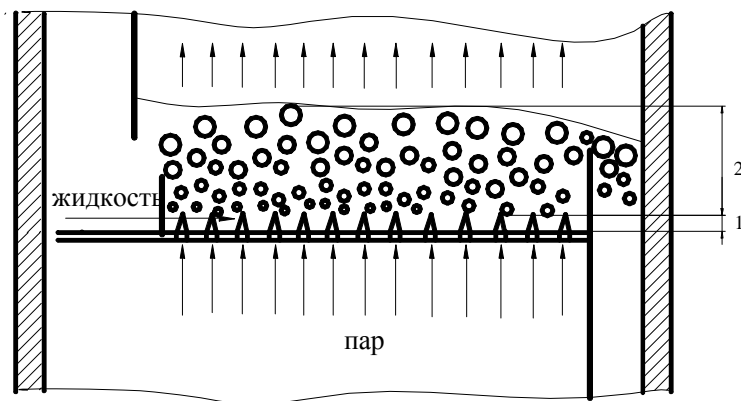


А.Г. ЛАПТЕВ, Н.Г. МИНЕЕВ

РАЗДЕЛЕНИЕ ЖИДКИХ И ГАЗОВЫХ  
ГОМОГЕННЫХ СМЕСЕЙ В  
ТАРЕЛЬЧАТЫХ И НАСАДОЧНЫХ  
АППАРАТАХ



**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ**

---

**Казанский государственный  
энергетический университет**

**А.Г. ЛАПТЕВ, Н.Г. МИНЕЕВ**

Утверждено  
учебным управлением КГЭУ  
в качестве учебного пособия

**РАЗДЕЛЕНИЕ ЖИДКИХ И ГАЗОВЫХ  
ГОМОГЕННЫХ СМЕСЕЙ В ТАРЕЛЬЧАТЫХ И  
НАСАДОЧНЫХ АППАРАТАХ  
(устройство и расчет)**

**УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ  
ПО КУРСАМ**

**Химико-технологические процессы, аппараты и режимы  
Тепломассообменное оборудование в теплотехнологии  
Энергосбережение в теплоэнергетике и теплотехнологиях**

Казань 2005

УДК 66.023: [66.048+66.071.7].001.2

ББК 35

Л 24

**Лаптев А.Г., Минеев Н.Г.**

Разделение жидких и газовых гомогенных смесей в тарельчатых и насадочных аппаратах: Учеб. пособие. Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005. – 200 стр.

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

Учебное пособие предназначено для студентов теплоэнергетических и технологических специальностей дневной, вечерней и заочной форм обучения при выполнении курсовых и дипломных работ (специальности 100600, 100800, 101603 и др.), а также может быть полезно аспирантам, преподавателям и инженерно-техническим работникам.

---

#### Рецензенты

Д-р. техн. наук, академик РАЕН И.Н. Дияров

Д-р. техн. наук, проф. А.Я. Мутрисков

Рекомендовано секцией РИС теплоэнергетического института КГЭУ.

**ISBN 5-94981-058-9**

© Казанский государственный энергетический университет, 2005

© Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., 2005

## ВВЕДЕНИЕ

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

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

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

Авторы выражают благодарность рецензентам И.Н. Диярову и А.Я. Мутрискову за замечания и пожелания, а также Г.Г. Сафиной и А.В. Климентову за подготовку рукописи к изданию.

## ГЛАВА 1. ПРОЦЕССЫ РЕКТИФИКАЦИИ, АБСОРБЦИИ И ДЕСОРБЦИИ

### 1.1. Основные закономерности массо – и теплообменных процессов

Цель технологических процессов – направленное изменение макроскопических свойств веществ. Обычно в технологических процессах участвуют массы веществ, состоящие из большого числа частиц. Макроскопические свойства вещества определяются энергией и числом частиц и рассматриваются в статическом смысле, т.е. как результат усреднения состояния всех частиц.

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

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

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

где  $P$  – давление,  $T$  – температура,  $\mu_i$  – химический потенциал  $i$  – го компонента в смеси.

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

$$dC_i = 0,$$

где  $C_i$  - концентрация  $i$  – го компонента.

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

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

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

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

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

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

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

Процессы переноса импульса, массы и энергии в движущейся среде происходят за счет конвективного и молекулярного механизмов. *Молекулярный перенос* субстанций происходит вследствие беспорядочного теплового движения микрочастиц. Перенос массы по такому механизму называют диффузией, а энергии – теплопроводностью. Макроскопические количества массы и энергии переносятся лишь при наличии движущей силы, т.е. при отклонении системы от состояния равновесия. Как было показано выше, условия диффузионного равновесия фазы являются постоянство (равенство) химического потенциала (концентрации), а условием теплового равновесия – постоянство температуры во всем объеме фазы.

Характер *конвективного переноса* импульса, массы и тепла зависит от режима движения газа (пара) или жидкости. В зависимости от гидродинамической обстановки процесса это движение может быть ламинарным или турбулентным. *Ламинарным* называется упорядоченное стационарное движение, в котором скорость в каждой точке не меняется со временем и векторы скоростей в соседних точках параллельны друг другу. *Турбулентным* называется неупорядоченное нестационарное движение, в котором скорость в каждой точке непрерывно меняется во времени хаотичным образом за счет турбулентных пульсаций различного масштаба.

В ламинарном потоке процессы переноса массы (вещества) и тепла происходят за счет молекулярной диффузии и теплопроводности, а импульса за счет вязкости среды, и только внешние условия меняются вследствие наличия массового потока (движения среды).

В турбулентном потоке, перенос субстанций происходит за счет турбулентных пульсаций – беспорядочных движений малых объемов газа или жидкости.

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

### **Уравнения материального баланса, рабочих и равновесных линий массообменных процессов**

Рассмотрим основные термины и понятия, используемые при описании массообменных процессов, протекающих в технологическом оборудовании.

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

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

$$G_H + L_H = G_K + L_K \quad (1.1)$$

Материальный баланс по распределяемому компоненту при отсутствии химических реакций

$$G_H \cdot y_H + L_H \cdot x_H = G_K \cdot y_K + L_K \cdot x_K \quad (1.2)$$

В случае постоянства расходов  $G, L = \text{const}$  уравнение (1.2) упрощается

$$M = G(y_{\text{к}} - y_{\text{н}}) = L(x_{\text{н}} - x_{\text{к}}) \quad (1.3)$$

или для элементарного участка аппарата

$$dM = G \cdot dy = -L \cdot dx, \quad (1.4)$$

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

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

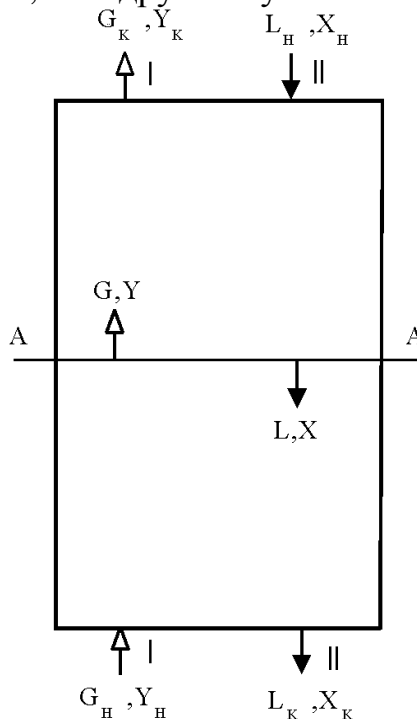


Рис. 1.1. Схема массообменного процесса в вертикальном противоточном аппарате:  $L, G$  - расходы фаз;  $x, y$  - концентрации распределяемого компонента в фазах; индексы "н" и "к" - начальное и конечное состояния; I, II - номера фаз; A-A - произвольное поперечное сечение аппарата.

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



$$G_H \cdot y_H + L \cdot x = G \cdot y + L_K \cdot x_K, \quad (1.5)$$

$$y = \frac{L}{G} \cdot x + \frac{G_H}{G} \cdot y_H - \frac{L_K}{G} \cdot x_K. \quad (1.6)$$

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

$$y = \frac{L}{G} \cdot x + y_H - \frac{L}{G} \cdot x_K; \quad G, L = const. \quad (1.7)$$

Это уравнение прямой линии можно представить в виде

$$y = A \cdot x + B, \quad \text{где} \quad A = \frac{L}{G}, \quad B = y_H - \frac{L}{G} \cdot x_K. \quad (1.8)$$

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

$$y^* = m \cdot x, \quad (1.9)$$

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

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

$$m = \frac{E}{p} \quad \text{или} \quad p = E \cdot x, \quad (1.10)$$

Здесь  $E$  - коэффициент Генри, существенно зависящий от температуры и

характеризующий растворимость газа в жидкости. Значения коэффициентов Генри для различных систем и их зависимости от температуры приводятся в справочной литературе и приложении к учебному пособию.

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

На рис. 1.2 изображены рабочие и равновесные линии, причем рабочая концентрация в фазе I превышает равновесную. При стремлении системы к состоянию равновесия, рабочая концентрация в каждой из фаз сближается с равновесной. Если рабочая концентрация распределяемого компонента в фазе выше равновесной, то он будет уходить из данной фазы в другую, где его концентрация ниже равновесной. В данном случае распределяемый компонент будет переходить из фазы I в фазу II, так как  $y_A > y_A^*$ ,  $x_A < x_A^*$ . В случае, если рабочая концентрация компонента равна равновесной межфазный перенос вещества отсутствует. Таким образом по взаимному расположению рабочей и равновесной линий можно судить об отсутствии или наличии процесса массопередачи, а также о его направлении. Можно так же предположить, что величина межфазного потока компонента будет пропорциональна отклонению системы от состояния равновесия, то есть разнице рабочей и равновесной концентраций.

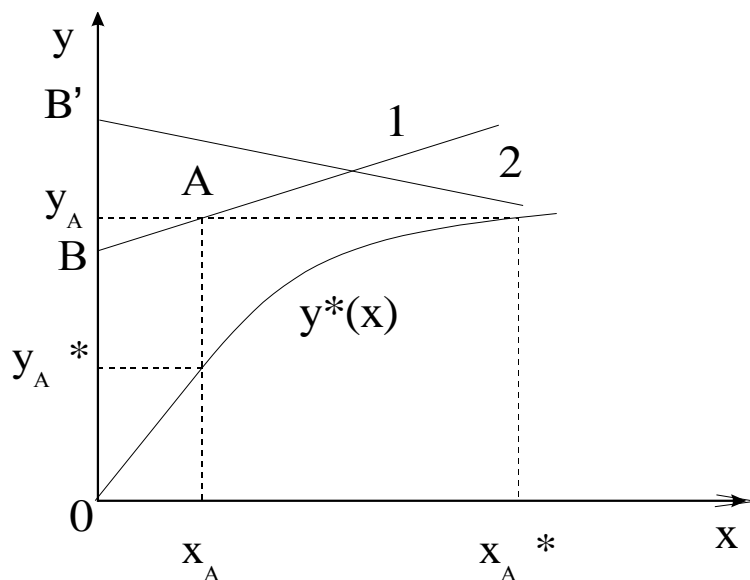


Рис. 1.2. Рабочие (1 и 2) и равновесные линии на  $x$ - $y$  диаграмме: 1 - противоточное и 2 - прямоточное движение фаз.

### Уравнения массоотдачи

*Массоотдача* - это перенос вещества от границы раздела фаз к ядру фазы или в обратном направлении за счет различных механизмов.

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

$$M = \beta_y \cdot F \cdot (y - y^{\text{ГР}}), \quad (1.11)$$

$$M = \beta_x \cdot F \cdot (x^{\text{ГР}} - x). \quad (1.12)$$

где  $M$  – количество переносимого вещества из одной фазы в другую;  $\beta_x, \beta_y$  - коэффициенты массоотдачи;  $F$  - поверхность массообмена,  $x, y$  - рабочие концентрации распределяемого компонента в фазах,  $x^{\text{ГР}}, y^{\text{ГР}}$  - концентрации распределяемого компонента вблизи границы раздела фаз.

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

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

### Уравнение массопередачи

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

Основные уравнения массопередачи для фазы I и II можно записать в виде

$$M = K_{oy} \cdot F \cdot (y - y^*), \quad (1.13)$$

$$M = K_{ox} \cdot F \cdot (x^* - x). \quad (1.14)$$

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

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

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

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

Тогда уравнения массопередачи запишутся в виде:

$$M = K_{oy} F \Delta y_{cp}, \quad (1.15)$$

$$M = K_{ox} F \Delta x_{cp}. \quad (1.16)$$

Средние движущие силы массопередачи обычно рассчитываются по следующим выражениям:

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_H - y_k}{Y_H} \frac{dy}{Y_k (y - y^*)}, \quad (1.17)$$

$$\Delta x_{cp} = \frac{x_k - x_H}{X_k} \frac{dx}{X_H (x^* - x)}. \quad (1.18)$$

Расчет средних движущих сил массопередачи предусматривает нахождение определенного интеграла. В частном случае, если в пределах интегрирования коэффициент распределения  $m = \text{const}$  или линию равновесия можно аппроксимировать прямой, средняя движущая сила

определяется средней логарифмической величиной.

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{\Delta y_{\text{В}} - \Delta y_{\text{Н}}}{\ln\left(\frac{\Delta y_{\text{В}}}{\Delta y_{\text{Н}}}\right)}, \quad (1.19)$$

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

Графическое определение движущей силы процесса массообмена представлено на рис.1.3.

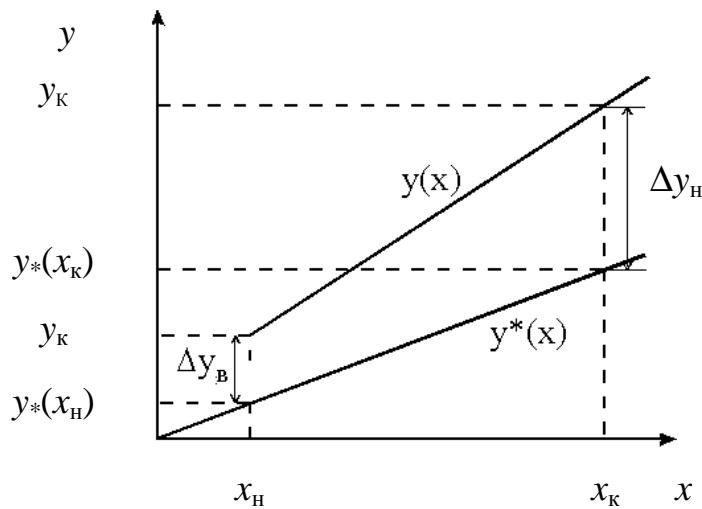


Рис.1.3. Определение средней движущей силы массопередачи при близости равновесной линии к прямой:  $\Delta y_{\text{В}}$  и  $\Delta y_{\text{Н}}$  - движущие силы массопередачи в верхнем и нижнем сечениях аппарата.

Если линия равновесия обладает существенной кривизной, то интегралы в соотношениях (1.17) и (1.18) могут находиться аналитически, при условии, что это позволяют зависимости  $m(x)$ ,  $m(y)$ , либо численными методами на ЭВМ.

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

$$\frac{1}{K_{oy}} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}, \quad (1.20)$$

$$\frac{1}{K_{ox}} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m \cdot \beta_y}. \quad (1.21)$$

Выражения (1.20) и (1.21) носят название уравнения аддитивности фазовых сопротивлений.

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

Для неизменности коэффициентов массопередачи по высоте аппарата необходимо выполнение условия  $\beta_x, \beta_y, m = \text{const}$  или при постоянных коэффициентах массоотдачи возможность аппроксимации линии равновесия прямой на участке интегрирования, либо совокупное изменение этих величин, приводящее к неизменности коэффициентов массопередачи. В случаях если эти условия не выполняются и  $K_{oy}, K_{ox} \neq \text{const}$ , либо не соблюдается постоянство расходов фаз по высоте аппарата, или структура потока не соответствует модели идеального вытеснения, то для определения поля концентраций по высоте аппарата  $x(L), y(L)$ , средней движущей силы  $\Delta u_{\text{ср}}$ , количества вещества переносимого в аппарате из одной фазы в другую за единицу времени  $M$  необходимо решать систему дифференциальных уравнений, описывающих рассматриваемый процесс.

### Число и высота единиц переноса

Для наиболее распространенного типа массообменных аппаратов (цилиндрические вертикальные колонны) основным размером, зависящим от скорости массопередачи, является высота  $H$  (например, высота слоя насадки). Рабочую высоту аппарата можно вычислить используя уравнения массопередачи (1.15), (1.16) и материального баланса. Допустим, что массопередача происходит из газовой фазы ( $y$ ) в жидкую фазу ( $x$ ) и движущая сила выражается в концентрациях газовой фазы –  $y$ . Количество вещества, переходящего из газовой фазы в жидкую составит (1.3):

$$M = G(y_H - y_K). \quad (1.22)$$

Эта же величина может быть записана по уравнению (1.15)

$$M = K_{oy} F \Delta u_{\text{ср}}. \quad (1.23)$$

В массообменных аппаратах часто используют значения удельной поверхности массообмена

$$a_v = \frac{F}{V_{\text{ап}}}, \left( \frac{\text{м}^2}{\text{м}^3} \right), \quad (1.24)$$

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

Из выражений (1.22) - (1.24) находятся рабочая высота аппарата

$$H = \frac{G}{K_y a_v \cdot S} \cdot \frac{y_{\text{н}} - y_{\text{к}}}{\Delta y_{\text{ср}}} = h_{oy} \cdot n_{oy}. \quad (1.25)$$

Аналогичным образом можно преобразовать и уравнения (1.3), (1.16), (1.24), записанные относительно концентраций в жидкой фазе:

$$H = \frac{L}{K_x a_v \cdot S} \cdot \frac{x_{\text{к}} - x_{\text{н}}}{\Delta x_{\text{ср}}} = h_{ox} \cdot n_{ox}. \quad (1.26)$$

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

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

$$n_{oy} = \int_{Y_{\text{к}}}^{Y_{\text{н}}} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{y_{\text{н}} - y_{\text{к}}}{\Delta y_{\text{ср}}}, \quad (1.27)$$

$$n_{ox} = \int_{X_{\text{н}}}^{X_{\text{к}}} \frac{dx}{x^* - x} = \frac{x_{\text{к}} - x_{\text{н}}}{\Delta x_{\text{ср}}}. \quad (1.28)$$

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

Следует отметить, что вычисление высоты  $H$  по выражениям (1.25),

(1.26) осуществляется без учета перемешивания потоков. Известно, что обратное (продольное) перемешивание снижает движущую силу массопередачи и реальная высота аппарата должна быть больше чем вычисленная по методу числа и единиц переноса. Расчет массообменных аппаратов с учетом перемешивания потоков может быть выполнен по диффузионной модели структуры потока (раздел 3.3).

## 1.2. Общие сведения о ректификации и абсорбции

*Абсорбция* – это процесс выделения из бинарных или многокомпонентных газовых смесей различных компонентов путем избирательного поглощения их жидкостью (абсорбентом).

*Десорбция* - обратный процесс – т.е. выделение растворенных газов из жидкостей газовым поглотителем.

*Абсорбция*, сопровождаемая химической реакцией называется *хемосорбцией*.

*Ректификацией* называется процесс разделения бинарных или многокомпонентных жидких смесей на практически чистые компоненты или фракции, обогащенные низкокипящими и высококипящими компонентами.

Для получения нефтяных топлив наиболее широко используется *фракционная* ректификация (перегонка), т.е. выделение из нефти отдельных фракций по температурам кипения (рис.1.4).

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



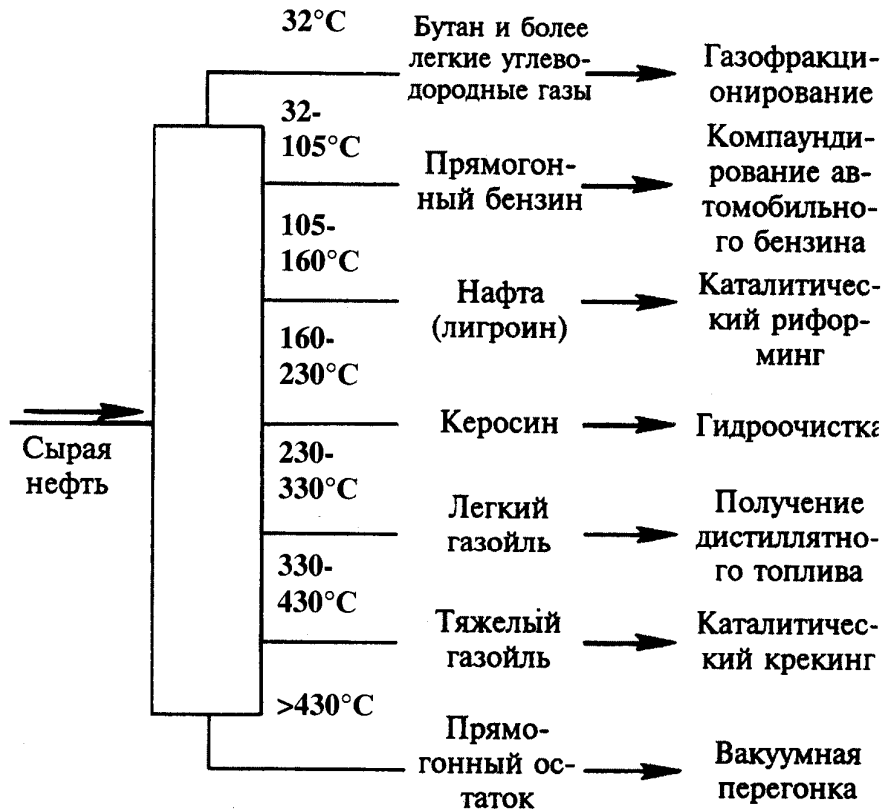


Рис.1.4. Перегонка нефти и назначение продуктов

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

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

Ректификационные колонны, как правило, снабжены конденсатором (холодильник - дефлегматор) низкокипящего и кипятивником высококипящего продукта, абсорберы могут не иметь теплообменников. Более подробно с технологическими схемами и конструкциями различных аппаратов можно ознакомиться в специальных монографиях [1 - 9].

