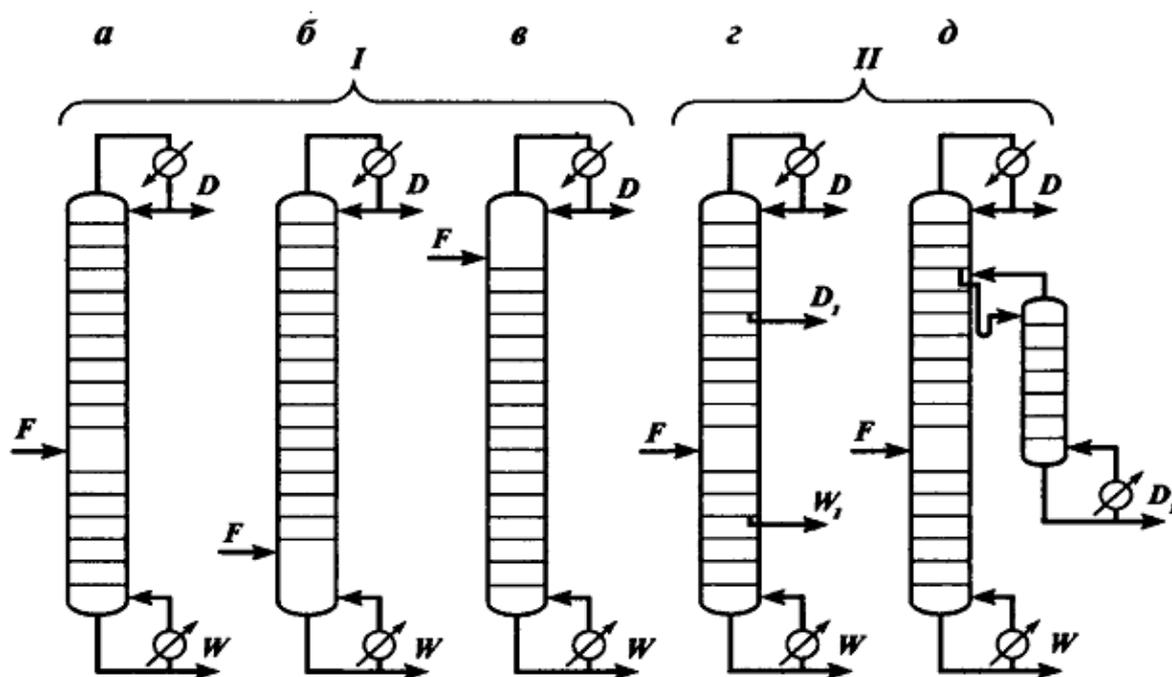


Рисунок 3.6. Схемы простых (I) и сложных (II) колонн:

а – полная; б – укрепляющая; в – отгонная; г – с отбором дополнительных продуктов из основной колонны; д – с отбором дополнительного продукта из отпарной колонны

Неполные колонны применяются в тех случаях, когда к чистоте нижнего продукта укрепляющей колонны или верхнего продукта отгонной колонны не предъявляются высокие требования. Наличие конденсатора и кипятильника в таких колоннах позволяет обеспечить необходимые жидкостные и паровые нагрузки.

Наряду с простыми колоннами, которые делят смесь на два продукта, различают также сложные колонны, в которых число отбираемых продуктов больше двух (рис. 3.6 г, д). Эти продукты могут выводиться из основной или из отпарных колонн в виде дополнительных боковых погонов.

### 3.3.3 Материальный баланс ректификационной колонны

Материальный баланс ректификационной колонны может быть составлен в массовых или мольных единицах, причем соответствующие балансовые уравнения имеют один и тот же вид. При установившемся режиме работы колонны массы всех потоков остаются неизменными (рис. 3.7). Ниже рассмотрен материальный баланс в массовых единицах.

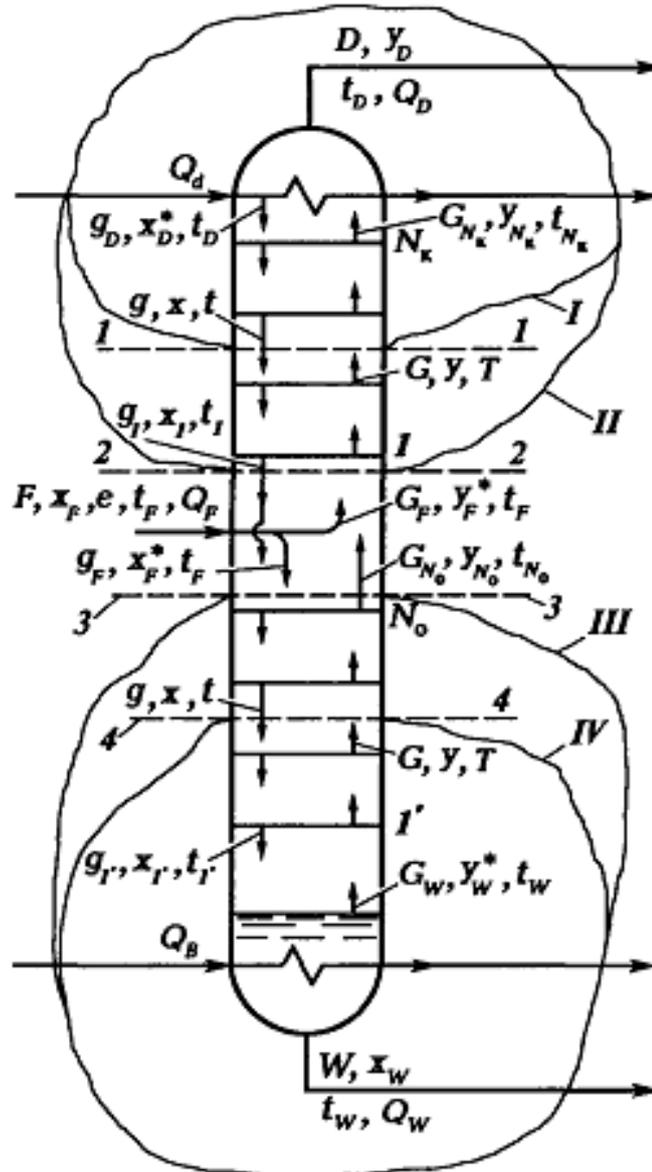


Рисунок 3.7. Схема потоков ректификационной колонны, используемая для составления материальных и тепловых балансов:  
I – IV – контуры для составления балансов; 1 – 4 – сечения

Примем следующие обозначения:

$F, x_F, e, t_F, Q_F$  – масса сырья, массовая концентрация НКК, доля отгона,

температура и количество тепла при входе сырья в колонну;

$G_F$  и  $g_F$ ,  $y_F^*$  и  $x_F^*$  – масса паровой части сырья и неиспарившейся жидкости, концентрация в них НКК;

$D$ ,  $y_D$ ,  $t_D$ ,  $Q_D$  – масса, концентрация, температура и количество тепла паров ректификата, уходящего с верха колонны;

$W$ ,  $x_W$ ,  $t_W$ ,  $Q_W$  – масса, концентрация, температура и количество тепла, отходящего с низа колонны остатка;

$g_D$ ,  $x_D^*$ ,  $t_D$  – масса, концентрация и температура жидкости (орошения, флегмы), стекающей из парциального конденсатора и находящейся в равновесии с парами D;

$G_{Nk}$ ,  $y_{Nk}$ ,  $t_{Nk}$  – масса, концентрация и температура паров, поднимающихся с верхней тарелки концентрационной части колонны;

$g$ ,  $x$ ,  $t$  – масса, концентрация и температура жидкости, поступающей в произвольное сечение 1 – 1 верхней или 3 – 3 нижней части колонны;

$G$ ,  $y$ ,  $T$  – масса, концентрация и температура паров, поступающей в произвольное сечение 1 – 1 верхней или 4 – 4 нижней части колонны;

$g_l$ ,  $x_l$ ,  $t_l$  – масса, концентрация и температура жидкости, стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны;

$G_{No}$ ,  $y_{No}$ ,  $t_{No}$  – масса, концентрация и температура паров, поднимающихся с верхней тарелки отгонной части колонны;

$g_l$ ,  $x'_1$ ,  $t'_1$  – масса, концентрация и температура жидкости, стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны;

$G_W$ ,  $y_W^*$ ,  $t_W$  – масса, концентрация и температура паров, поступающих под нижнюю тарелку отгонной части колонны и находящихся в равновесии с остатком W;

$Q_d$  – тепло, снимаемое на верху колонны (тепло орошения);

$Q_e$  – тепло, подводимое в низ колонны (тепло кипятильника).

Материальный баланс будет иметь вид:

$$F = D + W \quad (3.2)$$

для НКК

$$Fx_F = Dy_D + Wx_W \quad (3.3)$$

Подставив в последнее уравнение вместо  $W$  величину  $F - D$ , получим

$$Fx_F = Dy_D + (F - D)x_W \quad (3.4)$$

Тогда относительный отбор ректификата составит

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{y_D - x_W} \quad (3.5)$$

Соответственно относительный отбор остатка составит

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} = \frac{y_D - x_F}{y_D - x_W} \quad (3.6)$$

Из уравнений (3.5) и (3.6) следует, что внешние потоки колонны (сырье, ректификат и остаток) и концентрации в них компонентов взаимосвязанные величины и не могут устанавливаться произвольно.

Приведенные уравнения позволяют определить массовые расходы ректификата  $D$  и остатка  $W$  при заданных производительности колонны  $F$ , составе сырья  $x_F$  и четкости ректификации: концентрациях  $y_D$  и  $x_W$ .

### 3.3.4 Тепловой баланс колонны

При проведении процесса ректификации происходит обмен тепловой энергией между контактирующими паровой и жидкой фазами. Приходными статьями теплового баланса колонны являются тепло, вносимое сырьем  $Q_F$ , и тепло, подводимое в низ колонны через кипятильник  $Q_B$ . Расходными статьями является тепло, отводимое из колонны парами ректификата  $Q_D$ , жидким остатком  $Q_W$ , и тепло, отнимаемое потоком хладагента на верху колонны  $Q_d$  для образования флегмы (см. рис. 3.7).

Тепловой баланс колонны без учета теплотерь в окружающую среду запишется в виде

$$Q_F + Q_B = Q_D + Q_W + Q_d \quad (3.7)$$

Отдельные составляющие теплового баланса определяются выражениями

$$Q_F = F(1 - e)h_{tF} + FeH_{tF} = Fh_F \quad (3.8)$$

$$Q_B = G_W(H_{tW} - h_{tW}) = G_Wq_{исп} \quad (3.9)$$

$$Q_D = DH_{tD} \quad (3.10)$$

$$Q_W = Wh_{tW} \quad (3.11)$$

$$Q_d \approx g_D(H_{tD} - h_{tD}) = g_Dg_{конд} \quad (3.12)$$

При заданных составах и отборах ректификата и остатка потоки тепла  $Q_D$  и  $Q_W$  являются постоянными, поэтому уравнение (3.7) можно переписать в следующем виде:

$$Q_F + Q_B - Q_d = Q_D + Q_W = const \quad (3.13)$$

При неизменных температуре и составе сырья ( $Q_F = const$ ) из уравнения (1.13) получаем, что  $Q_B - Q_d = const$ . Отсюда следует, что изменения величин  $Q_B$  и  $Q_d$  могут происходить только в общем направлении (т.е. обе величины или увеличиваются, или уменьшаются) и разность их остается величиной постоянной.

Аналогичная зависимость наблюдается при постоянном подводе тепла в низ колонны ( $Q_B = const$ ), когда изменения величин  $Q_F$  и  $Q_d$  могут происходить только на одну и ту же величину  $Q_F - Q_d = const$  и в одинаковом направлении.

Из уравнения (3.13) также следует, что с повышением температуры исходного сырья при постоянной величине отвода тепла на верху колонны  $Q_d$

количество тепла, подводимого в низ колонны  $Q_B$ , должно на столько же уменьшиться, и наоборот.

### **3.3.5 Влияние технологических параметров на работу колонны**

Влияние температуры вводимого сырья на работу ректификационной колонны. Нормальная работа ректификационной колонны с получением ректификата и остатка заданных составов может быть обеспечена при различных состояниях сырья, подаваемого в колонну. Сырье может быть подано как в состоянии подогретой до температуры кипения жидкостью, так и перегретыми парами. Тепловое состояние сырья существенно влияет на потоки паров и жидкости в секции питания колонны и на работу колонны в целом, обуславливает необходимость съема определенного количества тепла в конденсаторе и (или) подвода тепла в кипятильнике.

При подаче в колонну жидкости, недогретой до температуры начала кипения, весь поток сырья смешивается в секции питания с потоком флегмы, стекающей с верхней тарелки концентрационной части колонны. На верхней тарелке отгонной части колонны сырьевой поток должен нагреваться до более высокой температуры за счет конденсации части паров, поступающих на эту тарелку. При этом весь поток паров, покидающий верхнюю тарелку отгонной части колонны, поступает в концентрационную часть колонны в неизменном состоянии.

Если сырье поступает в колонну при температуре начала кипения, т.е. только в жидкой фазе, то, как и в предыдущем случае, весь паровой поток из отгонной части колонны будет поступать в концентрационную часть колонны в неизменном состоянии. Однако вследствие более высокой температуры нагрева сырья степень конденсации паров на верхней тарелке отгонной части колонны будет меньше.

При вводе в колонну сырья в парожидкостном состоянии в секции питания колонны происходит смешение паровых и жидкостных потоков сырья как из отгонной, так и из концентрационной частей колонны. Поэтому при прохождении секции питания колонны происходит изменение составов

как жидкости, стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны, так и паров, поднимающихся с верхней тарелки отгонной части колонны.

Если температура сырья, поступающего в колонну, будет равна температуре его полного однократного испарения, то все сырье будет вводиться в колонну в виде насыщенных паров. В этом случае в отгонную часть колонны поступает флегма только из концентрационной части колонны, а поток паров является результатом смешения.

При нагреве сырья выше температуры полного однократного испарения произойдет перегрев паров. В отличие от предыдущего случая тепло перегрева паров должно быть снято в верхней части колонны при их контактировании с более холодной флегмой, стекающей по тарелкам концентрационной части колонны. Очевидно, чтобы не допустить чрезмерного повышения температуры флегмы, стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны, необходимо увеличить массу этой флегмы или понизить температуру флегмы в вышележащих сечениях концентрационной части колонны.

Рассмотренные особенности работы колонны при различных температурах вводимого сырья существенно влияют на размеры самой колонны, конденсатора и кипятильника, а также на расход и параметры теплоносителя и хладагента (температуру и давление). Поэтому для каждого случая должны быть выбраны оптимальные условия.

Влияние давления на процесс ректификации. Выбор давления в ректификационной колонне обусловлен главным образом необходимым температурным режимом: давление в колонне повышается по сравнению с атмосферным, когда необходимо повысить температуру в колонне, или понижается путем создания вакуума, когда температура в колонне должна быть снижена.

Необходимость повышения температуры, а следовательно, и давления в ректификационных колоннах возникает при разделении компонентов с

низкими температурами кипения, например, при ректификации таких низкомолекулярных углеводородов, как пропан, бутан, изобутан, пентан и др.

Путем подбора соответствующего давления в ректификационной колонне обеспечивают такой температурный режим, при котором для конденсации паров ректификата в качестве охлаждающих агентов можно использовать дешевые и легко доступные хладагенты – воду и атмосферный воздух. Так, например, при получении в качестве ректификата пропана при работе колонны под атмосферным давлением температура верха колонны будет равна минус 42 °С, тогда как при повышении давления до 1,9 МПа она возрастет до +55 °С, что позволит использовать в конденсаторе воду.

Увеличение температуры верха колонны при соответствующем повышении в ней давления приводит к уменьшению поверхности конденсатора вследствие роста средней разности температур между конденсирующимися парами ректификата и охлаждающим агентом.

Вместе с тем при повышении давления в колонне увеличивается и температура остатка, отбираемого из низа колонны. Это приводит к увеличению поверхности кипятильника вследствие уменьшения средней разности температур между теплоносителем и нижним продуктом колонны или к необходимости применения более высокотемпературного и более дорогого теплоносителя.

Понижение давления в ректификационной колонне путем создания вакуума позволяет снизить температуру в колонне, что бывает необходимо при разделении компонентов, обладающих высокими температурами кипения или термической нестабильностью. Так, например, благодаря созданию вакуума можно при температурах менее 400 °С осуществить ректификацию масляных дистиллятов, температуры кипения которых при атмосферном давлении могут превышать 500 °С, обеспечивая ведение процесса без заметного разложения. В случае ректификации с водяным

паром применение вакуума позволяет существенно сократить расход водяного пара.

Давление системы влияет также на коэффициенты относительной летучести компонентов смеси. Для большинства смесей эта характеристика с понижением давления увеличивается. Однако в некоторых случаях может наблюдаться и обратная зависимость. Увеличение коэффициента относительной летучести благоприятно сказывается на процессе ректификации, позволяя снизить количество орошения, уменьшить число тарелок в колонне или повысить четкость разделения компонентов.

Наиболее значительно ухудшаются условия ректификации в области высоких давлений, близких к критическому значению. В этом случае кривая равновесия фаз становится полой, так как величина коэффициента относительной летучести приближается к единице.

Давление в ректификационной колонне влияет также на ее производительность. С увеличением давления удельная производительность колонны растет. Однако при этом необходима большая толщина стенки корпуса колонны, кроме того, увеличиваются затраты на перекачку сырья, орошение и др.

### **3.3.6 Азеотропная и экстрактивная ректификация**

Легкость разделения компонентов при ректификации определяется величиной коэффициента относительной летучести  $\alpha$ , который для идеальных растворов определяется как отношение давления насыщенных паров разделяемых компонентов:

$$\alpha = P_1/P_2$$

Для близкикопящих компонентов давления их насыщенных паров сближаются, что приводит к уменьшению значения  $\alpha$  и разделение таких смесей обычной ректификацией становится затруднительным, так как при этом требуется большое число теоретических тарелок и большое флегмовое число.

Если компоненты образуют азеотропную смесь, т.е. смесь, кипящую при определенной температуре и имеющую  $\alpha = 1$ , применение обычной ректификации не позволяет разделить смесь на индивидуальные компоненты. В этом случае при любом составе исходной смеси, подвергаемой ректификации, в качестве одного из компонентов будет выступать азеотроп.

Таким образом, при достаточно большом числе тарелок и флегмовом числе смесь близкикопящих компонентов может быть разделена обычной ректификацией, тогда как разделение смеси, образующей азеотроп, этим методом вообще невозможно.

Для ряда смесей величина коэффициента относительной летучести может быть увеличена путем добавления к исходной смеси третьего компонента, называемого разделяющим агентом. Этот специально добавляемый компонент обладает различной растворимостью по отношению к разделяемым компонентам, что позволяет изменять относительную летучесть разделяемых компонентов за счет различного воздействия разделяющего агента на их коэффициенты активности.

Ректификация в присутствии разделяющего агента применяется при разделении близкикопящих смесей ароматических, парафиновых и нафтеновых углеводородов (например, отделение бензола, толуола и ксилолов от парафиновых и нафтеновых углеводородов), парафиновых и непредельных углеводородов (выделение изо- и нормального бутанов из смеси с бутенами и бутадиенами) и т.д.

В зависимости от летучести разделяющего агента по отношению к летучестям разделяемых компонентов процесс разделения осуществляется в виде азеотропной или экстрактивной ректификации.

Азеотропная ректификация заключается в осуществлении процесса ректификации в присутствии разделяющего агента, образующего с компонентами разделяемой смеси один или несколько азеотропов, которые преимущественно отбираются в виде ректификата. В качестве кубового

остатка отбирается один компонент или смесь компонентов с минимальным содержанием разделяющего агента.

При экстрактивной ректификации применяется разделяющий агент, относительная летучесть которого низка по сравнению с компонентами разделяемой смеси. Поэтому в процессе экстрактивной ректификации практически весь разделяющий агент отводится с кубовым продуктом. В ректификат обычно переходит незначительное количество разделяющего агента.

Образование азеотропных смесей разделяющего агента с компонентами разделяемой смеси нежелательно, если мы хотим избежать значительного загрязнения ректификата разделяющим агентом. Процесс образования такой азеотропной смеси, разделяющего агента с компонентом, отбираемым в ректификат, которая затем легко разделяется, например, расслаиванием, получил название азеотропно-экстрактивной ректификации.

Применение азеотропной и экстрактивной ректификации в промышленности определяется в основном экономическими показателями процесса. Эксплуатационные затраты на ректификацию с разделяющим агентом в значительной степени зависят от относительного количества разделяющего агента, циркулирующего в системе, и затрат на его регенерацию.

С увеличением удельного расхода разделяющего агента возрастают энергозатраты на нагрев и перекачку, а при азеотропной ректификации – на испарение разделяющего агента и его конденсацию.

Расход разделяющего агента зависит главным образом от состава сырья. Так, при азеотропной ректификации расход разделяющего агента увеличивается с повышением в сырье концентрации тех компонентов, которые отбираются в ректификат. При экстрактивной ректификации, наоборот, расход разделяющего агента возрастает при повышении в сырье концентрации компонентов, отбираемых в виде кубового продукта.

Разделяющий агент, используемый при азеотропной и экстрактивной ректификации, должен удовлетворять следующим основным требованиям:

- 1) обеспечивать возможно большее повышение коэффициента относительной летучести разделяемых компонентов;
- 2) сравнительно легко регенерироваться;
- 3) хорошо растворять разделяемые компоненты, чтобы исключить расслаивание жидкой фазы при температурном режиме в колонне, поскольку это может привести к ухудшению процесса разделения;
- 4) быть термически стабильным, не вступать в химическую реакцию с компонентами смеси, не вызывать коррозии аппаратуры, не быть токсичным, иметь невысокую стоимость.

Применяемые в промышленности разделяющие агенты только в той или иной степени удовлетворяют перечисленным требованиям. При разделении парафиновых и ароматических углеводородов с помощью азеотропной ректификации в качестве разделяющего агента применяют метанол, этанол, метилэтилкетон и др., а при экстрактивной ректификации – фенол, фурфурол и др.

Особенности процессов азеотропной и экстрактивной ректификации определяют различия их технологического оформления, связанные главным образом с регенерацией разделяющего агента.

При азеотропной ректификации разделяющий агент выводится в виде азеотропных смесей, поэтому его регенерация может вызвать определенные затруднения. В этой связи для азеотропной ректификации стараются использовать разделяющие агенты, которые обладают ограниченной растворимостью в компонентах, отбираемых в ректификат. Тогда отделение разделяющего агента от целевых компонентов может быть выполнено путем расслаивания охлажденного ректификата. Один слой представляет собой разделяющий агент, возвращаемый в колонну, второй слой – обогащенный целевым компонентом раствор с примесью разделяющего агента. Разделяющий агент может быть выделен во второй колонне в виде азеотропа,

который после конденсации и охлаждения направляется на расслаивание. Из низа колонны получают практически чистый целевой компонент.

На рис. 3.8 приведена схема установки для азеотропной ректификации в случае, когда разделяющий агент и целевые компоненты, отбираемые в ректификат, образуют расслаивающую систему.

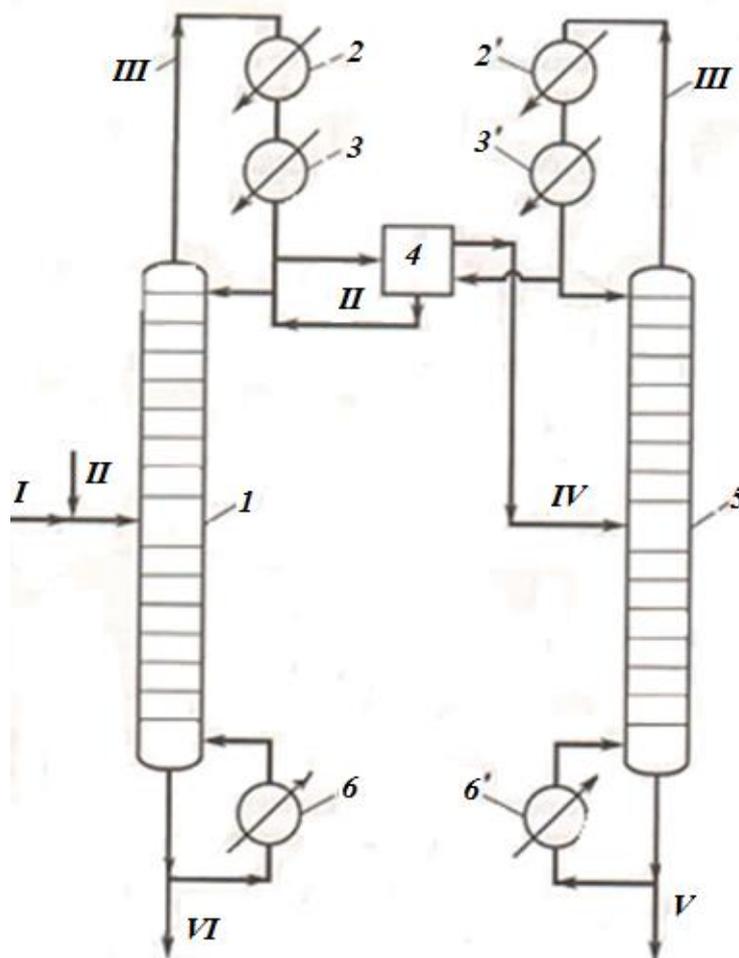


Рисунок 3.8. Схема установки для азеотропной ректификации:  
 1 – колонна для азеотропной ректификации; 2, 2' – конденсаторы; 3, 3' – холодильники; 4 –  
 расслаиватель; 5 – колонна, для регенерации разделяющего агента;  
 6, 6' – кипятильники. Потoki: I – исходная смесь; II – разделяющий агент; III – азеотроп;  
 IV – смесь низкокипящих компонентов и разделяющего агента; V – низкокипящий  
 компонент; VI – высококипящий компонент

Исходная смесь с разделяющим агентом подается в колонну 1, где высококипящие компоненты отбираются в виде кубового продукта. Азеотропная смесь после конденсации в конденсаторе 2 и охлаждения в холодильнике 3 поступает в расслаиватель 4, из которого один поток (в

основном разделяющий агент) возвращается в колонну 1, а второй (смесь низкокипящих компонентов и разделяющего агента) направляется в регенерационную колонну 5. Из колонны 5 низкокипящие компоненты отбираются в виде кубового продукта, а разделяющий агент в виде азеотропа, который после конденсации в конденсаторе 2' и охлаждения в холодильнике 3' направляется в расслаиватель 4.

Таким образом, разделяющий агент рециркулирует через верхние части обеих колонн и расслаиватель 4.

В процессе экстрактивной ректификации применяется малолетучий разделяющий агент, поэтому его регенерация обычно осуществляется без затруднений путем обычной ректификации. Разделяющий агент отбирается в виде кубового продукта и вновь подается в колонну экстрактивной ректификации.

На рис. 3.9 приведена схема установки для экстрактивной ректификации. Разделяющий агент подается в верхнюю часть колонны 1, из которой низкокипящие компоненты отбираются в виде ректификата. Кубовый продукт – смесь высококипящих компонентов и разделяющего агента направляется в колонну 3, из которой высококипящие компоненты отбираются в виде ректификата. Разделяющий агент, отбираемый в виде кубового продукта, возвращается насосом 5 в колонну 1.