Аппараты для проведения массообменных процессов должны обеспечивать большие значения коэффициента массопередачи, удельной

поверхности контакта фаз и средней движущей силы. По конструкции и способу образования поверхности контакта газовой и жидкой фаз, колонные аппараты можно подразделить на четыре основные группы: пленочные, насадочные, тарельчатые и распыливающие.

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

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

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

Рассмотрим кратко отличительные особенности различных конструкций контактных устройств и условия взаимодействия потоков в массообменных аппаратах.

### 1.3. Тарельчатые аппараты

Противоточные контактные устройства (рис. 1.5, а), или провальные (решетчатые) тарелки, имеют перекрывающее все сечение аппарата основание 1, например, в виде листа с выштампованными в нем щелями 2. Тарелки не имеют специальных переливных устройств для стока жидкости. При нормальной работе на всей плоскости тарелки образуется устойчивый барботажный слой, при этом места стока жидкости распределяются равномерно по всему сечению колонны.

Контактные устройства с перекрестным током фаз (рис. 1.5, б) на основании 4 имеют направляющие элементы для газа в виде колпачков 5,

клапанов или других устройств и специальные переливы для поступающей 3 и уходящей 6 жидкости. Работают эти устройства следующим образом. Жидкость, поступающая через переливное устройство 3, распределяется равномерно по всей плоскости основания тарелки 4 и сливается затем в другое переливное устройство 6. Газ проходит через колпачки 5, клапаны или отверстия в основании тарелки и барботирует через жидкость, образуя вспененный слой. Конструкции колпачка и клапанов даны на рис.1.6. – 1.9.

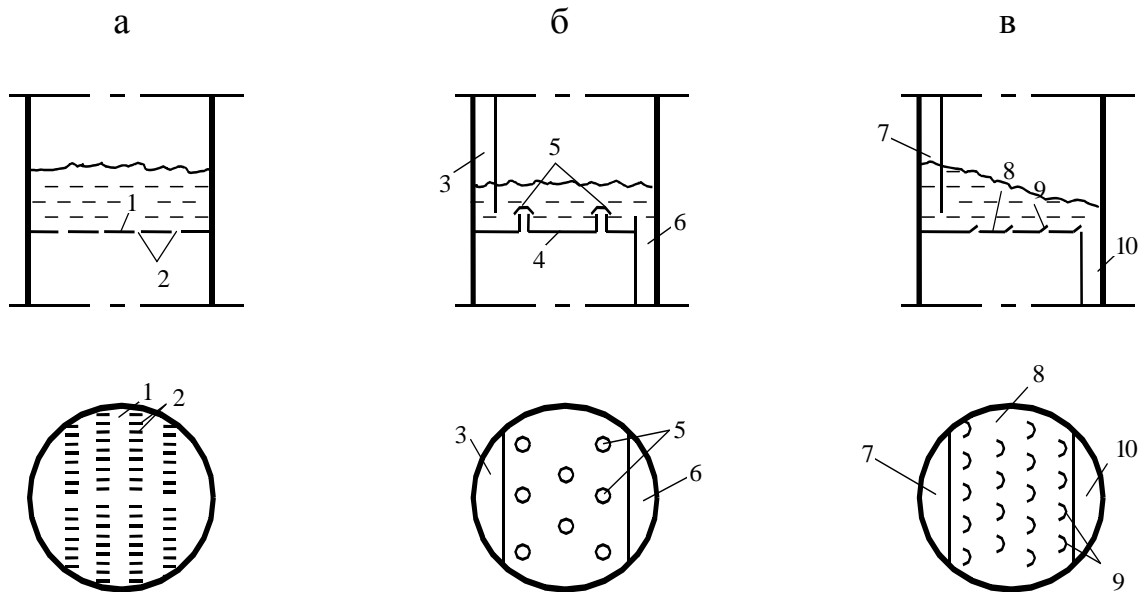


Рис. 1.5. Контактные устройства массообменных аппаратов:  
 а – противоточные (решетчатая тарелка); б – с перекрестным током фаз  
 (колпачковая тарелка);  
 в – перекрестно-прямоточные (струйная тарелка)

Перекрестно-прямоточные контактные устройства (рис. 1.5, в) имеют в основании 8 направляющие элементы 9 для прохода газа, обеспечивающие однонаправленное движение газа и жидкости вдоль контактного устройства, и переливы 7 и 10 такой же конструкции, как и на тарелках с перекрестным током фаз.

Поскольку в настоящее время наиболее изучены дисперсные системы с барботажным слоем, реализуемые в противотоке или в перекрестном токе фаз на контактных устройствах, рассмотрим более подробно возникающие при различных нагрузках по газу гидродинамические режимы газожидкостных течений в барботажном слое. Многочисленными исследованиями установлено наличие трех принципиально различных гидродинамических режимов при барботаже.

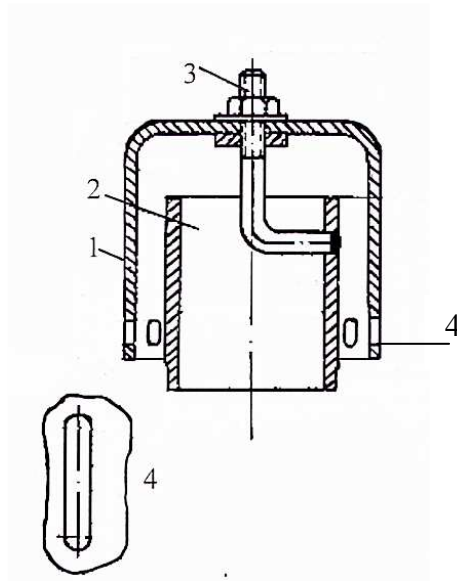


Рис.1.6. Капсульный колпачок в собранном виде: 1 – колпачок; 2 – горловина; 3 – болт; 4 – прорезь

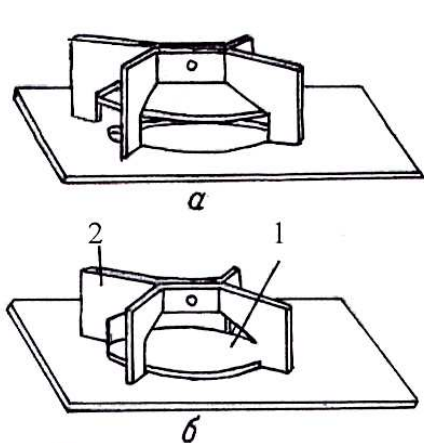


Рис.1.7. Клапан с верхним ограничением: *а* – клапан открыт; *б* – клапан закрыт: 1 – диск клапана, 2 – кронштейн, ограничивающий подъем

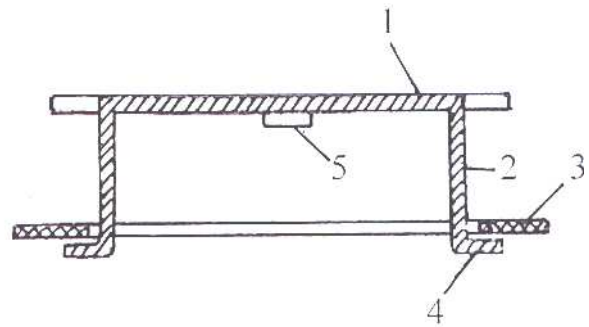


Рис.1.8. Клапан с нижним ограничением подъема: 1 – клапан; 2 – ограничитель подъема; 3 – тарелка; 4 – ножка; 5 – регулятор зазора

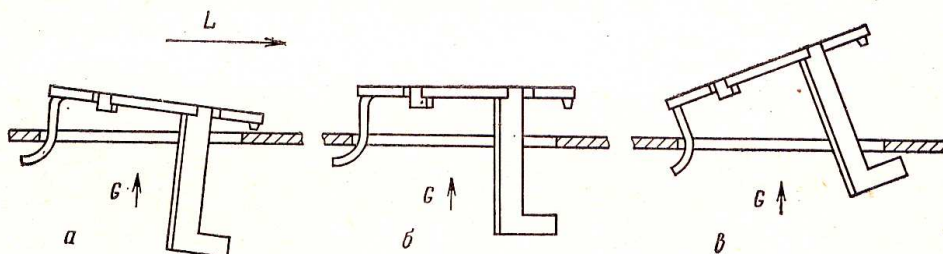


Рис.1.9. Схема положения прямооточного клапана при различных нагрузках по пару: *а* – при минимальных нагрузках (устойчивое положение); *б* – при средних нагрузках (неустойчивое положение); *в* – при максимальных нагрузках (устойчивое положение)

**Барботажный режим.** При низких скоростях газа пузырьки поднимаются независимо друг от друга в близком контакте. По мере увеличения скорости газа они деформируются и образуют ячеистую структуру. Дальнейшее увеличение нагрузок по газу приводит к турбулентному перемешиванию потоков. Следовательно, барботажный режим соответствует таким нагрузкам, когда газ распределен в жидкости (рис.1.10).

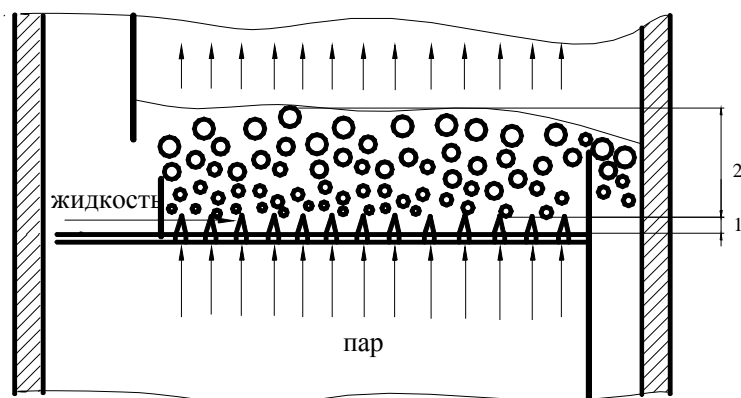


Рис. 1.10. Схема движения потоков на барботажной тарелке и структура барботажного слоя.  
1 – область струй; 2 – пенный слой

**Пенный режим.** При интенсивных режимах барботаж на основании контактного устройства образуются струи газа, и в слое происходит укрупнение пузырей. Образующиеся агрегаты жидкости и газовые пустоты становятся соизмеримыми друг с другом и равномерно распределенными по всему объему слоя. Такое состояние дисперсной системы близко к наступлению инверсии фаз.

**Инжекционный режим.** Дальнейшее увеличение нагрузок по газу приводит к тому, что непрерывной фазой становится газ, а дисперсной – жидкость. Структура дисперсной системы в инжекционном режиме характеризуется наличием значительных газовых пустот, подвижных агрегатов жидкости с мелкими пузырьками и циркуляционными токами по высоте слоя. Характерной особенностью дисперсной системы в этом режиме является также наличие интенсивных пульсаций газосодержания и перепада давления в слое. Для инжекционного режима характерно также интенсивное обновление поверхности контакта фаз газовых агрегатов и исключительная устойчивость пузырей небольшого размера в агрегатах жидкости.

**Характеристиками** дисперсных или барботажных систем газ-жидкость в массообменных аппаратах являются: удельная поверхность

контакта фаз, задержка жидкости, объемное газосодержание, относительная плотность и высота дисперсной системы и средний диаметр пузыря или капель. Из перечисленных характеристик первые две – основные, определяющие массопередачу и гидродинамику двухфазных течений.

*Удельная поверхность контакта фаз* рассчитывается обычно на единицу объема дисперсной системы ( $a_v$ ) или на единицу поверхности контактного устройства ( $a_f$ ). *Задержка жидкости* ( $h_{ст}$ ) – это количество жидкости, удерживаемое в гетерогенной системе газ-жидкость. В аппаратах без фиксированной поверхности контакта фаз задержка жидкости определяется уровнем жидкости или высотой столба светлой жидкости. *Газосодержание* представляет собой отношение объема, занятого газом, к общему объему дисперсной системы. Плотность дисперсной системы обычно определяется по отношению к плотности чистой, невспененной жидкости. В аппаратах с поверхностью контакта, образуемой в процессе взаимодействия фаз, высота дисперсной системы  $H_{II}$  является величиной переменной, в то время как в аппаратах с фиксированной поверхностью контакта фаз она совпадает с высотой аппарата. При усреднении диаметров пузырей или капель в дисперсных системах газ – жидкость обычно пользуются средним объемно-поверхностным диаметром.

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

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

Из-за сложности и недостаточной изученности механизма увлечения жидкости потоком газа даже в простейших условиях взаимодействия фаз, например при пленочном течении жидкости или барботаже, в настоящее время для обобщения опытных данных используют только эмпирические зависимости. При этом опытные данные, как правило, получают в результате

испытания разных конструкций контактных устройств на гидродинамических моделях, т. е. в условиях без массопередачи.

Различают минимальную и максимальную предельные нагрузки по газу и жидкости, отвечающие началу и прекращению устойчивой и эффективной работы контактных устройств соответственно или резкой смене гидродинамических режимов движения потоков. При минимальных предельных нагрузках на контактных устройствах с переливами прекращается значительный провал жидкости на нижележащую тарелку, а на провальных тарелках образуется устойчивый барботажный слой и в насадке интенсивно накапливается жидкость.

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

#### **1.4. Насадочные аппараты**

Насадочные колонные аппараты широко применяются в нефтехимической, химической, и других отраслях промышленности при разделении как бинарных, так и многокомпонентных смесей а так же на ТЭС для удаления  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  из воды воздухом.

Достоинством насадочных колонн является низкое гидравлическое сопротивление, высокая эффективность и широкий интервал устойчивой работы. При проектировании насадочных колонн существует проблема выбора методов расчета гидравлических и массообменных характеристик, а также определения эффективности проводимых процессов. Разделение смесей в колонне при проведении процессов происходит в результате теплообмена и массообмена между потоками газа (пара) и жидкости в слое насадки. В научной литературе имеется большое количество публикаций, посвященных исследованию гидродинамики, массообмена и теплообмена в насадочных колоннах [1-7].

Насадочные аппараты представляют собой вертикальные цилиндрические колонны, заполненные твердой насадкой, предназначенной для увеличения поверхности контакта газовой и жидкой фаз. Отдельными

элементами насадки могут служить тела довольно сложной формы. Разработано множество вариантов их конструкции (рис. 1.11).

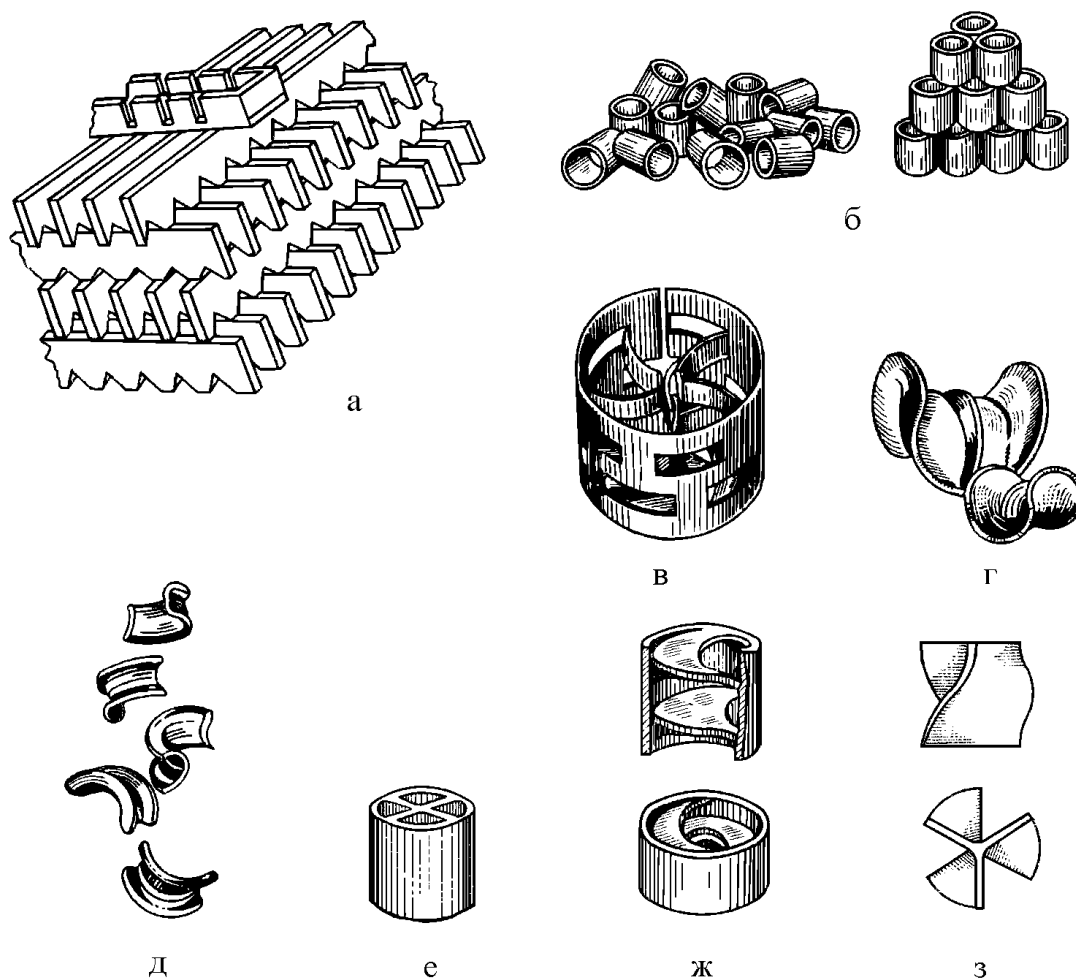


Рис. 1.11. Виды насадок:

- а) деревянная хордовая; б) кольца Рашига в навал и с упорядоченной укладкой; в) кольцо с вырезанными и внутренними выступами (кольцо Палля); г) керамические седла Берля; д) седла «Инталлокс»; е) кольцо с крестообразными перегородками; ж) кольцо с внутренними спиралями; з) пропеллерная насадка

В зависимости от режима работы насадочного аппарата основной поверхностью контакта газовой и жидкой фаз могут являться внешняя поверхность жидкой пленки, стекающей по элементам насадки (режимы пленочный и подвисяния) либо поверхности пузырьков газа и капель жидкости (режим эмульгирования). Как правило, насадочные аппараты работают при противоточном движении фаз, при этом жидкая фаза подается в верхнюю часть колонны, а газовая – в нижнюю (рис.1.12.).



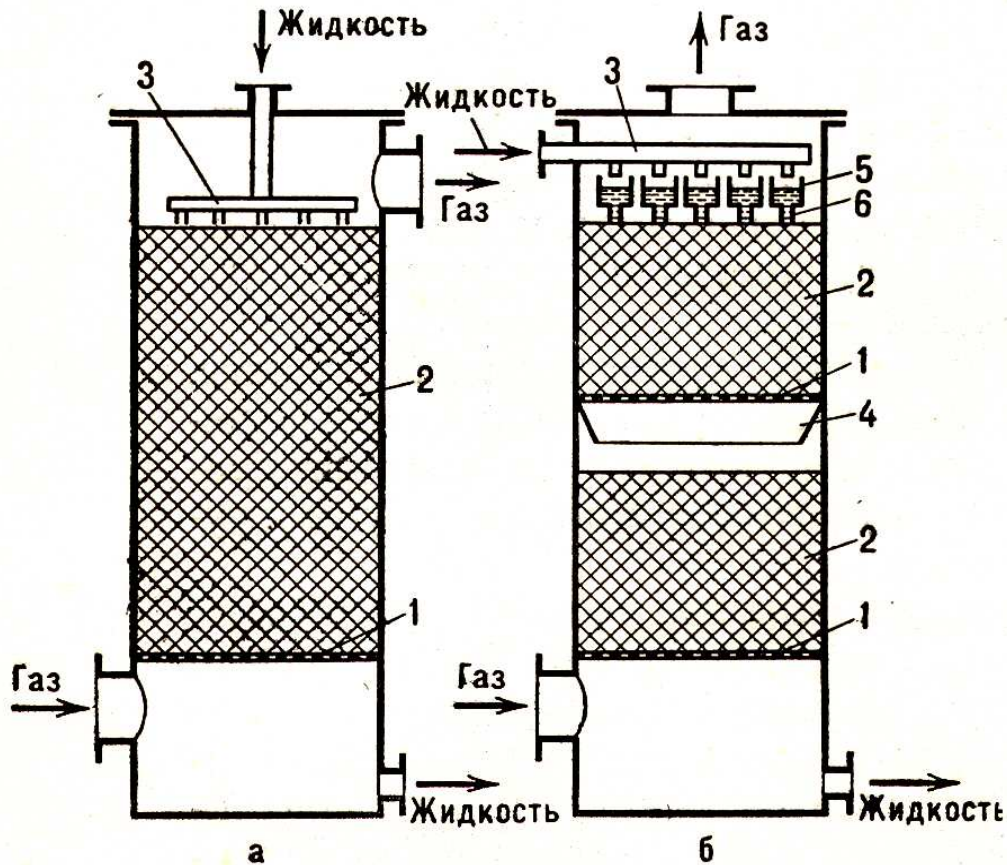


Рис.1.12.Насадочные абсорберы – а – со сплошной загрузкой насадки; б – с послойной загрузкой насадки; 1 – поддерживающие решетки; 2 – насадка; 3 – устройство для распределения жидкости; 4 – перераспределитель; 5 – желоб; 6 – патрубок

Насадка укладывается в колонну на опорные решетки, имеющие отверстия для прохода жидкости и газа, служащие одновременно для равномерного распределения последнего. Первоначальное распределение жидкости по насадке осуществляется с помощью распределительного устройства, в качестве которого могут использоваться распределительные тарелки, форсунки, центробежные оросители и т.д. Однако по мере стекания жидкости по насадке равномерность ее распределения нарушается в силу так называемого «пристеночного эффекта». Он обусловлен неоднородностью заполнения элементами насадки поперечного сечения аппарата, а именно невозможностью плотной укладки элементов насадки вблизи обечайки (цилиндрических стенок колонны) в силу геометрических причин. Это приводит к большему свободному объему вблизи стенок колонны, что уменьшает гидравлическое сопротивление потоку жидкости и вызывает преимущественное стекание жидкости от центра к периферии. Для предотвращения данного явления насадку укладывают секциями высотой не

более 3-4 диаметров колонны. При этом между секциями располагают перераспределительные устройства, восстанавливающие равномерность орошения насадки. Над распределительным устройством, как правило, устанавливают брызгоуловители для предотвращения уноса капель жидкости газовым потоком.

Насадка должна удовлетворять следующим основным требованиям: обладать максимальными удельной поверхностью  $a_v$  и долей свободного объема  $v_{св}$  высокой прочностью и химической стойкостью, низкими стоимостью и гидравлическим сопротивлением, способностью хорошо смачиваться жидкостью и равномерно распределять ее по сечению аппарата.

Универсальной насадки, удовлетворяющей всем этим требованиям, не существует. Ряд требований является взаимоисключающим. Так, увеличение удельной поверхности насадки приводит, как правило, к уменьшению доли ее свободного объема и увеличению гидравлического сопротивления. Этим объясняется множество конструкций элементов насадок, некоторые из которых изображены на рис. 1.11. Они могут изготавливаться из различных материалов (металла, пластмассы, керамики и т.д.), иметь различные размеры. Основными характеристиками насадки, приводимыми в справочной литературе, являются: *материал, размер элемента, насыпная плотность* (масса  $1\text{ м}^3$  насадки), *удельная поверхность  $a_v$* , *свободный объем  $v_{св}$* , *эквивалентный диаметр  $d_3$* . Наиболее широкое распространение в промышленности долгое время имели кольца Рашига (тонкостенные полые цилиндры с диаметром, равным высоте), при этом кольца малых размеров (до 50 мм) засыпают в колонну навалом, а большие кольца укладываются, как правило, регулярно правильными рядами, смещенными друг относительно друга. Преимуществом регулярной насадки является меньшее гидравлическое сопротивление, однако, она более чувствительна к равномерности орошения. Основным достоинством колец Рашига является простота изготовления и дешевизна, а недостатком – повышенное гидравлическое сопротивление и обратное перемешивание потоков. Для устранения данного недостатка начали разрабатывать и применять насадки других типов: перфорированные кольца (Палля), кольца с внутренними перегородками, а также седла различной конструкции (Берля, «Инталлокс»). Увеличение размеров элементов насадки приводит к увеличению свободного объема, снижению гидравлического сопротивления, но и уменьшает удельную поверхность насадки. Регулярная насадка может изготавливаться из пакетов плоских вертикальных параллельных пластин. Пакеты, расположенные друг над другом, повернуты под определенным углом. Для

увеличения удельной поверхности пластины могут производиться рифлеными и гофрированными.

Для сильно загрязненных сред можно использовать плавающую насадку, изготовленную из полых шаров, которые при большой скорости газа переходят во взвешенное состояние (псевдооживленные слои). Еще одним преимуществом такой насадки является малая зависимость гидравлического сопротивления от расхода газа за счет увеличения свободного объема.

### 1.5. Современные насадки "Инжехим"

В качестве примера повышения эффективности процессов разделения смесей путем использования новых насадок в данном разделе рассмотрены некоторые конструкции регулярных и нерегулярных контактных элементов, разработанных и изготовленных в инженерно-внедренческом центре "Инжехим" (г. Казань) [7,8].

На рис. 1.13 показана рулонная регулярная насадка IRM. Насадка обеспечивает высокую разделяющую способность при низких плотностях орошения. Насадка характеризуется низким гидравлическим сопротивлением и используется в вакуумных колоннах разделения этиленгликолей и этаноламинов. Может использоваться в вакуумных колоннах при нефтепереработке.



Рис. 1.13 Рулонная регулярная насадка *IRM*

Насадка на рис. 1.14 представляет собой уложенные в пакет гофрированные листы с перекрестным расположением гофров, причем выступы расположены горизонтальными рядами. На поверхности пластин созданы фигурные шероховатости в виде выпуклостей.

Такое конструктивное исполнение позволяет достичь большого свободного объема насадки в аппарате и равномерного распределения поверхности по сечению колонны. Насадка внедрена в колонне стабилизации газового конденсата Сургутского ЗСК [7].



Рис. 1.14. Пакет пластин насадки *IRG*

Хорошо зарекомендовал себя ряд нерегулярных насадок (рис. 1.15 - 1.18). Все они отличаются технологичностью изготовления, простотой конструкции и обеспечивают высокие массообменные характеристики и низкое гидравлическое сопротивление.

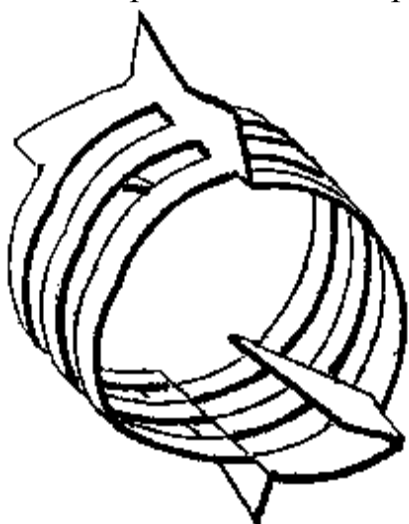


Рис. 1.15. Элемент насадки



Рис. 1.16. Насадочные элементы для реконструкции массообменных колонн



Рис. 1.17. Элемент насадки  
“Инжехим – 2000”

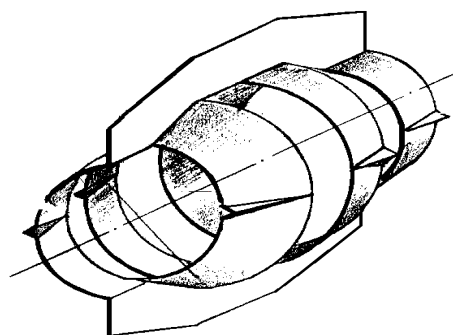


Рис. 1.18. Общий вид элемента  
бочкообразной формы

Насадка, показанная на рис. 1.17 внедрена в колоннах щелочной очистки пирогаза установки газоразделения в производстве этилена [9]. Она обеспечила снижение перепада давления в 3 - 4 раза по сравнению с кольцами Рашига и повышение разделительной способности на 50 - 70 %. Кроме этого, обеспечивается возможность работы с повышенными нагрузками.

Насадка бочкообразной формы (рис. 1.18) используется в ректификационных колоннах при разделении углеводородных смесей.

Опыт использования новых насадок показывает, что они обеспечивают повышение эффективности на 40 - 70 % и производительности до 2 раз по сравнению с тарельчатыми колоннами.

### Контрольные вопросы

1. Условия равновесия массо – и теплообменных процессов.
2. Материальный баланс и уравнения рабочих линий.
3. Уравнения массоотдачи и массопередачи.
4. Число и высота единиц переноса
5. Какие процессы называют ректификацией, абсорбцией, десорбцией и хемосорбцией.
6. Схема перегонки нефти.
7. Устройство тарельчатых колонн.
8. Режимы работы тарелок.
9. Основные характеристики барботажных систем.
10. Устройство насадочных аппаратов. Виды насадок.
11. Основные характеристики насадок.

## ГЛАВА 2. РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

В данном разделе приводятся описание ректификационной установки и алгоритм расчета тарельчатой колонны с основным оборудованием. Целью расчета является выбор режимных и конструктивных характеристик, удовлетворяющих требованиям технического задания на проектирование.

### 2.1. Схема простой ректификационной установки

Перегонка жидкостей – процесс разделения жидких смесей, доведенных до температуры кипения, когда образующийся пар отбирается и конденсируется. Полученная жидкость – конденсат отличается от состава исходной смеси. Повторяя многократно этот процесс можно практически полностью разделить исходную смесь на чистые компоненты.

Процесс основан на том, что в паре содержится больше легколетучего (низкокипящего) (НК) компонента, а в жидкости больше труднолетучего или высококипящего (ВК).

В самом простом случае смесь состоит из двух компонентов  $A$  и  $B$  (бинарная смесь).

Для идеальных растворов по закону Рауля:

$$p_A = P_A \cdot X_A \quad \text{и} \quad p_B = P_B(1 - X_A), \quad (2.1)$$

где  $P_A, P_B$  – давление насыщенных паров;  $p_A, p_B$  – парциальные давления;  $X_A$  – мольная доля компонента  $A$ .

По правилу фаз для бинарной смеси:

$$C = K - \Phi + 2 = 2 - 2 + 2 = 2 - \quad (2.2)$$

где  $K$  – число компонентов;  $\Phi$  – число фаз.

При  $K=2$  и  $\Phi=2$  имеем две степени свободы из трех  $P, t, X$ . Возможны следующие варианты:

$P - t$  ( $x = \text{const}$ );  $P - x$  ( $t = \text{const}$ );

$t - x$  ( $P = \text{const}$ ) – фазовые диаграммы.

Наиболее важной является  $t - x$ ,  $y - x$  – диаграмма, т.к. процесс перегонки проводят при  $P = \text{const}$ .

Перегонку разделяют на два основных вида: простую перегонку (или дистилляцию) и ректификацию.

Простая перегонка – процесс однократного частичного испарения исходной жидкой смеси и конденсации образующихся паров. Её применяют для предварительного разделения, очистки веществ от примесей, загрязнений. Сконденсированные пары называют дистиллятом, а оставшуюся жидкость – остатком.

Ректификация – наиболее полное разделение смесей жидкостей. Процесс заключается в многократном взаимодействии паров с жидкостью – флегмой, полученной при конденсации паров.

### **Схема ректификационной установки для разделения бинарной смеси**

Ректификационная колонна 1 (рис. 2.1) имеет цилиндрический корпус, внутри которого установлены контактные устройства в виде тарелок или насадки. Снизу вверх по колонне движутся пары, поступающие в нижнюю часть аппарата из кипятильника 2. Пары проходят через слой жидкости на тарелках снизу вверх и конденсируются в дефлегматоре 3. Получаемая жидкость разделяется на дистиллят и флегму, которая направляется на верхнюю тарелку колонны. С помощью дефлегматора в колонне создается нисходящий поток жидкости.

Дистиллят охлаждается в холодильнике 4 и отводится в сборник верхнего продукта. Жидкость, поступающая на орошение колонны (флегма), представляет собой почти чистый НК – низкокипящий компонент.

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

Часть жидкости поступает в кипятильник 2, обогреваемый глухим паром или другим теплоносителями, а другая часть отводится из колонны в виде кубового остатка (нижнего продукта) и охлаждается в холодильнике 6.

На некотором расстоянии от верха колонны к жидкости из дефлегматора присоединяется исходная смесь, которая поступает на питающую тарелку колонны. Эта тарелка условно делит колонну на две части: укрепляющую секцию (от питающей до верхней тарелки) 1а и исчерпывающую секцию (от питающей до нижней тарелки) 1б.

Для того чтобы уменьшить тепловую нагрузку кипятильника, исходная смесь предварительно нагревается в подогревателе 5 до температуры кипения жидкости на питающей тарелке.

В ректификационных установках применяются главным образом аппараты двух типов: насадочные и тарельчатые (барботажные) (см. глава 1).

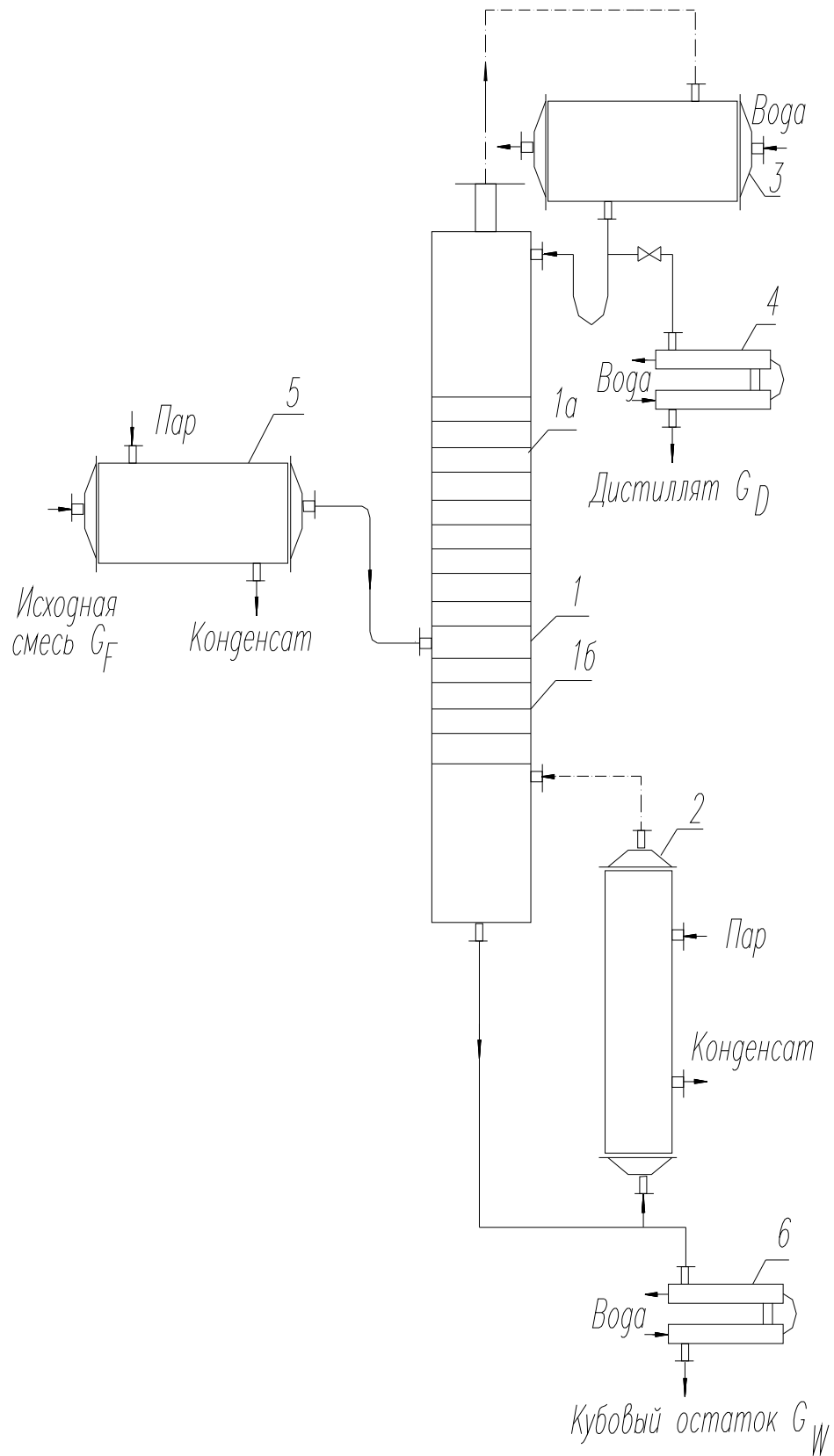


Рис. 2.1. Схема ректификационной установки



## 2.2. Алгоритм проектирования ректификационных колонн

Рассмотренный ниже алгоритм проектирования предназначен для расчета тарельчатых ректификационных аппаратов с ситчатыми, колпачковыми и клапанными тарелками [9,10].

На рис. 2.2 представлена блок-схема алгоритма технологического расчета установки. Алгоритм реализован по модульному принципу, где каждый модуль представляет собой функционально законченный элемент расчета и обозначается на блок-схеме буквой М с соответствующим номером.

В техническом задании на проектирование указываются следующие исходные данные:

1. Смесь, подлежащая разделению. Легколетучему компоненту присваивается номер 1, а другому компоненту – номер 2.
2. Расход исходной смеси  $G_F$ , кг/ч.
3. Концентрация  $X_1$  легколетучего компонента в смеси, мас. доли.
4. Концентрация  $X_2$  легколетучего компонента в дистилляте, мас. доли.
5. Концентрация  $X_3$  легколетучего компонента в кубовом остатке, мас. доли.
6. Тип контактного устройства ректификационной колонны.
7. Давление (абсолютное) греющего водяного пара, кгс/см<sup>2</sup>.
8. Температура исходной смеси перед подогревателем, температура дистиллята и кубового остатка из холодильников.

## 2.3. Расчет флегмового числа и теоретических тарелок

Первоначально выполняются расчет расходов и перевод состава продуктов в мольные доли.

1. Из уравнения общего и покомпонентного материального балансов ректификационной колонны определяются расходы дистиллята и кубового остатка:

$$G_D = \frac{G_F (x_1 - x_2)}{x_2 - x_3}, \quad G_W = G_F - G_D. \quad (2.3)$$

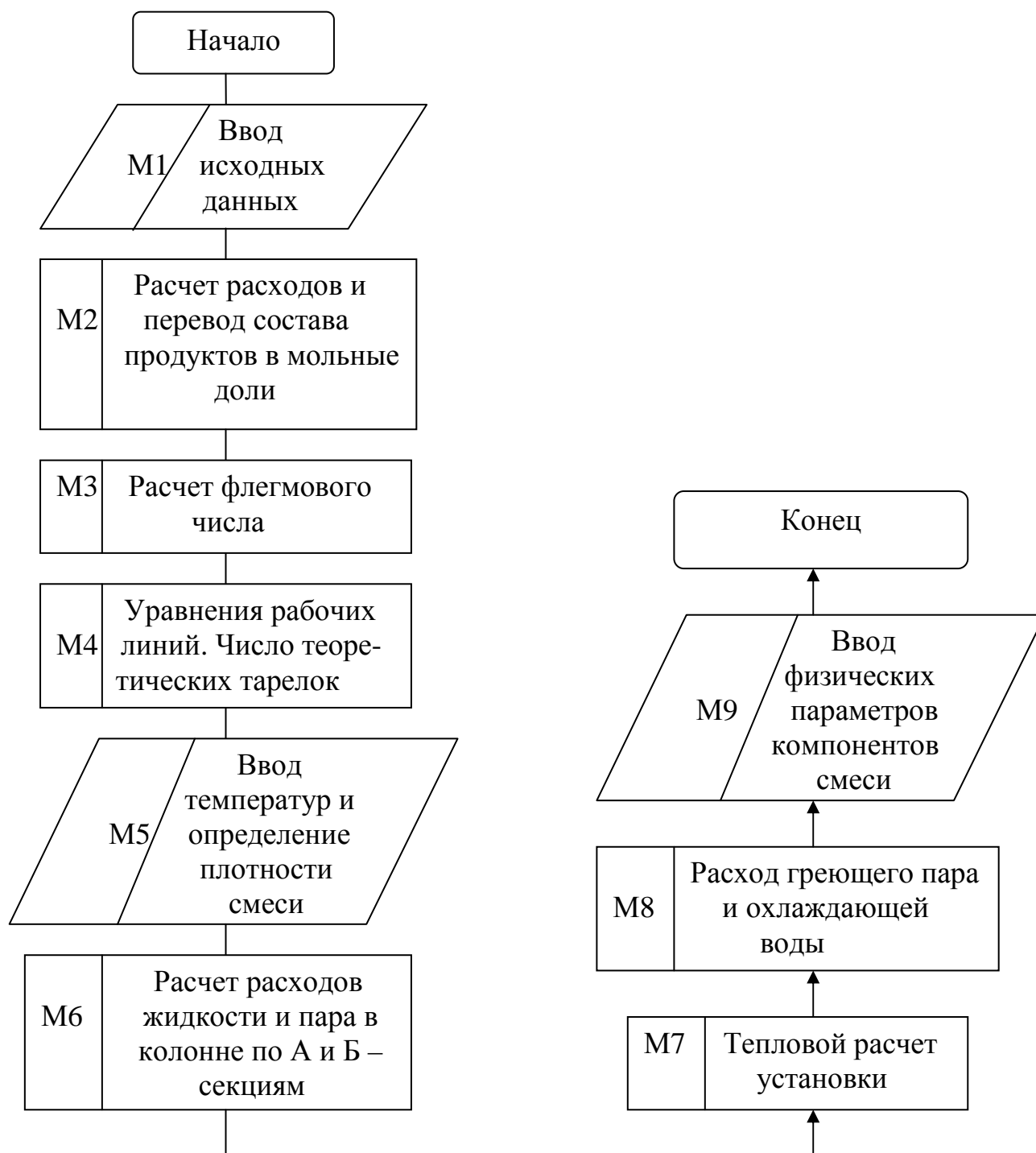


Рис. 2.2. Блок-схема алгоритма технологического расчета ректификационной колонны

2. Находятся мольные массы 1-го и 2-го компонентов разделяемой смеси  $M_1$  и  $M_2$  (табл. 1 приложения). Для дальнейших расчетов используются

концентрации исходной смеси, дистиллята, кубового остатка в мольных долях.