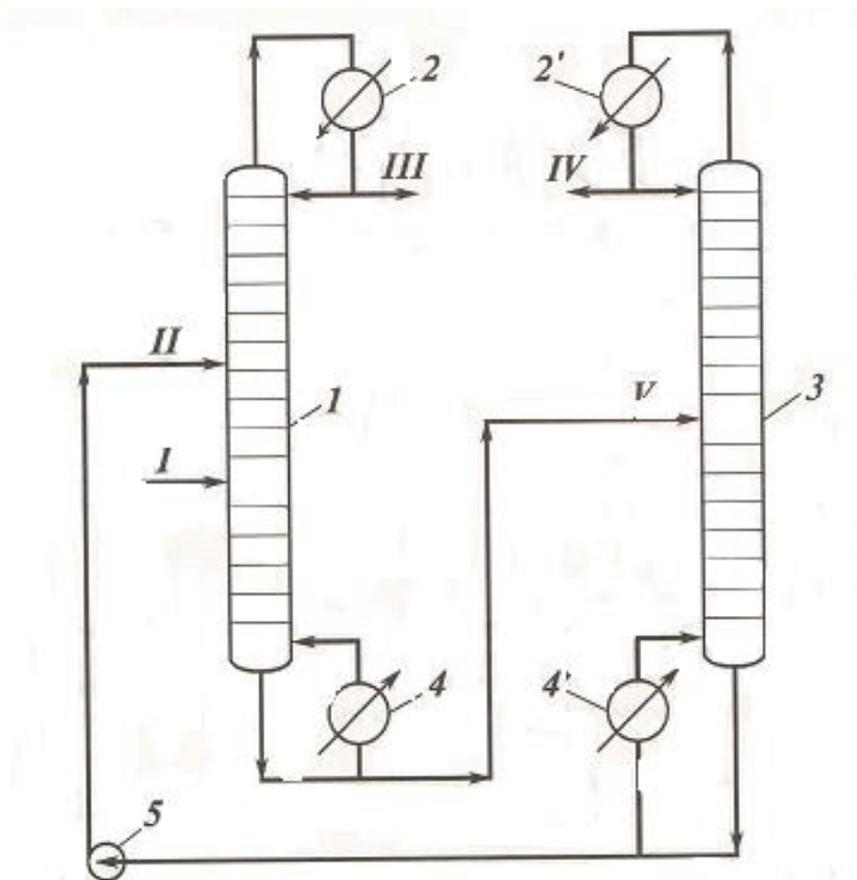


Рисунок 3.9. Схема установки для экстрактивной ректификации:  
 1 – колонна для экстрактивной ректификации; 2, 2' – конденсаторы; 3 – колонна для регенерации разделяющего агента; 4, 4' – кипятильники; 5 – насос.  
 Потoki: I – исходная смесь; II – разделяющий агент; III – низкокипящий компонент; IV – высококипящий компонент; V – смесь высококипящих компонентов и разделяющего агента

## ГЛАВА 4 АБСОРБЦИЯ

### 4.1 Физическая сущность процесса абсорбции

Абсорбция – процесс избирательного поглощения компонентов газовой смеси жидким поглотителем (абсорбентом). Процесс абсорбции происходит в том случае, когда парциальное давление извлекаемого компонента в газовой смеси выше, чем в жидком абсорбенте, вступающем в контакт с этим газом, т.е. для протекания абсорбции необходимо, чтобы газ и абсорбент не находились в состоянии равновесия. Различие в парциальном давлении извлекаемого компонента в газе и жидкости является той движущей силой, под действием которой происходит поглощение (абсорбция) данного компонента жидкой фазой из газовой фазы. Чем больше эта движущая сила, тем интенсивнее переходит этот компонент из газовой фазы в жидкую.

По своей природе различают два вида абсорбции: физическую, при которой извлечение компонентов из газа происходит благодаря их растворимости в абсорбентах и химическую (хемосорбцию), основанную на химическом взаимодействии извлекаемых компонентов с активной частью абсорбента. Скорость физической абсорбции определяется диффузионными процессами, скорость хемосорбции зависит от скорости диффузии и химической реакции.

Поглощение компонентов газовой смеси при абсорбции сопровождается выделением тепла, величина которого пропорциональна массе и теплоте растворения поглощенных компонентов.

Процесс абсорбции обратимый, поэтому он используется не только для получения растворов газов в жидкостях, но и для разделения газовых смесей. При этом после поглощения одного или нескольких компонентов газа из газовой смеси необходимо произвести выделение из абсорбента поглощенных компонентов т.е. десорбцию.

При выборе абсорбента учитывают состав разделяемого газа, давление и температуру процесса, производительность установки. Выбор абсорбента определяется также его селективностью, поглотительной способностью,

коррозионной активностью, стоимостью, токсичностью и другими факторами.

В нефтяной и газовой промышленности процесс абсорбции применяется для разделения, осушки и очистки углеводородных газов. Из природных и попутных нефтяных газов путем абсорбции извлекают этан, пропан, бутан и компоненты бензина; абсорбцию применяют для очистки природных газов от кислых компонентов – сероводорода, используемого для производства серы, диоксида углерода, серооксида углерода, сероуглерода, тиолов (меркаптанов) и т.п.; с помощью абсорбции также разделяют газы пиролиза и каталитического крекинга и осуществляют санитарную очистку газов от вредных примесей.

В качестве абсорбентов при разделении углеводородных газов используют бензиновые или керосиновые фракции, а в последние годы и газовый конденсат, при осушке – диэтиленгликоль (ДЭГ) и триэтиленгликоль (ТЭГ). Для абсорбционной очистки газов от кислых компонентов применяют N-метил-2-пирролидон, гликоли, пропиленкарбонат, трибутилфосфат, метанол; в качестве химического поглотителя используются моно- и диэтаноламины.

В отличие от ректификации процесс абсорбции протекает в основном однонаправленно, т.е. абсорбент можно считать практически нелетучим. В случае абсорбции многокомпонентной газовой смеси на некоторой ее стадии отдельные компоненты могут вытесняться другими поглощаемыми компонентами. В результате наряду с процессом абсорбции будет протекать процесс частичной десорбции некоторых компонентов, что приведет к распределению компонентов между газовой и жидкой фазами, обусловленному обоими указанными процессами.

#### **4.2 Принципиальные схемы абсорбционных установок**

В промышленности процессы абсорбции и десорбции обычно осуществляются на одной установке, обеспечивающей непрерывную

регенерацию и циркуляцию абсорбента по замкнутому контуру между абсорбером и десорбером (рис. 4.1).

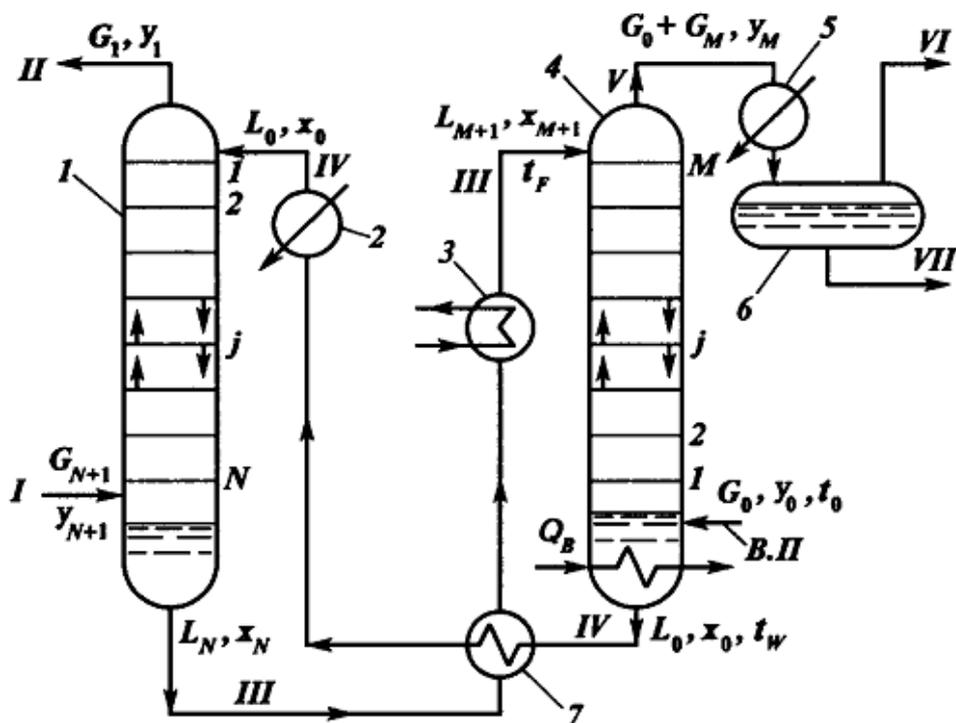


Рисунок 4.1. Принципиальная схема абсорбционно-десорбционной установки: 1 – абсорбер; 2 – холодильник; 3 – подогреватель; 4 – десорбер; 5 – конденсатор; 6 – емкость; 7 – теплообменник. Потoki: I – сырой газ; II – сухой (тощий) газ; III – насыщенный абсорбент; IV – регенерированный абсорбент; V – извлеченные компоненты; VI – несконденсированные газовые компоненты; VII – жидкий продукт

Поток газа  $G_{N+1}$  поступает в нижнюю часть абсорбера 1, а сверху подается поток свежего (регенерированного) абсорбента  $L_0$ . Непоглощенные компоненты газа  $G_1$ , уходят с верха абсорбера, а из его низа выводится поток насыщенного абсорбента  $L_N$ , который поступает через теплообменник 7 и подогреватель 3 на регенерацию в десорбер 4.

Регенерация осуществляется либо за счет подвода тепла  $Q_B$  в нижнюю часть десорбера, либо за счет ввода водяного пара. Регенерированный абсорбент, охлажденный в теплообменнике 7 и холодильнике 2, возвращается в абсорбер. В случае работы десорбера с подводом тепла его можно рассматривать как отгонную ректификационную колонну.

Такую схему применяют, когда абсорбент обладает высокой избирательностью и необходимо из смеси извлечь один компонент или одну целевую фракцию (например, извлечение из газа кислых компонентов, осушка газов). При переработке природных и попутных газов такие схемы не эффективны, так как не обеспечивают получение кондиционной товарной продукции.

На рис 4.2 показана схема абсорбционной установки для разделения природного и попутного нефтяного газов.

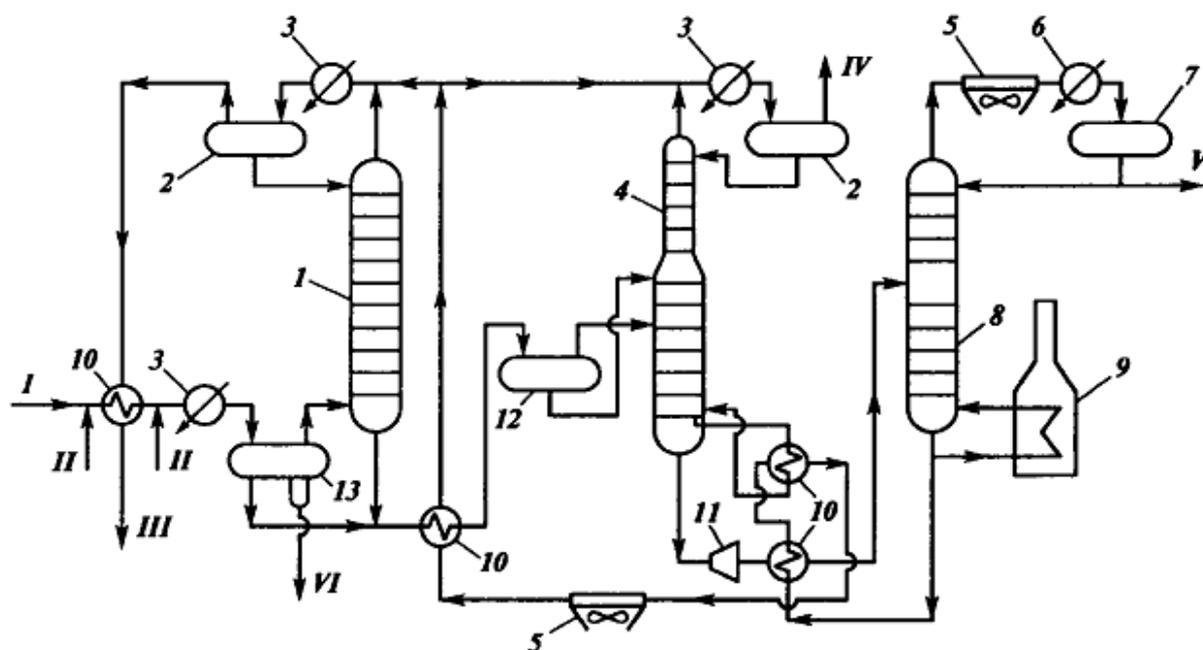


Рисунок 4.2. Схема абсорбционной установки для разделения природного и попутного нефтяного газов:

- 1 – абсорбер; 2 – емкость предварительно насыщенного абсорбента; 3 – холодильник (пропановый испаритель); 4 – абсорбционно-отпарная колонна (АОК); 5 – воздушный холодильник; 6 – водяной холодильник; 7 – емкость для орошения; 8 – десорбер; 9 – трубчатая печь; 10 – теплообменник; 11 – гидравлическая турбина; 12 – сепаратор; 13 – фазный разделитель. Потоки: I – сырой газ; II – исходный раствор гликоля; III – сухой газ; IV – топливный газ; V – нестабильный бензин; VI – на регенерацию

Сырой газ I поступает на установку при температуре 30–40 °С, пройдя систему сырьевых теплообменников 10 и холодильников 3, охлаждается до температуры абсорбции и поступает в фазный разделитель 13. Для удаления из газа паров воды на вход сырьевых теплообменников подается 70–80 %

раствор ДЭГа II. Из фазного разделителя газ подается на вход абсорбера 1, конденсат – на деэтаннизацию, а обводненный раствор ДЭГ – на регенерацию.

Регенерированный абсорбент контактирует с сухим газом после абсорбера в холодильнике 3, где он насыщается главным образом легкими углеводородами – этаном и метаном и подается в емкость предварительно насыщенного абсорбента 2. Из емкости 2 предварительно насыщенный абсорбент подается на верх абсорбера, а сухой газ III после сырьевых теплообменников отводится с установки.

Чтобы разгрузить десорбер от наиболее легких компонентов, используют комбинированный аппарат – фракционирующий абсорбер, или абсорбционно-отпарную колонну (АОК), нижняя часть которой работает как десорбер, обеспечивая удаление наиболее легких компонентов из основного потока абсорбента, а верхняя как абсорбер, обеспечивая улавливание из газа тяжелых компонентов, отпаренных в нижней части. АОК включается в технологическую схему между абсорбером и десорбером.

Насыщенный абсорбент в смеси с конденсатом из фазного разделителя проходит теплообменник 10, сепаратор 12 и двумя потоками подается в питательную секцию АОК. В нижнюю часть АОК подводится тепло, обеспечивающее частичную отпарку извлеченных из газа компонентов. Поток частично регенерированного абсорбента, пройдя гидравлическую турбину 11 и теплообменник 10, направляется в десорбер 8 для окончательной регенерации. Чтобы обеспечить извлечение в АОК соответствующих компонентов газа, в верхнюю часть АОК вводится свежий (регенерированный) абсорбент. В отличие от ректификационной колонны орошением АОК является вводимый со стороны абсорбент, а не конденсат паров ректификата. Применение АОК позволяет исключить конденсационное охлаждение и несколько упростить технологическую схему.

Для исключения уноса абсорбента из десорбера вместе с нестабильным бензином над ним устанавливают небольшую концентрационную ректификационную колонну, работающую, как и обычно, с орошением

конденсатом паров ректификата. С этой целью на верху колонны установлен воздушный холодильник 5, водяной холодильник 6 и емкость для орошения 7, из которой отбирается нестабильный бензин V. Работа такого десорбера аналогична работе АОК лишь с той разницей, что в качестве орошения подается не абсорбент, а конденсат паров ректификата: такой десорбер работает как обычная ректификационная колонна.

### **4.3 Основные факторы, влияющие на процессы абсорбции и десорбции**

Технико-экономические показатели разделения газов путем абсорбции зависят от выбора рабочих параметров абсорбера и десорбера. Рассмотрим некоторые общие положения, которыми необходимо руководствоваться при выборе оптимальных рабочих режимов этих аппаратов.

Установлено, что в процессе абсорбции одна и та же степень извлечения может быть достигнута при изменении таких основных параметров процесса абсорбции, как давление, температура, число тарелок и удельный расход абсорбента.

Повышение давления благоприятно сказывается на процессе абсорбции. Оно приводит к увеличению растворимости газа в абсорбенте, позволяет снизить удельный расход абсорбента и уменьшить число тарелок в абсорбере. Однако в случае необходимости предварительного сжатия газа возрастает расход потребляемой энергии, что часто лимитирует величину выбранного давления в аппарате.

Понижение температуры процесса абсорбции позволяет снизить удельный расход абсорбента и уменьшить необходимое число тарелок. В промышленных условиях температура абсорбции зависит главным образом от применяемого охлаждающего агента. В современных абсорбционных установках, обеспечивающих извлечение практически всех компонентов газа, включая этан, экономически оправдано ведение процесса при пониженных температурах с использованием специальных хладагентов: испаряющихся аммиака, пропана и др. В этом случае затраты на сооружение

и эксплуатацию специальных холодильных установок быстро окупаются за счет сокращения капитальных и эксплуатационных затрат на другое оборудование.

Число тарелок в абсорбере и удельный расход абсорбента взаимосвязаны. Увеличивая расход абсорбента, можно уменьшить число тарелок и наоборот. Увеличение числа тарелок приводит к увеличению высоты аппарата, обслуживающих металлоконструкций и затрат на транспортирование абсорбента в пределах установки.

Увеличение расхода абсорбента связано с дополнительными эксплуатационными расходами, обусловленными нагревом абсорбента перед подачей в десорбер, охлаждением абсорбента перед вводом его в абсорбер, увеличением расхода энергии на перекачку циркулирующего абсорбента. Кроме того, увеличиваются также капитальные затраты на подогреватели и холодильники.

Оптимальные рабочие условия для абсорбера определяют из технико-экономических расчетов установки. Как правило, более экономичным оказывается вариант работы с повышенным числом тарелок и сравнительно небольшим удельным расходом абсорбента, несколько превышающим минимальный его расход.

Технико-экономические показатели работы десорбера также зависят от температуры процесса, числа тарелок, расхода десорбирующего агента и давления в аппарате.

Повышение температуры при десорбции позволяет сократить расход десорбирующего агента, уменьшить число тарелок в аппарате. Однако с повышением температуры возрастает расход тепла на нагрев абсорбента и хладагента и на его охлаждение перед подачей в абсорбер, увеличиваются также размеры нагревателей, теплообменников и холодильников, требует проведения процесса при более высоком давлении.

При выборе давления в десорбере необходимо иметь в виду, что снижение давления благоприятно сказывается на процессе десорбции,

позволяя сократить расход десорбирующего агента и уменьшить число тарелок в десорбере. Однако возможная степень понижения давления в десорбере обусловлена возможностью конденсации десорбированных компонентов без дополнительного их сжатия.

#### **4.4 Конструкции абсорберов**

Абсорберы разделяют по способу контактирования взаимодействующих фаз на три группы: поверхностные, барботажные и распыливающие.

В поверхностных абсорберах поверхностью контакта фаз является зеркало жидкости или поверхность стекающей пленки (пленочные абсорберы). К этой группе относятся аппараты со свободной поверхностью; насадочные с насыпной и регулярной насадкой; пленочные, в которых пленка образуется при гравитационном стекании жидкости внутри вертикальных труб или на поверхности листов; механические пленочные с пленкой, формирующейся под действием центробежных сил.

В барботажных абсорберах поверхность контакта развивается потоками газа, распределяющегося в жидкости в виде пузырей и струй. К этой группе относятся аппараты со сплошным барботажным слоем с непрерывным контактом между фазами, тарельчатого типа, с подвижной (плавающей) насадкой, с механическим перемешиванием жидкости.

В распыливающих абсорберах поверхность контакта образуется путем распыления жидкости на мелкие капли. К этой группе относятся аппараты полые форсуночные, с распылением за счет энергии жидкости, скоростные прямоточные с распылением абсорбента за счет кинетической энергии движущегося с большой скоростью газового потока, механические с распылением жидкости быстро вращающимися элементами.

Отдельные типы аппаратов в зависимости от режима работы могут быть отнесены к одной или другой группе, например, насадочные абсорберы при инверсии фаз становятся барботажными аппаратами, а тарельчатые при работе в струйном режиме являются распыливающими.

Важными характеристиками, которые необходимо учитывать при выборе конструкции абсорбера, также являются гидравлическое сопротивление, диапазон возможного изменения нагрузок по газу и жидкости, время пребывания жидкости, чувствительность и склонность к загрязнениям.

В нефтегазовых производствах наиболее распространены тарельчатые и насадочные абсорберы.

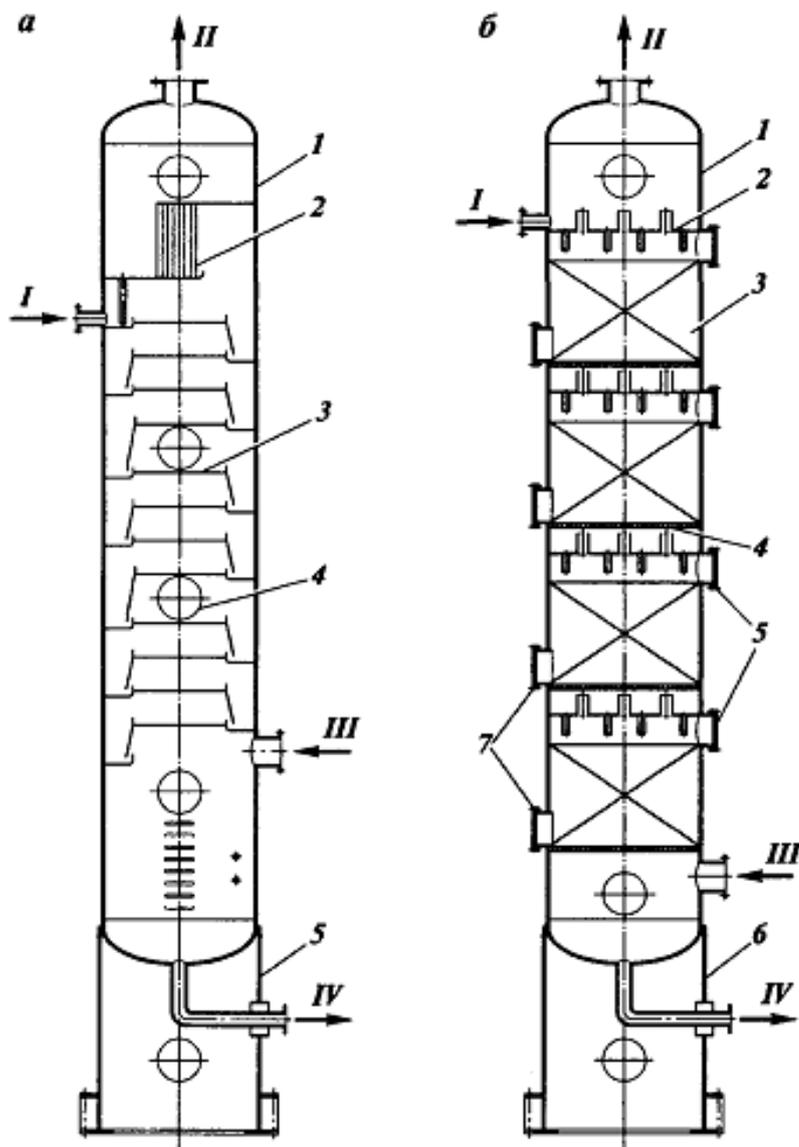


Рисунок 4.3. Абсорберы:

а – тарельчатый: 1 – корпус; 2 – каплеотбойник; 3 – тарелка; 4 – люк; 5 – опорная обечайка; б – насадочный: 1 – корпус; 2 – распределительная тарелка; 3 – насадка; 4 – опорная решетка; 5 – загрузочные люки; 6 – опора; 7 – люки выгрузки насадки.

Потоки: I – ненасыщенный абсорбент; II – сухой газ; III – сырой газ;

IV – насыщенный абсорбент

Тарельчатый абсорбер (рис. 4.3, а) представляет собой вертикальный аппарат, в верхней части корпуса 1 которого установлен каплеотбойник 2, предотвращающий унос абсорбента потоком газа. Контактное взаимодействие газового потока и абсорбента осуществляется на контактных тарелках 3 той или иной конструкции. Для ремонта и монтажа внутренних устройств абсорбера через 4–5 тарелок установлены люки-лазы 4 условным диаметром не менее 450 мм. В нижней части корпус аппарата приварен к опорной обечайке 5.

Насадочный абсорбер (рис. 4.3, б) в верхней части оснащен распределителем 2 регенерированного абсорбента. Слой насыпной или регулярной насадки опирается на опорную решетку 4. Для загрузки и выгрузки насадки служат люки 5 и 7.

Обычно давление в абсорберах при разделении нефтяных попутных газов составляет 1,6–2,0 МПа, а при извлечении компонентов природного газа, имеющего большее устьевое давление, 4,0–7,5 МПа. Температура зависит от применяемого хладагента и может составлять при извлечении пропана минус 40 °С, этана минус 80–100 °С. Диаметр промышленных абсорберов зависит от производительности и достигает 3 м, число тарелок составляет 30–40.

При промысловой очистке и осушке природного газа производительность по газу одного абсорбера достигает 10–35 млн м<sup>3</sup>/сут. Для таких условий работы предназначены специальные конструкции абсорберов.

В многофункциональный аппарат, состоящий из трех секций, исходный газ по тангенциально расположенному штуцеру поступает в первую по ходу газа секцию сепарации. Отделение капельной жидкости в этой секции осуществляется при прохождении газа через сетчатый отбойник и сепарационную тарелку, на которой установлены центробежные сепарирующие элементы. Вторая секция предназначена для осушки газа и включает четыре тарелки с контактными элементами центробежного типа.

Насыщенный гликоль собирается во внутренней емкости, откуда он отводится на регенерацию. Последняя по ходу газа секция улавливания гликоля образована сепарационной тарелкой и тарелкой, на которой установлены фильтр-патроны. Фильтр-патроны выполнены в виде перфорированного цилиндрического каркаса с намоткой 10–15 слоев стекловолна. Изнутри и снаружи слой фильтрующего материала закреплен двумя-тремя слоями рукавной сетки.

Принципиальная схема горизонтального абсорбера для очистки и осушки природного газа показана на рис. 4.4.

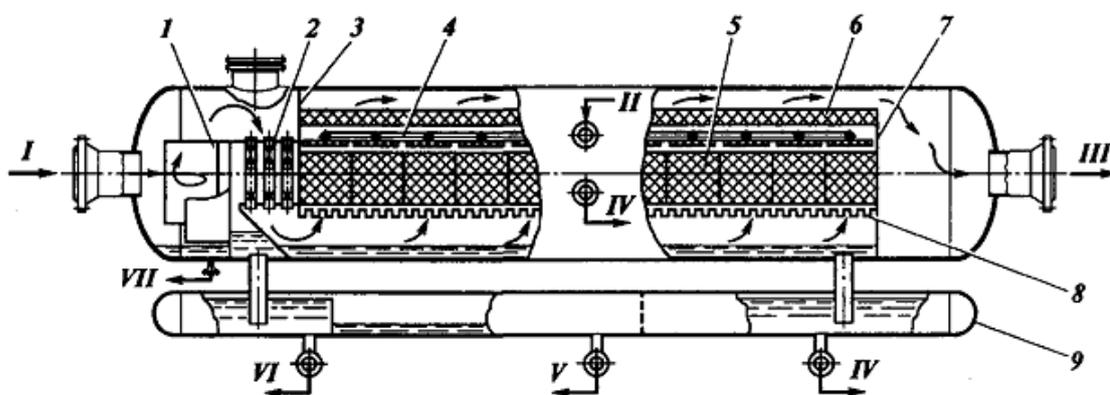


Рисунок 4.4. Принципиальная схема горизонтального абсорбера для очистки и осушки природного газа:

1 – тангенциальные сепараторы; 2 – центробежные сепараторы; 3, 7 – сегментные перегородки; 4 – оросители; 5 – насадка; 6 – каплеотбойник; 8 – распределительная решетка; 9 – фазный разделитель. Поток: I – сырой газ; II – регенерированный гликоль; III – сухой газ; IV – насыщенный гликоль; V – конденсат; VI – вода; VII – смесь пластовой воды и конденсата

Абсорбер включает ступень предварительной и тонкой сепарации для отделения механических примесей, пластовой воды и конденсата; ступень осушки газа диэтиленгликолем; сепарационный отсек для улавливания гликоля.