3. Перевод массовых долей в мольные, например, для концентрации легколетучего компонента в исходной смеси, производится по следующей формуле:

$$X_F = \frac{x_1/M_1}{x_1/M_1 + (1-x_1)/M_2}. \quad (2.4)$$

Аналогично рассчитываются мольные доли 1-го компонента в кубовом остатке  $X_F$  и дистилляте  $X_D$ .

### Расчет действительного флегмового числа

1. Действительное флегмовое число определяется на основе минимального  $R_{\min}$ . В том случае, если кривая равновесия имеет вид, изображенный на рис. 2.3,  $R_{\min}$  определяется по формуле [11]:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (2.5)$$

где  $y_F^*$  – равновесная концентрация легколетучего компонента в паровой фазе с жидкостью состава  $X_F$  (определяется по диаграмме  $y - x$ ) (см. табл. 2 - приложения).

Если кривая равновесия смеси имеет перегиб, то  $R_{\min}$  рассчитывается по диаграмме  $y - x$  (рис. 2.4). Для определения  $R_{\min}$  из точки  $A$  проводится касательная к кривой равновесия. Касательная  $AB$  отсекает на оси ординат отрезок  $BO$ . Проводятся необходимые построения и находится длина отрезка  $BO$ . По величине отрезка  $BO$  определяется  $R_{\min}$  [11]:

$$R_{\min} = (x_D - a)/a, \quad (2.6)$$

где  $a$  – длина отрезка  $BO$ .

2. Рабочее флегмовое число рассчитывается по формуле

$$R = 1,3 \cdot R_{\min} + 0,3. \quad (2.7)$$

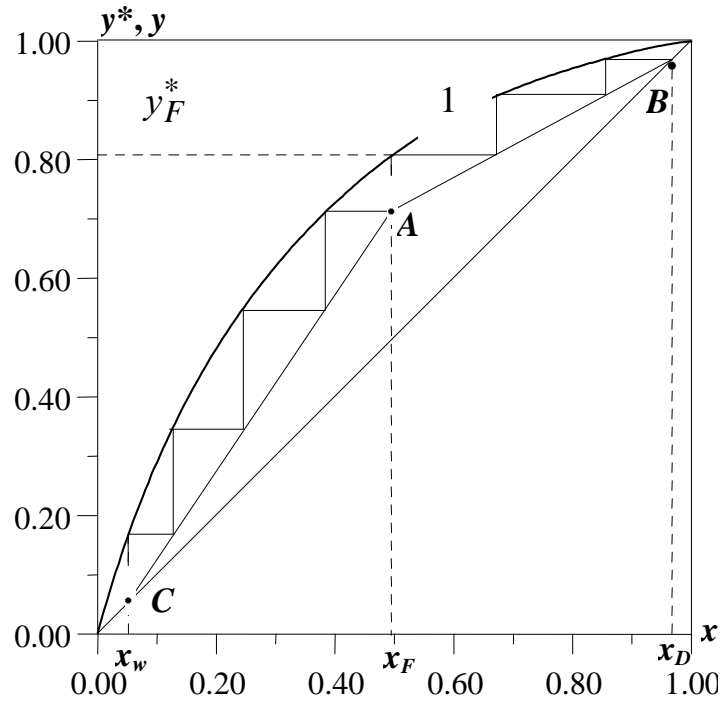


Рис. 2.3. Определение числа теоретических тарелок; 1-кривая равновесия; С-  
А-В – рабочие линии

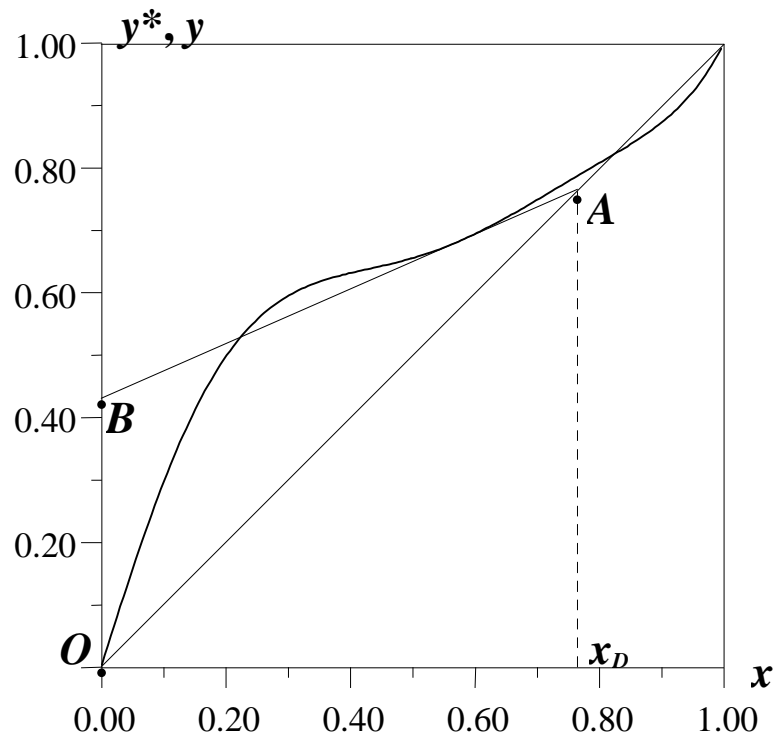


Рис. 2.4. Определение минимального флегмового числа  $R_{\min}$

От флегмового числа зависят затраты на процесс разделения исходной смеси. Оптимальное флегмовое число определяется на основе анализа эксплуатационных, капитальных и общих затрат на ректификацию.

### Расчет числа теоретических тарелок

Число теоретических тарелок находят, используя уравнения рабочих линий и кривую равновесия (рис. 2.3).

1. Рассчитывается относительный мольный расход смеси:

$$F = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}. \quad (2.8)$$

2. По координатам  $X$ ,  $Y$  в соответствии с уравнениями рабочих линий для

А – секции

$$Y = \frac{R}{R+1} \cdot X + \frac{X_D}{R+1}, \quad (2.9)$$

и

Б – секции

$$Y = \frac{R+F}{R+1} \cdot X - \frac{F-1}{R+1} X_W. \quad (2.10)$$

На  $x, y$ - диаграмму фазового равновесия наносятся точки  $A, B, C$  (рис. 2.3). После соединения точек  $A$  и  $C$ , а также  $A$  и  $B$  прямыми линиями, получим:

$AB$  – рабочую линию А – секции;

$AC$  – рабочую линию Б – секции.

3. Начиная от точки  $B$ , строится ломанная ступенчатая линия, число вертикальных участков которой равно числу теоретических ступеней разделения (теоретических тарелок).

### Температуры пара и жидкости и определение плотности смеси

1. Для расчета теплофизических свойств смеси определяются средние концентрации жидкости по секциям

$$\text{А – секция: } X_{\text{ср}} = \frac{X_F + X_D}{2}, \text{ моль. доли;} \quad (2.11)$$

$$\text{Б – секция: } X_{\text{ср}} = \frac{X_F + X_W}{2}, \text{ моль. доли.}$$

2. Вычисляются по уравнениям рабочих линий для  $X_{\text{ср.А}}$  и  $X_{\text{ср.Б}}$  средние концентрации паровой фазы  $Y_{\text{ср.А}}$  и  $Y_{\text{ср.Б}}$

3. Из  $t-x-y$  диаграммы по значениям  $X_{\text{ср.А}}$ ,  $X_{\text{ср.Б}}$ ,  $Y_{\text{ср.А}}$ ,  $Y_{\text{ср.Б}}$  находятся значения средних температур пара и жидкости.

4. Определяются средние плотности пара в А и Б – секциях колонны:

$$\rho'_{\text{ср}} = \frac{M'_{\text{ср}} \cdot 273}{22,4 \cdot (t_{\text{ср}} + 273)}, \text{ кг/м}^3, \quad (2.12)$$

где  $t_{\text{ср}}$  – средняя температура пара в секции, °С;  $M'_{\text{ср}}$  – средняя мольная масса паровой фазы:

$$M'_{\text{ср}} = M_1 Y_{\text{ср.}} + M_2 (1 - Y_{\text{ср.}}), \text{ кг/кмоль,}$$

где  $Y_{\text{ср.}}$  – средняя концентрация паровой фазы в секции колонны, моль. доли.

5. Из диаграммы (рис. 2.5) при концентрациях  $X_D$  и  $X_W$  находятся значения температур жидкой фазы на верхней тарелке  $t_D$  и в кубе колонны  $t_W$ .

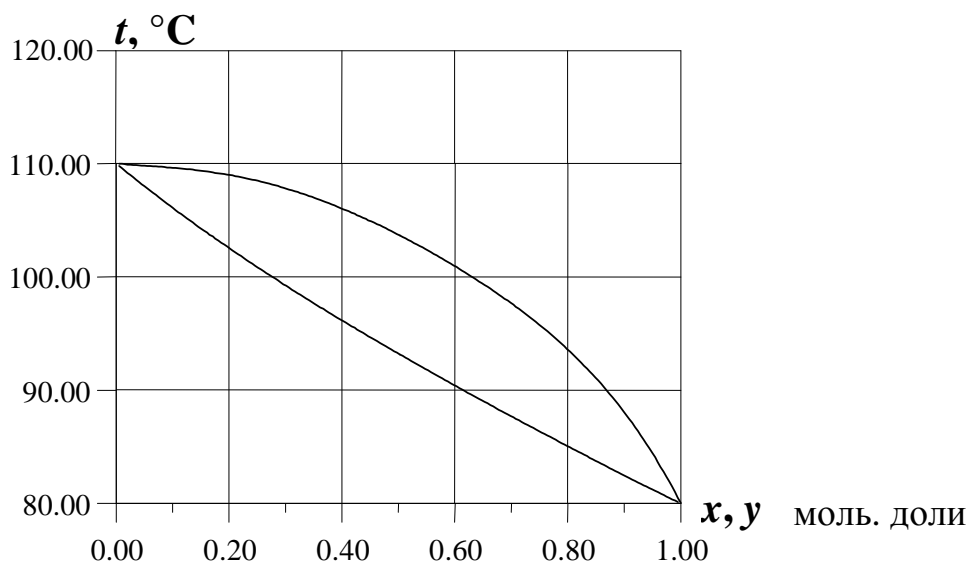


Рис. 2.5.  $t-x, y$  диаграмма

6. Из табл. 3 приложения определяются значения плотности компонентов смеси при температурах  $t_D$  и  $t_W$ .

7. Рассчитываются плотности жидкой фазы на верхней тарелке  $\rho_D$  и в кубе  $\rho_W$  по уравнению:

$$\rho_{см} = \frac{\rho_1 \cdot \rho_2}{X \cdot \rho_1 + (1 - X) \cdot \rho_2}, \quad \text{кг/м}^3, \quad (2.13)$$

где  $\rho_1, \rho_2$  – плотности компонентов смеси (табл.3 - приложения);  $X$  – концентрация одного из компонентов смеси, мас. доли.

8. Вычисляется средняя плотность жидкости в колонне:

$$\rho_{ж} = \frac{\rho_D + \rho_W}{2}, \quad \text{кг/м}^3. \quad (2.14)$$

### Расчет расходов жидкости и пара в колонне по А и Б – секциям

А – секция:      расход пара -  $L_A = R \cdot G_D$ , кг/ч;      (2.15)  
                       расход жидкости -  $G_{п А} = L_A + G_D$ , кг/ч.

Б – секция:      расход пара -  $L_B = L_A + L_F$ , кг/ч      (2.16)  
                       расход жидкости -  $G_{п Б} = L_B - G_W$ , кг/ч.

### 2.4. Тепловой расчет ректификационной установки

Рассчитываются тепловые потери в конденсаторе, холодильниках дистиллята и кубового остатка, кипяильнике куба колонны и подогревателе исходной смеси.

1. Из табл. 4 приложения при температуре дистиллята  $t_D$  находится теплота конденсата компонентов смеси  $r_1, r_2$  ккал/кг.

2. Определяется теплота конденсата смеси при

$$r_D = 4190 \cdot (X_2 \cdot r_1 + (1 - X_2) \cdot r_2), \quad \text{Дж/кг}. \quad (2.17)$$

3. Вычисляется расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе:

$$Q_D = G_{\text{ПА}} \cdot r_D / 3600, \text{ Вт.} \quad (2.18)$$

4. Из табл. 5 приложения при соответствующих температурах находятся теплоемкости компонентов смеси, ккал/(кг·град).

5. Вычисляется теплоемкость смеси в жидкой фазе

$$C_{\text{см}} = 4190 \cdot [C_1 X + C_2 \cdot (1-X)], \text{ Дж/(кг·град)}, \quad (2.19)$$

где  $C_1, C_2$  – теплоемкости 1-го и 2-го компонентов смеси, ккал/(кг·град);  $X$  – концентрация 1-го компонента в жидкой фазе, мас. доли.

6. Из уравнения теплового баланса ректификационной колонны определяется количество тепла, получаемого в кубе-испарителе от греющего пара

$$Q_k = Q_D + G_D \cdot C_D \cdot t_D + G_W \cdot C_W \cdot t_W - G_F \cdot C_F \cdot t_F + Q_{\text{пот}}, \text{ Вт}, \quad (2.20)$$

где  $C_D, C_W, C_F$  – теплоемкость дистиллята, кубового остатка и исходной смеси соответственно при температурах  $t_D, t_W, t_F, Q_{\text{пот}}$  – потери тепла (принимаются равными 3 % от полезно затрачиваемого тепла).

7. Вычисляется расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята

$$Q'_D = G_D \cdot C'_D \cdot (t_D - t_{D, \text{кон}}), \text{ Вт}, \quad (2.21)$$

где  $C'_D$  – удельная теплоемкость дистиллята при средней температуре

$$t_{D, \text{ср}} = \frac{t_D + t_{D, \text{кон}}}{2},$$

$t_{D, \text{кон}}$  – конечная температура дистиллята на выходе из холодильника, °С.

8. Определяется расход тепла в подогревателе исходной смеси:

$$Q'_F = 1,05 \cdot G_F \cdot C'_F \cdot (t_F - t_{F, \text{нач}}) / 3600, \text{ Вт}, \quad (2.22)$$

где  $C'_F$  – удельная теплоемкость исходной смеси при средней температуре:



$$t_{F, \text{cp}} = \frac{t_F + t_{F, \text{нач}}}{2}.$$

9. Рассчитывается расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка

$$Q'_W = G_W \cdot C'_W \cdot (t_W - t_{W, \text{кон}}) / 3600, \text{ Вт}, \quad (2.23)$$

где  $C'_W$  – удельная теплоемкость кубового остатка при средней температуре

$$t_{W, \text{cp}} = \frac{t_W + t_{W, \text{кон}}}{2}$$

( $t_{W, \text{кон}}$  – конечная температура кубового остатка из холодильника).

### Расчет расходов греющего пара и охлаждающей воды

1. Из табл. 6 приложения при заданном давлении находится теплота конденсации греющего водяного пара  $r_{\text{Г.п.}}$ , кДж/кг.

2. Определяется расход греющего водяного пара заданного давления:

а) в кубе испарителя –

$$G_{\text{Г.п.1}} = \frac{Q_k}{1000 \cdot r_{\text{Г.п.}}}, \text{ кг/с}; \quad (2.24)$$

б) в подогревателе исходной смеси –

$$G_{\text{Г.п.2}} = \frac{Q'_F}{1000 \cdot r_{\text{Г.п.}}}, \text{ кг/с}. \quad (2.25)$$

3. Вычисляется расход охлаждающей воды:

а) в дефлегматоре –

$$V_{\text{В.1}} = \frac{Q_D}{C_{\text{В}}(t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \cdot \rho_{\text{В}}}, \text{ м}^3/\text{с}, \quad (2.26)$$

где  $\rho_{\text{В}}$  – плотность воды при 20 °С;  $t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}} = 20$  °С;

б) в водяном холодильнике дистиллята –

$$V_{B.2} = \frac{Q'_D}{C_B(t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \cdot \rho_B}, \quad \text{м}^3/\text{с}; \quad (2.27)$$

в) в водяном холодильнике кубового остатка –

$$V_{B.3} = \frac{Q'_W}{C_B(t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \cdot \rho_B}, \quad \text{м}^3/\text{с}. \quad (2.28)$$

4. Определяется общая потребность греющего пара и охлаждающей воды для работы ректификационной установки:

а) расход греющего пара

$$G_{\text{г.п.}} = 3600 \cdot (G_{\text{г.п.1}} + G_{\text{г.п.2}}), \quad \text{кг/ч}; \quad (2.29)$$

б) расход охлаждающей воды

$$V_B = 3600 \cdot (V_{B.1} + V_{B.2} + V_{B.3}), \quad \text{м}^3/\text{ч} \quad . \quad (2.30)$$

Расходы греющего пара и охлаждающей воды необходимы для расчета теплообменных аппаратов ректификационной установки.

### Расчет физических характеристик компонентов смеси

1. Из табл. 9 приложения при средней температуре жидкой фазы в А и Б–секциях выбираются значения коэффициентов поверхностного натяжения 1-го и 2-го компонентов, дин/см.

2. Определяется поверхностное натяжение жидкости по А и Б – секциям

$$\sigma = 0,001 \cdot [\sigma_1 \cdot X + \sigma_2 \cdot (1-X)], \quad \text{Н/м}, \quad (2.31)$$

где  $\sigma_1$ ,  $\sigma_2$  – поверхностное натяжение компонентов смеси, дин/см;  $X$  – средняя концентрация жидкой фазы секции колонны, мас. доли.

3. Из табл. 7, 8 приложения находятся значения коэффициентов динамической вязкости смеси  $\mu_1$ ,  $\mu_2$ , сП.

4. Рассчитывается коэффициент динамической вязкости смеси жидкой фазы в А и Б – секциях [11]

$$\mu_{\text{см}} = 0,001 \cdot \mu_1^{X_{\text{ср}}} \cdot \mu_2^{(1-X_{\text{ср}})}, \quad \text{Па}\cdot\text{С}, \quad (2.32)$$

где  $X_{\text{ср}}$  – средняя концентрация 1-го компонента жидкой фазы, моль. доли.

Коэффициент динамической вязкости паровой фазы разделяемой смеси определяется из уравнения:

$$\frac{M_{\text{ср}}}{\mu_{\text{ср}}} = \frac{Y_1 \cdot M_1}{\mu_1} + \frac{(1-Y_2) \cdot M_2}{\mu_2}, \quad (2.33)$$

или

$$\mu_{\text{ср}} = \frac{0,001 \cdot M_{\text{см}} \mu_1 \cdot \mu_2}{Y_1 \cdot \mu_2 M_1 + (1-Y_1) \cdot \mu_1 M_2}, \quad \text{Па}\cdot\text{С}, \quad (2.34)$$

где  $M_{\text{см}}$ ,  $M_1$ ,  $M_2$  – мольные массы смеси газов и отдельных компонентов;  $Y_1$  – мольная доля 1-го компонента в паровой фазе смеси;  $\mu_1$ ,  $\mu_2$  – динамический коэффициент вязкости компонентов смеси в паре, сП.

Технологический расчет ректификационной установки закончен.

## 2.5. Гидравлический расчет ректификационной колонны

Цель гидравлического расчета – определение максимальных нагрузок, диаметра и высоты ректификационной колонны, гидравлического сопротивления.

Блок-схема алгоритма гидравлического расчета представлена на рис. 2.6.