Сырой газ поступает в аппарат через осевой патрубков и подается в два тангенциальных сепаратора 1, где отделяется основная масса пластовой воды и конденсат, а газ отводится в центробежные сепараторы 2 тонкой очистки, которые он проходит сверху вниз. Выделенная жидкая фаза отводится в фазный разделитель 9, установленный под абсорбером.

Отсепарированный газ по сегментному каналу направляется под распределительную решетку 8, проходит ее и контактирует с диэтиленгликолем, который с помощью оросителей 4 подается в слой насадки 5. Абсорбер работает в режиме затопленной насадки. Осушенный газ проходит каплеотбойник 6 для улавливания капель унесенного диэтиленгликоля, отводится в выходную камеру и через осевой патрубок – в газопровод. Насыщенный абсорбент отводится на регенерацию частично из пространства, образованного между корпусом и боковыми вертикальными перегородками, а частично из фазного разделителя. Проведенные во ВНИИгазе опытно-промышленные испытания показали, что при диаметре горизонтального абсорбера 2,4 м и длине 26 м можно обработать до 35 млн. м<sup>3</sup>/сутки газа при давлении 8 МПа.

На установках подготовки газа с небольшими расходами можно использовать горизонтальный распыливающий абсорбер, схема которого показана на рис. 4.5.

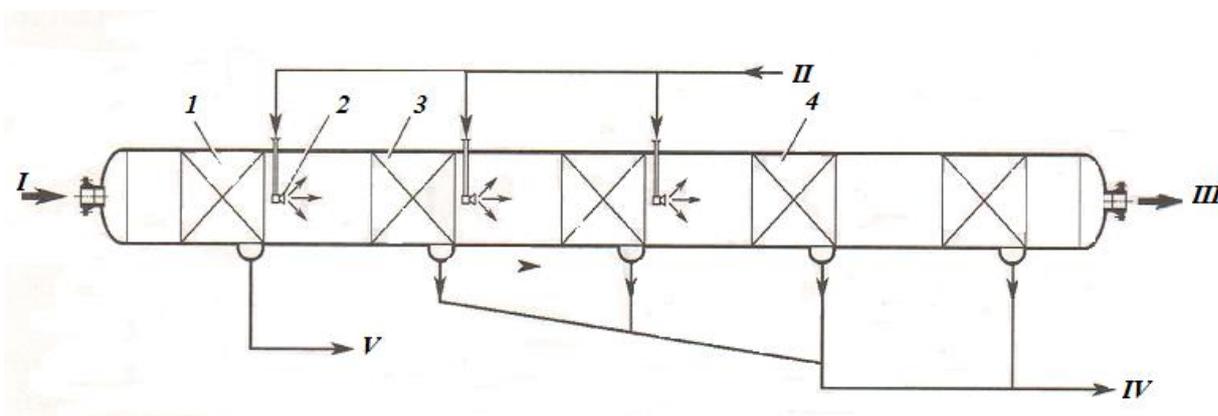


Рисунок 4.5. Принципиальная схема горизонтального распыливающего абсорбера для очистки и осушки природного газа:

1 – входной сепаратор; 2 – форсунка; 3 – сепаратор массообменной секции; 4 – концевой сепаратор. Потoki: I – сырой газ; II – регенерированный гликоль; III – сухой газ; IV – насыщенный гликоль; V – конденсат

Абсорбер состоит из массообменной секции и двух сепараторов входного и концевой. Сырой газ пройдя входной сепаратор 1 поступает в массообменную секцию, которая состоит из нескольких одинаковых контактных ступеней. На каждую ступень регенерированный абсорбент

подается через форсунку 2 и распыливается в потоке газа. Распыленный абсорбент благодаря большой поверхности контакта хорошо поглощает целевой компонент из газа. В каждой контактной ступени предусмотрен узел сепарации 3 для отделения насыщенного абсорбента. Для уменьшения потерь абсорбента на выходе из аппарата установлен концевой сепаратор 4.

Весьма прост по конструкции абсорбер с плоскопараллельной насадкой (рис. 4.6), в котором размещены вертикальные листы 1 из различных материалов (метал, пластмасса, натянутые на каркас ткань, пленка и т.п.).

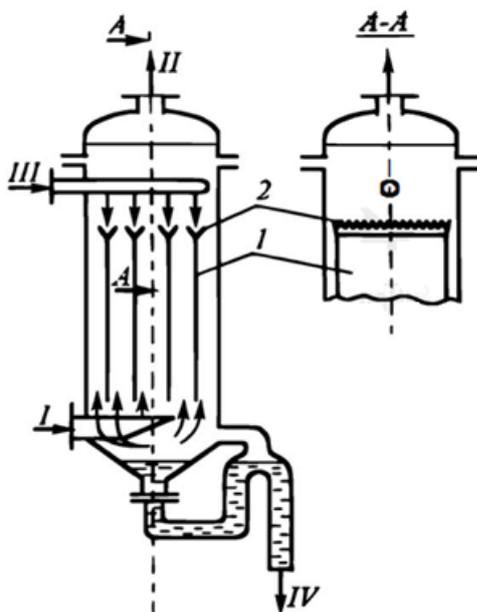


Рисунок 4.6. Пленочный абсорбер с плоскопараллельной (листовой) насадкой:  
 1 – листы насадки, 2 – распределительное устройство; I - загрязненный газ,  
 II – очищенный газ, III – свежий абсорбент, IV – отработанный абсорбент

Для организации равномерного смачивания листовой насадки с обеих сторон используют распределительные устройства 2. Прорези в верхних краях конических лотков обеспечивают достаточно высокую равномерность орошения по периметру листов. Жидкость через нижние части треугольных отверстий 2 вытекает в виде струй по обе стороны пластины. На некотором расстоянии от верхнего сечения эти струи сливаются в единую, образуя жидкостные пленки по обеим сторонам пластин 1.

## **ГЛАВА 5 ОСНОВНЫЕ ТИПЫ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ И АБСОРБЦИОННЫХ КОЛОНН**

### **5.1 Основы классификации аппаратов колонного типа**

Для контактирования потоков пара (газа) и жидкости в процессах ректификации и абсорбции применяются аппараты различных конструкций, среди которых наибольшее распространение получили вертикальные аппараты колонного типа. Размеры колонных массообменных аппаратов применяемых в промышленности, варьируются в широких пределах: диаметр колонн достигает 10 м, высота – 80 м. Для обслуживания колонных аппаратов при диаметрах больших 1 м их снабжают люками-лазами, при меньших диаметрах корпус колонны выполняют разборным из отдельных частей со съёмными днищами и фланцами. Ректификационные и абсорбционные аппараты колонного типа могут быть классифицированы в зависимости от рабочего давления, технологического назначения и типа контактных устройств.

В зависимости от применяемого давления колонные аппараты подразделяются на атмосферные, вакуумные и колонны, работающие под давлением.

К атмосферным колоннам обычно относят колонны, в верхней части которых рабочее давление незначительно превышает атмосферное и определяется сопротивлением коммуникаций и аппаратуры, расположенных на потоке движения паров ректификата после колонны. Давление в нижней части колонны зависит в основном от сопротивления ее внутренних устройств и может значительно превышать атмосферное (например, колонна для разделения смеси этилбензола и ксилолов).

В вакуумных колоннах давление ниже атмосферного (создано разрежение), что позволяет снизить рабочую температуру процесса и избежать разложения продукта (разделение мазута, производство стирола, синтетических жирных кислот и др.). Величина остаточного давления в колонне определяется физико-химическими свойствами разделяемых

продуктов и главным образом допустимой максимальной температурой их нагрева без заметного разложения.

В колоннах, работающих под давлением, величина последнего может значительно превышать атмосферное (колонны газофракционирующих установок, стабилизаторы, абсорберы и др.).

По технологическому назначению колонные аппараты подразделяются на колонны атмосферных и атмосферно-вакуумных установок разделения нефти и мазута, колонны установок вторичной перегонки бензинов, каталитического крекинга, установок газоразделения, установок регенерации растворителей при депарафинизации масел и др.

По типу внутренних контактных устройств различают тарельчатые, насадочные и пленочные колонные аппараты (рис. 5.1). Области применения контактных устройств определяются свойствами разделяемых смесей, рабочим давлением в аппарате, нагрузками по пару (газу) и жидкости и т.п.

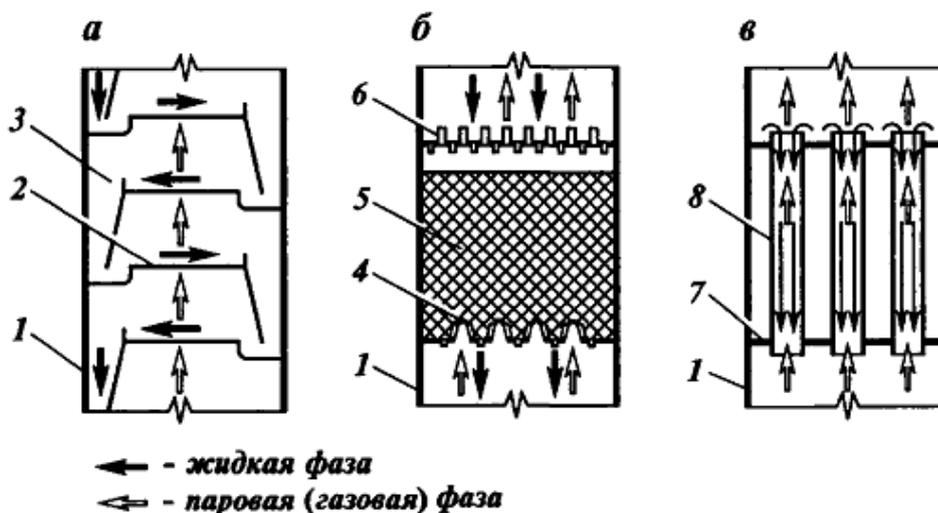


Рисунок 5.1. Схемы основных типов колонных аппаратов:  
 а – тарельчатый; б – насадочный; в – пленочный; 1 – корпус колонны; 2 – полотно тарелки; 3 – переточное устройство; 4 – опорная решетка; 5 – насадка; 6 – распределитель; 7 – трубная решетка; 8 – трубка

В тарельчатых аппаратах (рис. 5.1, а) контакт между фазами происходит при прохождении пара (газа) сквозь слой жидкости, находящейся на контактном устройстве (тарелке).

В насадочных колоннах (рис. 5.1, б) контакт между газом (паром) и жидкостью осуществляется на поверхности специальных насадочных тел, а также в свободном пространстве между ними.

В пленочной колонне (рис. 5.1, в) фазы контактируют на поверхности тонкой пленки жидкости, стекающей по вертикальной или наклонной поверхности.

В нефтегазопереработке в основном применяются тарельчатые колонны. Однако в последние годы в связи с созданием эффективных насадок возрос интерес и к насадочным колоннам, особенно это относится к вакуумным процессам, приобретающим в этом случае ряд положительных характеристик: низкое гидравлическое сопротивление, малая задержка жидкости, высокая эффективность в широком интервале изменения нагрузок по пару (газу) и жидкости и др.

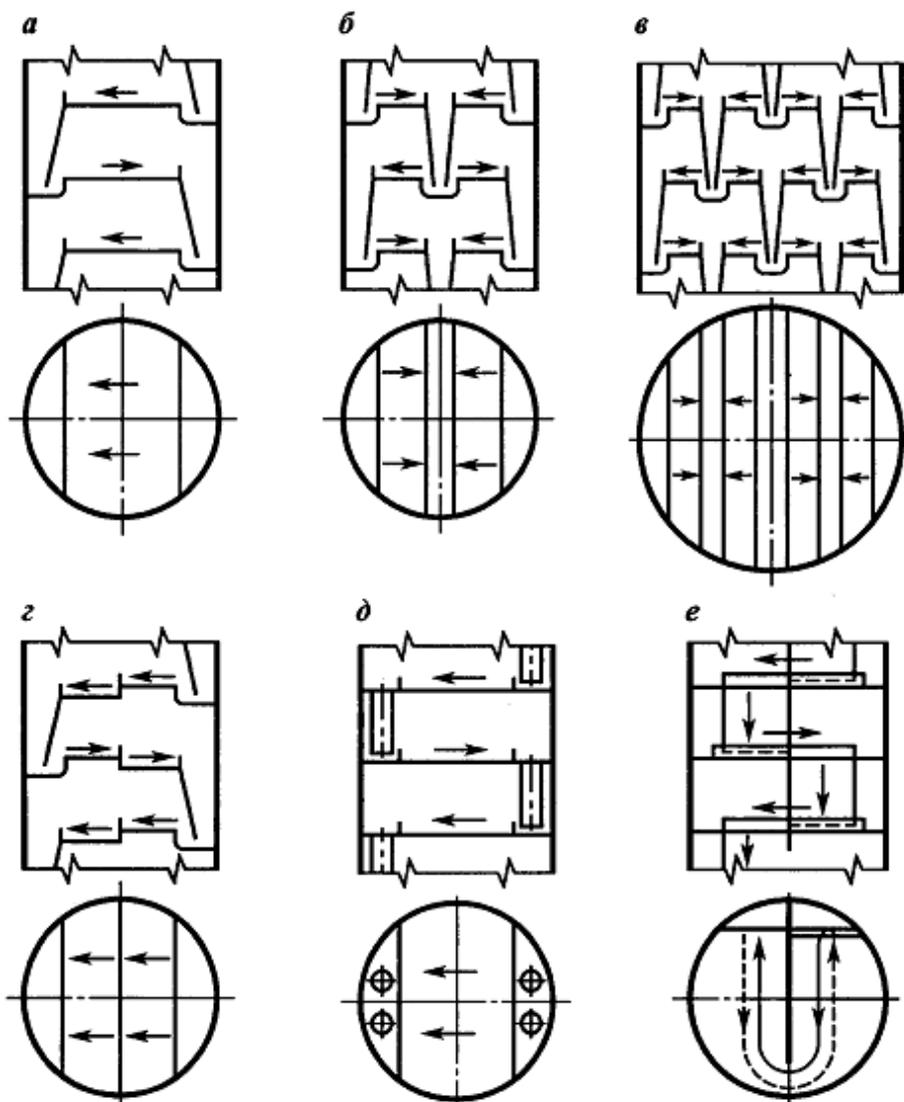
## **5.2 Тарельчатые колонны**

В ректификационных и абсорбционных колоннах применяются тарелки различных конструкций (колпачковые, клапанные, струйные, провальные и т.п.), существенно различающиеся по своим рабочим характеристикам и технико-экономическим данным. При выборе конструкции контактного устройства учитывают как их гидродинамические и массообменные характеристики, так и экономические показатели работы колонны при использовании того или иного типа контактных устройств.

Основные принципы классификации тарелок. В настоящее время в промышленной практике известны сотни различных конструкций тарелок, которые можно классифицировать по способу передачи жидкости с тарелки на тарелку, по способу взаимодействия жидкой и паровой (газовой) фаз, по характеру диспергирования взаимодействующих фаз, по конструкции устройства для ввода пара (газа) в жидкость и др.

По способу передачи жидкости различают тарелки со специальными переточными устройствами и тарелки провальные.

У тарелок со специальными переточными, устройствами жидкость перетекает с тарелки на тарелку отдельно от потока пара через специальные каналы (рис. 5.2). В зависимости от нагрузки по жидкости и технологического назначения колонны переток жидкости может осуществляться одним, двумя и более потоками (рис. 5.2, а–в). При применении тарелок с большим числом потоков следует учитывать, что при этом уменьшается длина пути жидкости на тарелке и, как следствие, снижается эффективность массопередачи. Колонна разбивается на несколько самостоятельных отсеков, что препятствует перераспределению пара по сечению аппарата в целом и ухудшает равномерность работы тарелок.



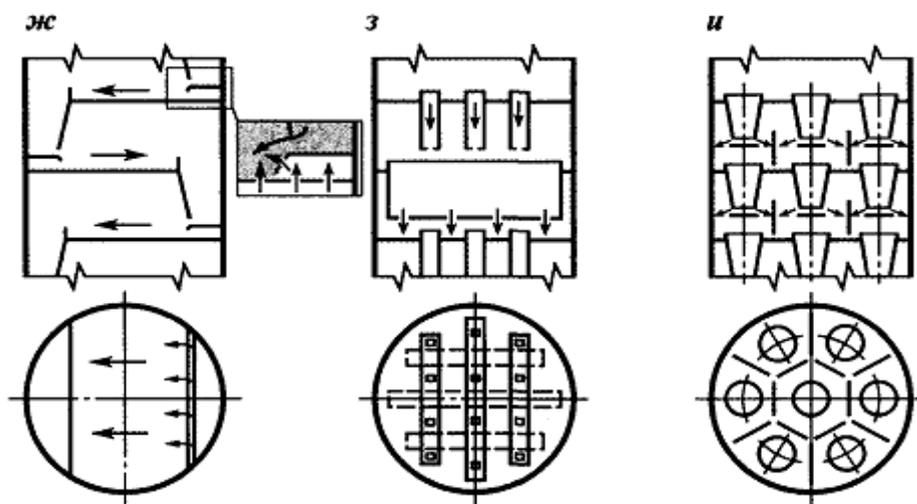


Рисунок 5.2. Различные схемы организации движения потока жидкости на тарелках с переливными устройствами:

- a* – однопоточная; *б* – двухпоточная; *в* – четырехпоточная; *г* – каскадная;  
*д* – с переливными трубами; *е* – с кольцевым движением жидкости на тарелке;  
*ж* – тарелка NYE фирмы "Glitsch"; *з* – многосливная тарелка фирмы «Union Carbide Corp.»; *и* – с двумя зонами контакта фаз

В пределах полотна тарелки течение жидкой фазы можно направить по горизонтальной поверхности или по слегка наклонной в сторону слива как в одном уровне, так и каскадом (рис. 5.2, *г*). Применение каскадных тарелок позволяет уменьшить значение градиента уровня жидкости  $\Delta$ , что обеспечивает в колоннах большого диаметра более эффективную работу тарелок. Однако в этом случае увеличивается расстояние между тарелками и усложняется конструкция полотна.

При низких значениях нагрузки по жидкости обычно используют переливные трубы (рис. 5.2, *д*) или специальные конструкции переливов с кольцевым движением жидкости на тарелке (рис. 5.2, *е*). В последнем случае корпус аппарата и полотно тарелки разделяются вертикальной перегородкой на две части, что позволяет вдвое уменьшить длину сливной перегородки и увеличить нагрузку по жидкости на единицу длины сливной перегородки.

Стремление увеличить производительность колонны по паровой фазе привело к разработке переливных устройств (рис. 5.2, *ж*), оснащенных в месте ввода жидкости на тарелку дополнительной горизонтальной

перегородкой, под которой располагаются контактные элементы (отверстия, клапаны и т. д.). Такая конструкция устраняет «мертвые» зоны под сливным карманом, что позволяет увеличить производительность колонны на 10–20 %.

Конструкции тарелок, приведенных на рис. 5.2, з и 5.2, и, оснащены специальными переливными устройствами, распределенными по полотну и не достигающими до нижележащей тарелки. Применение таких тарелок целесообразно при повышенных нагрузках по жидкости. Тарелки с двумя зонами контакта фаз (см. рис. 5.2, и) обеспечивают взаимодействие жидкости и пара как в барботажном слое на полотне тарелки, так и в стекающих струях, что увеличивает эффективность массопередачи.

Контакт между жидкой и паровой фазами осуществляется главным образом по схемам перекрестного тока (тарелки с переливными устройствами) (рис. 5.3, а) или противотока (провальные тарелки) (рис. 5.3, в). В последние годы получили распространение перекрестно-прямоточные контактные устройства, использующие сочетание перекрестного тока и прямотока в зоне контакта фаз, что в целом обеспечивает высокие показатели по производительности и эффективности (рис. 5.3, б). Скоростные прямоточные тарелки (рис. 5.3, г) обеспечивают контактирование пара и жидкости в закрученном восходящем потоке.

По характеру диспергирования взаимодействующих фаз различают тарелки барботажного и струйного типов. На тарелках пар (газ), диспергируясь на мелкие пузырьки и струи, с большой скоростью проходит через слой жидкости. Образующаяся при этом газожидкостная система называется пеной. Режим взаимодействия фаз, когда пар является дисперсной фазой, а жидкость сплошной фазой, называется барботажным, а тарелки, реализующие этот режим работы, называются барботажными. У барботажных тарелок элементы контактных устройств (колпачки, клапаны, отверстия) создают в слое жидкости движение пара почти в вертикальном

направлении. Барботажный режим имеет место при относительно небольших скоростях пара.

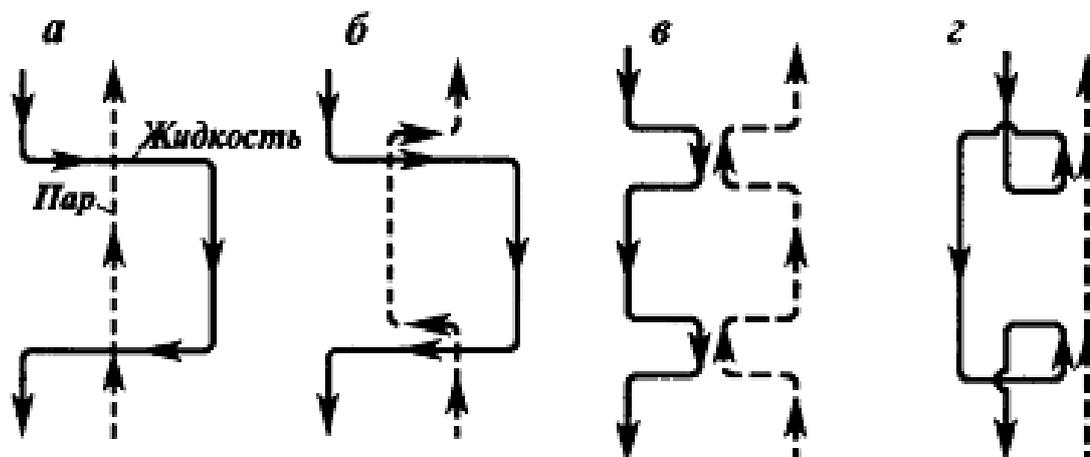


Рисунок 5.3. Основные схемы движения пара и жидкости в контактной зоне тарелки:  
 а – перекрестный ток; б – перекрестный прямоток; в – противоток;  
 г – прямоток

Тарелки барботажного типа могут иметь стесненное или свободное зеркало барботажа. У тарелок со стесненным зеркалом барботажа часть поверхности жидкости, через которую пар выходит в межтарельчатое пространство, занята контактными устройствами – желобчатыми или круглыми колпачками (примерно от 40 до 75 %), поэтому площадь для выхода пара из жидкости составляет 25– 60 % рабочей площади тарелки. У тарелок со свободным зеркалом барботажа устройства для ввода пара в жидкость размещены практически на одном уровне с полотном тарелки (отверстия, клапаны и т. п.), вследствие чего пар может выходить из слоя жидкости в межтарельчатое пространство практически в любом месте барботажного слоя. Площадь для выхода пара из жидкости в этом случае составляет 70–90 % рабочей площади тарелки.

При больших скоростях пара дисперсной фазой становится жидкость, а пар – сплошной фазой. Контакт между фазами осуществляется на поверхности капель и струй жидкости, движущихся в межтарельчатом пространстве с большой скоростью. Этот режим называется струйным, а

контактные устройства, основанные на этом принципе взаимодействия фаз, – струйными.

При струйном режиме контакт между паром (газом) и жидкостью осуществляется в прямотоке. Необходимо отметить, что при реализации чистого прямоточного движения контактирующих фаз, несмотря на значительное повышение производительности аппарата, эффективность такого взаимодействия в пределах отдельного контактного элемента обычно невысока и ограничена условиями достижения равновесия на выходе из области контактной зоны, где осуществляется прямоток фаз. Для повышения общей эффективности взаимодействия контактирующих фаз прибегают к различным способам локализации (компенсации) прямотока.

В зависимости от конструкции устройств для ввода пара в жидкость различают ситчатые (дырчатые), колпачковые, клапанные, язычковые (чешуйчатые) и другие типы тарелок.

Направление ввода газа (пара) в жидкость и характер взаимодействия фаз в зоне контакта оказывают существенное влияние на производительность и эффективность работы тарелки, а также на зависимость эффективности тарелки от нагрузки по пару.

Для повышения производительности тарелки используют для контактирования фаз прямоток, а для повышения эффективности взаимодействия фаз предпочитают перекрестный ток или противоток. Оптимальное сочетание указанных характеристик обеспечивает реализацию наиболее высоких эксплуатационных показателей тарельчатых контактных устройств.

### **5.2.1 Устройство и работа барботажной тарелки**

При диаметре колонного аппарата больше 1 м полотно тарелки выполняется разборным и состоит из отдельных секций шириной не более 420 мм, что обеспечивает возможность монтажа и ремонта с использованием люков-лазов минимального диаметра 450 мм.



Вследствие разности давлений  $p_1 > p_2$  между двумя смежными тарелками и наличия гидравлического затвора в переливном устройстве поток паров направляется через паровые патрубки под колпачки и через прорези в его нижних кромках поступает в слой жидкости на тарелке. При барботаже, т. е. прохождении газа (пара) сквозь слой жидкости, осуществляется контакт между фазами и протекает процесс массообмена между ними.

Данному рабочему режиму соответствует определенная степень открытия прорезей колпачков 1, которая обеспечивает пропуск паров, приходящихся на одну прорезь. При этом уровень жидкости под колпачком ниже, чем на полотне тарелки.

Поток паров при поступлении в слой жидкости прорезями колпачков разбивается на большое число отдельных струй, которые с большой скоростью входят в жидкость. В пространстве между смежными колпачками паровые и жидкостные струи, сталкиваясь, деформируются, образуя слой газожидкостной системы (пены) с сильно развитой поверхностью контакта фаз (рис. 5.4, б).

Для зоны пены III характерны наиболее развитая поверхность контакта и наиболее эффективный массообмен. Высота зоны пены возрастает с увеличением слоя жидкости на тарелке и скорости потока паров. Высота слоя пены на тарелке зависит от физических свойств жидкости, характеризующих ее способность к пенообразованию (поверхностное натяжение, плотности фаз). Вместе с тем необходимо иметь в виду, что при увеличении высоты слоя пены увеличивается гидравлическое сопротивление движению потока паров и вследствие уменьшения высоты сепарационного пространства  $H_c$  (расстояния от поверхности пены до вышележащей тарелки) возрастает унос жидкости на вышележащую тарелку. При максимальных рабочих нагрузках высота сепарационного пространства не должна быть меньше 100–150 мм.

В межтарельчатое сепарационное пространство вместе с потоком паров попадают капли жидкости различных размеров. Крупные капли, вследствие

того что скорость паров в межтарельчатом пространстве меньше их скорости витания, как правило, под действием силы тяжести вновь возвращаются в слой жидкости. Мелкие капли, скорость витания которых меньше скорости движения паров в межтарельчатом пространстве, а также часть крупных капель, получивших большую начальную скорость, транспортируются потоком паров на вышележащую тарелку, что и приводит к их уносу. Концентрация капель жидкости в межтарельчатом пространстве убывает в направлении движения паров. Поверхность контакта фаз в сепарационном пространстве барботажных тарелок в основном определяется поверхностью капель жидкости, вклад которой в массообмен незначителен.

Из рассмотренной схемы работы колпачковой тарелки следует, что на тарелке контакт между паровой и жидкой фазами осуществляется по схеме перекрестного тока: пары движутся снизу вверх, жидкость течет перпендикулярно направлению движения потока паров. В пространстве между смежными колпачками жидкость интенсивно перемешивается по высоте слоя, и концентрации ее в этих зонах выравниваются. Состав жидкости вдоль потока за счет массообмена меняется. Обычно принимают, что пар в межтарельчатом пространстве полностью перемешан, т.е. во всех точках поперечного сечения колонны состав его одинаков. Такое допущение справедливо для колонн относительно небольшого размера при достаточной величине межтарельчатого расстояния. Для колонн большого диаметра это допущение неправомерно. Однако на эффективность контакта фаз степень перемешивания пара в межтарельчатом пространстве оказывает значительно меньшее влияние, чем степень перемешивания жидкости на полотне тарелки.

Бесколпачковые барботажные тарелки (из S-образных элементов, клапанные, струйные, ситчатые), снабженные переливными устройствами, по принципу работы аналогичны работе колпачковой тарелки. У этих тарелок поток паров разбивается на струи в соответствии с числом отверстий, имеющих на тарелке. Слой жидкости удерживается на таких тарелках благодаря напору потока паров, проходящих через отверстия в полотне

тарелки. Высота слоя жидкости регулируется высотой сливной перегородки. При недостаточном напоре паров жидкость начинает стекать на нижележащую тарелку через те же отверстия, через которые проходит и пар, в связи с чем поддержание необходимого уровня жидкости на тарелке становится невозможным. Это приводит к значительному снижению эффективности контакта фаз.

Тарелки из S-образных элементов (рис. 5.5) являются разновидностью колпачковых тарелок и состоят из отдельных элементов, каждый из которых образует одновременно полость для паров и жидкости.

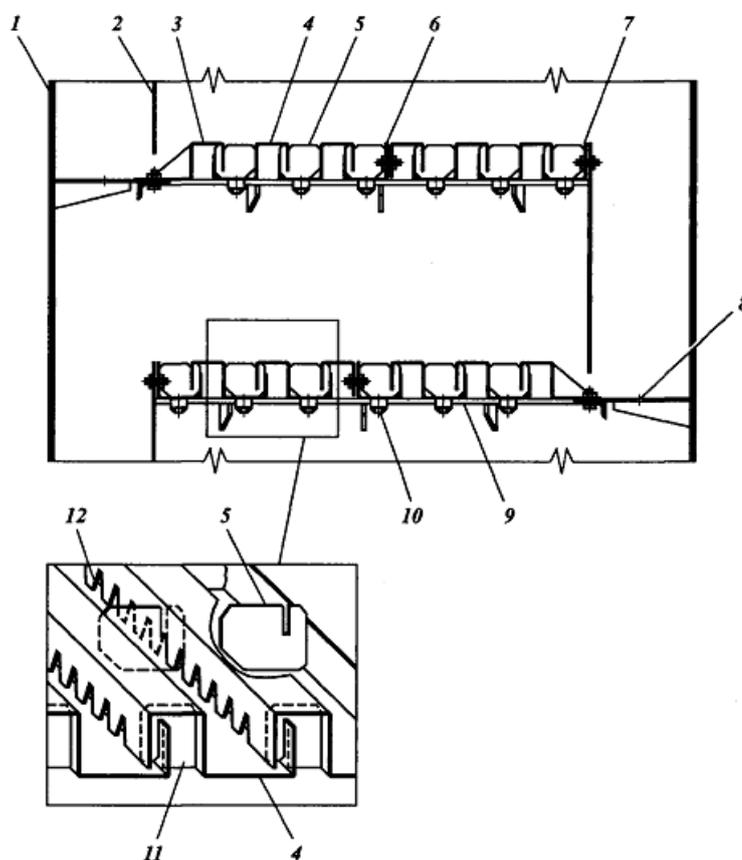


Рисунок 5.5. Конструкция тарелки из S-образных элементов:  
 1 – корпус колонны; 2 – сливная перегородка; 3 – паровой элемент; 4 – S-образный элемент; 5 – поперечные перегородки; 6 – разъемный S-образный элемент;  
 7 – жидкостный элемент; 8 – отверстие для слива жидкости; 9 – опорное кольцо;  
 10 – трубуцина; 11 – заглушки; 12 – прорези в S-образных элементах

В начале тарелки установлен паровой элемент 3, у слива с тарелки – жидкостный элемент 7. Вертикальная стенка части S-образного элемента 4, выполняющей роль колпачка, снабжена трапециевидными прорезями 12.

Паровая часть S-образного элемента с торцов перекрыта заглушками 11, препятствующими выходу пара в этом направлении. Для повышения жесткости конструкции и упрощения монтажа тарелки по длине S-образных элементов привариваются поперечные перегородки 5. При большом числе элементов вдоль потока жидкости в середине тарелки предусматривают разъемный S-образный элемент, что позволяет начинать разборку тарелки также и в средней части. Профиль S-образного элемента имеет повышенную жесткость, что позволяет изготавливать их из стального листа толщиной 2 мм и при диаметре колонны до 4000 мм не применять промежуточных опорных балок.

Жидкость движется единым потоком по тарелке в направлении к сливу, проходя над S-образными элементами и переливаясь через них. Пары проходят через прорези S-образных элементов, барботируют через жидкость и при этом способствуют ее движению по тарелке.

Клапанные тарелки. Отличительной особенностью клапанных тарелок является увеличение их свободного сечения по мере увеличения скорости газа. Благодаря этому скорость газа при его выходе в слой жидкости остается примерно постоянной вплоть до полного открытия клапана. Перекрытие отверстий тарелки саморегулирующимися клапанами позволяет расширить интервал рабочих нагрузок.

На рис. 5.6, а представлена конструкция тарелки с дисковыми клапанами. В отверстиях полотна 1 тарелки установлены дисковые клапаны 2, которые центрируются тремя, расположенными под углом  $120^\circ$ , направляющими 4, имеющими нижние ограничители подъема 5. Начальный зазор между кромкой диска клапана и полотном тарелки получают при помощи ограничителей 6. Для уменьшения гидравлического сопротивления в центре клапана выполнено коническое углубление 3, направленное навстречу потоку пара, что обеспечивает плавное обтекание паровым потоком диска клапана.

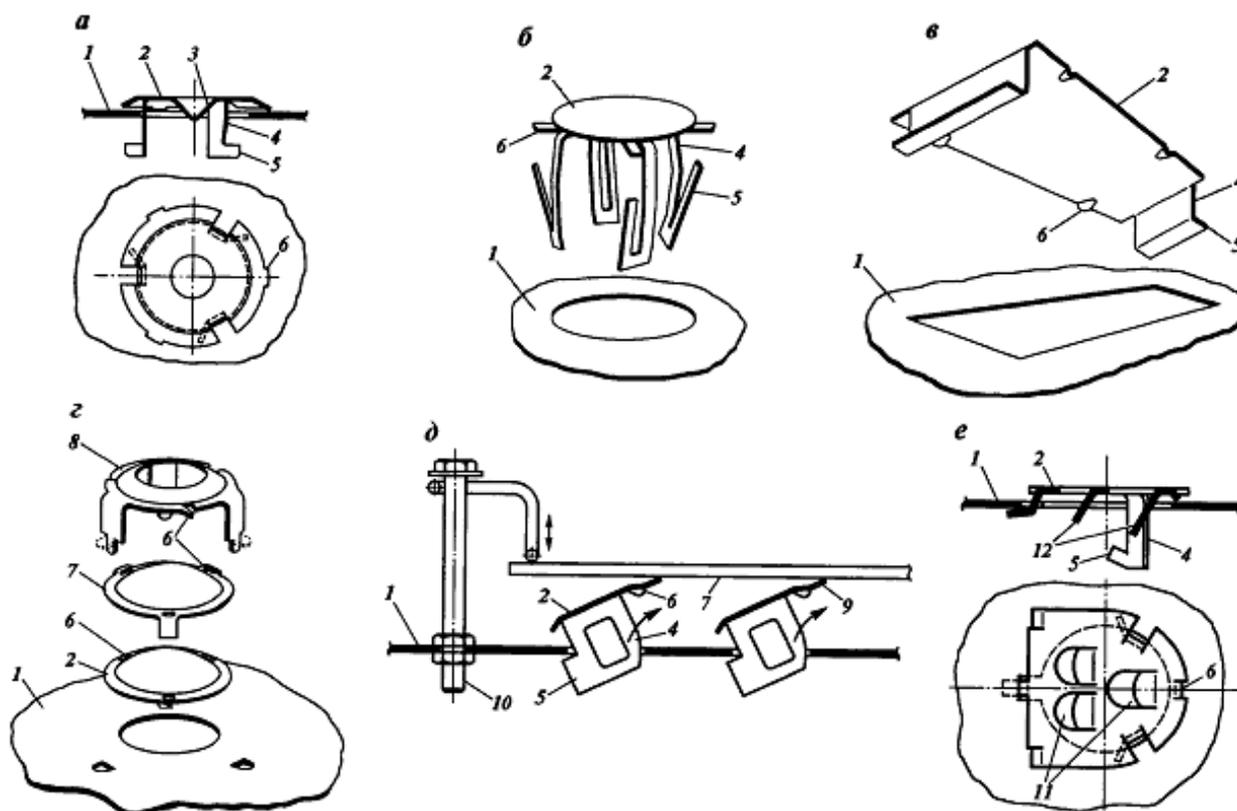


Рисунок 5.6. Конструкции клапанных тарелок:

- a* – дисковый клапан фирмы «Nutter»; *б* – дисковый клапан фирмы «Sulzer»;  
*в* – трапециевидный клапан ВНИИнефтемаша; *г* – балластный клапан фирмы «Glitsch»;  
*д* – балластный клапан ВНИИнефтемаша; *е* – прямооточный клапан РГУ нефти и газа им.  
 И.М. Губкина; 1 – полотно тарелки; 2 – клапан;  
 3 – коническое углубление; 4 – направляющие; 5 – ограничители вертикального подъема;  
 6 – ограничители начального зазора; 7 – балласт;  
 8 – специальный ограничитель подъема; 9 – рычаг; 10 – болт; 11 – отверстия в клапане;  
 12 – козырьки

При сборке клапанных тарелок в зависимости от диаметра аппарата на полотне одной тарелки устанавливают от нескольких десятков до нескольких тысяч клапанов. В связи с этим для аппаратов больших диаметров необходимо упрощение сборки клапанных тарелок. Один из вариантов конструкции клапана, которая значительно облегчает сборку тарелки, представлена на рис. 5.6, б. Направляющие 4 выполнены с упругими язычками 5, ограничивающими вертикальный подъем клапана. Клапаны устанавливаются сверху без специальных приспособлений путем нажатия на пластину клапана. При этом пружинящие концы направляющих 4 сжимаются навстречу друг другу, а язычки-ограничители 5 заводятся под полотно

тарелки. Такая конструкция обеспечивает также снижение расхода металла, так как для изготовления клапана используют диски, образовавшиеся при вырубке отверстий в полотне тарелки.

Во ВНИИнефтемаше разработана тарелка с трапециевидными клапанами (рис. 5.6, в), у которых меньшее основание трапеции обращено в сторону слива жидкости. Интенсивность прямотока на таких тарелках зависит от отношения высоты трапеции к длине ее боковой стороны: чем меньше это отношение, тем интенсивнее прямоток на тарелке. Простота конструкции тарелок с трапециевидными клапанами и практически безотходная технология изготовления клапанов позволяет изготавливать их в ремонтно-механических цехах НПЗ.

С целью повышения производительности тарелки, увеличения поверхности контакта фаз и расширения диапазона устойчивой работы разработаны балластные клапанные тарелки (рис. 5.6, г). При малых нагрузках по пару тарелка работает как обычная с дисковыми клапанами меньшей массы. При увеличении нагрузки дисковый клапан упирается в балласт и работает совместно с ним как один утяжеленный клапан. Такая конструкция позволяет расширить диапазон саморегулирования и уменьшить сопротивление тарелки, особенно при низких нагрузках по пару.

Представляет интерес конструкция прямоточной клапанной тарелки с групповым балластом, разработанная во ВНИИнефтемаше (рис. 5.6, д). Полотно 1 тарелки изготовлено с прямоугольными отверстиями, закрытыми сверху клапанами 2 прямоугольной формы 25x150 или 25x300 мм. Клапаны такой формы изготавливаются практически без отходов, а достаточно большие размеры клапана позволяют уменьшить их количество на полотне и снизить тем самым трудоемкость изготовления и стоимость тарелки. Клапаны центрируются в отверстиях полотна тарелки двумя направляющими 4 с ограничителями 5 вертикального перемещения. Каждый клапан имеет рычаг 9, один конец которого жестко прикреплен к клапану, а другой находится над полотном тарелки между клапанами.

При низких паровых нагрузках клапаны поднимаются вертикально до тех пор, пока ограничители на направляющих 4 не упрутся в полотно тарелки. При этом тарелка работает в режиме перекрестного тока. Увеличение паровой нагрузки приводит к повороту клапанов, который обеспечивает выход пара в сторону слива жидкости, т.е. на тарелке создается перекрестно-прямоточный режим. Наличие рычагов 9 на клапанах сдвигает переход от перекрестного к перекрестно-прямоточному режиму в сторону повышенных скоростей парового потока.

На рис. 5.6, е представлена конструкция прямоточной клапанной тарелки с перфорированными клапанами, разработанная в РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, в которой выгодно сочетаются повышенная производительность прямоточных клапанных тарелок и высокая эффективность ситчатых тарелок. В отверстиях горизонтального полотна 1 установлены пластинчатые клапаны 2, имеющие отверстия 11 с козырьками 12, высота которых увеличивается в сторону открытия клапанов. Максимальный угол открытия клапанов составляет  $25^\circ$ , при этом площадь зазора между клапаном и полотном тарелки примерно равна площади отверстия в полотне тарелки.

При небольших нагрузках пар проходит через отверстия в клапанах и тарелка работает всем сечением как обычная ситчатая. В области повышенных газовых нагрузок одна часть парового потока выходит из-под клапанов в прямоходе с жидкостью, а другая направляется козырьками в отверстия клапанов. Этим достигаются интенсивное взаимодействие контактирующих фаз, увеличение запаса жидкости на тарелке и высокая эффективность массопередачи.

Струйные тарелки. У струйных тарелок контактные элементы (просечки, лепестки и т. п.) расположены таким образом, что пар, выходящий в жидкость под некоторым углом к горизонту, приобретает горизонтальную составляющую скорости, совпадающую с направлением движения жидкости по тарелке или под некоторым углом к нему. Благодаря этому можно создать

наиболее благоприятные условия для эффективного контакта фаз при высокой производительности контактного устройства. При чисто прямоточном движении фаз и большой скорости пара происходит снос жидкости в направлении сливного кармана, что затрудняет работу переливного устройства и приводит к снижению эффективности работы тарелки.

Чтобы избежать этого, прибегают к различным приемам, позволяющим локализовать (скомпенсировать) прямоточное движение фаз и не допустить его распространения на всю тарелку, примером может служить установка поперечных секционирующих перегородок, создание движения фаз в пересекающихся направлениях, когда оси соседних лепестков расположены во взаимно перпендикулярном направлении или образуют пучок прямых и т.п.

Тарелки провального типа перекрывают все сечение колонны и состоят из отдельных секций, укрепленных на опорном кольце и балках каркаса. Для прохода паровой и жидкой фаз выполнены отверстия или прорези, площадь которых составляет от 10 до 30 % площади всей тарелки. На тарелках провального типа паровая и жидкая фазы контактируют по схеме противотока, благодаря чему происходит интенсивное перемешивание жидкости по всей высоте контактной зоны. Пар и жидкость проходят через одни и те же каналы, при этом места стока жидкости и прохода паров случайным образом перемещаются по площади тарелки.

Тарелки этого типа гораздо более чувствительны к изменению нагрузок по жидкости и пару и имеют более узкий диапазон рабочих нагрузок, чем тарелки со специальными переливными устройствами. При небольшой паровой нагрузке напор паров недостаточен для образования слоя жидкости на тарелке. При больших паровых нагрузках сопротивление течению жидкости через отверстия тарелки становится столь значительным, что пена заполняет практически все межтарельчатое пространство и нормальный переток жидкости с тарелки на тарелку нарушается. При этом резко

возрастает гидравлическое сопротивление потоку паров. Такой режим работы называется захлебыванием и определяет предельные паровую и жидкостную нагрузки колонны.

Стандартные провальные решетчатые тарелки диаметром 1000–3000 мм имеют ширину прямоугольных прорезей 6х60 мм, шаг от 10 до 36 мм. На двух смежных тарелках прорези выполняют во взаимно перпендикулярных направлениях.

### **5.3 Насадочные колонны**

Насадочные колонны применяются в основном для малотоннажных производств, где они имеют безусловные преимущества перед тарельчатыми колоннами. Благодаря созданию в последние годы новых типов насадок, позволяющих значительно снизить задержку жидкости в контактной зоне и гидравлическое сопротивление аппарата, создались перспективы применения их для многотоннажных производств (вакуумная ректификация мазута, газоразделение и др.). Применение насадок приобретает особое значение для вакуумных процессов, для которых низкое гидравлическое сопротивление при достаточно эффективном контакте взаимодействующих фаз является одним из важных условий проведения процесса.

Основными конструктивными характеристиками насадки являются ее удельная поверхность и свободный объем.

Удельная поверхность насадки  $f$  – это суммарная поверхность насадочных тел в единице занимаемого насадкой объема аппарата. Удельную поверхность обычно измеряют в  $\text{м}^2/\text{м}^3$ . Чем больше удельная поверхность насадки, тем выше эффективность колонны, но ниже производительность и больше гидравлическое сопротивление.

Под свободным объемом насадки  $\epsilon$  понимают суммарный объем пустот между насадочными телами в единице объема, занимаемого насадкой. Свободный объем измеряют в  $\text{м}^3/\text{м}^3$ . Чем больше свободный объем насадки, тем выше ее производительность и меньше гидравлическое сопротивление, однако при этом снижается эффективность работы насадки.

Конструкции насадок, применяемых в промышленных аппаратах нефтегазопереработки и нефтехимии, можно разделить на две группы – нерегулярные (насыпные) и регулярные насадки.

В зависимости от используемого для изготовления насадки материала они разделяются на металлические, керамические, пластмассовые, стеклянные, стеклопластиковые и др.

По способу изготовления элементы насадки бывают штампованные, литые, прокатанные, полученные методом экструзии и т. п.

На эффективность работы насадки в значительной степени влияет смачиваемость жидкостью поверхности элементов насадки. Для улучшения смачиваемости элементов насадки их зачастую подвергают специальной обработке, создают искусственным путем шероховатости или делают на поверхности просечки, выступы и т. д.

Нерегулярные (насыпные) насадки. В качестве нерегулярных насадок используют твердые тела различной формы, загруженные в корпус колонны в навал. В результате в колонне образуется сложная пространственная структура, обеспечивающая значительную поверхность контакта фаз.

Среди насадок, засыпаемых в навал, широкое распространение получили кольца Рашига, представляющие собой отрезки труб, высота которых равна наружному диаметру (рис. 5.7, *а*). Низкая стоимость и простота изготовления колец Рашига делают их одним из самых распространенных типов насадок. Наряду с гладкими цилиндрическими кольцами из металла, керамики или фарфора разработаны насадки с ребристыми наружной и (или) внутренней поверхностями. Для интенсификации процесса массообмена разработаны конструкции цилиндрических насадок с перегородками: диаметрально расположенными, крестообразными или выполненными в виде лопастей (рис. 5.7, *б*). По сравнению с другими типами насадок кольца Рашига обладают относительно невысокой производительностью и сравнительно высоким сопротивлением.

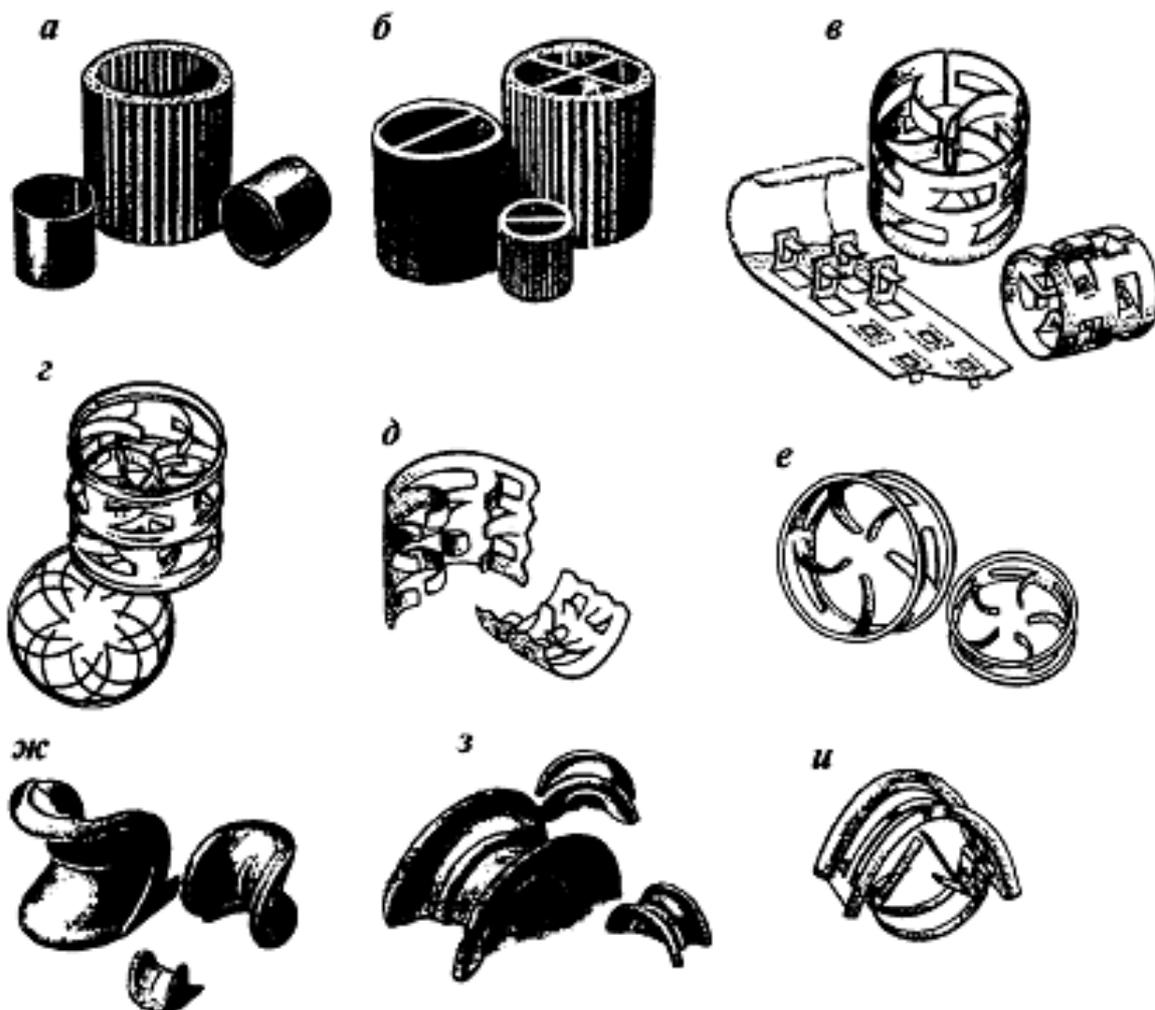


Рисунок 5.7. Нерегулярные (насыпные) насадки:  
*a* – кольца Рашига; *б* – кольца Рашига с перегородками; *в* – кольца Палля;  
*г* – кольца Ну-Пак фирмы «Norton»; *д* – полукольца Levarapak; *е* – кольца Cascade Mini-Rings  
 фирмы «Glitsch»; *ж* – седла Берля; *з* – седла Инталлокс; *и* – седла Инталлокс фирмы  
 «Norton»

Промышленное использование в настоящее время нашла одна из разновидностей кольцевых насадок — кольца Палля (рис. 5.7, *в*). При изготовлении таких колец на боковых стенках сделаны два ряда прямоугольных, смещенных относительно друг друга надрезов, лепестки которых отогнуты внутрь насадки. Конструкция колец Палля по сравнению с кольцами Рашига позволяет при их близких геометрических параметрах в 1,2 раза увеличить пропускную способность, в 1,6–4 раза снизить гидравлическое сопротивление и почти на 25 % увеличить ее эффективность.

На рис. 5.7, *з* приведена насадка Ну-Рак (Хай-Пек), разработанная фирмой «Norton». Она представляет собой цилиндрические кольца, на боковой поверхности которых также выполнены отверстия, но в отличие от колец Палля каждый лепесток кроме того разрезан вдоль и отогнут внутри кольца в противоположные стороны. Боковая поверхность элемента имеет три кольцевых ребра жесткости, что обеспечивает определенный зазор между кольцами в слое и увеличивает долю свободного объема. Во внутренней полости колец Ну-Рак происходит турбулизация парового потока и интенсивное дробление жидкости, что позволяет по сравнению с кольцами Палля при близких гидродинамических показателях увеличить интенсивность массообмена на 10–30 %.

На рис. 5.7, *д* показана насадка Levapak усовершенствованной конструкции, выполненная из колец, разрезанных по образующей на две части, каждая из которых имеет два или три ряда отверстий с язычками рваной длины, отогнутыми в смежных рядах в разные стороны. Такая насадка образует слой с равномерно распределенной порозностью и насыпной плотностью, что способствует более равномерному распределению жидкости в слое. Боковые кромки элементов насадки имеют зубцы, что также способствует дополнительному дроблению и турбулизации потоков. Насадка Levapak превосходит кольца Палля по эффективности массопередачи в среднем на 27 % и имеет более низкое (на 23 %) гидравлическое сопротивление.

На рис. 5.7, *е* показана насыпная насадка Cascade Mini-Rings фирмы «Glitsch». На боковой стенке таких колец выполнен один ряд просечек, лепестки отогнуты внутрь кольца. При загрузке элементов насадки в аппарат осуществляется принцип автоориентации, т.е. кольца в слое ориентируются предпочтительно в открытом для потока паров положении, что обеспечивает равномерное распределение потока жидкости по поверхности насадки, высокую пропускную способность и малое гидравлическое сопротивление.

Основным отличием седлообразных насадок от цилиндрических является их высокая способность к перераспределению потоков жидкости по сечению аппарата. Седла Берля (рис. 5.7, *ж*), поверхность которых представляет гиперболический параболоид, по сравнению с кольцами Рашига при одинаковых размерах насадочных тел имеют примерно на 25 % большую удельную поверхность и обладают меньшим гидравлическим сопротивлением.

Насадка (рис. 5.7, *з*), известная как седла Инталлокс, является сегодня наиболее распространенной керамической насадкой. Поверхность ее представляет часть тора. Седла Инталлокс по сравнению с седлами Берля проще в изготовлении, обладают большей механической прочностью, обеспечивают большую однородность размещения насадки и не создают предпочтительных путей для протекания жидкости.

Особое место среди седловидных насадок занимают металлические седла Инталлокс фирмы «Norton» (рис. 5.7, *и*), образованные дугообразной отбортованной полоской с выштампованной перегородкой и отогнутыми внутрь лепестками. Опыт эксплуатации промышленных аппаратов показал, что эта насадка обеспечивает высокую эффективность даже при низких нагрузках, хорошее самораспределение жидкости, механическую прочность, небольшую массу и давление на стенку аппарата.