### Расчет максимальной скорости пара в колонне

1. Расстояние между тарелками  $H$  (мм) выбирается из ряда: 200; 250; 300; 350; 400; 450; 500; 550; 600; 650; 700; 750; 800; 850; 900; 950; 1000. Для выбора оптимальных размеров колонны расстояние между тарелками должно определяться одновременно с диаметром аппарата. Расчеты показывают, что размеры колонны, близкие к оптимальным, можно получить, если расстояние между тарелками выбирается в соответствии со следующими данными [12]:

$D, \text{ м}$	0,8	0,8 – 1,6	1,6 – 2,0	2,0 – 2,4	2,4
$H, \text{ мм}$	200 - 350	350 - 400	400 - 500	500 - 600	600

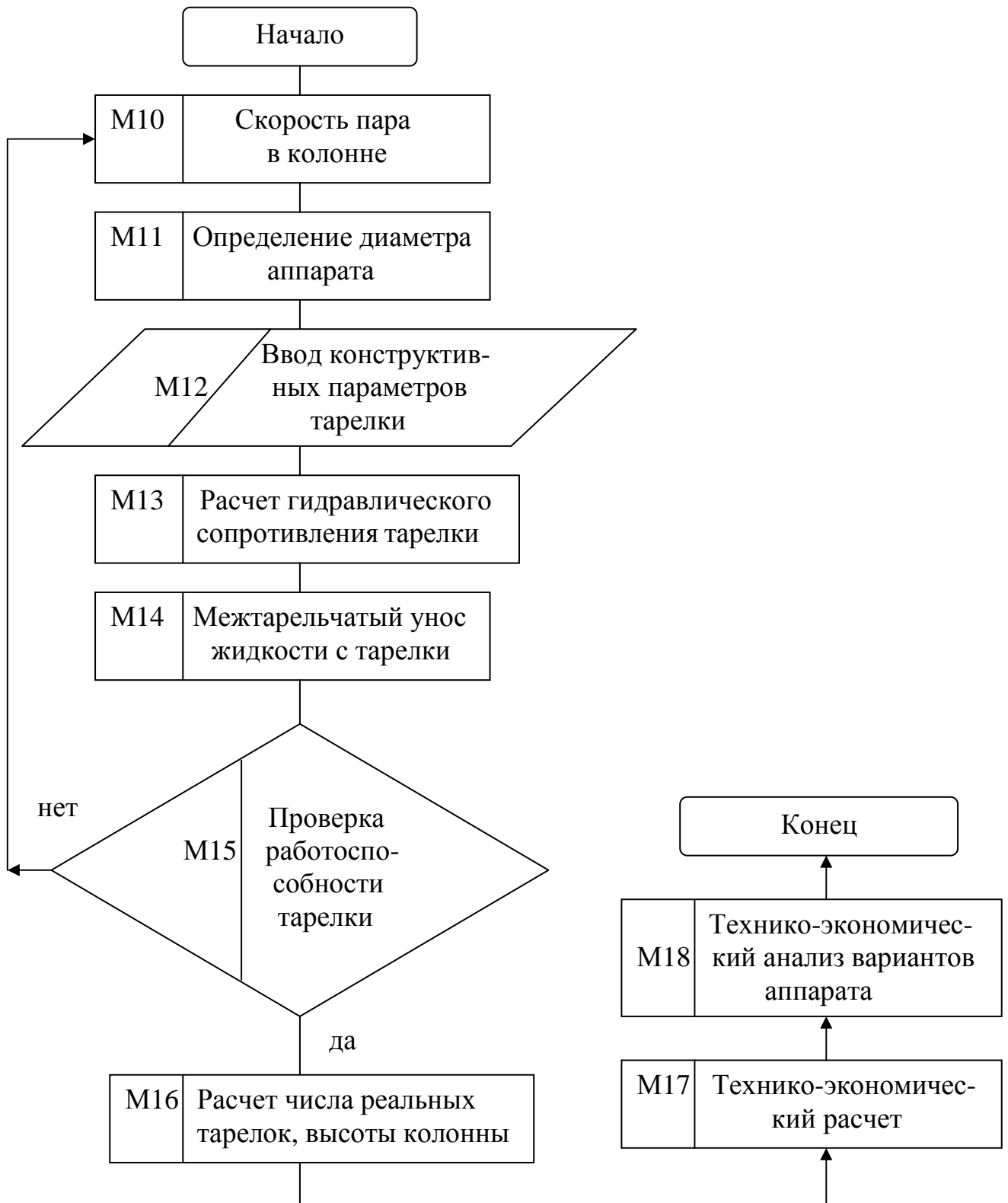


Рис. 2.6. Блок-схема алгоритма расчета гидравлических и конструктивных характеристик ректификационного аппарата

Производится проверка выбранных размеров контактного устройства и расстояния между ними. В случае необходимости расстояние между тарелками уточняется.

2. Определяется максимальная скорость паровой фазы по А и Б - секциям [1]:

$$\omega_{\max} = C_{\max} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}}, \text{ м/с}, \quad (2.35)$$

где  $\rho_{\text{ж}}$ ,  $\rho_{\text{п}}$  – средняя плотность жидкой и газовой фаз, кг/м<sup>3</sup>;

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [k_1 \cdot C_1 - k_2 \cdot (\lambda - 35)]. \quad (2.36)$$

Коэффициенты  $k_1$ ,  $k_2$  принимают следующие значения:

Таблица 2.1

Вид контактного устройства	$k_1$	$k_2$
Колпачковый	1,0	4
Из S - образных элементов	1,0	4
Клапанный ( $F_{\text{св}} = 0,1$ )	1,15	4
Ситчатый и струйный ( $F_{\text{св}} = 0,08$ )	1,2	5
Ситчатый с отбойными элементами	1,4	4

В соответствии с рис. 2.7 находится значение  $C_1$ .

Величина  $\lambda$  определяется по уравнению

$$\lambda = \frac{0,655 \cdot L}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{V} \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}) / \rho_{\text{п}}}}, \quad (2.37)$$

где  $L$  – расход жидкости в секции колонны, кг/ч;  $V$  – объемный расход пара в секции колонны, м<sup>3</sup>/ч.

Для определения скорости пара в колоннах с колпачковыми и ситчатыми тарелками можно использовать выражение (2.35) с коэффициентом  $C$ , определяемым графически по зависимости (рис.2.8) [11]

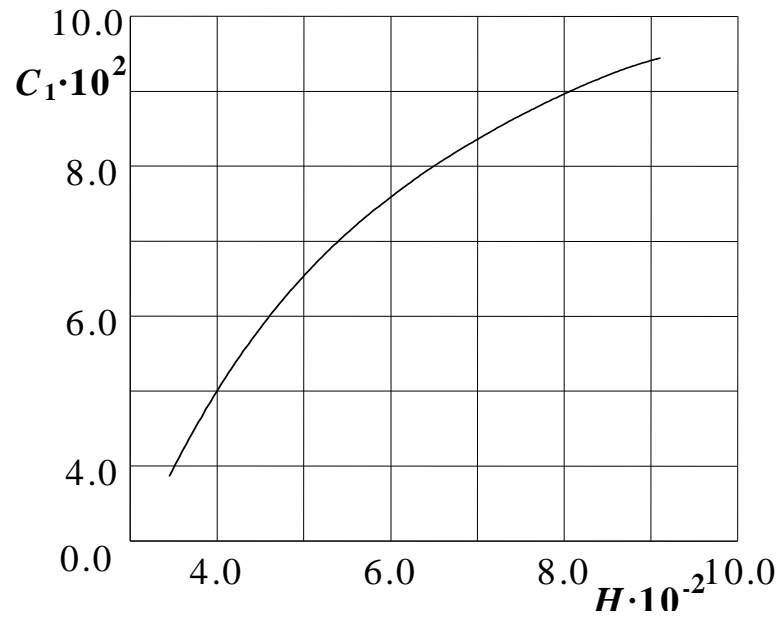


Рис. 2.7. Зависимость коэффициента  $C_1$  от расстояния между тарелками  $H$

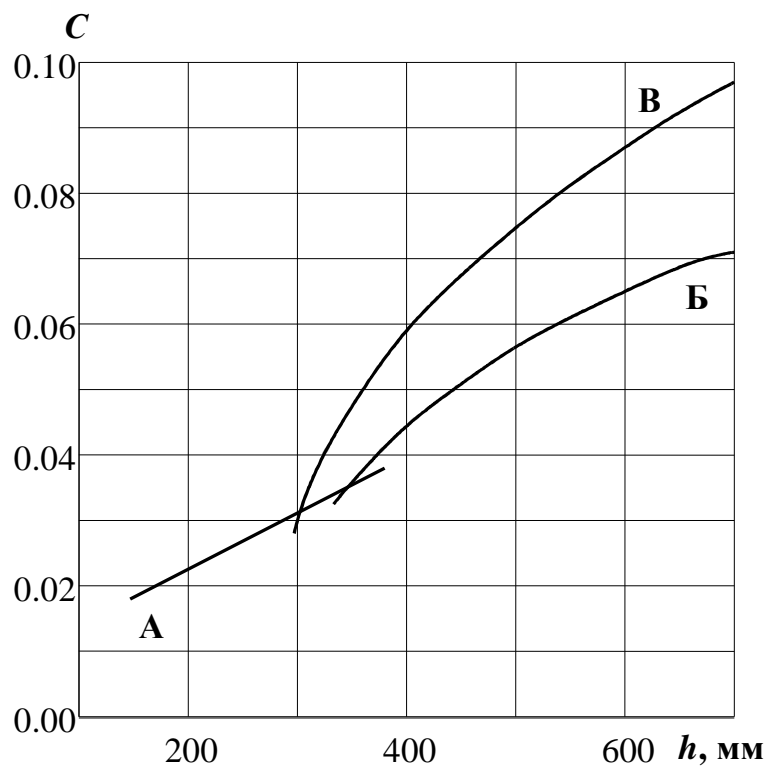


Рис. 2.8. Значение коэффициента  $C$ :  
 А, Б – колпачковые тарелки с круглыми колпачками; В – ситчатые тарелки

### Определение диаметра аппарата

1. По значению  $\omega_{\max}$  рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны:

$$D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot \omega_{\max}}}, \text{ м.} \quad (2.38)$$

где  $V = G_{\text{п}} / \rho_{\text{п}}$  - по уравнениям (2.15) и (2.16).

2. Анализируя значения диаметров  $D_{\text{расч}}$  по А и Б – секциям, проектировщик решает продолжить дальнейший расчет

а) при различных значениях диаметров по А и Б – секциям

или

б) при одинаковых значениях диаметров.

В случае значительных расхождений диаметров колонны по А и Б – секциям дальнейший расчет производится при различных их значениях. Из табл. 11 - 16 приложения выбирается контактное устройство с диаметром, ближайшим к расчетной величине.

3. Задаются значения выбранного диаметра контактного устройства  $D$  (или  $D_A$  и  $D_B$ ), м.

4. По значению выбранного диаметра уточняется значение скорости пара в секциях колонны:

$$\omega_{\max} = \frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot D^2}, \text{ м /с.} \quad (2.39)$$

### Конструктивные параметры заданного типа контактного устройства

В табл. 11–16 приложения приведены конструктивные параметры ситчатых, колпачковых и клапанных тарелок. Для заданного типа контактного устройства при выбранном диаметре (или диаметрах) секций принимаются значения конструктивных параметров тарелки. Рекомендуемая высота сливного порога равна 40 мм.

## Расчет гидравлического сопротивления тарелок

Гидравлическое сопротивление (перепад давления газа при прохождении через контактное устройство) определяется на основе расчета сопротивлений сухой и орошаемой тарелки.

1. Расчет сопротивления сухой тарелки выполняется по формуле:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\text{п}}, \text{ Па}, \quad (2.40)$$

где  $\xi$  – коэффициент сопротивления;  $\xi = 1,82$  (ситчатая тарелка);  $\xi = 3,66$  (клапанная тарелка);  $\xi = 4,0 - 5,0$  (колпачковая тарелка),  $\omega_0$  – скорость пара в отверстиях тарелки, м/с

$$\omega_0 = 100 \cdot \omega_{\text{max}} / F_{\text{св}},$$

$F_{\text{св}}$  – относительная свободная площадь тарелки для прохождения пара, %.

2. Для ситчатой тарелки учитывается сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

$$\Delta P = \frac{4000 \cdot \sigma_{\text{см}}}{d_0}, \text{ Па}, \quad (2.41)$$

$d_0$  – диаметр отверстий в полотне тарелки, мм.

3. Рассчитывается расход жидкости на единицу периметра слива:

$$L_V = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} \cdot B}, \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч}), \quad (2.42)$$

где  $B$  – периметр слива, м;  $L$  – расход жидкости в секции колонны, кг/ч;  $\rho_{\text{ж}}$  – средняя плотность жидкости в колонне, кг/м<sup>3</sup>.

4. Из рис. 2.9 определяется значение коэффициента  $K_2$ , учитывающего сжатие потока жидкости.

5. Вычисляется подпор жидкости над сливным устройством [1]:

$$\Delta h = 3,2 \cdot K_2 \cdot L_V^{2/3}, \text{ мм} \quad (2.43)$$



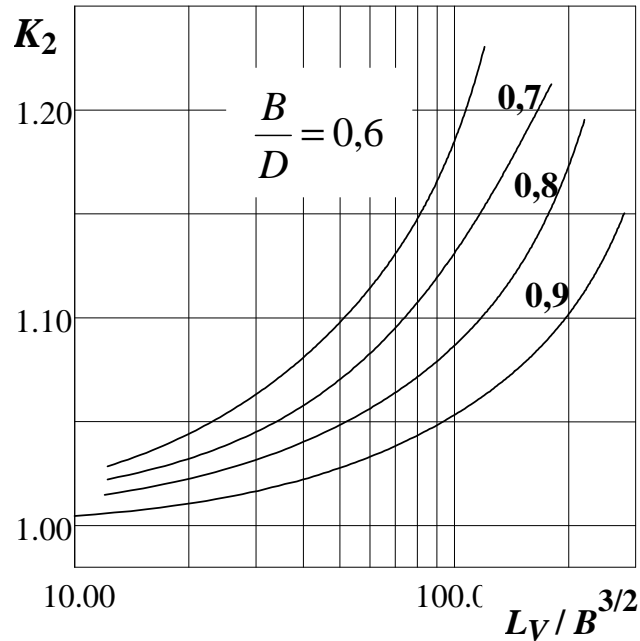


Рис. 2.9. Зависимость коэффициента  $K_2$  от комплексов  $B/D$  и  $L_V/B^{3/2}$

6. Определяется сопротивление слоя жидкости на клапанной тарелке [1]:

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0,001 \cdot (h_{\text{п}} + \Delta h) \cdot g \cdot \rho_{\text{ж}}, \text{ Па}, \quad (2.44)$$

где  $h_{\text{п}}$  – высота сливной пленки, мм;  $g$  – ускорение свободного падения, равное  $9,81 \text{ м/с}^2$ .

7. Рассчитывается сопротивление парожидкостного слоя на ситчатой и колпачковой тарелках [11]:

$$\Delta P_{\text{п.ж.}} = 0,0013 \cdot (h_{\text{п}} + \Delta h) \cdot K \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot g, \text{ Па}, \quad (2.45)$$

где  $K = \frac{\rho_{\text{п.ж.}}}{\rho_{\text{ж}}}$  – отношение плотности парожидкостного слоя (пены) к

плотности жидкости; приближенно принимается  $K = 0,5$ .

Для более точного расчета  $\rho_{\text{п.ж.}}$  вычисляется с учетом паросодержания двухфазного слоя  $\rho_{\text{п.ж.}} = \rho_{\text{ж}}(1 - \varphi) + \rho_{\text{п}}\varphi$  где  $\varphi$  – паросодержание [1].

8. Определяется общее гидравлическое сопротивление клапанной и колпачковой тарелок:

$$\Delta P_c = \Delta P_{\text{сух.}} + \Delta P_{\text{ж}}, \text{ Па.} \quad (2.46)$$

9. Находится общее гидравлическое сопротивление ситчатой тарелки:

$$\Delta P_c = \Delta P_{\text{сух.}} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{ж}}, \text{ Па.} \quad (2.47)$$

10. Общее гидравлическое сопротивление колонны составит

$$\Delta P_k = \Delta P_c \cdot n, \text{ Па,} \quad (2.48)$$

где  $n$  – число реальных тарелок (см. раздел 2.6). При расчете  $\Delta P_k$  так же следует учитывать сопротивление перераспределительных устройств, «глухих» тарелок, если такие имеются в колонне.

### Расчет межтарельчатого уноса жидкости

При высоких значениях скорости парового потока происходит брызгоунос жидкости из барботажного слоя на вышележащую тарелку. От значения уноса жидкости зависит эффективность раздела смеси (КПД тарелки). При большом уносе КПД резко падает. Значение уноса  $e$  (кг пара на кг жидкости) можно определить по графическим зависимостям (рис.2.10) или по следующим выражениям:

1. Определяется коэффициент  $m$ , используемый в формуле для уноса жидкости [1]:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \cdot \left( \frac{\sigma}{\rho_{\text{п}}} \right)^{0,295} \cdot \left( \frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}}} \right)^{0,425}, \quad (2.49)$$

где  $\mu_{\text{п}}$  – коэффициент динамической вязкости паровой фазы смеси, Па·с;  $\sigma$  – поверхностное натяжение жидкой фазы смеси, Н/м.

2. Рассчитывается унос жидкости с тарелки [1]:

$$e = \frac{A \cdot (0,052 \cdot h_{\delta} - 1,72)}{H^{\beta} \cdot \psi^2} \cdot \left( \frac{\omega_{\text{max}}}{\varepsilon_{\text{эф}} \cdot m} \right)^{3,7}, \text{ кг / кг,} \quad (2.50)$$

где  $\omega_{\max}$  – максимальная скорость паровой фазы, м/с;  $\epsilon_{\text{эф}}$  – эффективная рабочая площадь тарелки (рис.2.11);  $H$  – расстояние между тарелками, мм;  $h_{\delta}$  – глубина барботажа, мм;  $h_{\delta} \geq 52$  мм (в расчете примем  $h_{\delta} = 72$  мм);  $\psi$ ,  $A$  и  $\beta$  – коэффициенты:

при  $H < 400$  мм  $A = 9,48 \cdot 10^7$ ,  $\beta = 4,36$ ;

при  $H \geq 400$  мм  $A = 0,159$ ,  $\beta = 0,95$ ;

$\psi = 0,8$  (клапанная тарелка),  $\psi = 0,9$  (ситчатая),  $\psi = 0,6$  (колпачковая).

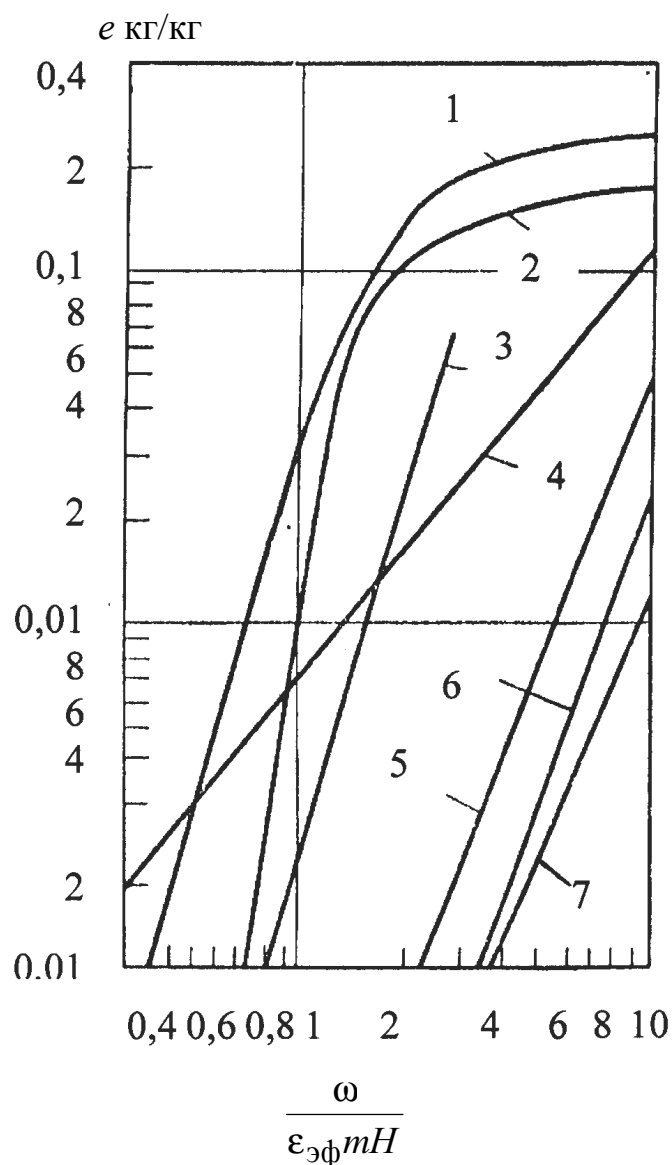


Рис.2.10. Зависимость относительного уноса жидкости с тарелок от комплекса  $\omega/\epsilon mH_c$ : Тарелки: 1 – колпачковая; 2 – ситчатая; 3 – ситчатая с краями отверстий, отогнутых вверх; 4 – из S-образных элементов; 5 – решетчатая провального типа; 6 – струйная; 7 – клапанная балластная

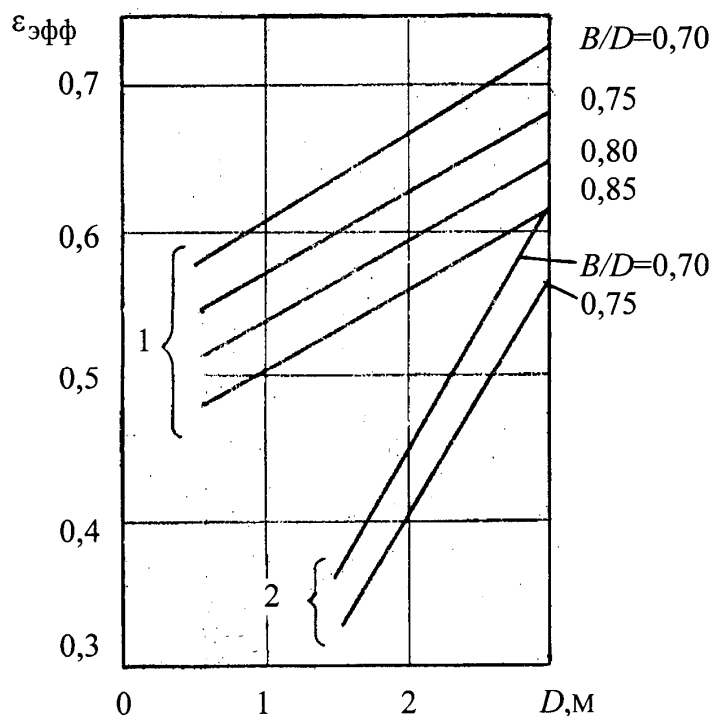


Рис.2.11. Зависимость ориентировочных значений эффективной рабочей площади однопоточных (1) и двухпоточных (2) тарелок от диаметра колонны

Унос жидкости не должен превышать 0,1 кг/кг. При повышенном уносе жидкости расстояние между тарелками следует увеличить. При очень большом уносе следует увеличить диаметр колонны.