Загрузку насадок в навал осуществляют одним из приведенных на рис. 5.8, а–б способов. Более равномерное распределение жидкости по сечению колонны обеспечивает способ загрузки, показанный на рис. 5.8, в.

Регулярные насадки отличаются упорядоченной ориентацией отдельных структурообразующих элементов в пространстве и их разделяют на две группы – с индивидуальной укладкой и блочные (в том числе рулонные).

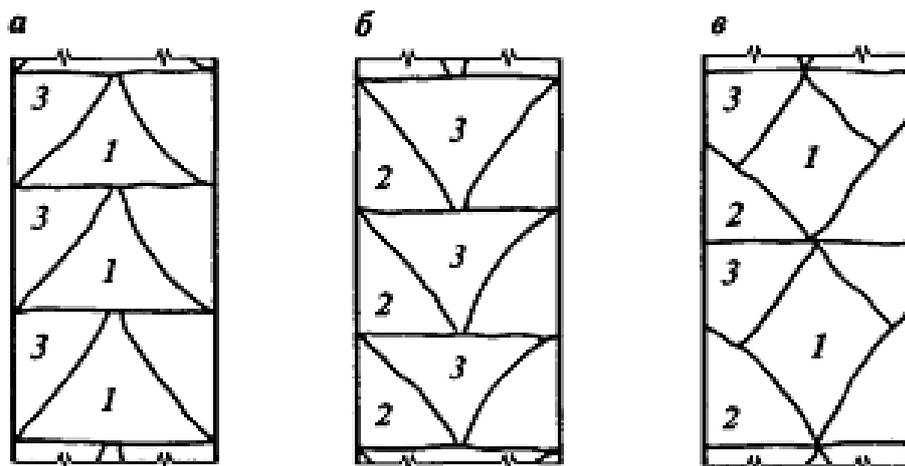


Рисунок 5.8. Схемы способов засыпки насадки в колонну:  
 1 – слой, засыпанный по центру колонны; 2 – слой, засыпанный от стенок колонны;  
 3 –дополнительная засыпка до горизонтального уровня

Регулярная насадка с индивидуальной укладкой состоит из отдельных элементов (кольца, треугольные призмы с постоянным или переменным по высоте сечением), которые располагают в корпусе колонны слоями. В смежных по высоте слоях для предотвращения образования сквозных каналов они смещены друг относительно друга. Для упрощения монтажа такой насадки отдельные элементы могут быть предварительно собраны в контейнеры, которые затем устанавливают в корпусе колонны. Широкого применения в промышленности насадки с индивидуальной укладкой не получили, так как это резко увеличивает трудоемкость и себестоимость монтажа.

На рис. 5.9 приведены варианты регулярной блочной насадки. Известны регулярные насадки фирмы «Sulzer», представляющие собой пакет гофрированных листов. Гофрирование листов выполнено под фиксированным к вертикальной оси углом (чаще  $30^\circ$  или  $45^\circ$ ) и на смежных листах направлено в противоположные стороны. Имеются модификации такой насадки, изготавливаемые из различных материалов: стального рифленого листа, пластмассы, керамики, фарфора, стекла, графитового волокна.

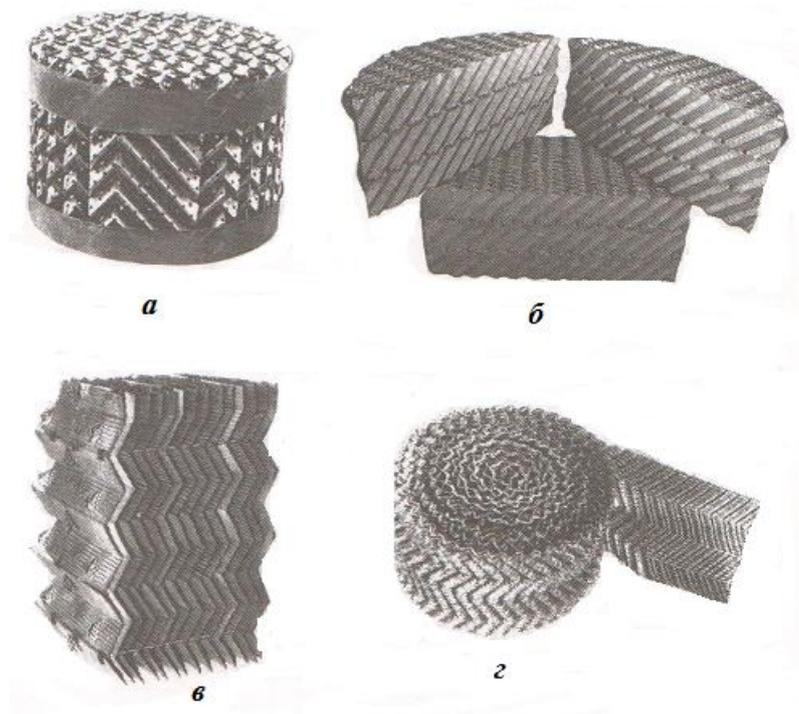


Рисунок 5.9. Регулярные насадки:  
 а – насадка Меллапак фирмы «Sulzer»; б – насадка Инталлокс фирмы «Koch-Glitsch»;  
 в – насадка Ваку-пак; г – насадка Панченкова

Для колонн диаметром от 200 до 12 000 мм фирма «Sulzer» рекомендует насадку Меллапак, выпускаемую 12 типов. На рис. 5.9, а показан элемент насадки Меллапак 250.Y (число характеризует величину удельной поверхности насадки в  $\text{м}^2/\text{м}^3$ , а Y указывает на то, что гофрирование листов выполнено под углом  $45^\circ$ ).

Конструкция блочной регулярной насадки Инталлокс, разработанная фирмой «Koch-Glitsch», представлена на рис. 5.9, б и образована из стальных гофрированных листов. Каждый лист при гофрировании делится на несколько участков с отгибкой металла в противоположные стороны. В местах перехода выполняются просечки, что способствует эффективному обновлению поверхности массообмена.

Насадка Ваку-пак разработана совместно ВНИИнефтемашем и фирмой «Apparate-und Anlagenbau Germania» (рис. 5.9, в). Она образована из вертикальных гофрированных пластин, изготовленных из просечно-вытяжного листа. Поверхность пластин имеет арочные просечки,

направленные вниз и ориентированные в противоположные стороны с обеих сторон пластин. За счет этих просечек обеспечивается зазор в 20 мм между соседними гофрированными пластинами. Такая насадка имеет удельную поверхность  $115 \text{ м}^2 / \text{м}^3$ , свободный объем 98 % и объемную массу  $150 \text{ кг} / \text{м}^3$ .

Среди регулярных насадок получили распространение сетчатые насадки, к которым относится и насадка, разработанная Г.М. Панченковым (рис. 5.9, г). Насадка Панченкова представляет сотканную из пучка металлических проволочек ленту, поверхность которой гофрирована в форме шеврона с углом при вершине  $120^\circ$ . Такую насадку в колонне устанавливают в виде рулонов высотой  $\sim 100$  мм, расположенных друг над другом и плотно прилегающих к стенке колонны.

При разработке массообменных аппаратов с использованием регулярной насадки необходимо индивидуальное проектирование выбранного типа насадки для данной колонны. Для этого слой насадки разбивают на отдельные блоки с учетом изменения кривизны стенки колонн разного диаметра. В колоннах диаметром до 1 м регулярная насадка монтируется одним блоком через верхнее съемное днище.

На рис. 5.10, а приведен вариант разделения колонны диаметром 5500 мм на блоки регулярной насадки Ваку-пак (цифрами обозначены одинаковые блоки). Высота всех блоков составляет 440 мм, максимальная ширина принята с учетом размеров люка-лаза и составляет 400 мм. При таком способе проектирования регулярной насадки выделяется базовый блок (номер 1) сечением  $400 \times 440 \times 1000$  мм, который можно использовать как типоразмер при проектировании колонн разного диаметра. Расчеты показывают, что для заполнения сечения колонны диаметром 5500 мм насадкой Ваку-пак требуется 80 блоков 21 типа.

На рис. 5.10, б показан другой вариант разделения насадки на блоки. Отдельные блоки получают при сечении слоя насадки вертикальными параллельными плоскостями. Это позволяет сократить число различных блоков и уменьшить их количество при монтаже слоя насадки. Для аппарата

диаметром 5500 мм потребуется всего 14 блоков 7 типов, однако при этом по сравнению с первым вариантом (см. рис. 5.10, а) увеличивается масса каждого блока. Такой способ изготовления регулярной насадки применим только для конструкций, обеспечивающих достаточную прочность и жесткость отдельных блоков и имеющей небольшую объемную массу (например, для насадки Меллапак).

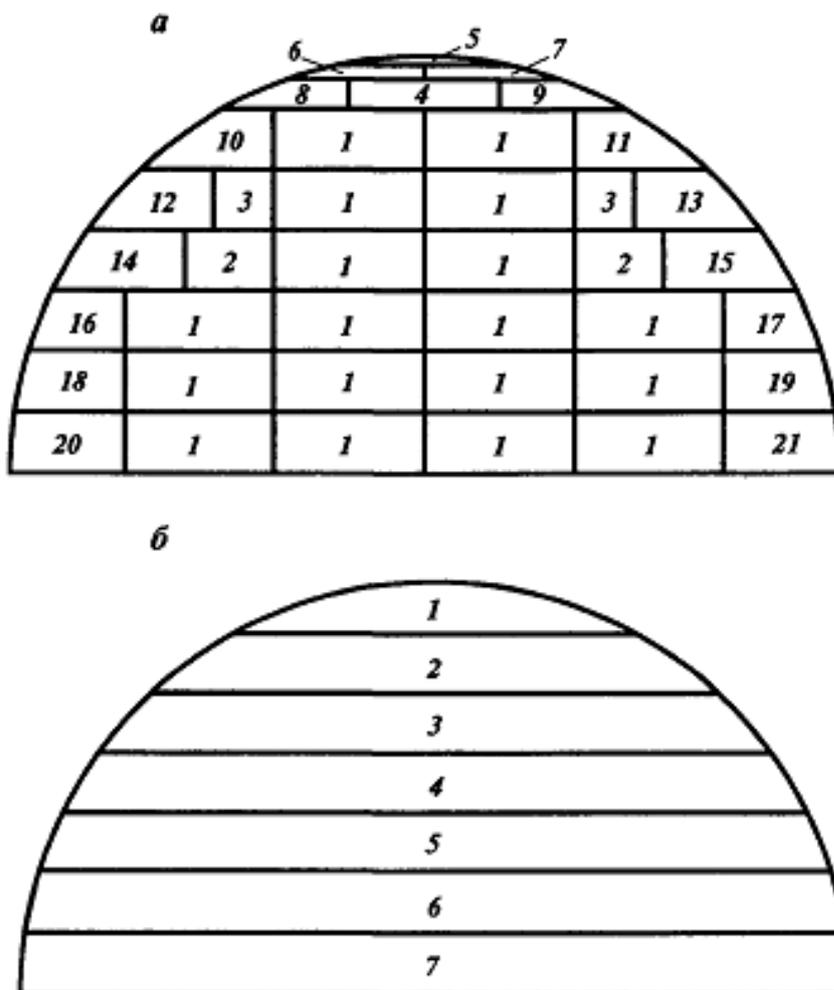


Рисунок 5.10. Схема деления регулярной насадки на блоки:  
а – для насадки Ваку-пак; б – для насадки Меллапак фирмы «Sulzer»

### 5.3.1 Гидравлические условия работы насадочных колонн

Гидравлические условия работы насадочных колонн. В насадочной колонне потоки пара (газа) и жидкости взаимодействуют в противотоке. В зависимости от нагрузок колонны по пару (газу)  $G$  и жидкости  $L$  изменяется

характер взаимодействия фаз, проявляющийся в различных гидродинамических режимах.

При малых нагрузках потоков взаимодействие между фазами незначительно. Жидкость смачивает поверхность насадочных элементов, а сопротивление насадки потоку пропорционально сопротивлению сухой насадки. Это так называемый пленочный режим.

При дальнейшем увеличении скоростей потоков контактирующих фаз возрастает трение между ними, происходит торможение потока жидкости и в связи с этим увеличивается количество жидкости  $H_o$ , удерживаемой в насадке. Этот режим характеризуется как начало подвисяния жидкости и принимается в качестве нижнего предела устойчивой работы колонны. При больших жидкостных нагрузках этот режим выявляется не всегда четко. Сопротивление насадки в режиме подвисяния пропорционально скорости пара в степени 3–4. Интенсивность массопередачи в этом режиме сильно возрастает.

Дальнейшее увеличение скоростей взаимодействующих фаз приводит к еще большему увеличению сопротивления насадки и количества удерживаемой жидкости в объеме, занятом насадкой. При определенных величинах паровой и жидкостной нагрузок происходит резкое увеличение количества удерживаемой насадкой жидкости и рост гидравлического сопротивления слоя насадки. Этот режим называется захлебыванием колонны и считается верхним пределом ее устойчивой работы. Количество удерживаемой насадкой жидкости зависит от удельной поверхности насадки  $f$ , доли свободного объема  $\varepsilon$ , скоростей движения взаимодействующих фаз. Полную задержку жидкости  $H_o$  рассматривают как сумму двух составляющих: статической задержки  $H_c$  и динамической  $H_d$ . Статическая составляющая  $H_c$  определяет объем жидкости, удерживаемый насадкой за счет капиллярных сил, и не зависит от гидродинамических условий. Динамическая составляющая задержки  $H_d$  обусловлена гидродинамическим взаимодействием потоков пара и жидкости с насадочными телами.

Режим захлебывания характеризуется значительным количеством жидкости, удерживаемой на насадке, при этом сильно возрастает поверхность контакта фаз и интенсифицируется процесс массообмена. Однако при этом резко возрастает сопротивление движению потока паров. Поэтому для обеспечения эффективного массообмена при относительно небольшом гидравлическом сопротивлении желательно, чтобы гидродинамический режим работы колонны был возможно ближе к режиму захлебывания, но не достигал его, т. е. рабочая скорость пара в колонне  $W$  должна быть меньше, чем скорость захлебывания  $W_{\text{захл}}$ .

## **ГЛАВА 6 АДСОРБЦИЯ**

### **6.1 Сущность процесса адсорбции**

Адсорбцией называется процесс поглощения газов (паров) или жидкостей поверхностью твердых тел (адсорбентов). В случае избирательного поглощения компонентов смеси появляется возможность ее разделения на составляющие компоненты. Явление адсорбции связано с наличием сил притяжения между молекулами адсорбента и поглощаемого вещества.

Адсорбция является одним из эффективных методов разделения газообразных и жидких смесей компонентов, различающихся структурой молекул. По сравнению с другими массообменными процессами наиболее эффективно ее использование в случае малого содержания извлекаемых компонентов в исходной смеси.

Большую роль в развитии учения об адсорбционных процессах сыграли работы М.С. Цвета в области хроматографии, Н.Д. Зелинского в области угольной адсорбции, М. М. Дубинина и его школы в области теории адсорбции и практического ее применения.

В нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности адсорбция применяется для отбензинивания природных и попутных углеводородных газов, при разделении газов нефтепереработки с целью получения водорода и этилена, для осушки газов и жидкостей, выделения низкомолекулярных ароматических углеводородов (бензола, толуола, ксилолов) из бензиновых фракций, для очистки масел, при очистке сточных вод с применением пылевидного активированного угля и т.п.

Твердое вещество, на поверхности или в порах которого происходит концентрирование поглощаемого вещества, называется адсорбентом.

Поглощаемое вещество, находящееся вне пор адсорбента, называется адсорбтивом, а после его перехода в адсорбированное состояние – адсорбатом.

Различают два вида адсорбции – физическую и химическую. При физической адсорбции молекулы поглощенного вещества, находящиеся на поверхности адсорбента, не вступают с ним в химическое взаимодействие. При химической адсорбции (хемосорбции) молекулы поглощаемого вещества химически взаимодействуют с адсорбентом. Связь молекул поглощенного вещества (адсорбата) с адсорбентом при физической адсорбции менее прочна, чем при хемосорбции.

Физическая адсорбция является экзотермическим процессом. Теплота адсорбции из газов и паров примерно равна теплоте их конденсации, теплота адсорбции из растворов несколько меньше.

Процесс адсорбционного разделения прекращается, когда активная поверхность (или объем пор) адсорбента оказывается заполненной молекулами адсорбата. Выделение из адсорбента поглощенных компонентов называют десорбцией.

Если в слой адсорбента ввести сравнительно небольшое количество разделяемой смеси, то адсорбироваться будут все ее компоненты. Это происходит до тех пор, пока вся активная поверхность адсорбента не будет заполнена. Дальнейшее поступление исходной смеси в слой адсорбента приведет к тому, что молекулы, отличающиеся более высокой адсорбируемостью, будут частично вытеснять с поверхности адсорбента молекулы вещества с меньшей адсорбируемостью и установится равновесие между адсорбированной и неадсорбированной средами.

При продвижении исходной смеси через определенный слой адсорбента рассмотренный выше процесс протекает послойно в направлении движения исходной разделяемой смеси. Адсорбционное разделение в данном слое адсорбента будет завершено, когда в потоке, выходящем из слоя адсорбента, появится компонент, подлежащий извлечению из исходной смеси, т.е. когда в соответствии с состоянием равновесия активная поверхность адсорбента заполнится извлекаемым компонентом и произойдет «проскок» этого компонента с уходящим потоком.

Исчерпание адсорбционной способности – пропуск определяет время защитного действия адсорбента по отношению к данному компоненту. Количество вещества, адсорбируемого поверхностью, определяется состоянием равновесия и зависит от природы адсорбента и адсорбируемого вещества, концентрации последнего в исходной смеси, температуры процесса, а при адсорбции газовой фазы и от давления.

В результате адсорбции концентрация поглощаемого вещества в потоке уменьшается по мере перемещения его через слой адсорбента. Поэтому и количество (концентрация) адсорбируемого вещества по высоте слоя адсорбента также изменяется в пределах от максимального до минимального, соответствующего состоянию равновесия с потоком, покидающим слой адсорбента.

Возможность разделения той или иной смеси методом адсорбции зависит от величины адсорбируемости компонентов, входящих в ее состав.

Адсорбируемость веществ зависит от их природы, строения молекул, а также от природы и структуры адсорбента (величины удельной поверхности, размеров пор и т.п.).

Адсорбируемость углеводов обычно возрастает с увеличением их молекулярной массы, однако более значительное влияние оказывают структура и размеры их молекул.

Так, парафиновые и нафтеновые углеводороды поглощаются в меньшей степени, чем ароматические. Для ароматических углеводов адсорбируемость возрастает с увеличением числа циклов в молекуле.

Сернистые соединения лучше сорбируются, чем содержащие их парафиновые и нафтеновые углеводороды, и имеют близкую адсорбируемость к ароматическим углеводородам. Это затрудняет отделение сернистых соединений от ароматических путем адсорбции.

Кислородные, смолистые и особенно азотистые органические соединения, содержащиеся в нефтях и нефтепродуктах, отличаются значительно более высокой адсорбируемостью, чем углеводороды, и

отделение этих веществ от углеводородной смеси происходит сравнительно легко.

Непредельные низкомолекулярные углеводороды (этилен, пропилен) адсорбируются лучше, чем соответствующие предельные их аналоги (этан, пропан).

Одним из важных показателей, характеризующих процесс адсорбции и определяющих размеры адсорбционной аппаратуры, является скорость адсорбции.

В общем случае скорость процесса адсорбции определяется скоростями следующих основных стадий:

- 1) подвода вещества к поверхности зерен адсорбента – внешняя диффузия;
- 2) перемещения вещества внутри зерен по порам адсорбента – внутренняя диффузия;
- 3) собственно адсорбции.

Скорость процесса адсорбции обычно лимитируется скоростями внешней и внутренней диффузии или одной из них, так как скорость собственно адсорбции обычно велика. В зависимости от лимитирующей стадии различают три вида сопротивления процессу адсорбции: внешнедиффузионное, внутридиффузионное и смешанное.

Скорость внешнедиффузионного процесса зависит от температуры процесса, размера зерен адсорбента, вязкости, плотности среды и гидродинамического режима (скорость потока, состояние слоя адсорбента – неподвижный, движущийся, псевдооживленный).

Скорость внутридиффузионного процесса определяется законами диффузии вещества в порах адсорбента. Перемещение молекул в поровых каналах зерен адсорбента зависит от диаметра пор, их структуры, размеров адсорбируемых молекул, температуры и других факторов.

В процессе адсорбции наряду с перемещением молекул в объеме пор наблюдается также перемещение молекул на поверхности адсорбента от

одного активного центра к другому, называемое поверхностной диффузией. Для протекания этого процесса требуется определенная энергия активации; его скорость возрастает с увеличением температуры процесса.

## 6.2 Характеристика адсорбентов

Для процесса адсорбционного разделения применяются преимущественно твердые пористые материалы с сильно развитой поверхностью пор. Удельная поверхность пор может составлять от 200 до 1700 м<sup>2</sup>/г. Адсорбенты изготавливаются в виде таблеток или шариков диаметром от 2 до 6 мм, а также порошков с размером частиц от 20 до 500 мкм.

В качестве адсорбентов используются активированный уголь, силикагель, алюмосиликаты, цеолиты и др.

Цеолиты или молекулярные сита – синтетические или природные адсорбенты с регулярной структурой пор, представляющие собой алюмосиликаты натрия, калия или других элементов. Название произошло от сочетания двух греческих слов «цео» и «лит», т.е. «кипящие камни». Это объясняется тем, что заполняющая поры цеолитов вода при нагревании выделяется, т. е. цеолиты как бы «кипят».

Общая химическая формула  $Me_{2/n}O \cdot Al_2O_3 \cdot xSiO_2 \cdot yH_2O$ ,  
где Me – катион щелочного металла;  
n – его валентность.

В качестве катионов в состав природных цеолитов обычно входят натрий, калий, кальций, реже магний, барий, стронций. Кристаллическая структура цеолитов образована тетраэдрами SiO<sub>4</sub> и AlO<sub>4</sub>. В качестве природных цеолитов используют различные минералы: содалит, шабазит, морденит, фожазит и др.

Синтетические цеолиты имеют строение и геометрическую структуру, аналогичные природным цеолитам.

Различают синтетические цеолиты типов А, X и Y.

Цеолиты типа А относятся к низкокремнистым формам: в них отношение  $\text{SiO}_2:\text{Al}_2\text{O}_3$  не превышает 2.

Цеолиты типа Х имеют молярное отношение  $\text{SiO}_2:\text{Al}_2\text{O}_3$ , которое может изменяться от 2,2 до 3,3.

Цеолиты типа Y характеризуются вышеупомянутым соотношением в пределах от 3,1 до 6. При увеличении этого показателя повышается кислотостойкость цеолитов.

В таблице 6.1 приведены характеристики некоторых промышленных адсорбентов.

Таблица 6.1 – Характеристика адсорбентов

Наименование адсорбента	Плотность, г/см <sup>3</sup>			Объем пор, см <sup>3</sup> /г	Радиус пор, Å	Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /г
	истинная	кажущаяся	насыпная			
Силикагель мелкопористый крупнопористый	2,1-2,3	1,3-1,4	0,8	0,28	5-30	450-500
	2,1-2,3	0,75-0,85	0,5	0,90	70-100	270-350
Алюмосиликатный катализатор	2,3	1,06-1,09	0,7	0,57	20-25	300-350
Активированные угли	1,75-2,1	0,5-1,0	0,2-0,6	–	Менее 70	600-1700
Активная окись алюминия	–	–	0,4-0,6	0,8-1,0	60-100	180-220
Цеолиты	–	1,08-1,16	0,62-0,78	0,20-0,24	3-9	–

Важной характеристикой адсорбентов является их активность, или емкость  $a$ , под которой понимают массу адсорбированного вещества, приходящуюся на единицу массы адсорбента в условиях равновесия:

$$a = \frac{G_A}{g_A}$$

где  $G_A$  – масса поглощенных компонентов;

$g_A$  – масса адсорбента.

Активность адсорбента различна по отношению к разным компонентам смеси. При выборе типа адсорбента большое значение имеет также сохранение активности при многоцикловой работе. Особенно существенен

этот вопрос при проведении процесса адсорбции на установках непрерывного действия с движущимся или псевдооживленным слоем адсорбента, для которых циклы адсорбция – десорбция чередуются со значительно большей частотой, чем на установках периодического действия.

В процессах непрерывной адсорбции необходимо учитывать также механическую прочность адсорбентов. Основной причиной разрушения гранул адсорбента является истирание, хотя необходимо учитывать возможность раздавливания и влияние условий десорбции на растрескивание гранул. На истираемость, помимо природы адсорбента, влияют форма гранул, условия их транспорта внутри аппаратов установки и между ними, а также конструкция элементов установки, контактирующих с адсорбентом.

В адсорберах периодического действия также имеет место износ адсорбента в результате давления вышележащего слоя адсорбента и условий десорбции. Из этих соображений высоту насыпного слоя в периодических адсорберах принимают обычно не более 3 м.

### **6.3 Десорбция**

Для выделения поглощенных при адсорбции компонентов с целью направления их на дальнейшую переработку применяется процесс десорбции. В тех случаях, когда в газовом потоке или в растворе, проходящем через слой адсорбента, концентрации (парциальные давления) адсорбируемых компонентов ниже равновесных, данные компоненты будут покидать поверхность адсорбента и переходить в газовый (жидкостный) поток, т. е. десорбироваться. Это будет происходить до тех пор, пока не установится новое состояние равновесия.

На промышленных адсорбционных установках необходимо производить регенерацию адсорбента с целью восстановления его адсорбционной способности. Поэтому после окончания стадии адсорбции осуществляется стадия десорбции поглощенных компонентов из адсорбента.

Процесс регенерации адсорбента (десорбция) может быть осуществлен следующими основными способами.

1. Вытеснение поглощенных компонентов с поверхности адсорбента другим веществом, обладающим более высокой адсорбируемостью, с последующим его выделением из адсорбента, которое не вызывает затруднений. Так, например, при адсорбционном разделении смеси углеводородных газов в качестве десорбирующего агента можно использовать водяной пар. При поглощении адсорбентом водяного пара последний вытесняет углеводороды и занимает их место. При этом водяной пар конденсируется, происходит выделение теплоты конденсации, что способствует десорбции, так как повышается температура процесса.

Для полного восстановления активности адсорбента по окончании десорбции углеводородов его необходимо вначале освободить от поглощенной влаги, т.е. высушить, а затем охладить до температуры, при которой протекает процесс адсорбции.

При адсорбционном разделении жидких углеводородных смесей в качестве десорбирующего агента могут быть использованы различные органические жидкости, обладающие более высокой адсорбционной способностью, по сравнению с поглощаемыми компонентами, например, низкомолекулярные ароматические углеводороды (бензол, толуол, ксилолы) или их смеси с полярными растворителями (спиртами, кетонами).

2. Вытеснение адсорбированных компонентов веществом, обладающим меньшей адсорбируемостью (неполярные растворители). В этом случае процесс десорбции осуществляется за счет нарушения состояния равновесия между адсорбатом и протекающим через слой адсорбента раствором и обуславливается меньшей концентрацией данных компонентов в растворе, чем соответствующая условию равновесия с адсорбатом. Например, при адсорбционном разделении различных нефтепродуктов десорбирующим агентом может быть бензиновая фракция, отличающаяся по температурным пределам кипения от исходной смеси, что позволяет в дальнейшем отделить эту бензиновую фракцию от десорбированных компонентов простой перегонкой или ректификацией.

3. Испарение адсорбированных компонентов при нагреве адсорбента или при понижении общего давления в системе либо парциального давления адсорбированных компонентов. Такой метод десорбции может быть использован при разделении смесей сравнительно летучих компонентов.

4. Окислительная регенерация, при которой адсорбированные компоненты удаляют из адсорбента путем их сжигания. Этот метод применяют в тех случаях, когда адсорбированные вещества отличаются весьма высокой адсорбционной способностью и удаление их изложенными выше способами практически невозможно. К этому способу регенерации адсорбента прибегают в тех случаях, когда адсорбированные компоненты не являются целевыми и их потеря в виде продуктов сгорания допустима по экономическим и экологическим соображениям. Примером может служить удаление асфальто-смолистых веществ с поверхности адсорбента.

Часто процесс регенерации адсорбента осуществляется комбинированием рассмотренных выше методов. Тот или иной метод регенерации адсорбента выбирают в зависимости от конкретных условий, свойств разделяемой смеси, масштаба производства, экономики процесса, выполнения условий охраны окружающей среды.

Десорбция облегчается с повышением температуры и увеличением расхода десорбирующего агента. Десорбция газообразных и легколетучих компонентов облегчается при понижении давления в системе. Экономичность промышленного адсорбционного разделения в значительной степени зависит от режима процесса регенерации адсорбента, так как существенная часть энергозатрат процесса в целом приходится на стадию десорбции (расход тепла на отгонку растворителя, нагрев адсорбента до температуры проведения процесса десорбции, расход водяного пара или газа для удаления растворителя из слоя адсорбента после десорбции, расход энергии на подачу воздуха в случае окислительной регенерации, затраты тепла на сушку адсорбента и т.д.).

Расход десорбирующего агента – водяного пара, растворителя и т.п. зависит от адсорбционной способности десорбируемых компонентов и растворителей, используемых в процессе, температуры при десорбции и полноты извлечения десорбируемых компонентов.

Время, необходимое для осуществления стадии десорбции, значительно меньше, чем время, затрачиваемое на стадию адсорбции, вследствие того, что этот процесс протекает при более высокой температуре и меньшей вязкости среды.

В результате десорбции адсорбционная способность адсорбента может восстанавливаться полностью или частично в зависимости от адсорбционной способности десорбируемых компонентов, выбранного метода десорбции, рабочих параметров процесса. В ряде случаев оправдано неполное восстановление активности адсорбента, так как при этом сокращаются эксплуатационные затраты.

#### **6.4 Адсорберы**

При адсорбционном разделении требуется осуществлять следующие основные стадии.

Адсорбция – контактирование подлежащей разделению смеси с адсорбентом, в результате которого определенные компоненты смеси адсорбируются, а оставшиеся выводятся из слоя.

При адсорбционном разделении жидких смесей во многих случаях к ним добавляют растворитель, который плохо адсорбируется. Его основное назначение заключается в снижении вязкости среды, облегчающем диффузию адсорбируемых компонентов.

Десорбция – контактирование отработанного адсорбента с десорбирующим агентом с целью извлечения поглощенных компонентов и достижения необходимой степени регенерации адсорбента. Для облегчения десорбции и сокращения расхода десорбирующего агента, а также для более полной регенерации адсорбента процесс десорбции, как правило, проводят при повышенной температуре.

Удаление десорбирующего агента из слоя адсорбента и подготовка адсорбента для проведения адсорбции или окислительной регенерации. Удаление десорбирующего агента из слоя адсорбента часто сопровождается охлаждением слоя до температуры процесса адсорбции.

В случае применения окислительной регенерации адсорбента происходит значительное повышение температуры адсорбента и поэтому перед стадией адсорбции требуется специальное охлаждение адсорбента.

Отделение десорбирующего агента и растворителей от целевых продуктов тем или иным способом (перегонка, ректификация, отстаивание) является вспомогательной стадией процесса адсорбции.

В нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности применяются адсорберы следующих основных типов:

- 1) с неподвижным слоем адсорбента;
- 2) с движущимся слоем адсорбента;
- 3) с псевдооживленным слоем адсорбента.

Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента представляют собой вертикальные аппараты, заполненные гранулированным адсорбентом. В промышленной практике общая высота слоя адсорбента определяется необходимым его объемом и величиной гидравлического сопротивления слоя адсорбента; обычно она составляет от 2 до 12 м.

На рис. 6.1 представлен адсорбер, предназначенный для очистки природного газа от сероводорода и меркаптанов. В корпусе аппарата 1 диаметром 3,6 м расположены по высоте два слоя цеолита  $NaX$  высотой 3,6 м. Каждый слой цеолита 6 поддерживается опорной решеткой 2, на которой установлен перфорированный лист 3 и два слоя металлической сетки. Над верхним слоем цеолита размещен дополнительно слой алюмогеля 7 для осушки газа. Для уменьшения динамического воздействия потока газа и более равномерного его распределения над адсорбентом расположен слой фарфоровых шаров 4 высотой 300 – 600 мм. При загрузке адсорбента используют штуцер 10 и кран-укосину 9.

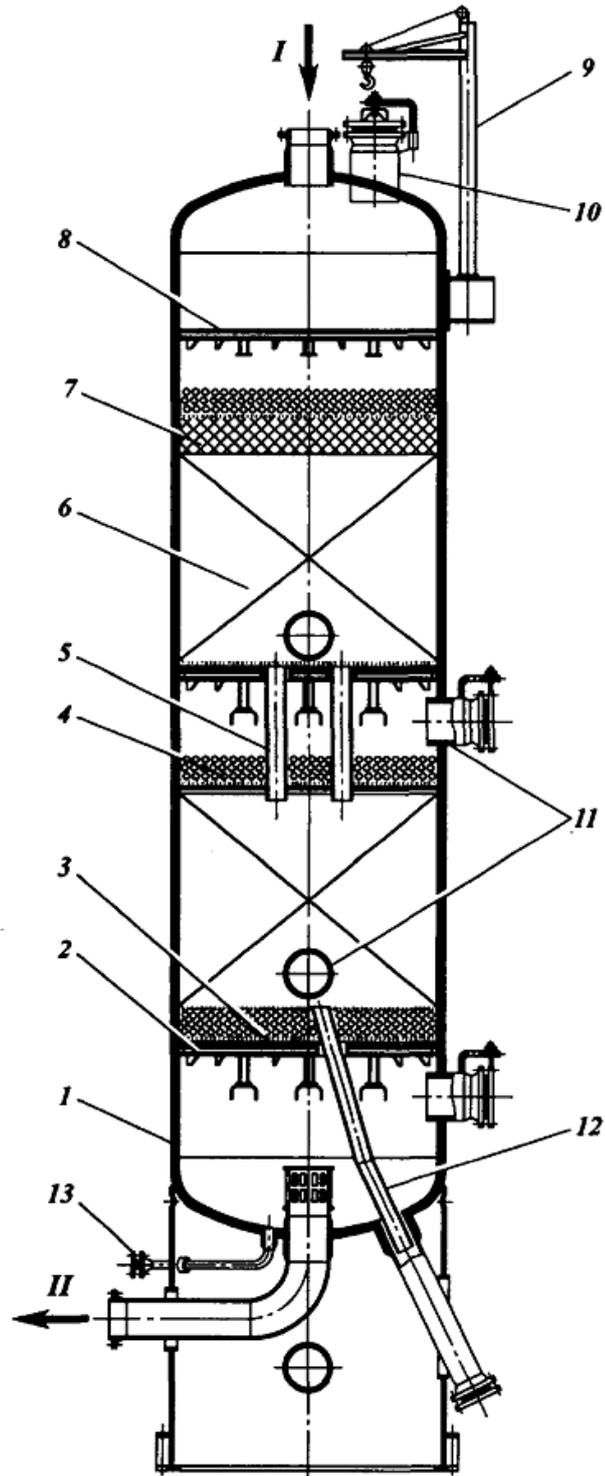


Рисунок 6.1. Адсорбер аксиального типа с неподвижным слоем адсорбента:  
 1 – корпус; 2 – опорная решетка; 3 – перфорированный лист и два слоя сетки;  
 4 – фарфоровые шары; 5 – переточные трубы для загрузки (выгрузки) адсорбента; 6 – слой  
 цеолита; 7 – слой алюмогеля; 8 – решетка; 9 – кран-укосина; 10 – штуцер для загрузки  
 адсорбента; 11 – люк-лаз; 12 – трубопровод для выгрузки адсорбента. Поток:  
 I – исходный газ; II – отработанный газ

Переток адсорбента из одной зоны в другую при его загрузке и выгрузке осуществляется по трубам 5. Выгрузку адсорбента из аппарата производят по трубопроводу 12.

Для уменьшения гидравлического сопротивления слоя адсорбента разработаны конструкции адсорберов с радиальным движением потока газа. На рис. 6.2 показаны варианты адсорберов, предназначенных для очистки газовых выбросов от органических веществ, которые по условиям десорбции могут быть несекционированными (рис. 6.2, а) и секционированными (рис. 6.2, б).

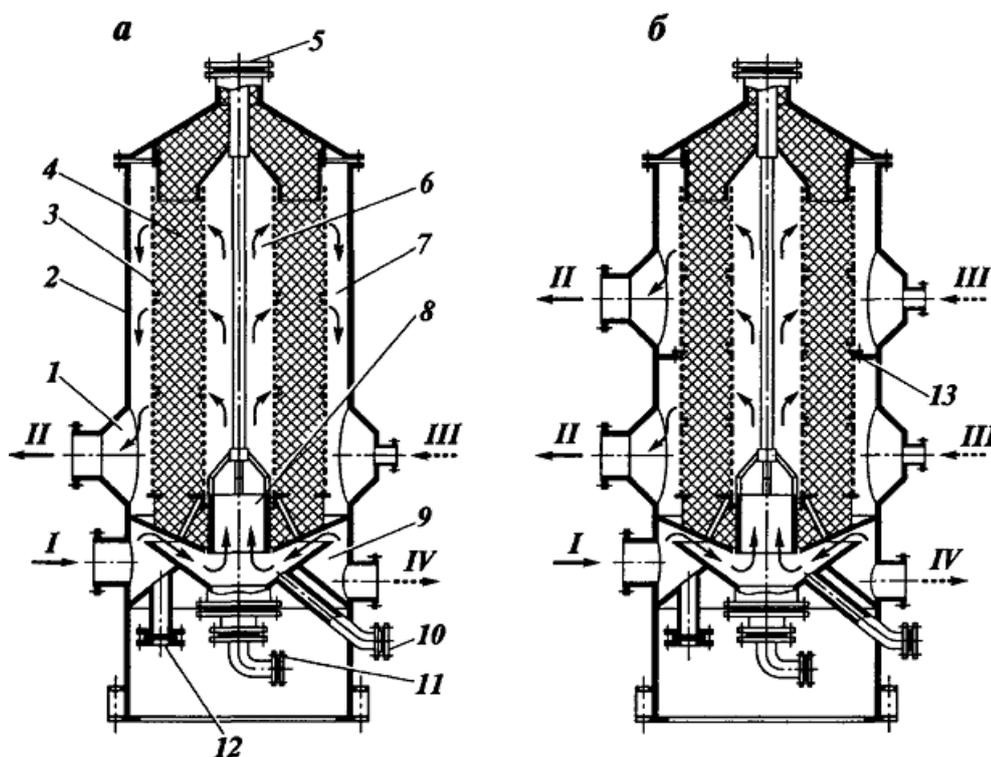


Рисунок 6.2. Адсорбер радиального типа с неподвижным слоем адсорбента: а – несекционированный; б – секционированный; 1 – собирающий коллектор; 2 – корпус; 3 – кольцевая решетка; 4 – слой адсорбента; 5 – штуцер для загрузки адсорбента; 6 – центральный раздающий канал; 7 – кольцевой собирающий канал; 8 – разгрузочное устройство; 9 – раздающий коллектор; 10 – штуцер для выгрузки адсорбента; 11 – штуцер для слива конденсата; 12 – предохранительная разрывная мембрана; 13 – секционирующая перегородка. Потoki: I – исходный газ; II – отработанный газ; III – водяной пар на десорбцию; IV – смесь паров воды и адсорбата

Адсорбер состоит из корпуса 2, в котором размещены кольцевые решетки 3, удерживающие слой адсорбента 4 толщиной 300–650 мм. Решетки образованы из двух слоев металлической сетки – каркасной 18x2,5

мм и фильтровальной 2x1 мм. Для удобства монтажа и демонтажа кольцевые решетки по высоте разделены на одинаковые участки, соединенные между собой с помощью безболтового самоуплотняющегося разъемного соединения. Загрузка адсорбента производится через верхний штуцер 5, отработанный адсорбент удаляется из слоя при подъеме затвора 8 разгрузочного устройства.

Пространство, ограниченное кольцевой решеткой меньшего диаметра, является центральным раздающим каналом 6. Пространство между стенкой корпуса и кольцевой решеткой большего диаметра является собирающим кольцевым каналом 7.

Исходный газ через раздающий коллектор 9 поступает в центральный раздающий канал 6, проходит через слой адсорбента 4 и собирается в кольцевом канале 7, откуда через собирающий коллектор 1 выбрасывается в атмосферу.

Десорбция органических веществ из адсорбента осуществляется острым водяным паром при температуре 105–140 °С. Смесь десорбированных органических веществ и воды выводится из нижней части адсорбера через штуцер 10. После окончания стадии десорбции осуществляется сначала сушка адсорбента подогретым атмосферным воздухом при температуре 60–100 °С и затем охлаждение атмосферным воздухом. По условиям технологии процесса очистки газов стадии сушки и охлаждения могут быть исключены.

С целью защиты от внезапного повышения давления при возможных загораниях или взрыве паровоздушной смеси адсорбер со стороны раздающего коллектора 9 снабжен предохранительной разрывной мембраной 12, срабатывающей при давлении свыше 0,075 МПа.

В целях сокращения пиковых нагрузок по пару при десорбции слой адсорбента в адсорбере может быть разделен по высоте на две части секционирующей перегородкой 13.

В адсорберах с неподвижным слоем адсорбента все стадии процесса протекают в определенной последовательности в одном аппарате и для непрерывной работы установки приходится иметь несколько аппаратов, работающих по определенному циклу.

В соответствии со схемой, показанной на рис. 6.3, в течение стадии адсорбции разделяемая газовая смесь поступает в один из адсорберов, при этом извлекаемые компоненты адсорбируются, а сухой газ удаляется из аппарата. В то же время в другой адсорбер, где уже завершилась стадия адсорбции, вводится водяной пар для десорбции извлеченных компонентов, направляемых сначала в конденсатор-холодильник и далее в водоотделитель. Затем подают нагретый воздух для сушки адсорбента, а потом холодный воздух для окончательной подготовки адсорбента к последующему циклу адсорбции.

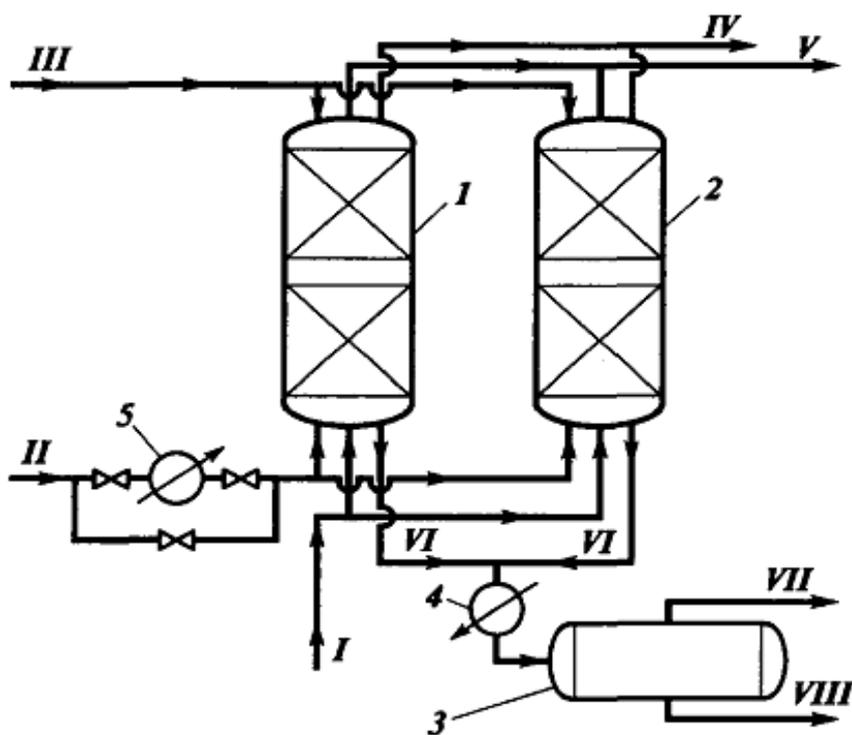


Рисунок 6.3 Схема адсорбционной установки с двумя адсорберами:

1, 2 – адсорбер; 3 – водоотделитель; 4 – холодильник; 5 – нагреватель.

Потоки: I – исходный газ; II – воздух на сушку и охлаждение; III – водяной пар на десорбцию; IV – воздух из десорберов; V – сухой газ; VI – смесь паров воды и адсорбата; VII – адсорбат; VIII – вода

Адсорберы с движущимся слоем адсорбента применяются для извлечения этилена из его смеси с водородом и метаном, водорода из смеси газов и т.п. В этом случае процесс ведется непрерывно и каждая его стадия осуществляется в определенном аппарате или части аппарата, причем адсорбент последовательно перемещается между отдельными аппаратами по системе пневмотранспорта. В качестве адсорбента часто применяется гранулированный активированный уголь.

Схема адсорбера с движущимся сплошным слоем адсорбента для разделения смеси газов представлена на рис. 6.4. Аппарат комбинированный, состоит из отдельных зон, в которых осуществляются адсорбция, десорбция, нагрев и охлаждение адсорбента. Через аппарат непрерывно перемещается сплошным слоем под действием силы тяжести сверху вниз поступающий из бункера 7 гранулированный адсорбент. Он последовательно проходит через соответствующие зоны аппарата, в которых протекает тот или иной процесс.

Отработанный адсорбент с низа аппарата через питатель 1, регулирующий количество циркулирующего в системе адсорбента, направляется в сборник 10 пневмоподъемника, куда газодувкой 12 подается транспортирующий газ. Далее адсорбент под воздействием газового потока поднимается в верхний бункер 7, откуда вновь направляется в верхнюю часть адсорбера.

В различных сечениях аппарата имеются четыре распределительные тарелки 4, обеспечивающие равномерное движение встречных потоков адсорбента и газа по всему сечению. Эти же распределительные приспособления используются для сбора газа, отделенного от адсорбента, и вывода его из аппарата.

Исходный газ, подлежащий разделению, условно рассматриваемый как состоящий из смеси легкой и тяжелой фракций, направляется под распределительную тарелку, равномерно распределяется по всему сечению аппарата и вступает в контакт с движущимся слоем адсорбента. Через трубки распределительной тарелки газ поступает в верхнюю адсорбционную зону 5,

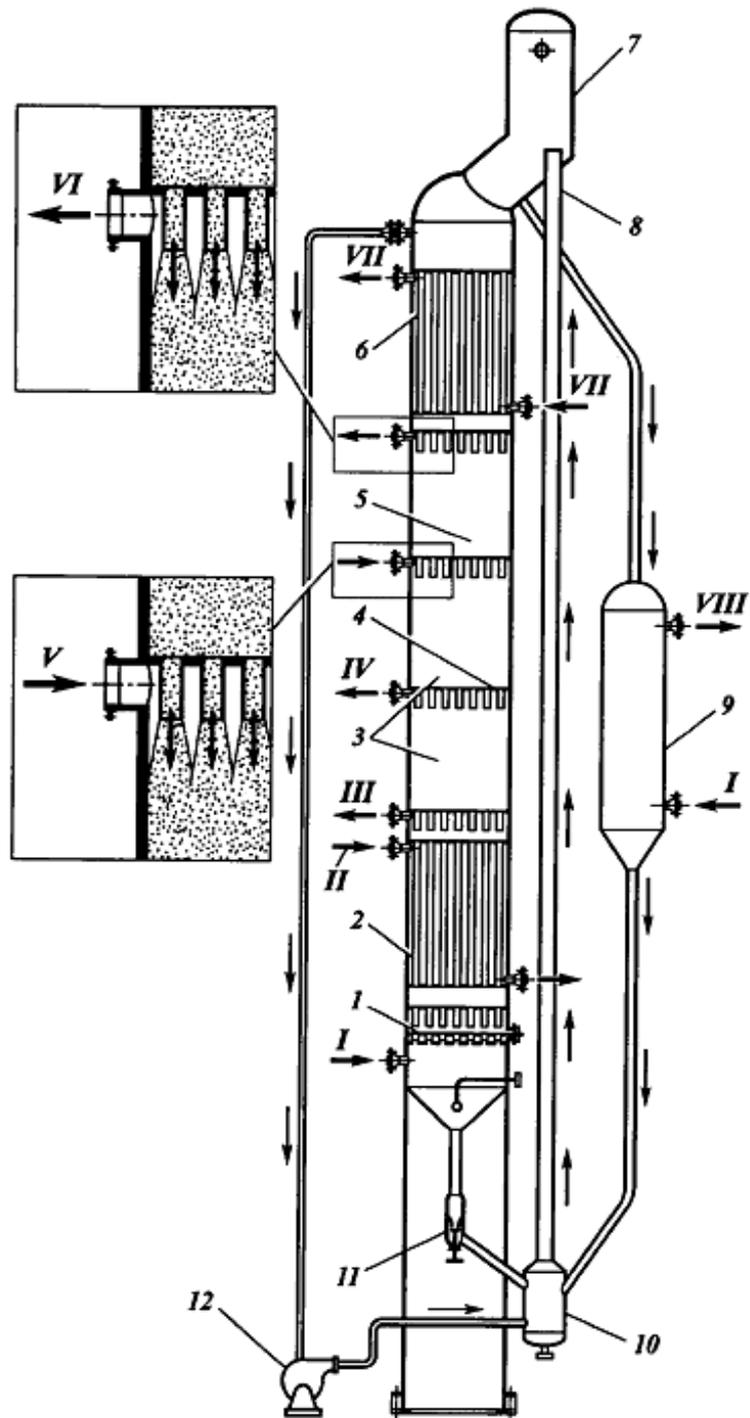


Рисунок 6.4. Адсорбер с движущимся слоем адсорбента для разделения газов:  
 1 – питатель; 2 – нагреватель; 3 – зона ректификации; 4 – распределительная тарелка;  
 5 – зона адсорбции; 6 – холодильник; 7 – бункер;  
 8 – пневмоподъемник; 9 – реактиватор; 10 – сборник; 11 – регулирующая задвижка;  
 12 – газодувка. Потоки: I – водяной пар; II – греющий агент;  
 III – тяжелая фракция; IV – промежуточная фракция; V – исходный газ;  
 VI – легкая фракция; VII – охлаждающая вода; VIII – продукты реактивации и водяной пар

где в противотоке с адсорбентом происходит адсорбция. Из верхней части этой зоны отводится легкая фракция. По мере перемещения газа вверх в адсорбционной зоне происходит массообмен, в результате которого подлежащие извлечению молекулы газа вытесняют с поверхности адсорбента менее активные молекулы легкой фракции, в конечном счете с верха этой зоны получают достаточно чистую легкую фракцию с высокой концентрацией в ней малоактивных компонентов исходной смеси.

В зоне ввода исходного газа адсорбированная фаза по составу близка к составу равновесного с исходным газом адсорбата и, следовательно, содержит наряду с извлекаемыми компонентами и компоненты легкой фракции. Для получения извлекаемых компонентов высокой чистоты необходимо удалить с поверхности адсорбента компоненты легкой фракции. Этот процесс и осуществляется в зоне 3, названной зоной ректификации, где протекает массообмен, схожий с процессом ректификации в нижней части ректификационной колонны.

В нижнюю часть зоны ректификации 3 поступают десорбированные в нагревателе 2 компоненты тяжелой фракции, и при контактировании со встречным потоком адсорбента происходит массообмен, при котором компоненты легкой фракции, содержащиеся в адсорбате, вытесняются и замещаются более активными молекулами тяжелой фракции.

Таким образом, газовая фаза, перемещаясь снизу вверх, все более обогащается компонентами легкой фракции, тогда как адсорбат при перемещении адсорбента сверху вниз все более и более обогащается компонентами тяжелой фракции. С нижней распределительной тарелки адсорбент вместе с адсорбатом, состоящим в основном из компонентов тяжелой фракции, поступает в нагреватель 2, в котором адсорбент нагревается и тяжелая фракция десорбируется.

Для облегчения десорбции в нижнюю часть аппарата подается водяной пар. Тепло для нагрева адсорбента и десорбции подводится греющим агентом, например водяным паром, поступающим в межтрубное

пространство нагревателя 2. Десорбированная тяжелая фракция частично отводится с нижней распределительной тарелки как целевой продукт, а частично в качестве внутреннего циркулирующего потока через трубки распределительной решетки направляется в зону ректификации для контактирования с адсорбентом.

Для повышения чистоты верхнего и нижнего продукта в средней части зоны ректификации отводится промежуточная фракция.

Нагретый адсорбент по пневмоподъемнику 8 направляется в бункер 7, откуда после отделения транспортирующего газа поступает в холодильник 6.

При наличии в исходном газе компонентов, отличающихся высокой адсорбционной способностью и потому трудно десорбируемых, последние накапливаются в циркулирующем адсорбенте, что может привести к значительному снижению его активности. Для поддержания активности адсорбента на постоянном уровне в схему установки включается реактиватор 9, через который циркулирует часть адсорбента. В реактиваторе создаются более жесткие условия десорбции (более высокая температура, повышенный расход водяного пара, окислительная регенерация и т.п.).

Использование отдельного аппарата (реактиватора), в котором поддерживаются более жесткие условия десорбции для части циркулирующего адсорбента, в ряде случаев экономически более выгодно, чем создание таких же условий в нагревателе для всего потока адсорбента. В этом случае необходимо значительно увеличить размеры нагревателя и расход греющего агента и водяного пара для десорбции. Подобный метод разделения газовой смеси получил название гиперсорбции.

Адсорберы с псевдооживленным слоем адсорбента позволяют также осуществлять непрерывный процесс адсорбции. В этом случае в качестве адсорбента используются мелкие гранулы (обычно не более 500 мкм). Конструктивно адсорбер может иметь один или несколько кипящих слоев (рис. 6.5), обеспечивающих контакт фаз в противотоке (ступенчато-противоточный адсорбер).

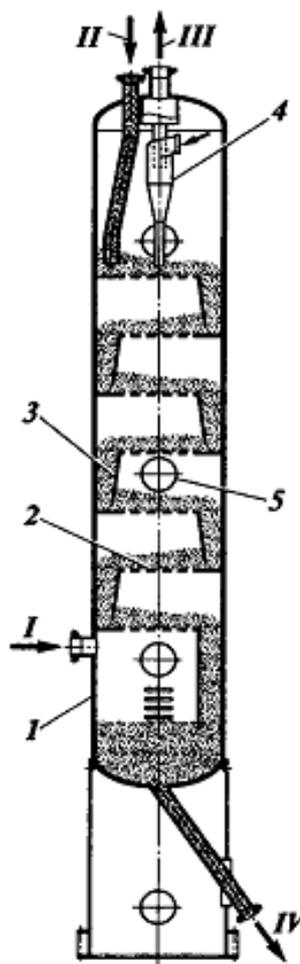


Рисунок 6.5. Схема адсорбера с псевдооживленным слоем адсорбента:  
 1 – корпус; 2 – контактная тарелка; 3 – переточное устройство; 4 – циклон;  
 5 – люк-лаз. Поток: I – исходный газ; II – регенерированный адсорбент; III – отработанный газ; IV – отработанный адсорбент

В таком адсорбере на специальных контактных устройствах (тарелках) осуществляется взаимодействие между газом и порошкообразным адсорбентом, в результате чего адсорбент переводится в состояние псевдооживления. Адсорбент, двигаясь сверху вниз через переточные устройства, передается с одной контактной ступени на другую. Газ движется в аппарате противотоком снизу вверх. Для отделения из газового потока частичек адсорбента перед выходом из адсорбера газ направляют в циклоны. В аппаратах с псевдооживленным (кипящим) слоем адсорбента можно интенсифицировать процесс массопередачи при адсорбции за счет уменьшения размера гранул и более интенсивного обновления их контактной поверхности.