### Проверка работоспособности тарелок

При расчете переливного устройства следует учитывать межтарельчатый унос жидкости. Если его величина превышает 20 % от соотношения расходов жидкости и пара, то расход жидкости равен

$$L_{V \text{ расч}} = L_V \left( 1 + \frac{eV}{L} \right). \quad (2.51)$$

1. Определяется сопротивление движению жидкости в переливе:

$$\Delta P_{\text{ж.п.}} = K \cdot g \cdot \left( \frac{L_V}{3600 \cdot a} \right)^2, \quad \text{Па}, \quad (2.52)$$

где  $a$  – линейный размер наиболее узкого сечения перелива, м;  $a \approx 0,04$  м [1];  $K$  – коэффициент, для тарелок с затворной планкой  $K=350$ .

2. Рассчитывается высота слоя не вспененной жидкости в сливном устройстве [1]:

$$h' = h_{\text{п}} + \Delta h + \Delta + \left( 0,001 \frac{\Delta P}{\rho_{\text{ж}}} + \Delta P_{\text{ж.п.}} \right) \cdot \frac{1}{g}, \text{ мм}, \quad (2.53)$$

где  $h_{\text{п}}$  – высота сливной планки, мм;  $\Delta h$  – подпор жидкости над сливной планкой, мм;  $\Delta$  – градиент уровня жидкости на тарелке, мм (при расчете эта величина не учитывается);  $\Delta P$  – общее гидравлическое сопротивление тарелки, Па.

3. Находится величина вылета ниспадающей струи в переливе [1]:

$$y = \left( 4,5 \cdot \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \cdot \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_{\text{п}} + 1,7 \cdot \Delta h - h')}, \text{ м}, \quad (2.54)$$

$[L_V] = \text{м}^3/\text{м}\cdot\text{с}$ .

4. Определяется высота парожидкостного слоя в переливе

$$H'_{\text{п}} = \frac{h'}{\rho_{\text{п}}}, \text{ мм}, \quad (2.55)$$

где  $\rho'_{\text{п}}$  – средняя относительная плотность вспененной жидкости (табл. 2.2)

5. Рассчитывается максимальная ширина сливного устройства:

$$S = \frac{1}{2} \cdot \left( D - \sqrt{D^2 - B^2} \right), \text{ м}, \quad (2.56)$$

где  $B$  – периметр слива, м;  $D$  – диаметр колонны, м.

Таблица 2.2

Интенсивность пенообразования	$\rho'_{\text{п}}$ при различных значениях расхода жидкости, $\text{м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$		
	65	65-100	100
Слабая	0,65	0,6	0,5
Средняя	0,55	0,5	0,4
Большая	0,4	-	-

6. Определяется минимальная допустимая скорость пара в колонне с ситчатыми тарелками, при которой участвуют в работе все отверстия контактного устройства [11]:

$$\omega_{\min} = 0,0067 \cdot F_{\text{св.}} \cdot \sqrt{\frac{g \cdot \rho_{\text{ж.}} \cdot h_{\text{п.ж.}}}{\xi \cdot \rho_{\text{п}}}}, \text{ м / с}, \quad (2.57)$$

где  $\xi = 1,82$  – коэффициент сопротивления ситчатой тарелки;  $h_{\text{п.ж.}}$  – высота парожидкостного слоя на тарелке, м;  $F_{\text{св.}}$  – относительная свободная поверхность тарелки, %;  $h_{\text{п.ж.}} - \Delta P_{\text{п.ж.}} / (g \rho_{\text{п.ж.}})$ .

7. Минимальная допустимая скорость пара в А и Б – секциях

а) для колонны с клапанными тарелками [1]:

$$\omega_{\min} = 0,05 \frac{F_{\text{св.}}}{\sqrt{\rho_{\text{п}}}}, \text{ м/с}; \quad (2.58)$$

Высота открытия клапана [13]

$$h_{\text{кл}} = \frac{\omega_{\max} S_{\text{к}}}{\Pi n} \sqrt{\frac{\rho_{\text{п}} S_{\text{кл}}}{2G_{\text{кл}} g}}, \quad (2.59)$$

где  $\Pi$  – периметр газораспределительного элемента, для дискового клапана  $\Pi = 2\pi R$ ;  $S_{\text{кл}}$  – площадь клапанного элемента;  $G_{\text{кл}}$  – масса клапана, кг;  $n$  – число клапанов на тарелке.

При устойчивом режиме работы расчетная высота открытия клапана должна быть почти максимально возможной или немного превышать это значение.

б) для колонны с колпачковыми тарелками [10]:

$$\omega_{\min} = 0,0415 \cdot F_{\text{св.}} \cdot \rho_{\text{п}}^{-0,5}, \text{ м/с}, \quad (2.60)$$

где  $\rho_{\text{п}}$  – плотность пара, кг/м<sup>3</sup>.

8. Диапазон устойчивости работы тарелок в секциях колонны  $n = \omega_{\max} / \omega_{\min}$  указывает, во сколько раз можно изменить производительность колонны без заметного понижения эффективности разделения [1].

9. Осуществляется проверка условий работоспособности контактных устройств колонны согласно

1.  $H'_\Pi < H + h_\Pi$
2.  $y < S$
3.  $n > 1$ .

Если не выполняется условие 1, необходимо повторить гидравлический расчет, изменяя при этом межтарельчатое расстояние  $H$ ; если не выполняется условие 2, т.е. недостаточен размер переливного устройства, необходимо увеличить значение диаметра контактного устройства, произвести повторный гидравлический расчет секции или гидравлический расчет всей колонны; если не выполняется условие 3, нужно уменьшить диаметр колонны или при прежнем его значении выбрать тарелку с меньшей величиной  $F_{св.}$ .

## 2.6. Расчет числа реальных тарелок

Число реальных тарелок в колонне всегда больше теоретических, т.к. КПД  $< 1$ . КПД (эффективность разделения) характеризует степень приближения смеси на тарелке к равновесному состоянию. Ниже приводится эмпирический метод вычисления КПД ситчатых, колпачковых и клапанных тарелок.

1. Из табл. 1 приложения находится мольный объем 1-го компонента  $v_1$ , см<sup>3</sup>/моль.
2. Рассчитывается коэффициент диффузии в жидкой фазе [11]

$$D_{ж} = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{(\beta \cdot M_1)^{1/2} \cdot (t + 273)}{\mu \cdot v_1^{0,6}}, \text{ м}^2/\text{с}, \quad (2.61)$$

где  $M_1$  – мольная масса 1-го компонента;  $\mu$  – динамический коэффициент вязкости 1-го компонента в жидкой фазе, мПа·с;  $\beta$  – параметр, учитывающий ассоциацию молекул растворителя. Для воды  $\beta = 2,6$ , для метилового спирта – 1,9, этилового спирта – 1,5, для неассоциируемых жидкостей – 1.

3. Рассчитывается средний КПД ситчатой и колпачковой тарелок по критериальной формуле, полученной путем статистической обработки многочисленных опытных данных:

$$\eta_0 = 0,068 K_1^{0,1} \cdot K_2^{0,115}. \quad (2.62)$$

В этой формуле безразмерные комплексы:

$$K_1 = \frac{Re_{\Pi} Pr'_{\text{ж}}}{F_{\text{св}}} \frac{\mu_{\Pi}}{\mu_{\text{ж}}} = \frac{\omega h_{\Pi} \rho_{\Pi}}{F_{\text{св}} \mu_{\Pi}} \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}} \frac{\mu_{\Pi}}{\mu_{\text{ж}}} = \frac{\omega h_{\Pi} \rho_{\Pi}}{F_{\text{св}} \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}};$$

$$K_2 = \frac{Re_{\Pi} Pr'_{\text{ж}}}{We} \frac{v_{\Pi}}{v_{\text{ж}}} = \frac{\omega h_{\Pi} \sigma}{v_{\Pi} \rho_{\text{ж}} \omega^2 h_{\Pi} D_{\text{ж}} v_{\text{ж}}} \frac{v_{\text{ж}} v_{\Pi}}{v_{\text{ж}}} = \frac{\sigma}{\omega \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}},$$

Здесь  $\omega$  – скорость пара в колонне, м/с;  $F_{\text{св}}$  – относительная свободная площадь тарелки, %;  $h_{\Pi}$  – высота сливной перегородки, мм;  $\rho_{\Pi}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$  – средние плотности пара и жидкости в А и Б - секциях колонны, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{\text{ж}}$  – коэффициент диффузии в жидкой фазе, м<sup>2</sup>/с;  $\sigma$  – поверхностное натяжение жидкой фазы в секции колонны, Н/м.

4. Находится средний К.П.Д. клапанной тарелки [1]

$$\eta_0 = 0,0865 (\mu_{\text{ж}} \alpha_{1-h})^{-0,245} \left( \frac{L}{V} \right)^{0,3} \cdot 10^{0,3 h_{\Pi}}, \quad (2.63)$$

где  $\mu_{\text{ж}}$  – средняя вязкость жидкой фазы в секции, Па·с;  $V$ ,  $L$  – расход пара и жидкости в секции, кг/ч;  $\alpha_{1-h}$  – относительная летучесть 1-го компонента по отношению ко 2-му компоненту:

$$\alpha_{1-h} = \frac{P_1}{P_h},$$

где  $P_1$ ,  $P_h$  – давление насыщенного пара 1 - го и 2 - го компонентов, которые определяются из табл. 10 приложения.

Длина пути жидкости на тарелке:

$$l = D - 2b$$

По графику (рис. 2.12) находим значение поправки на длину пути  $\Delta = 0,105$ .

Средний к.п.д. тарелок по уравнению:

$$\eta_l = \eta(1 + \Delta).$$



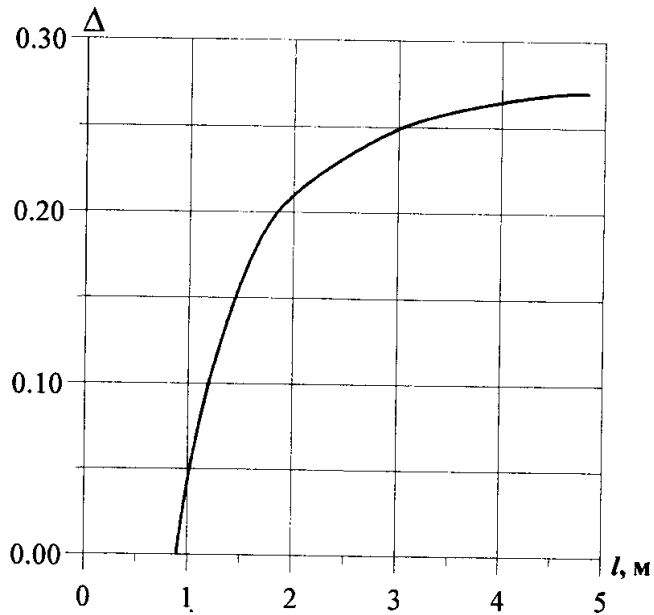


Рис. 2.12. Зависимость поправки  $\Delta$  от длины пути жидкости на тарелке  $l$

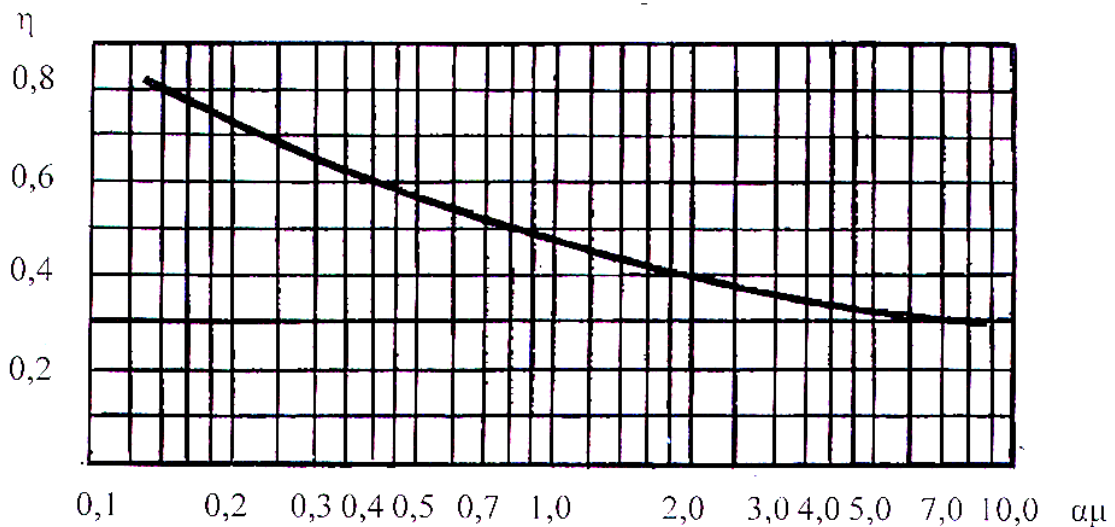


Рис. 2.13. Диаграмма для приближенного определения среднего к.п.д. тарелок [11]

Приближенно КПД тарелок можно определить графически (рис.2.13),  $\alpha = P_1/P_2$  - относительная летучесть компонентов;  $\mu$  - динамическая вязкость смеси, Па с.

5. Рассчитывается число реальных тарелок

$$n = \frac{n_T}{\eta_0}, \quad (2.64)$$

где  $n_T$  - число теоретических тарелок в секции;  $\eta_0$  - средний КПД тарелки.

Следует отметить, что расчет КПД (эффективности разделения) является очень сложной и ответственной задачей. Формулы (2.62) и (2.63) справедливы для ограниченных типов тарелок в узком интервале работы. Определение КПД тарелок других типов следует проводить или на основе обобщения многочисленных экспериментальных исследований или теоретическим путем из решения системы дифференциальных уравнений переноса [9,13]

6. Вычисляется высота обечайки аппарата  $H_{об}$ :

$$H_{об} = (n - 1) \cdot H, \text{ м.} \quad (2.65)$$

Общая высота колонны будет несколько больше  $H_{об}$  на высоту кубовой части и высоту верхней части, где вводится флегма.

На этом расчет колонны завершается.

## 2.7. Техничко - экономический расчет и анализ проекта

1. Из табл. 11 - 16 приложения выбирается масса выбранного контактного устройства  $M_0$  (кг) и определяется масса тарелок колонны

$$M_T = (N_1 + N_2) \cdot M_0, \text{ кг,} \quad (2.66)$$

где  $N_1, N_2$  – число тарелок верхней и нижней секций колонны.

2. Находится толщина обечайки колонны  $\delta_{об}$ .

$$\delta_{об.} = 1,18D \left( \frac{P_H}{E} \cdot \frac{H_{об.}}{D} \right)^{0,4} + C_{окр}, \text{ м,} \quad (2.67)$$

где  $P_H$  – наружное давление,  $P_H = 0,101$  МПа;  $C_{окр.}$  – величина округления до ближайшего нормального значения;  $H_{об.}$  – длина обечайки, м;  $D$  – диаметр колонны, м;  $E$  – модуль упругости материала обечайки при ее расчетной температуре (табл. 2.3).

Таблица 2.3

$t, ^\circ\text{C}$	Модуль упругости, $E \cdot 10^{-5}, \text{МН} / \text{м}^2$	
	углеродистая сталь	Легированная сталь
20	1,99	2,0
100	1,91	2,0
200	1,81	1,97
300	1,71	1,91
400	1,55	1,81
500	–	1,68
600	–	1,61

Минимальная толщина стенок корпуса колонного аппарата в зависимости от диаметра приведена в табл. 2.4.

Таблица 2.4

Диаметр аппарата $D$ , мм	Толщина стенки $\delta$ , мм
1000 - 1800	10
2000 - 2600	12
2800 - 3200	14
3400 - 3800	18
4000	24

3. Определяется масса обечайки  $M_{об}$ :

$$M_{об} = \pi \cdot \delta_{об} (D + \delta_{об}) \cdot H_{об} \cdot \rho_{ст}, \text{ кг}, \quad (2.68)$$

где  $\rho_{ст}$  – плотность стали,  $\rho_{ст} = 7850 \text{ кг} / \text{м}^3$ .

4. Рассчитывается масса сферических днищ  $M_{кр}$  [12]:

$$M_{кр} = \frac{4\pi \left[ \left( \frac{D + 2\delta_{кр}}{2} \right)^3 - \left( \frac{D}{2} \right)^3 \right] \cdot \rho_{ст}}{3}, \text{ кг}, \quad (2.69)$$

где  $\delta_{кр}$  – толщина сферических днищ  $\delta_{кр} \approx \delta_{об}$  [12].

5. Находится масса ректификационной колонны:

$$M_K = (M_T + M_{об} + M_{кр}) \cdot 0,001, \text{ т.} \quad (2.70)$$

6. В зависимости от толщины обечайки  $\delta_{об}$  определяется стоимость колонны  $C_K$  (цены указаны на период до 1991 г.):

а)  $\delta_{об} > 0,007 \text{ м}$

$$\begin{aligned} C_K &= M_K \cdot 3420 \text{ руб.} && \text{при } M_K < 33 \text{ т,} \\ C_K &= M_K \cdot 3160 \text{ руб.} && \text{при } 33 \text{ т} \leq M_K \leq 100 \text{ т,} \\ C_K &= M_K \cdot 2860 \text{ руб.} && \text{при } M_K > 100 \text{ т;} \end{aligned}$$

б)  $\delta_{об} \leq 0,007 \text{ м}$

$$\begin{aligned} C_K &= M_K \cdot 5510 \text{ руб.} && \text{при } M_K < 1,3 \text{ т,} \\ C_K &= M_K \cdot 4580 \text{ руб.} && \text{при } 1,3 \text{ т} \leq M_K \leq 5,6 \text{ т,} \\ C_K &= M_K \cdot 4210 \text{ руб.} && \text{при } 5,6 \text{ т} \leq M_K < 12 \text{ т;} \\ C_K &= M_K \cdot 3500 \text{ руб.} && \text{при } M_K \geq 12 \text{ т.} \end{aligned}$$

Следует отметить, что расчет стоимости колонны имеет приближенный характер, т. к. из-за неустойчивого финансового положения предприятий стоимость металла и изготовления может из года в год значительно меняться.

Стоимость монтажа  $C_M$  зависит от массы аппарата (табл. 2.5).

Таблица 2.5.

$M_K, \text{ т}$	< 1,5	1,5 - 2	2 - 3	3 - 5	5 - 7	7 - 10	10 - 12	12-15	15-20
$C_M, \text{ руб}$	490	570	700	1100	1500	2850	3250	3690	5030

$M_K, \text{ т}$	20-26	26-30	30-40	40-50	50-60	60-70	70-80	80
$C_M, \text{ руб}$	6370	7430	8490	9810	12350	14880	15630	17500

7. Рассчитываются капитальные вложения:

$$K = C_K + C_M, \text{ руб.} \quad (2.71)$$

и затраты на греющий водяной пар

$$Z_{пар} = 3600 \cdot \tau (Q_K + Q_G) \cdot C_{в.п.}/G_F, \text{ руб./кг,} \quad (2.72)$$

где  $Q_K, Q_G$  – количество подводимого тепла в куб-испаритель и подогреватель исходной смеси,  $C_{в.п.} = 1,47 \cdot 10^{-9}$  руб./Дж – стоимость 1 Дж тепла;  $G_F$  –

количество исходной смеси;  $\tau$  – время работы установки (принимается  $\tau = 8000$  ч в год).

8. Определяются затраты на охлаждение

$$Z_{\text{охл}} = \tau V_{\text{в}} \cdot C_{\text{хл}} / G_F, \quad \text{руб/кг}, \quad (2.73)$$

где  $V_{\text{в}}$  – расход воды на охлаждение, м<sup>3</sup>/ч;  $C_{\text{хл}}$  – стоимость хладагента, для воды  $C_{\text{хл}} = 0,015 \div 0,03$  руб./м<sup>3</sup>.

9. Вычисляются затраты на электроэнергию  $Z_{\text{эл}}$ :

$$Z_{\text{эл}} = \left( \frac{G_D}{G_F} \right) \cdot H_{\text{об}} \cdot C_{\text{эл}} / (3600 \cdot \eta), \quad \text{руб./кг}, \quad (2.74)$$

где  $C_{\text{эл}}$  – стоимость 1 кВт·ч электроэнергии;  $\eta = 0,85$  – К.П.Д. электродвигателя.