## ГЛАВА 7 ЭКСТРАКЦИЯ

### 7.1 Сущность процесса экстракции

Экстракцией называется процесс избирательного извлечения компонентов жидкой (или твердой) фазы при ее обработке растворителем, который хорошо растворяет извлекаемые компоненты и ограниченно или практически не растворяет другие компоненты исходного сырья. Поэтому применяемые при экстракции растворители называют избирательными или селективными.

В нефтепереработке процесс экстракции применяется при очистке смазочных масел, дизельных топлив, деасфальтизации тяжелых нефтяных остатков, извлечении ароматических углеводородов из бензинов пиролиза, продуктов риформинга или легких газойлей коксования, извлечении высококипящих или нелетучих компонентов из сточных вод и т.п.

В промышленных условиях для разделения различных жидких нефтепродуктов путем экстракции используют такие растворители, как фенол, фурфурол, N-метил-пирролидон, диэтиленгликоль, вода, жидкий пропан, бензол, диметилсульфоксид, производные морфолина и пр. При экстракции озокерита и церезина из горных пород в качестве растворителя применяют бензин.

В последнее время из-за высокой токсичности фенола и фурфурола наметилась тенденция замены этих растворителей на N-метил-пирролидон.

При смешении растворителя с исходным сырьем происходит перераспределение его компонентов между растворителем и остальной частью смеси. Чтобы извлечь нужные компоненты, необходимо получить гетерогенную систему, состоящую из двух жидких фаз, между которыми и распределяются извлекаемые компоненты. Раствор, состоящий из растворителя и извлеченных компонентов, называется экстрактным, а раствор, включающий неизвлеченные компоненты и растворитель, называется рафинатным. Поскольку экстрактный и рафинатный растворы

образуют расслаивающуюся систему, то их можно разделить путем отстаивания под действием гравитации или центробежных сил.

Извлекаемый компонент или смесь нескольких компонентов распределяется между экстрактным и рафинатным растворами в соответствии с законом фазового равновесия:

$$K = \frac{x_1}{x_2}$$

где  $x_1$  и  $x_2$  – концентрации извлекаемого компонента в образующихся фазах;  $K$  – коэффициент распределения, зависящий от природы системы, состава и температуры; значение его определяется экспериментально и для данной системы он является величиной постоянной.

Обычно с повышением температуры растворимость в обеих фазах возрастает, а при достижении определенной температуры образуется однородный раствор ( $K \rightarrow 1$ ). В этом случае не может быть осуществлен процесс экстракции, так как нельзя разделить экстрактный и рафинатный растворы путем отстаивания. Поэтому для проведения экстракции температура процесса должна быть ниже температуры образования однородного раствора.

При выборе растворителя учитывают его избирательность и растворяющую способность, которые для каждого растворителя не являются постоянными и зависят как от технологических условий процесса, так и от химического состава сырья. Чем больше избирательность растворителя, тем более четко разделяются компоненты при контакте с ним, большей избирательности соответствует больший коэффициент распределения  $K$ . Чем выше растворяющая способность растворителя, тем большую массу извлекаемых компонентов можно растворить в нем и тем, следовательно, меньше потребуются расход растворителя.

Избирательность и растворяющая способность растворителя адиабатны, как правило, рост одного показателя ведет к снижению другого.

При повышении температуры избирательность растворителя уменьшается, а его растворяющая способность возрастает и наоборот.

Поскольку процесс разделения с помощью экстракции происходит только при условии, что смесь растворителя и разделяемого вещества образует гетерогенную систему, необходимо выбирать такую температуру процесса, которая обеспечивает достаточно высокую избирательность и растворяющую способность растворителя.

На процесс экстракции оказывает влияние соотношение растворителя и исходного сырья. В случае небольшого количества растворителя он при соответствующей температуре полностью растворяется в исходной смеси, образуя гомогенный раствор. При большом количестве растворителя исходная смесь полностью растворяется в растворителе, образуя также одну фазу. Каждой величине отношения растворитель – исходное сырье соответствует определенное значение температуры, при которой и выше которой данная смесь образует однофазную систему.

Повышение температуры растворения, понижение растворяющей способности растворителя и повышение его селективности достигаются добавлением в систему компонента, который хорошо растворяется в растворителе и значительно хуже – в исходной разделяемой смеси. Такой метод применяется, например, при очистке масел фенолом с использованием воды в качестве дополнительного компонента, понижающего взаимную растворимость масла и фенола.

Для повышения взаимной растворимости растворителя и исходной смеси, понижения температуры растворения и избирательности растворителя в систему добавляют компонент, хорошо растворяющийся как в растворителе, так и в исходной смеси. Например, такую роль играет бензол при очистке масел жидким сернистым ангидридом.

В любом процессе экстракции можно выделить три составляющие: растворитель; извлекаемый компонент, который в общем случае может представлять собой смесь нескольких компонентов; и неизвлекаемый

компонент, в общем случае также являющийся смесью нескольких компонентов. Каждая из указанных составляющих процесса описывается определенными физико-химическими характеристиками. В этой связи для расчета процесса экстракции широко используют треугольные диаграммы.

## 7.2 Основные методы осуществления экстракции

В зависимости от требований, предъявляемых к качествам получаемых рафинатного и экстрактивного растворов, контактирование массообменивающихся фаз при экстракции может быть осуществлено по нескольким схемам. Однако любой процесс экстракции содержит следующие стадии: 1) смешение растворителя с разделяемой смесью, обеспечивающее их контактирование; 2) разделение образовавшейся смеси на рафинатный и экстрактивный растворы.

Поэтому одна ступень экстракции состоит из смесителя и отстойника, оформляемых в виде различных конструктивных модификаций.

В зависимости от числа ступеней экстракции и способа их соединения различают следующие разновидности процесса экстракции: однократную, многократную и противоточную.

При однократной экстракции (рис. 7.1) исходное сырье  $F$  в один прием обрабатывают заданным количеством растворителя  $L$  в смесителе  $C$ . Образовавшуюся в результате контакта смесь разделяют в отстойнике  $O$  на рафинатный  $R$  и экстрактивный  $S$  растворы, которые отводят из аппарата.

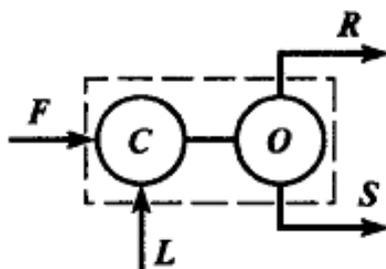


Рисунок 7.1. Схема однократной экстракции

При многократной экстракции (рис. 7.2) исходное сырье  $F$  и соответствующие рафинатные растворы  $R_i$  обрабатываются порцией свежего

растворителя на каждой ступени экстракции, где имеются смеситель  $C$  и отстойник  $O$ . При этом рафинатный раствор направляется в следующую ступень экстракции, а экстрактные растворы  $S_1, S_2, S_3$ , после каждой ступени экстракции выводятся из системы. При таком способе обработки исходная разделяемая смесь  $F$  поступает в первую ступень экстракции, а окончательный рафинатный раствор  $R_3$  отбирается из последней ступени.

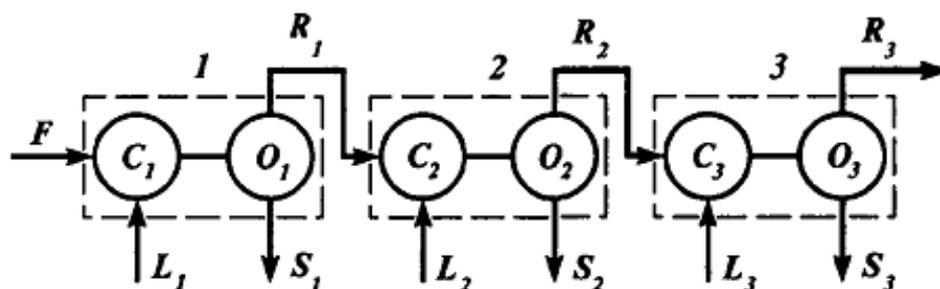


Рисунок 7.2. Схема многократной экстракции:  
1–3 – ступени экстракции

Очевидно, в этом случае можно получить лучшее качество рафинатного раствора по сравнению с однократной экстракцией, однако выход конечного рафинатного раствора (рафината) уменьшается.

Противоточная экстракция характеризуется многократным контактированием в противотоке рафинатных и экстрактных растворов, целью которого является обеспечение заданного изменения их составов. Противоточное контактирование фаз может быть осуществлено либо в системе аппаратов типа смеситель-отстойник (рис. 7.3), либо в аппарате колонного типа с контактными устройствами различных конструкций.

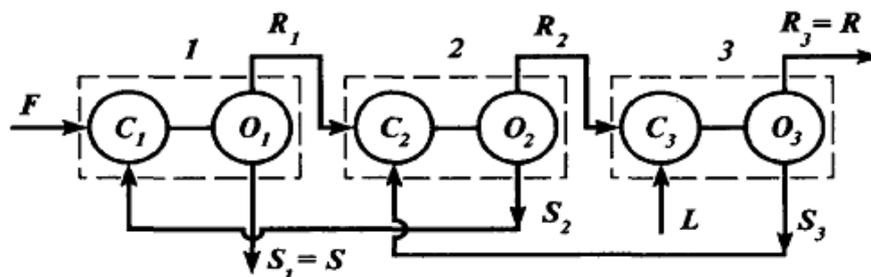


Рисунок 7.3. Схема противоточной экстракции в аппаратах типа смеситель-отстойник

Противоточная экстракция обеспечивает получение продуктов заданного качества при высоких их выходах.

### **7.3 Экстракторы**

Для эффективного осуществления процесса экстракции должно быть обеспечено интенсивное взаимодействие контактирующих фаз. Эффект их взаимодействия зависит от гидродинамических факторов, конструкции аппарата, способа контактирования фаз.

В промышленности применяется большое число различных конструкций экстракционных аппаратов; их можно подразделить на две основные группы: по способу смешения фаз и способу разделения фаз.

I. По способу смешения фаз экстракторы делятся на подгруппы:

1) аппараты ступенчатого типа, имеющие определенное число ступеней (типа смеситель-отстойник), в каждой из которых происходит контактирование и последующее разделение фаз. В целом в системе осуществляется противоточное движение фаз за счет соответствующего соединения ступеней по потокам рафинатных и экстрактных растворов;

2) аппараты колонного типа с непрерывно изменяющимся составом фаз. Колонные аппараты могут быть пустотелыми, насадочными и тарельчатыми. Противоточное движение фаз в аппаратах колонного типа осуществляется главным образом за счет разности плотностей сырья и растворителя или соответственно рафинатных и экстрактных растворов.

II. По способу разделения фаз экстракторы делятся на подгруппы:

1) аппараты отстойного типа;

2) центробежные аппараты.

В свою очередь в каждой группе аппаратов процессы смешения и разделения фаз могут быть реализованы либо за счет энергии самих потоков фаз, либо за счет подвода ее извне с помощью специальных устройств (сообщение вибрации, ультразвука и т.д.). Наибольшее применение в нефтегазопереработке нашли аппараты колонного типа.

Ниже рассмотрены некоторые конструкции экстракционных аппаратов, получивших распространение в нефтегазоперерабатывающей промышленности.

Аппараты типа смеситель-отстойник. Для смешения контактирующих фаз применяют смесители различных типов, в том числе пропеллерные насосы, которые одновременно с перемешиванием обеспечивают транспортирование взаимодействующих легкой и тяжелой фаз. Из контактной зоны образовавшаяся смесь выводится в отстойную зону, где происходит разделение легкой и тяжелой фаз, поступающих затем в соответствующие ступени аппарата.

Схема одной ступени аппарата типа смеситель-отстойник приведена на рис. 7.4.

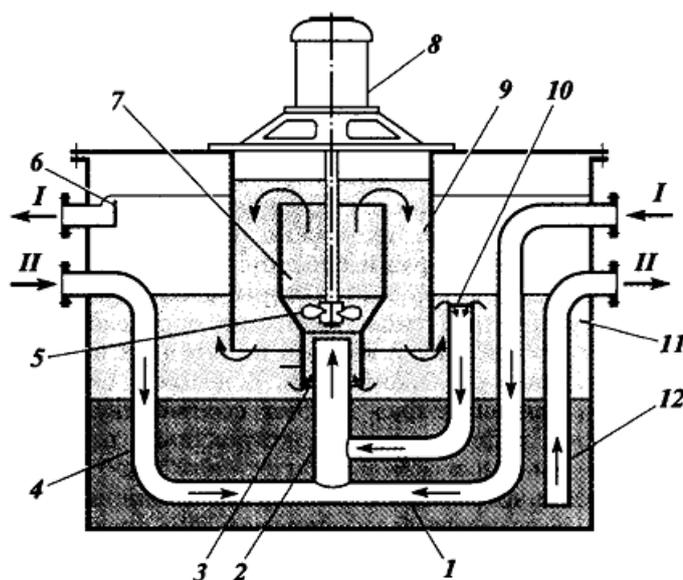


Рисунок 7.4. Схема ступени (секции) экстрактора типа смеситель-отстойник:  
 1 – трубопровод ввода легкой фазы; 2 – смесительная труба; 3 – кольцевой канал для рециркуляции эмульсии; 4 – трубопровод ввода тяжелой фазы;  
 5 – пропеллерный насос; 6 – коллектор для вывода легкой фазы; 7 – камера смешения;  
 8 – привод; 9 – кольцевая камера; 10 – трубопровод рециркуляции эмульсии;  
 11 – отстойное пространство; 12 – трубопровод вывода тяжелой фазы. Поток: I – легкая фаза; II – тяжелая фаза

Раствор легкой фазы из смежной ступени экстракции по трубопроводу 1, а раствор тяжелой фазы по трубопроводу 4 поступают на прием пропеллерного насоса 5. Сюда же по трубопроводу 10 и кольцевому каналу 3

поступает эмульсия из верхнего и нижнего слоя отстойного пространства. Уровень установки трубы 10 и канала 3 определяет долю рециркулирующей легкой и тяжелой фазы. Пройдя камеру смешения 7, смесь легкой и тяжелой фаз попадает в кольцевую камеру 9, а оттуда – в отстойное пространство 11. Тяжелая фаза из низа отстойника выводится по трубе 12 в следующую ступень экстрактора. Легкая фаза выводится из верхней части отстойной зоны через коллектор 6.

Аппараты колонного типа. Колонные экстракторы различаются по типу применяемых контактных устройств: насадок или тарелок различных конструкций. В настоящее время в нефтегазопереработке наиболее часто применяют насадочные экстракционные колонны.

В промышленности используют колонные аппараты диаметром свыше 5 м и высотой до 40 м при атмосферном или более высоком давлении. Так, в колоннах деасфальтизации масел жидким пропаном давление составляет около 5 МПа. Сравнительно высокое давление обусловливается необходимостью поддержания пропана при температуре 70–90 °С в жидкой фазе.

На рис. 7.5 представлена экстракционная колонна для очистки масел фурфуролом, в которой контактирование фаз осуществляется в объеме насадки из колец Рашига размером 25x25 мм. Насадка укладывается секциями 2 высотой от 1,2 до 3 м, число секций 8–10. Между секциями насадки имеются распределительные тарелки 1, способствующие более равномерному распределению потоков по сечению колонны. Распределительная тарелка имеет основание с патрубками диаметром до 100 мм для прохода легкой фазы и отверстия или патрубки диаметром до 10 мм для прохода тяжелой фазы.

Вывод экстрактного раствора на охлаждение осуществляют с глухих тарелок 3. Растворитель и охлажденный раствор вводятся в колонну на распределительные тарелки 1 или через специальные маточкики.

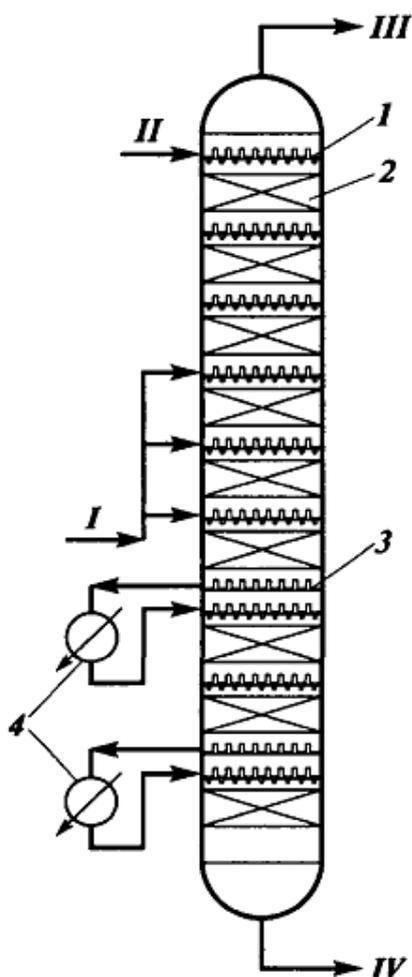


Рисунок 7.5. Схема насадочной экстракционной колонны:

1 – распределительная тарелка; 2 – слой насадки из колец Рашига; 3 – глухая тарелка; 4 – промежуточные холодильники. Поток: I – сырье; II – растворитель; III – рафинатный раствор; IV – экстрактивный раствор

Большое распространение получили также тарельчатые экстракционные колонны с ситчатыми, жалюзийными тарелками и тарелками других типов.

В колонных экстракторах с ситчатыми тарелками (рис. 7.6) может быть обеспечено диспергирование как легкой, так и тяжелой фазы. В последнем случае переливные патрубки 2 направлены вверх, а подпорные слои тяжелой фазы образуются над тарелками. Ситчатые тарелки 1 имеют отверстия диаметром 3–9 мм, расположенные по вершинам равностороннего треугольника с шагом 12–20 мм. Скорость движения дисперсной фазы через отверстия тарелки принимают в пределах 0,15–0,3 м/с.

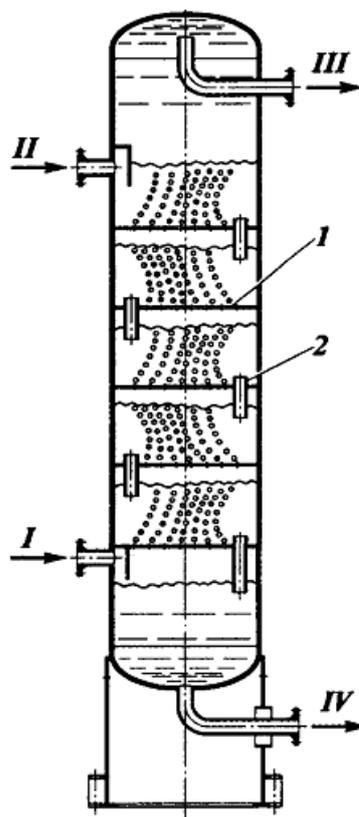


Рисунок 7.6. Схема экстрактора с сетчатыми тарелками:  
 1 – полотно ситчатой тарелки; 2 – переливной патрубок. Поток: I – сырье;  
 II – растворитель; III – рафинатный раствор; IV – экстрактивный раствор

Эффективность насадочных и тарельчатых колонн во многих случаях может быть повышена за счет применения пульсирующих потоков. Существует два способа введения низкочастотных колебаний в массообменные аппараты: первый основан на создании возвратно-поступательного движения контактирующих фаз, такие аппараты называются пульсационными; второй предусматривает низкочастотные колебания контактных устройств внутри аппаратов, которые называются вибрационными.

В отстойных зонах вибрационных аппаратов созданы благоприятные условия для коалесценции и сепарации фаз, поскольку рабочие среды в этих зонах не совершают колебательных движений. Для аппарата каждого типа существуют оптимальная амплитуда и частота колебаний, обеспечивающие более интенсивное протекание процесса экстракции.

К достоинствам вибрационных аппаратов следует отнести низкие удельные капитальные вложения и эксплуатационные затраты. Они просты по конструкции, обладают малой металлоемкостью, имеют простейший привод, обладают большой производительностью при высокой эффективности массообмена.

В аппаратах колонного типа уровень раздела легкой и тяжелой фаз может находиться на различной высоте. Ниже уровня раздела фаз сплошной является тяжелая фаза, а диспергированной легкая. Выше уровня раздела сплошной фазой является легкая, а диспергированной – тяжелая. Положение уровня раздела фаз выбирается в зависимости от условий проведения процесса экстракции.

В тех случаях, когда плотность растворителя выше плотности исходного сырья, повышение уровня раздела фаз связано с увеличением количества растворителя в аппарате. Вместе с тем вязкость экстрактного раствора (тяжелая фаза) обычно меньше вязкости рафинатного раствора. Поэтому, когда тяжелая фаза является сплошной, то диспергирование и контактирование более вязкой легкой фазы облегчаются. В этом случае желателен более высокий уровень раздела фаз.

Аппараты ротационного типа. Процесс экстракции эффективно осуществляется также в аппаратах ротационного типа, в которых для контактирования и разделения фаз используются центробежные силы. На рис. 7.7 изображен колонный дисковый экстрактор, применяемый при очистке масел. Аппарат состоит из ряда секций, образованных в вертикальном цилиндрическом корпусе с помощью серии колец статора 2. Между кольцами статора размещены плоские диски 3, укрепленные на вращающемся валу 4. При вращении дисков обеспечивается хорошее контактирование фаз. В целом по аппарату создается противоточное движение легкой и тяжелой фаз.

Для повышения эффективности взаимодействия контактирующих фаз, вращающиеся плоские диски могут быть оснащены лопатками 6 (рис. 7.7, б).

Вращение такой турбинной мешалки осуществляется между двумя горизонтальными кольцевыми отбойниками 7. При этом жидкость, отбрасываемая лопатками, проходит через слой сетки 8.

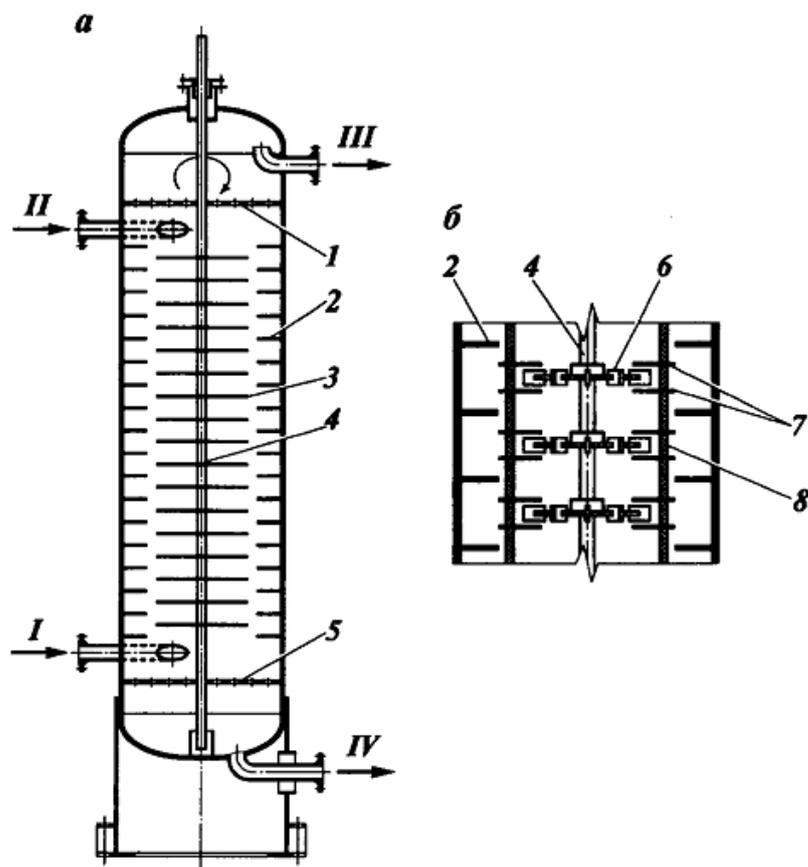


Рисунок 7.7. Ротационный дисковый экстрактор:  
 а – схема ротационного дискового экстрактора; б – схема контактной зоны ротационного дискового экстрактора фирмы «Otto H. York Company, Inc.»;  
 1, 5 – распределительные решетки; 2 – кольцо статора; 3 – диск ротора;  
 4 – вал ротора; 6 – лопатки; 7 – горизонтальные кольцевые отбойники;  
 8 – сетка. Потоки: сырье: I – легкая фаза; II – растворитель;  
 III – легкая фаза; IV – тяжелая фаза

Применяется также и центробежный экстрактор, ротор которого имеет насадку той или иной конструкции, обеспечивающую контактирование тяжелой и легкой фаз в противотоке. Легкая фаза поступает на периферию ротора, а тяжелая – ближе к оси вращения. Под действием центробежных сил тяжелая фаза перемещается в каналах насадки к периферии ротора, а легкая – от периферии к оси вращения. Ввод и вывод обеих фаз осуществляется через специальные каналы во вращающемся валу. Оптимальная величина частоты вращения обычно составляет 600–1200 об/мин. В ранних моделях таких

экстракторов применяли ленту, навитую в виде спирали (около 30 витков) и образующую каналы прямоугольного сечения для прохода жидкостей. В этих каналах жидкости движутся противотоком и приходят в тесный контакт друг с другом. В экстракторах последних моделей установлены перфорированные концентрические цилиндры с отверстиями или щелями, служащими для прохода обеих жидкостей.

Основным преимуществом центробежных экстракторов является возможность разделения систем, имеющих малую разность плотностей, и жидкостей, склонных к образованию эмульсий. Вследствие очень малой удерживающей способности эти машины применяются в процессах очистки нефтепродуктов, отделения фенола от аммиачных вод коксохимической промышленности, при экстракции урана, очистке растительных масел.

## ГЛАВА 8 СУШКА

### 8.1 Основные представления о сушке

Сушка – термодинамический, диффузионный процесс удаления жидкости из твердых материалов путем ее испарения. Аппараты для осуществления процесса сушки называются сушилками.

Испарение жидкости из твердого материала может происходить при различных температурах, однако если парциальное давление паров жидкости в порах материала выше равновесного давления в окружающей среде, то для ускорения процесса сушки подводится тепло. В зависимости от способа подвода тепла для испарения жидкости и способа удаления образовавшихся паров различают следующие методы сушки:

- газовая (конвективная) сушка, характеризующаяся непосредственным контактом высушиваемого материала с потоком нагретого газа (воздух, топочные газы, азот и т.п.), который сообщает тепло, одновременно поглощая и унося с собой образовавшиеся пары;

- контактная (кондуктивная) сушка, при которой тепло сообщается высушиваемому материалу каким-либо теплоносителем, действующим через поверхность нагрева, чаще всего используется насыщенный водяной пар, который при этом конденсируется. При контакте с поверхностью теплообмена (плоская стенка, трубный пучок и т.п.) высушиваемый материал нагревается. Испарившаяся жидкость уходит из материала в виде паров (например, пары растворителя), которые удаляются из сушилки и могут быть направлены на конденсацию и затем возвращены в технологический цикл. В контактных сушилках часто создают вакуум, что позволяет ускорить процесс сушки и проводить его при меньшей температуре высушиваемого материала, т.е. при увеличенной разности температур между теплоносителем и высушиваемым материалом;

- радиационная сушка, реализуемая путем передачи тепла инфракрасным излучением. Этот способ используют для высушивания тонколистовых материалов и лаковых покрытий;

– диэлектрическая сушка, при которой материал высушивается в полотока высокой частоты. Такой способ применяется для сушки толстолистовых материалов, он позволяет регулировать температуру не только на его поверхности, но и в глубине материала;

– сублимационная сушка, при которой влага из предварительно замороженного состояния, минуя жидкое, переходит в парообразное состояние. Процесс осуществляется при глубоком вакууме и низких температурах.

В процессах нефтегазопереработки наиболее часто приходится иметь дело с газовой сушкой влажных материалов нагретым воздухом или горячими дымовыми газами и контактной сушкой, поэтому дальнейшее изложение материала ведется применительно к этим случаям сушки.

Виды связи влаги с материалом. По характеру связи влаги с твердым материалом различают следующие виды влаги:

– поверхностная – влага, находящаяся на поверхности твердого материала и в порах крупных частиц;

– капиллярная – влага, находящаяся в мелких порах, образующих капилляры;

– адсорбционно-химическая – влага, связанная с твердым материалом за счет адсорбции или химического взаимодействия;

– набухания – влага, поглощенная телами, имеющими клеточную структуру.

Поверхностная влага испаряется с поверхности твердого материала, как со свободной поверхности воды.

Капиллярная влага связана с твердым материалом более прочно, чем поверхностная. Адсорбционно-химическая влага и влага набухания наиболее трудно поддаются удалению.

При сушке влажность материала может быть снижена настолько, что давление водяного пара в материале станет меньше, чем в атмосферном воздухе. Такой материал называется гигроскопическим. Он способен

поглощать влагу из воздуха и должен храниться в упаковке, исключаяющей его контакт с атмосферным воздухом.

## 8.2 Физические свойства влажного воздуха

Для расчета воздушных сушилок необходимо знать основные характеристики влажного воздуха (смесь воздуха с водяными парами): температуру, относительную влажность, влагосодержание, энтальпию. Температура воздуха или дымовых газов, используемых для сушки, выбирается в зависимости от свойств высушиваемого материала и может изменяться в широких пределах.

Относительной влажностью воздуха  $\varphi$  называется отношение массы водяного пара, фактически находящегося в воздухе, к массе насыщенного водяного пара, который мог бы быть в данном объеме при той же температуре. Эта величина изменяется от нуля для абсолютно сухого воздуха до 100 % (или единицы, если относительная влажность измеряется в долях единицы) для насыщенного.

Масса водяного пара, содержащегося в 1 м<sup>3</sup> воздуха, численно равна плотности водяного пара  $\rho_{\text{п}}$ , находящегося в перегретом состоянии, а максимально возможное его содержание равно плотности насыщенного пара  $\rho_{\text{н}}$  при данной температуре воздуха. Следовательно,

$$\varphi = \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{н}}} \quad (8.1)$$

Из уравнения состояния газов следует, что

$$\begin{aligned} \rho_{\text{п}} &= \frac{p_{\text{п}}}{RT} \\ \rho_{\text{н}} &= \frac{p_{\text{н}}}{RT} \end{aligned} \quad (8.2)$$

откуда

$$\varphi = \frac{p_{\text{п}}}{p_{\text{н}}} \quad (8.3)$$

Относительная влажность является показателем работоспособности воздуха при сушке: чем больше величина  $\varphi$  отличается от единицы, тем больше влаги может перейти из высушиваемого материала в воздух. При  $\varphi = 100\%$  воздух полностью насыщен и влага больше не может испаряться в воздух. При нагревании и охлаждении воздуха величина  $\varphi$  изменяется вследствие изменения величины  $p_n$  при изменении температуры [см. уравнение (8.3)].

Характерным параметром влажного воздуха является его влагосодержание  $x$ , т.е. масса влаги в килограммах, приходящаяся на один килограмм сухого воздуха (кг/кг сухого воздуха). Эта характеристика не изменяется при нагревании и охлаждении воздуха.

В соответствии с уравнением состояния газов можно записать следующие выражения:

для водяного пара

$$\rho_n V = 47,1T G_n \quad (8.4)$$

для сухого воздуха в том же объеме  $V$

$$\rho_B V = 29,3T G_B \quad (8.5)$$

Отсюда массы водяного пара и воздуха в объеме  $V$  будут равны

$$G_n = \frac{p_n V}{47,1T} \quad (8.6)$$

$$G_B = \frac{p_B V}{29,3T} \quad (8.7)$$

Согласно определению влагосодержания, исходя из вышеприведенных уравнений, получим

$$x = \frac{G_{\text{п}}}{G_{\text{в}}} = \frac{29,3}{47,1} \cdot \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{в}}} = 0,622 \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{в}}} \quad (8.8)$$

Плотность влажного воздуха определяют из выражения

$$\rho_{\text{вл.в}} = \rho_{\text{в}}(1 + x) \quad (8.9)$$

Энтальпию влажного воздуха  $H$ , отнесенную к 1 кг сухого воздуха при температуре  $t$  (за начало отсчета принята температура  $0^\circ\text{C}$ ), определяют по

$$H = C_{\text{в}}t + xH' \quad (8.10)$$

где  $C_{\text{в}}$  – средняя теплоемкость сухого воздуха в интервале температур от 0 до  $t$ ;

$H$  – энтальпия водяного пара.

При температурах до  $250\text{-}300^\circ\text{C}$  средняя теплоемкость воздуха может быть принята равной  $C_{\text{в}} = 1 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$ , или  $0,24 \text{ ккал}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$ . В этих же пределах температур можно считать  $H' = 595 + 0,46t$

С учетом этого энтальпия влажного воздуха (в ккал/кг) может быть определена по следующему уравнению:

$$H = 0,24t + x(595 + 0,46t)$$

### 8.3 Материальный и тепловой баланс сушки

Для составления баланса обозначим  $G_1$  – количество исходного влажного материала, поступающего на сушку, кг/ч;  $G_2$  – количество высушенного материала, кг/ч;  $u_0, u_k$  – начальная и конечная влажности материала, %;  $W$  – количество удаляемой при сушке влаги, кг/ч. Тогда материальный баланс имеет вид:

по всему материалу

$$G_1 = G_2 + W \quad (8.11)$$

по абсолютно сухому веществу

$$G_1 \frac{100 - u_0}{100} = G_2 \frac{100 - u_k}{100} \quad (8.12)$$

Обычно целью составления материального баланса является определение количества влаги  $W$ , удаляемой при сушке:

$$W = G_1 - G_2 \quad (8.13)$$

Или

$$W = G_2 \frac{u_0 - u_k}{100 - u_0} \quad (8.14)$$

Если количество влаги  $W$  известно, то из последнего уравнения можно определить количество высушенного материала  $G_2$ .

Рассмотрим тепловой баланс наиболее распространенных конвективных сушилок. Пусть на сушку поступает  $G_1$  исходного влажного материала, имеющего температуру  $T_1$ , °С. В сушилке из материала испаряется  $W$  влаги и удаляется  $G_2$  высушенного материала при температуре  $T_2$ . Обозначим удельную теплоемкость высушенного материала  $c_m$  и теплоемкостью влаги  $c_v$ , Дж/(кг·град).

В сушилку подается влажный воздух (сушильный агент), содержащий  $L$ , кг/ч абсолютно сухого воздуха. Перед калорифером воздух имеет энтальпию  $I_0$ , Дж/кг сухого воздуха; после нагрева, т. е. на входе в сушилку, энтальпия воздуха повышается до  $I_1$  сухого воздуха. В процессе сушки в результате передачи тепла материалу, поглощения испаряющейся из материала влаги и потерь тепла в окружающую среду энтальпия воздуха изменяется, и на выходе из сушилки энтальпия отработанного воздуха равна  $I_2$ , Дж/кг сухого воздуха.

При составлении теплового баланса следует учитывать, что в сушилке могут быть транспортные устройства, на которых находится высушиваемый материал. Обозначим удельную теплоемкость их материала  $c_m$

Количество тепла, подводимое в калорифер, обозначим через  $Q_k$ . Тогда с учетом потерь тепла сушилкой в окружающую среду  $Q_{п}$  имеем

$$LI_0 + G_2 c_m T_1 + W c_v T_1 + Q_k = LI_2 + G_2 c_m T_2 + Q_{п} \quad (8.15)$$

Из этого уравнения можно определить общий расход тепла на сушку  $Q_k$ :

$$Q_k = L(I_2 - I_0) + G_2 c_m (T_2 - T_1) - W c_B T_1 + Q_k \quad (8.16)$$

#### 8.4 Типы, схемы и конструкции сушилок

Конструкции сушилок разнообразны и классифицируются по ряду признаков:

- 1) по способу организации процесса (периодические и непрерывные);
- 2) по направлению движения сушильного агента относительно материала (прямоточные, противоточные, с перекрестным током);
- 3) по величине давления в рабочем пространстве (атмосферные, вакуумные, под избыточным давлением);
- 4) по виду используемого теплоносителя (воздушные, на дымовых или инертных газах, на насыщенном или перегретом паре, на жидких теплоносителях);
- 5) по способу подвода теплоты (конвективные, контактные, радиационные, с нагревом токами высокой частоты и т.д.);

Конвективные сушилки. Это наиболее распространенный тип сушильных аппаратов, используемых для сушки самых разнообразных материалов в любом исходном состоянии. В качестве сушильного агента здесь могут быть использованы горячий воздух, топочные газы, реже – перегретый водяной пар.

Камерные (полочные) сушилки представляют собой камеру, внутри которой материал в зависимости от его вида (крупногабаритные, сыпучие, пастообразные, жидкие материалы) располагается на полках, сетках, противнях или на подвижных вагонетках. Камерные сушилки универсальны, предельно просты, позволяют легко организовать рециркуляцию сушильного агента или иной, более сложный, индивидуальный режим сушки конкретного материала. Существует большое число схем и типов камерно-полочных

сушилок, отличающихся способами загрузки и выгрузки материала и видом циркуляции сушильного агента.

Основной недостаток камерных сушилок состоит в периодичности их работы и, следовательно, в значительном расходе теплоты на прогрев конструкции после каждого цикла загрузка – выгрузка материала; в необходимости ручного труда; в неравномерности высушивания материала на верхних и нижних полках.

Как правило, камерные сушилки используются для периодической сушки относительно небольших количеств материалов, требующих длительного (до нескольких часов и более) высушивания для достижения низкого остаточного (конечного) влагосодержания.

Туннельные сушилки представляют собой протяженные (до 70 м) камерные аппараты, в которых производится непрерывная сушка крупногабаритных влажных материалов, располагаемых на перемещающихся вдоль аппарата вагонетках. Туннельные сушилки обычно требуют промежуточного подогрева сушильного агента. Продолжительность сушки в таких аппаратах может достигать 200 ч.

В ленточных сушилках (рис. 8.1) имеется одна или несколько расположенных друг под другом транспортирующих лент, на которых высушиваемый (обычно дисперсный, сыпучий) материал располагают невысоким слоем. С верхнего транспортера сыпучий материал самостоятельно пересыпается на нижний. Транспортирующие ленты могут быть перфорированными (сетками), и тогда сушильный агент может фильтроваться поперек движущегося слоя дисперсного материала. В ленточных сушилках легко организуются прямоток, противоток (при наружном обдуве слоя материала), поперечный ток или какая-либо смешанная схема относительного движения сушильного агента и материала. При этом достигается равномерное высушивание всего материала, чему способствует перемешивание дисперсного материала при его пересыпании с

верхней ленты на нижнюю. При необходимости легко организовать многозонную сушку.

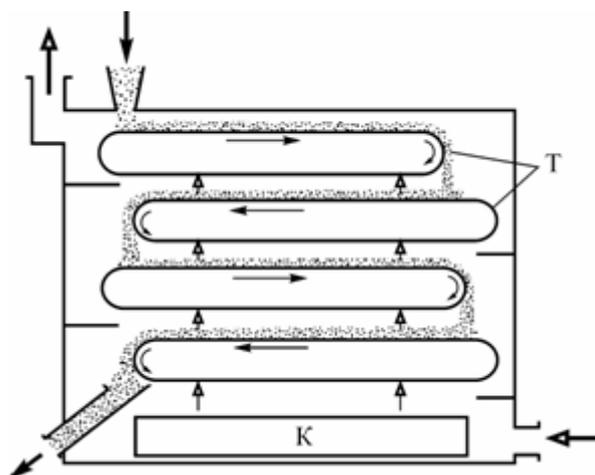


Рисунок 8.1 Схема ленточной сушилки для пастообразных материалов:  
Т – перфорированные транспортные ленты; К – калорифер

Для сушки пастообразных, формирующихся материалов применяются вальцеленточные сушилки, в которых ленточной сушилке предшествуют формирующе-подсушивающие вальцы. Вальцы своей рифленой наружной поверхностью формируют пасту в виде стерженьков обычно трапецеидального сечения, которые с помощью гребенки отделяются от вальца и непрерывно набрасываются на движущуюся ленту. Изнутри вальцы подогреваются насыщенным водяным паром, что обеспечивает некоторое предварительное подсушивание пасты и способствует ее формированию и отделению от наружной поверхности вальцов.

Основным недостатком сушилок ленточного типа является относительная громоздкость и невысокая производительность, отнесенная к единице объема аппарата.

Барабанные сушилки (рис. 8.2), применяемые для непрерывной сушки сыпучих материалов, представляют собой вращающийся цилиндрический барабан (диаметром до 5 м и длиной до 40 м), устанавливаемый с небольшим ( $2-7^\circ$ ) наклоном к горизонту. Барабан медленно вращается, что способствует продольному перемещению и поперечному перемешиванию сыпучего

материала, заполняющего внутренний объем барабана обычно на 10–30 %. Лопасты на внутренней поверхности барабана и элементы насадки во всем его объеме увеличивают время падения частиц материала и улучшают условия обтекания каждой частицы потоком сушильного агента.

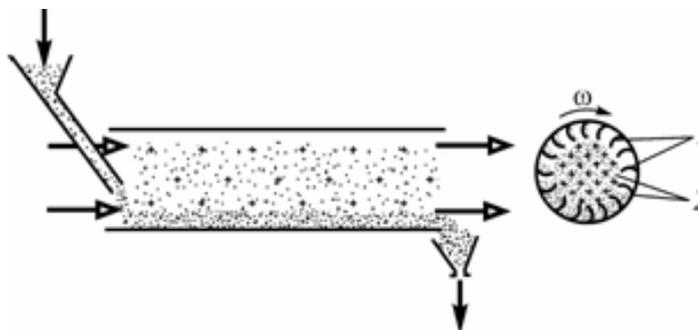


Рисунок 8.2. Схема барабанной сушилки для дисперсных материалов:  
1 – лопасти-черпаки; 2 – элементы тормозящей насадки

При сушке материалов, обладающих адгезией к стальному барабану, на начальном участке движения влажного материала внутри барабана размещаются свободно перекатывающиеся металлические цепи, которые разрушают комки влажного материала и очищают внутреннюю поверхность барабанной сушилки.

Барабанные сушилки надежны в работе, обеспечивают глубокое высушивание сыпучих и малокомкующихся материалов при их прямоточном или противоточном движении с топочными газами (или с горячим воздухом), но и обладают повышенной металлоемкостью и громоздкостью шестеренчатого привода, обеспечивающего вращение барабана.

Шахтные сушилки (рис. 8.3) представляют собой вертикальную колонну, в которой влажный дисперсный материал под действием силы тяжести непрерывно опускается в нижнюю часть аппарата, откуда и выгружается с помощью питателя, обеспечивающего необходимую скорость нисходящего движения материала в аппарате. Через движущийся плотный слой материала непрерывно фильтруется сушильный агент, направление движения которого может быть различным: перекрестным, противоточным, прямоточным или комбинированным. Шахтные сушилки используются для

крупнодисперсных, мелкопористых материалов типа дробленого угля, медленно отдающих влагу и потому требующих значительного времени сушки. К недостаткам шахтных сушилок относятся не слишком высокая интенсивность влагоудаления и неравномерность высушивания дисперсного материала, связанная с возможным образованием в движущемся слое застойных зон.

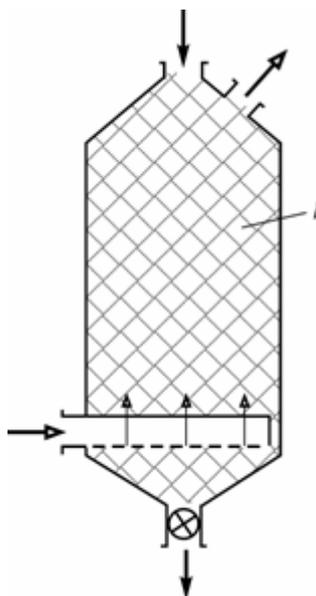


Рисунок 8.3. Схема шахтной сушилки для сыпучих материалов:  
1 – сплошной слой опускающегося дисперсного материала

Сушилки с псевдооживленным слоем (ПС) дисперсного материала позволяют удерживать высушиваемый продукт в зоне его сушки сколь угодно долго и, следовательно, обеспечивать низкое значение среднего влагосодержания выгружаемого из аппарата дисперсного материала. В таких сушилках можно высушивать крупнодисперсные материалы с размерами частиц до 7–10 мм. Еще одно положительное свойство сушилок с ПС связано с интенсивным перемешиванием дисперсного материала в рабочем объеме аппарата, что позволяет использовать высокие начальные температуры сушильного агента (в некоторых случаях до 1000 °С) без опасности перегрева высушиваемого продукта.

Конструкции аппаратов с ПС весьма разнообразны, как различны и условия сушки конкретных материалов и отдельные элементы установок.

Основные недостатки сушилок с ПС дисперсного материала связаны с малой внутренней гидродинамической устойчивостью самого ПС, что при недостаточно внимательной эксплуатации аппарата может приводить к образованию обширных зон слеживающегося (спекающегося) материала и прекращению процесса непрерывной работы установки; кроме того, интенсивное перемешивание материала в ПС приводит к неравномерной степени высушивания выгружаемого из аппарата дисперсного материала, его значительному истиранию и выносу пыли.

Сушильные аппараты с ПС могут использоваться в комбинации с другими аппаратами. При этом для удаления начальной, легко отдаваемой материалом влаги может использоваться аппарат с наиболее интенсивным режимом обтекания частиц, а на второй ступени остаточную влагу удаляют в аппарате ПС, где обеспечивается необходимое время досушивания материала.

Распылительные сушилки, предназначенные для высушивания жидких материалов (растворов, суспензий, жидких паст) до состояния сыпучего мелкодисперсного порошка, представляют собой вертикальные камеры обычно круглого сечения (рис. 8.4). Исходный влажный материал распыливается механическими, пневматическими или дисковыми распылителями в верхней части камеры, и мелкие капли (обычно средним размером 20–40 мкм) падают вниз, контактируя своей развитой поверхностью с сушильным агентом, подаваемым прямо- или противотоком по отношению к нисходящему движению капель материала. Высушенный до состояния сухого порошка продукт оказывается на нижнем, коническом днище аппарата и медленно вращающимися скребками непрерывно выгружается из аппарата через центральный патрубок.

Распылительные сушилки относительно устойчивы в работе (при отсутствии засорения механических или пневматических форсунок) и позволяют получать высушиваемые материалы в виде однородного порошка. Недостатки таких сушилок – в повышенных расходах сушильного агента и

энергии, как на нагревание сушильного агента, так и на распыление исходного жидкого продукта. Габариты распылительных сушилок достигают десяти и более метров

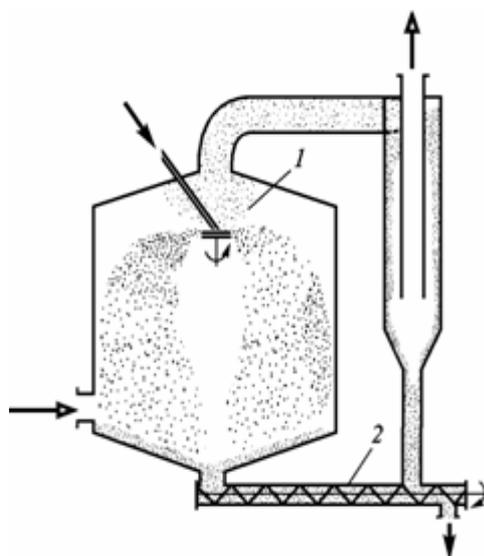


Рисунок 8.4. Схема распылительной сушилки для жидких материалов:  
1 – диск-распылитель; 2 – шнековое устройство для выгрузки сухого материала

Контактные сушилки. В процессах контактной сушки влажный материал получает необходимую на испарение влаги теплоту непосредственно от контактирующей с материалом горячей поверхности, а выделяющиеся в процессе сушки пары влаги отводятся или с помощью устройства, создающего в сушильной камере разрежение (вакуум-насос, конденсатор водяных паров), или с помощью обдува открытой поверхности слоя влажного материала воздухом, который в этом случае выполняет лишь функцию эвакуатора влаги и потому может иметь комнатную температуру.

При контактном способе сушки удается в несколько раз интенсифицировать процесс подвода теплоты к влажному материалу по сравнению с конвективным подводом. В процессах контактной сушки важно обеспечить хорошее качество механического контакта греющей поверхности с влажным материалом. Контактная сушка используется для таких материалов, как бумага, ткани, тонкие слои мелких полидисперсных материалов.

Обогрев самих греющих поверхностей производится чаще всего насыщенным водяным паром, что позволяет с помощью легко регулируемого давления предотвращать всегда нежелательный перегрев материала у греющей поверхности.

Сушильные шкафы периодического действия с полыми полками, обогреваемыми изнутри насыщенным водяным паром, являются простейшей конструкцией контактного сушильного оборудования. Такие шкафы используются для высушивания небольшого количества продуктов широкого ассортимента.

Вальцевые сушилки непрерывного действия (рис. 8.5) предназначены для сушки пастообразных материалов.

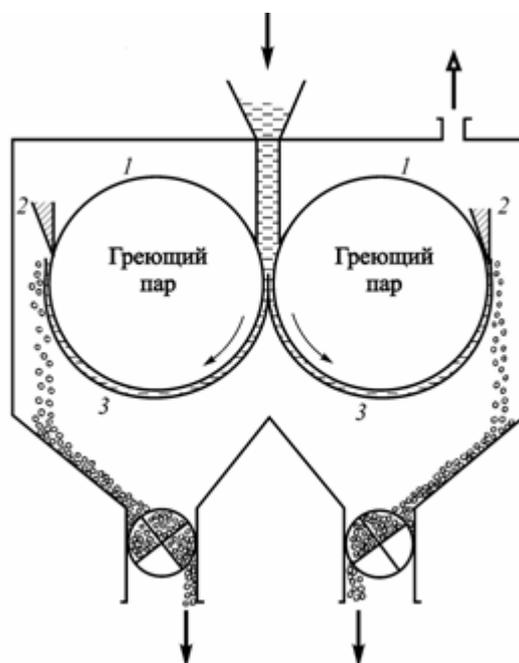


Рисунок 8.5. Схема двухвальцевой сушилки для пастообразных материалов:  
1 – полые вращающиеся барабаны; 2 – ножи для съема сухого материала; 3 – слой высушиваемого пастообразного материала

Основная часть двухвальцевых сушилок – пустотелые, медленно вращающиеся навстречу друг другу, обогреваемые изнутри вальцы. В регулируемый зазор между вальцами сверху подается исходный пастообразный материал. Паста покрывает поверхность обоих вальцов тонким (0,5–1,0 мм) слоем, который должен успеть высохнуть до необходимого конечного влагосодержания за время одного неполного

оборота вальцов. Слой высушенного материала отделяется от цилиндрических поверхностей ножами, плотно прижатыми к поверхностям вальцов.

Медленно вращающийся барабан одновальцевой сушилки своей нижней частью погружен в слой исходного пастообразного (или жидкого) материала, который, прилипая к наружной поверхности барабана, образует на ней тонкий слой высушиваемого продукта.

Продолжительность высушивания материалов в вальцевых сушилках легко регулируется скоростью вращения вальцов. Вальцевые сушилки могут работать не только при атмосферном, но и при пониженном давлении.

Инфракрасная (радиационная, лучистая) сушка осуществляется за счет восприятия тонким поверхностным слоем влажного материала инфракрасной (тепловой) части спектра электромагнитного излучения с длиной волны приблизительно в диапазоне 0,5–350 мкм.

В приповерхностном слое материала энергия ИК-излучения превращается в теплоту, которая затем распространяется внутрь влажного материала за счет его теплопроводности.

В качестве источников ИК-излучения могут использоваться лампы накаливания или газоразрядные лампы, снабжаемые обычно индивидуальными или общим экранами (рефлекторами). Обычно экранируется также и вся внутренняя поверхность сушильной камеры. Назначение экранов, выполняемых часто из алюминиевой фольги, состоит в направлении по возможности всей энергии излучения на высушиваемый материал и в создании максимально равномерного лучистого потока, обеспечивающего отсутствие локальных зон перегрева материала.

Источником излучения могут служить также панели из металлических или керамических плит, нагреваемых до температур 600–800 °С топочными газами.

Часто в качестве источника излучения используются термоэлектрические нагреватели (ТЭНы) – металлические трубки диаметром 25 или 37 мм и длиной 0,5–2,0 м, заполненные кварцевым песком и имеющие внутри нихромовый (или из иного сплава) провод активного электрического сопротивления.

Высокая температура источников излучения позволяет подводить к поверхности высушиваемого материала еще большие, чем при контактной сушке, количества теплоты и тем самым интенсифицировать процесс испарения легко удаляемой из тонкого слоя материала влаги. Еще одним преимуществом инфракрасного способа сушки по сравнению с конвективным, является отсутствие возможного загрязнения высушиваемого материала частицами пыли, золы или сажи, всегда в каком-то количестве содержащимися в воздухе или в топочных газах. Это существенно, например, при высушивании слоев лакокрасочных покрытий, наносимых на поверхности тех или иных изделий (например, кузовов автомобилей и т. п.).

Конфигурация аппаратов для ИК-сушки обычно определяется формой изделий, которые обычно перемещаются внутри сушильной камеры на цепной подвеске или на ленточном конвейере. Высушиваемый дисперсный материал в виде тонкого слоя (толщиной несколько сантиметров и менее) также перемещается на горизонтальной транспортирующей ленте; источники излучения в этом случае располагаются сверху, параллельно слою высушиваемого материала.

Диэлектрическая (высокочастотная) сушка используется, как правило, для обезвоживания таких материалов или изделий, для которых недопустимо возникновение внутренних механических напряжений. Диэлектрическая сушка – это единственный способ подвода теплоты к влажному материалу по всей его толщине, а не к наружной поверхности, как при всех прочих способах сушки.

Высушиваемый материал размещается между двумя (или более) металлическими поверхностями, служащими пластинами конденсатора, к

которым подводится переменное электрическое напряжение частотой несколько мегагерц и напряжением до нескольких киловольт.

Влажные материалы всегда обладают диэлектрическими свойствами, поскольку диэлектриком является сама вода. Колебания дипольных молекул в высокочастотном внешнем поле приводят к диссипации энергии внешнего электромагнитного поля в теплоту, которая и выделяется одновременно по всей толщине влажного материала.

Общие затраты на процесс сушки при диэлектрическом способе подвода теплоты определяются не только высокой стоимостью электроэнергии, но и высокой стоимостью высокочастотного высоковольтного генератора и иных элементов соответствующей электрической схемы. Поэтому относительно дорогой способ диэлектрической сушки используется только в необходимых случаях, когда другие методы сушки не позволяют обеспечить необходимое качество высушиваемого материала. Конструкции собственно сушильных аппаратов для диэлектрической сушки индивидуальны и определяются формой конкретного высушиваемого материала.

**Гужель Юлия Александровна,**

доцент кафедры «Химия и химическая технология» АмГУ, канд. техн. наук

**ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

*Учебное пособие. Часть третья. Массообменные процессы и аппараты*

Изд-во АмГУ. Подписано к печати \_\_\_\_\_.\_\_\_\_.2020.

Формат 60x84/16.

Усл. печ. л. 8,06

Тираж 50. Заказ