10. Рассчитываются приведенные затраты на разделение:

$$Z_{\text{пр}} = Z_{\text{эл}} + Z_{\text{охл}} + Z_{\text{нагр}} + 0,17 \cdot K / G_F. \quad (2.75)$$

### **Технико - экономический анализ проекта и выбор оптимального варианта аппарата**

На основе технического задания на проектирование производится несколько вариантов расчета колонны с различными типами контактных устройств, и в каждом варианте определяются приведенные затраты на разделение смеси. По сумме приведенных затрат на реализацию каждого варианта проекта выбирается оптимальный вариант аппарата.

### **2.8. Примеры расчетов тарельчатой ректификационной колонны с различными тарелками\***

Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия с ситчатыми, клапанными и колпачковыми тарелками для разделения под атмосферным давлением 13 т/ч жидкой смеси, содержащей 50% (масс.) бензола и 50 % (масс.) хлороформа. Требуемое содержание хлороформа в

\*Расчеты выполнены Ю.М.Демидовой

дистилляте 97 % (масс.), требуемое содержание бензола в кубовом остатке 98% (масс.). Исходная смесь перед подачей в колонну подогревается до температуры кипения. Греющий пар имеет давление  $P_{изб} = 3 \text{ кгс/см}^2$  (0,3 МПа). В расчет входит определение расходов дистиллята, кубового остатка, флегмового числа, греющего пара, охлаждающей воды и определение основных размеров колонны  $D$  и  $H$ . Определение числа тарелок выполнить графически – методом теоретической тарелки.

Схема ректификационной установки дана на рис. 2.1.

### Материальный баланс

Обозначим массовый расход дистиллята через  $G_D$  кг/ч, кубового остатка через  $G_W$  кг/ч.

Из уравнений материального баланса (2.3)

$$G_D + G_W = 13000;$$

$$G_D \cdot 0,97 + G_W \cdot 0,02 = 13000 \cdot 0,5$$

находим  $G_D = 6568,42$  кг/ч,  $G_W = 6431,58$  кг/ч.

Для дальнейших расчетов выразим концентрации питания, дистиллята и кубового остатка в мольных долях по выражению (2.4).

Питание

$$x_F = \frac{\frac{x_1/M_1}{M_1} + \frac{100-x_1}{M_2}}{\frac{50/119,38}{119,38} + \frac{50}{78,11}} = 0,396$$

Дистиллят:

$$x_D = \frac{\frac{x_2/M_1}{M_1} + \frac{100-x_2}{M_2}}{\frac{97/119,38}{119,38} + \frac{3}{78,11}} = 0,955$$

Кубовый остаток:

$$x_W = \frac{\frac{x_3/M_1}{M_1} + \frac{100-x_3}{M_2}}{\frac{2/119,38}{119,38} + \frac{98}{78,11}} = 0,013.$$

Рассчитывается относительный мольный расход питания (2.8):

$$F = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0,955 - 0,013}{0,396 - 0,013} = 2,45.$$

Кривая равновесия (рис.2.14), построенная по табличным данным (табл. 2) точек перегиба не имеет.

Поэтому определяется минимальное флегмовое число по уравнению (2.5):

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,955 - 0,54}{0,54 - 0,396} = 2,882,$$

где 0,54 – мольная доля хлороформа в паре, равновесном с жидкостью питания, определяем по диаграмме  $y^* - x$  (рис.2.14).

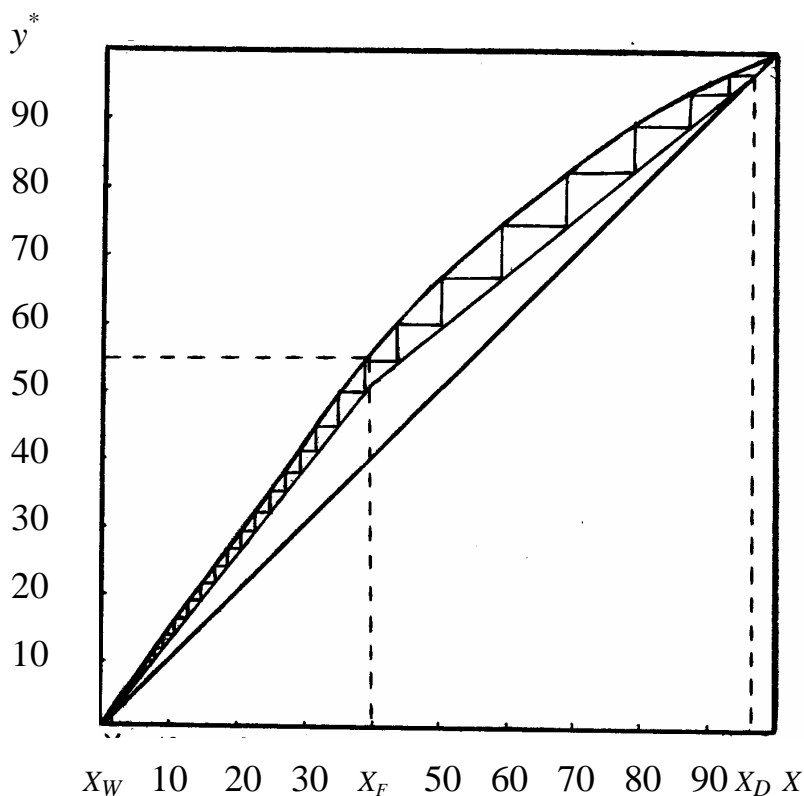


Рис.2.14. Графическое определение числа теоретических тарелок

Рабочее число флегмы по уравнению (2.7):

$$R = 1,3R_{\text{мин}} + 0,3 = 1,3 \cdot 2,882 + 0,3 = 4,046.$$

Уравнения рабочих линий:

а) верхней (укрепляющей) части колонны (2.9)

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{4,046}{5,046}x + \frac{0,955}{5,046};$$

$$y = 0,802x + 0,189;$$

По этому уравнению строится рабочая линия в верхней секции колонны (рис.2.14).

б) нижней (исчерпывающей) части колонны (2.10)

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}x_W = \frac{4,046+2,45}{5,046}x - \frac{2,45-1}{5,046}0,013;$$

$$y = 1,606x - 0,0037.$$

По графику находится число теоретических тарелок:

- в верхней секции – 8;
- в нижней секции примерно – 17.

### **Расчет температур пара, жидкости и плотности смеси**

Рассчитываются средние концентрации жидкости (2.11):

а) в верхней части колонны:

$$x'_{\text{ср}} = (x_F + x_D)/2 = (0,396 + 0,955)/2 = 0,6755;$$

б) в нижней части колонны

$$x''_{\text{ср}} = (x_F + x_W)/2 = (0,396 + 0,013)/2 = 0,2045;$$

Средние концентрации пара вычисляются по уравнениям рабочих линий:

а) в верхней части колонны

$$y'_{\text{ср}} = 0,802x'_{\text{ср}} + 0,189 = 0,802 \cdot 0,6755 + 0,189 = 0,7308;$$

б) в нижней части колонны



$$y_{\text{cp}}'' = 1,287x_{\text{cp}}'' - 0,0037 = 1,287 \cdot 0,2045 - 0,0037 = 0,2593$$

По диаграмме  $t - x, y$  (рис. 2.15) построенной по табл.2 определяются средние температуры пара и жидкости:

а) при  $x_{\text{cp}}' = 0,6755$ ,  $t_{\text{cp}}' = 71,4^\circ \text{C}$ ,

при  $y_{\text{cp}}' = 0,7308$ ,  $t_{\text{cp}}' = 73^\circ \text{C}$ ,

б) при  $x_{\text{cp}}'' = 0,2045$ ,  $t_{\text{cp}}'' = 78,2^\circ \text{C}$ ,

при  $y_{\text{cp}}'' = 0,2593$ ,  $t_{\text{cp}}'' = 78^\circ \text{C}$ ,

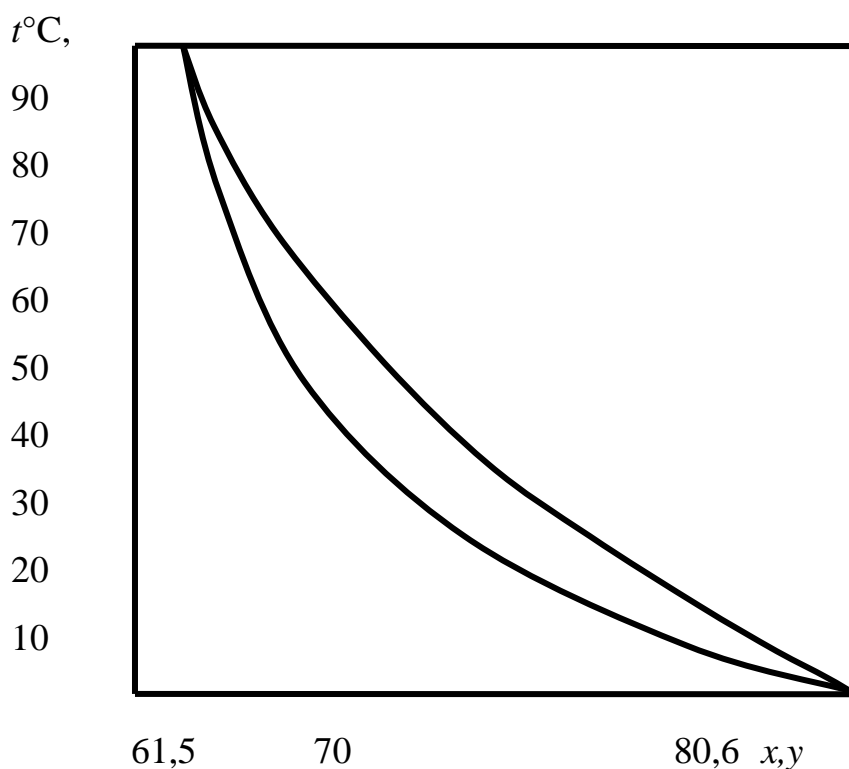


Рис.2.15.  $t - x, y$  - диаграмма

Средние молярные массы и плотности пара:

а) для верхней секции:

$$M_{\text{cp}} = M_1 \cdot y_{\text{cp}} + M_2 \cdot (1 - y_{\text{cp}})$$

$$M_{\text{cp}} = 0,7308 \cdot 119,38 + 0,269 \cdot 78,1 = 108,27 \text{ кг/кмоль}$$

По формуле (2.12) определяем среднюю плотность пара в А секции:

$$\rho_{\text{cp}} = \frac{M_{\text{cp}} \cdot T_0}{22,4 \cdot T_{\text{cp}}} = \frac{108,27 \cdot 273}{22,4 \cdot 343,5} = 3,84 \text{ кг/м}^3.$$

б) для нижней секции

$$M_{\text{cp}} = 0,2593 \cdot 119,38 + 0,7407 \cdot 78,1 = 88,8 \text{ кг/кмоль},$$

$$\rho_{\text{cp}} = \frac{M_{\text{cp}} \cdot T_0}{22,4 \cdot T_{\text{cp}}} = \frac{88,8 \cdot 273}{22,4 \cdot 350} = 3,09 \text{ кг/м}^3.$$

Рассчитываются плотности жидкой фазы на верхней тарелке и в кубе (2.13):

$$\rho_{\text{см}} = \frac{\rho_1 \cdot \rho_2}{X \cdot \rho_1 + (1 - X) \cdot \rho_2},$$

$$\text{а) } \rho_{\text{см}} = \frac{1389 \cdot 815}{0,6755 \cdot 1411 + (1 - 0,6755) \cdot 815} = 941,42 \text{ кг/м}^3,$$

$$\text{б) } \rho_{\text{см}} = \frac{1389 \cdot 815}{0,2045 \cdot 1389 + (1 - 0,2045) \cdot 815} = 1214,39 \text{ кг/м}^3.$$

Средняя плотность жидкости в колонне (2.14):

$$\rho'_{\text{ж}} = (\rho'_{\text{cp}} + \rho''_{\text{cp}}) / 2 = (941,42 + 1214,39) / 2 = 1077,9 \text{ кг/м}^3.$$

### Расчет расходов жидкости и пара

Расчет расходов жидкости и пара в колонне по секциям

а) расход жидкости в А секции (2.15):

$$L_A = R \cdot G_D = 4,046 \cdot 6568,421 = 26575,83 \text{ кг/ч.}$$

расход пара

$$G_{\text{ПА}} = L_A + G_D = 26575,83 + 6568,421 = 33144,25 \text{ кг/ч.}$$

б) расход жидкости в Б секции (2.16):

$$L_B = L_A + L_F = 26575,83 + 13000 = 39575,83 \text{ кг/ч},$$

расход пара

$$G_{ПБ} = L_B - G_W = 39575,83 - 6431,571 = 33144,26 \text{ кг/ч}.$$

### Тепловой расчет

Из табл. 4 приложения при температуре дистиллята  $t_D$  находится теплота конденсации компонентов смеси  $r_1, r_2$ :

$$r_1 = 354,4 \text{ кДж/кг},$$

$$r_2 = 408,5 \text{ кДж/кг}.$$

Рассчитывается теплота конденсата смеси

$$r_D = X_2 \cdot r_1 + (1 - X_2) \cdot r_2 = 0,97 \cdot 354,4 + (1 - 0,97) \cdot 408,5 = 356,02 \text{ кДж/кг}.$$

Находится расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе:

$$Q_D = G_{ПА} \cdot r_D / 3600 = 33144,25 \cdot 356,02 \cdot 10^3 / 3600 = 3277782,19 \text{ Вт}.$$

При соответствующих температурах, находятся теплоемкости компонентов смеси ккал/(кг·град) (табл. 5 приложения).

$$C_1 = 0,264 \text{ ккал/кг·град},$$

$$C_2 = 0,483 \text{ ккал/кг·град}.$$

Вычисляется теплоемкость смеси в жидкой фазе:

$$C_{см} = 4190 \cdot [C_1 \cdot X + C_2 \cdot (1 - X)] = 4190 \cdot [0,264 \cdot 0,97 + 0,483 \cdot 0,03] = 1133,73 \text{ Дж/кг·град},$$

где  $C_1, C_2$  – теплоемкости 1-го и 2-го компонентов смеси, ккал/(кг·град);  $X$  – концентрация 1-го компонента в жидкой фазе, мас. доли.

Рассчитывается количество тепла, получаемого в кубе-испарителе от греющего пара (из уравнения материального баланса ректификационной колонны)

$$Q_k = Q_D + G_D \cdot C_D \cdot t_D + G_W \cdot C_W \cdot t_W - G_F \cdot C_F \cdot t_F + Q_{\text{пот}} = 1,03 \cdot (3277782,19 + 6568,42 \cdot 0,256 \cdot 1,16 \cdot 62 + 6431,58 \cdot 0,481 \cdot 1,16 \cdot 78 - 13000 \cdot 0,369 \cdot 1,16 \cdot 60) = 3344753,7 \text{ Вт},$$

где  $C_D$ ,  $C_W$ ,  $C_F$  – теплоемкость дистиллята, кубового остатка и исходной смеси соответственно при температурах  $t_D$ ,  $t_W$ ,  $t_F$ , определяемых по t-x, y – диаграмме;  $Q_{\text{пот}}$  – потери тепла (принимаются равными 3% от полезно затрачиваемого тепла).

Определяется, расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята

$$Q'_D = G_D \cdot C'_D \cdot (t_D - t_{D,\text{кон}}) / 3600 = 6568,42 \cdot 0,253 \cdot 4190 \cdot (62 - 25) / 3600 = 71564,01 \text{ Вт},$$

где  $C'_D$  – удельная теплоемкость дистиллята при средней температуре

$$t_{D,\text{cp}} = \frac{t_D + t_{D,\text{кон}}}{2} = \frac{62 + 25}{2} = 43,5^\circ \text{C},$$

$t_{D,\text{кон}}$  – конечная температура дистиллята на выходе из холодильника, °C.

Определяется расход тепла в подогревателе исходной смеси:

$$Q'_F = 1,05 \cdot G_F \cdot C'_F \cdot (t_F - t_{F,\text{нач}}) / 3600 = 1,05 \cdot 13000 \cdot 0,347 \cdot 4190 \cdot (60 - 18) / 3600 = 231538,35 \text{ Вт},$$

где  $C'_F$  – удельная теплоемкость исходной смеси при средней температуре:

$$t_{F,\text{cp}} = \frac{t_F + t_{F,\text{нач}}}{2} = \frac{60 + 18}{2} = 39^\circ \text{C}.$$

Рассчитывается расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка

$$Q'_W = G_W \cdot C'_W \cdot (t_W - t_{W,\text{кон}}) / 3600 = 6431,58 \cdot 0,44 \cdot 4190 \cdot (78 - 25) / 3600 = 174565,23 \text{ Вт},$$

где  $C'_W$  – удельная теплоемкость кубового остатка при средней температуре

$$t_{W,cp} = \frac{t_W + t_{W,кон}}{2} = \frac{78 + 25}{2} = 51,5 \text{ } ^\circ\text{C},$$

где  $t_{W,кон}$  – конечная температура кубового остатка в холодильнике.

### Расчет расходов греющего пара и охлаждающей воды

Теплота конденсации греющего водяного пара  $r_{г.п}=2171$  кДж/кг.

Рассчитывается расход греющего водяного пара заданного давления:

а) в кубе испарителя:

$$G_{г.п.1} = \frac{Q_k}{1000 \cdot r_{г.п.}} = \frac{3344753,7}{1000 \cdot 2171} = 1,541 \text{ кг/с},$$

б) в подогревателе исходной смеси:

$$G_{г.п.2} = \frac{Q'_F}{1000 \cdot r_{г.п.}} = \frac{231538,35}{1000 \cdot 2171} = 0,107 \text{ кг/с}.$$

Находится расход охлаждающей воды:

а) в дефлегматоре:

$$V_{В.1} = \frac{Q_D}{C_B(t_{кон} - t_{нач}) \cdot \rho_B} = \frac{3277782,19}{4190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0,039 \text{ м}^3/\text{с},$$

где  $\rho_B$  – плотность воды при  $20^\circ\text{C}$ ;  $t_{кон} - t_{нач} = 20^\circ\text{C}$ ;

б) в водяном холодильнике дистиллята:

$$V_{В.2} = \frac{Q'_D}{C_B(t_{кон} - t_{нач}) \cdot \rho_B} = \frac{71564,01}{4190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0,00085 \text{ м}^3/\text{с},$$

в) в водяном холодильнике кубового остатка:

$$V_{В.3} = \frac{Q'_W}{C_B(t_{кон} - t_{нач}) \cdot \rho_B} = \frac{174565,23}{4190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0,00208 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Определяется общая потребность греющего пара и охлаждающей воды для работы ректификационной установки:

а) расход греющего пара:

$$G_{г.п.} = 3600 \cdot (G_{г.п.1} + G_{г.п.2}) = 3600 \cdot (1,541 + 0,107) = 5932,8 \text{ кг/ч};$$

б) расход охлаждающей воды при нагреве на 20°C:

$$\begin{aligned} V_B &= 3600 \cdot (V_{B.1} + V_{B.2} + V_{B.3}) = \\ &= 3600 \cdot (0,039 + 0,00085 + 0,00208) = 150,95 \text{ м}^3/\text{ч}. \end{aligned}$$

Расходы греющего пара и охлаждающей воды необходимы для расчета теплообменных аппаратов ректификационной установки.

### Расчет физических параметров компонентов смеси

При средней температуре жидкой фазы в А и Б–секциях выбираются значения коэффициентов поверхностного натяжения 1-го и 2-го компонентов, дин/см.

$$\sigma_1 = 20,62 \text{ дин/см},$$

$$\sigma_2 = 21,3 \text{ дин/см}.$$

Поверхностное натяжение жидкости по А и Б – секциям:

$$\text{а) } \sigma = 0,001 \cdot [\sigma_1 \cdot X + \sigma_2 \cdot (1 - X)] = 0,001 [20,62 \cdot 0,6755 + 21,3 \cdot 0,3245] = 0,0208 \text{ Н/м},$$

$$\text{б) } \sigma = 0,001 \cdot [\sigma_1 \cdot X + \sigma_2 \cdot (1 - X)] = 0,001 [21,7 \cdot 0,2045 + 21,3 \cdot 0,7955] = 0,0214 \text{ Н/м},$$

где  $\sigma_1$ ,  $\sigma_2$  – поверхностное натяжение компонентов смеси, дин/см;  $X$  – средняя концентрация жидкой фазы секции колонны, мас. доли.

Коэффициенты динамической вязкости компонентов смеси  $\mu_1$ ,  $\mu_2$ , сП.

$$\mu_1 = 0,364 \text{ сП},$$

$$\mu_2 = 0,316 \text{ сП}.$$

Коэффициент динамической вязкости смеси жидкой фазы:

$$\mu_{см.} = 0,001 \cdot \mu_1^{X \text{ ср.}} \cdot \mu_2^{(1-X \text{ ср.})},$$

$$а) \mu_{см.} = 0,001 \cdot 0,36^{0,6755} \cdot 0,316^{1-0,6755} = 0,00034 \text{ Па} \cdot \text{с},$$

где  $X_{ср.}$  – средняя концентрация 1-го компонентов жидкой фазы, моль. доли.

$$б) \mu_{см.} = 0,001 \cdot \mu_1^{X_{ср.}} \cdot \mu_2^{(1-X_{ср.})} = 0,001 \cdot 0,36^{0,2045} \cdot 0,316^{1-0,2045} = 0,00032 \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Коэффициент динамической вязкости паровой фазы разделяемой смеси определяется из уравнения:

$$\frac{M_{ср}}{\mu_{ср}} = \frac{Y_1 \cdot M_1}{\mu_1} + \frac{(1-Y_2) \cdot M}{\mu_2},$$

или

$$\mu_{ср} = \frac{0,001 \cdot M_{см} \mu_1 \cdot \mu_2}{Y_1 \cdot \mu_2 M_1 + (1-Y_1) \cdot \mu_1 M_2}.$$

$$а) \mu_{ср} = \frac{0,001 \cdot 108,27 \cdot 0,00712 \cdot 0,0081}{0,7308 \cdot 0,0081 \cdot 119,38 + (1-0,7308) \cdot 0,00712 \cdot 78,1} = 0,0000073 \text{ Па} \cdot \text{с};$$

$$б) \mu_{ср.} = \frac{0,001 \cdot 91,44 \cdot 0,00712 \cdot 0,0081}{0,2593 \cdot 0,0081 \cdot 119,38 + (1-0,2593) \cdot 0,00712 \cdot 78,1} = 0,00000765 \text{ Па} \cdot \text{с},$$

где  $M_{см}$ ,  $M_1$ ,  $M_2$  – мольные массы смеси газов и отдельных компонентов;  $Y_1$  – мольная доля 1-го компонента в паровой фазе смеси;  $\mu_1$ ,  $\mu_2$  – динамический коэффициент вязкости компонентов смеси в паре, сП.

## Гидравлический расчет колонны с ситчатыми тарелками

### Расчет максимальной скорости пара в колонне

Определяется максимальная скорость паровой фазы по А и Б - секциям:

$$\omega_{\max} = C_{\max} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}}, \text{ м/с},$$

где  $\rho_{ж}$ ,  $\rho_{п}$  – средняя плотность жидкой и газовой фаз, кг/м<sup>3</sup>;

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [k_1 \cdot C_1 - k_2 \cdot (\lambda - 35)].$$

Расстояние между тарелками принимается равным 450 мм. В соответствии с рис. 2.17. находится значение  $C_1=560$

а) для верхней секции по (2.35) – (2.37) вычисляется:

$$\lambda = \frac{0,655 \cdot L}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{V} \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}) / \rho_{\text{п}}}} = \frac{0,655 \cdot 26575,83}{941,42} \sqrt{\frac{1,2 \cdot 560}{8631,31} \sqrt{\frac{941,42 - 3,84}{3,84}}} = 20,39,$$

$$V = \frac{G_{\text{ПА}}}{\rho_{\text{п}}} = \frac{33144,25}{3,84} = 8631,31 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [k_1 \cdot C_1 - k_2 \cdot (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [1,2 \cdot 560 - 5 \cdot (20 - 35)] = 0,063,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}} = 0,063 \sqrt{\frac{941,42 - 3,84}{3,84}} = 0,98 \text{ м/с}.$$

б) аналогично для нижней секции

$$\lambda = \frac{0,655 \cdot L}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{V} \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}) / \rho_{\text{п}}}} = \frac{0,655 \cdot 39575,83}{1214,33} \sqrt{\frac{1,2 \cdot 560}{10726,0} \sqrt{\frac{1214,33 - 3,09}{3,09}}} = 23,77,$$

$$V = \frac{G_{\text{ПБ}}}{\rho_{\text{п}}} = \frac{33144,26}{3,184} = 10409,63 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [k_1 \cdot C_1 - k_2 \cdot (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [1,2 \cdot 560 - 5 \cdot (23,95 - 35)] = 0,0616,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}} = 0,0616 \sqrt{\frac{1214,33 - 3,09}{3,09}} = 1,2 \text{ м/с}.$$

### Определение диаметра аппарата

По значению  $\omega_{\max}$  рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны:

$$\text{а) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot \omega_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8631,31}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,98}} = 1,76 \text{ м},$$



$$\text{б) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot \omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10726,0}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,2}} = 1,78 \text{ м.}$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн примем  $D=1,8\text{м}$  (табл.11).

По значению выбранного диаметра уточняется значение скорости пара в сечениях колонны:

$$\text{а) } \omega_{\text{max}} = \frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 8631,31}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 0,94 \text{ м/с,}$$

$$\text{б) } \omega_{\text{max}} = \frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 10726,0}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 1,171 \text{ м/с.}$$

Определяются конструктивные параметры ситчатой тарелки диаметром 1,8м (табл.11 приложения). Высота сливного порога принимается равной 40мм.

### Расчет гидравлического сопротивления ситчатой тарелки

Сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\text{п}}, \text{ Па,}$$

где  $\xi$  – коэффициент сопротивления;  $\xi = 1,82$  (ситчатая тарелка);  $\xi = 3,66$  (клапанная тарелка);  $\xi = 4,0 - 5,0$  (колпачковая тарелка),  $\omega_0$  – скорость пара в отверстиях тарелки, м/с

$$\omega_0 = 100 \cdot \omega_{\text{max}} / F_{\text{св}},$$

$F_{\text{св}}$  – относительная свободная площадь тарелки, %.

$$\text{а) } \omega_0 = 100 \cdot 0,94 / 8 = 11,75 \text{ м/с,}$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 1,82 \frac{11,75^2}{2} 3,84 = 482,44 \text{ Па.}$$

$$\text{б) } \omega_0 = 100 \cdot 1,171 / 8 = 14,638 \text{ м/с,}$$

$$\Delta P_{\text{сyx}} = 1,82 \frac{14,638^2}{2} 3,184 = 620,8 \text{ Па} .$$

Для ситчатой тарелки учитывается сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4000 \cdot \sigma_{\text{см}}}{d_0}, \text{ Па},$$

$d_0$  – диаметр отверстий в полотне тарелки, мм.

$$\text{а) } \Delta P_{\sigma} = \frac{4000 \cdot 0,0216}{4} = 21,6 \text{ Па} \quad \text{б) } \Delta P_{\sigma} = \frac{4000 \cdot 0,0214}{4} = 21,4 \text{ Па} .$$

Расход жидкости на единицу периметра слива:

$$L_V = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} \cdot B}, \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч}),$$

где  $B$  – периметр слива, м;  $L$  – расход жидкости в секции колонны, кг/ч;  $\rho_{\text{ж}}$  – средняя плотность жидкости в колонне, кг/м<sup>3</sup>.

$$\text{а) } L_V = \frac{26575,83}{941,42 \cdot 1,52} = 18,57 \text{ м}^3 / \text{м} \cdot \text{ч} \quad \text{б) } L_V = \frac{39575,83}{1214,33 \cdot 1,52} = 21,44 \text{ м}^3 / \text{м} \cdot \text{ч} .$$

Коэффициент  $K_2$ , учитывающий сжатие потока жидкости

Т.к. диаметр аппарата для верхней и нижней частей колонны одинаковый и равен  $D=1,8$  м, то

$$B/D=1,52/1,8=0,844, \quad K=1,01.$$

Подпор жидкости над сливным устройством:

$$\text{а) } \Delta h = 3,2 \cdot K_2 \cdot L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 18,57^{2/3} = 22,62 \text{ мм},$$

$$\text{б) } \Delta h = 3,2 \cdot K_2 \cdot L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 21,44^{2/3} = 24,94 \text{ мм} .$$

Высота парожидкостного слоя на тарелке:

$$а) h_{\text{ПЖ}} = h_{\text{П}} + \Delta h = 0,04 + 0,0226 = 0,0626 \text{ м},$$

$$б) h_{\text{ПЖ}} = h_{\text{П}} + \Delta h = 0,04 + 0,0249 = 0,0649 \text{ м}.$$

Сопротивление слоя жидкости на клапанной тарелке:

$$\Delta P_{\text{Ж}} = h_{\text{ПЖ}} \cdot \rho_{\text{Ж}} \cdot g ,$$

$$а) \Delta P_{\text{Ж}} = 0,0626 \cdot 941,42 \cdot 9,81 = 578,13 \text{ Па} ,$$

$$б) \Delta P_{\text{Ж}} = 0,0649 \cdot 1214,33 \cdot 9,81 = 773,12 \text{ Па} .$$

Сопротивление парожидкостного слоя на ситчатой тарелке:

$$\Delta P_{\text{П.Ж.}} = 1,3 \cdot h_{\text{ПЖ}} \cdot K \cdot \rho_{\text{Ж}} \cdot g , \text{ Па},$$

где  $K = \frac{\rho_{\text{П.Ж.}}}{\rho_{\text{Ж}}}$  – отношение плотности парожидкостного слоя (пены) к плотности жидкости; приближенно принимается  $K = 0,5$ .

$$а) \Delta P_{\text{П.Ж.}} = 1,3 \cdot 0,0626 \cdot 0,5 \cdot 941,42 \cdot 9,81 = 375,9 \text{ Па} ,$$

$$б) \Delta P_{\text{П.Ж.}} = 1,3 \cdot 0,0649 \cdot 0,5 \cdot 1214,33 \cdot 9,81 = 502,53 \text{ Па} .$$

Общее гидравлическое сопротивление ситчатой тарелки:

$$\Delta P_{\text{с}} = \Delta P_{\text{сух.}} + \Delta P_{\text{с}} + \Delta P_{\text{ж}} , \text{ Па}.$$

$$а) \Delta P_{\text{с}} = 482,44 + 21,6 + 578,32 = 1082,36 \text{ Па},$$

$$б) \Delta P_{\text{с}} = 620,8 + 21,4 + 773,12 = 1415,32 \text{ Па}.$$

Общее гидравлическое сопротивление колонны составит

$$\Delta P_{\text{К}} = \Delta P_{\text{с}} \cdot n , \text{ Па},$$

где  $n$  – число реальных тарелок

$$a) \Delta P_K = 1082,36 \cdot 18 = 19482,42 \text{ Па},$$

$$б) \Delta P_K = 1415,32 \cdot 37 = 52366,84 \text{ Па}.$$

### Расчет межтарельчатого уноса жидкости

От значения уноса жидкости зависит эффективность раздела смеси (КПД тарелки). При большом уносе КПД резко падает.

Определяется коэффициент  $m$ , используемый в формуле для уноса жидкости (2.49)

$$m = 1.15 \cdot 10^{-3} \cdot \left( \frac{\sigma}{\rho_{\text{п}}} \right)^{0.295} \cdot \left( \frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}}} \right)^{0.425},$$

где  $\mu_{\text{п}}$  – коэффициент динамической вязкости паровой фазы смеси, Па·с;  $\sigma$  – поверхностное натяжение жидкой фазы смеси, Н/м.

$$a) m = 1.15 \cdot 10^{-3} \cdot \left( \frac{0,0216}{3,84} \right)^{0.295} \cdot \left( \frac{941,42 - 3,84}{0,0000073} \right)^{0.425} = 0,697,$$

$$б) m = 1.15 \cdot 10^{-3} \cdot \left( \frac{0,0214}{3,184} \right)^{0.295} \cdot \left( \frac{1214,33 - 3,09}{0,00000765} \right)^{0.425} = 0,803.$$

Унос жидкости с тарелки находится по формуле (2.50):

$$e = \frac{A \cdot (0,052 \cdot h_{\delta} - 1,72)}{H^{\beta} \cdot \psi^2} \cdot \left( \frac{\omega}{\varepsilon_{\text{пр}} \cdot m} \right)^{3,7}, \text{ кг / кг},$$

где  $\omega$  – максимальная скорость паровой фазы, м /с;  $\varepsilon_{\text{пр}}$ - эффективная рабочая площадь тарелки, зависящая от диаметра колонны;  $H$  – расстояние между тарелками, мм;  $h_{\delta}$  – глубина барботажа, мм;  $h_{\delta} \geq 52$  мм (в расчете примем  $h_{\delta} = 72$  мм);  $\psi$ ,  $A$  и  $\beta$  – коэффициенты:

$$\text{при } H < 400 \text{ мм} \quad A = 9,48 \cdot 10^7, \beta = 4,36;$$

$$\text{при } H \geq 400 \text{ мм} \quad A = 0,159, \beta = 0,95;$$

$\psi = 0,8$  (клапанная тарелка),  $\psi = 0,9$  (ситчатая),  $\psi = 0,6$  (колпачковая).

Унос жидкости не должен превышать 0,1 кг/кг. При повышенном уносе жидкости расстояние между тарелками следует увеличить.

$$a) e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,9^2} \cdot \left( \frac{0,94}{0,55 \cdot 0,697} \right)^{3,7} = 0,033 \text{ кг/кг},$$

$$б) e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,9^2} \cdot \left( \frac{1,171}{0,55 \cdot 0,803} \right)^{3,7} = 0,053 \text{ кг/кг}.$$

### Проверка работоспособности ситчатых тарелок

Сопротивление движению жидкости в переливе:

$$\Delta P_{\text{ж.п.}} = K \cdot g \cdot \left( \frac{L_V}{3600 \cdot a} \right)^2, \text{ Па},$$

где  $a$  – линейный размер наиболее узкого сечения перелива, м;  $a \approx 0,04$  м [4];  
 $K$  – коэффициент, для тарелок с затворной планкой  $K = 350$ .

$$a) \Delta P_{\text{ж.п.}} = K \cdot g \cdot \left( \frac{L_V}{3600 \cdot a} \right)^2 = 350 \cdot 9,81 \cdot \left[ \frac{18,57}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 57,1 \text{ Па},$$

$$б) \Delta P_{\text{ж.п.}} = K \cdot g \cdot \left( \frac{L_V}{3600 \cdot a} \right)^2 = 350 \cdot 9,81 \cdot \left[ \frac{21,44}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 76,1 \text{ Па}.$$

Высота слоя невспененной жидкости в сливном устройстве:

$$h' = h_{\text{п}} + \Delta h + \Delta + \left( 0,001 \frac{\Delta P_c}{\rho_{\text{ж}}} + \Delta P_{\text{ж.п.}} \right) \cdot \frac{1}{g}, \text{ мм},$$

где  $h_{\text{п}}$  – высота сливной планки, мм;  $\Delta h$  – подпор жидкости над сливной планкой, мм;  $\Delta$  – градиент уровня жидкости на тарелке, мм (при расчете эта величина не учитывается);  $\Delta P_c$  – общее гидравлическое сопротивление тарелки, Па.

$$\text{a) } h' = 40 + 22,62 + \left( 0,001 \frac{1082,36}{941,42} + 57,1 \right) \cdot \frac{1}{9,8} = 68,44 \text{ мм},$$

$$\text{б) } h' = 40 + 24,94 + \left( 0,001 \frac{1425,32}{1214,33} + 76,1 \right) \cdot \frac{1}{9,81} = 72,7 \text{ мм}.$$

Величина вылета ниспадающей струи в переливе:

$$y = \left( 4,5 \cdot \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \cdot \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_{\Pi} + 1,7 \cdot \Delta h - h')} \quad , \text{ м}, [L_V] = \text{м}^3/\text{м} \cdot \text{с}.$$

а)

$$y = \left( 4,5 \cdot \frac{18,57}{0,022 \cdot 3600} - 0,36 \right) \cdot \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,022 - 0,068)} = 0,213 \text{ м},$$

б)

$$y = \left( 4,5 \cdot \frac{21,44}{0,025 \cdot 3600} - 0,36 \right) \cdot \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,025 - 0,073)} = 0,218 \text{ м}.$$

Высота парожидкостного слоя в переливе

$$H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} \quad , \text{ мм},$$

где  $\rho'_{\Pi}$  – средняя относительная плотность вспененной жидкости (табл.2.3)

Таблица 2.3.

Интенсивность пенообразования	$\rho'_{\Pi}$ при различных значениях расхода жидкости, м <sup>3</sup> /(м·ч)		
	≤65	65-100	100
Слабая	0,65	0,6	0,5
Средняя	0,55	0,5	0,4
Большая	0,4	-	-

$$\text{а) } H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} = \frac{68,44}{0,65} = 105,29 \text{ мм} \quad \text{б) } H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} = \frac{72,7}{0,65} = 111,85 \text{ мм}.$$

Максимальная ширина сливного устройства:

$$S = \frac{1}{2} \cdot \left( D - \sqrt{D^2 - B^2} \right), \text{ м,}$$

где  $B$  – периметр слива, м.

$$S = \frac{1}{2} \cdot \left( 1,8 - \sqrt{1,8^2 - 1,52^2} \right) = 0,42 \text{ м.}$$

Минимальная допустимая скорость пара в колонне с ситчатыми тарелками, при которой участвуют в работе все отверстия контактного устройства:

$$\omega_{\min} = 0,0067 \cdot F_{\text{св}} \sqrt{\frac{g \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot h_{\text{п.ж.}}}{\xi \cdot \rho_{\text{п}}}}, \text{ м/с,}$$

где  $\xi = 1,82$  – коэффициент сопротивления ситчатой тарелки;  $h_{\text{п.ж.}}$  – высота парожидкостного слоя на тарелке, м;  $F_{\text{св}}$  – относительная свободная поверхность тарелки, %.

$$\text{а) } \omega_{\min} = 0,0067 \cdot 8 \cdot \sqrt{\frac{9,81 \cdot 941,42 \cdot 0,063}{1,82 \cdot 3,84}} = 0,306 \text{ м/с,}$$

$$\text{б) } \omega_{\min} = 0,0067 \cdot 8 \cdot \sqrt{\frac{9,81 \cdot 1214,33 \cdot 0,065}{1,82 \cdot 3,09}} = 0,629 \text{ м/с.}$$

Диапазон устойчивости работы тарелок в секциях колонны  $N = \omega_{\max} / \omega_{\min}$  указывает, во сколько раз можно изменить производительность колонны без заметного понижения эффективности разделения.

Осуществляется проверка условий работоспособности ситчатых тарелок колонны.

Выбранные ситчатые тарелки диаметром 1,8м обеспечивают выполнение условий работоспособности контактных устройств в А и Б секциях колонны:

- высота парожидкостного слоя  $H'_{\text{п}}$  в переливе меньше расстояния между тарелками;
- вылет струи  $u$  меньше ширины перелива  $S$ ;

- диапазон устойчивой работы ситчатых тарелок  $N = \omega_{\max} / \omega_{\min} > 1$ .

### Расчет числа реальных тарелок

По справочным данным (табл.1 приложения) или расчетным путем находится мольный объем 1-го компонента  $v_1$ , см<sup>3</sup>/ моль.

Мольный объем хлороформа составляет 90,3 см<sup>3</sup>/ моль.

Рассчитывается коэффициент диффузии в жидкой фазе (2.61)

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta \cdot M_1)^{1/2} \cdot (t + 273)}{\mu \cdot v_1^{0.6}}, \text{ м}^2 / \text{с},$$

где  $M_1$  – мольная масса 1-го компонента;  $\mu$  – динамический коэффициент вязкости 1-го компонента в жидкой фазе, мПа·с;  $\beta$  – параметр, учитывающий ассоциацию молекул растворителя. Для воды  $\beta = 2,6$ , для метилового спирта – 1,9, этилового спирта – 1,5, для неассоциируемых жидкостей – 1.

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(1 \cdot 119,38)^{1/2} \cdot (71,5 + 273)}{0,36 \cdot 90,3^{0.6}} = 5,54 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с},$$

Средний КПД ситчатой тарелки по эмпирическому выражению (2.62):

$$\eta_0 = 0,068 \cdot K_1^{0,1} \cdot K_2^{0,115},$$

где  $K_1, K_2$  – безразмерные комплексы

$$K_1 = \frac{0,1 \cdot \omega \cdot h_{\text{п}} \cdot \rho_{\text{п}}}{F_{\text{св.}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot D_{\text{ж}}}; \quad K_2 = \frac{\sigma}{\omega \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}.$$

а) Для верхней секции:

$$K_1 = \frac{0,1 \cdot 0,94 \cdot 40 \cdot 3,84 \cdot 10^{-9}}{8 \cdot 941,42 \cdot 5,54} = 3,46 \cdot 10^5 \quad K_2 = \frac{0,0216 \cdot 10^9}{0,94 \cdot 941,42 \cdot 5,54} = 0,44 \cdot 10^4,$$

$$\eta_0 = 0,068 \cdot (3,46 \cdot 10^5)^{0,1} \cdot (0,44 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,607.$$



б) Для нижней секции:

$$K_1 = \frac{0,1 \cdot 1,171 \cdot 40 \cdot 3,09 \cdot 10^{-9}}{8 \cdot 1214,33 \cdot 5,54} = 2,68 \cdot 10^5,$$

$$K_2 = \frac{0,0216 \cdot 10^9}{1,171 \cdot 1214,33 \cdot 5,54} = 0,274 \cdot 10^4,$$

$$\eta_0 = 0,068 \cdot (2,68 \cdot 10^5)^{0,1} \cdot (0,274 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,59.$$

Для сравнения приведем расчет КПД клапанной тарелки по А и Б секциям с использованием диаграммы для приближенного определения среднего КПД тарелок (рис.2.13).

Определяем относительную летучесть компонентов:

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2}, \quad \alpha = \frac{1246,6}{671,2} = 1,857,$$

где  $P_1$  и  $P_2$  – давления паров более летучего компонента (хлороформа) и менее летучего компонента (бензола) при средней температуре в колонне, соответственно (табл.10 приложения).

Для А секции:

$$\mu = 0,34 \text{ мПа} \cdot \text{с} \quad \alpha\mu = 1,857 \cdot 0,34 = 0,63.$$

Из рис.2.13  $\eta \approx 0,53$ .

Для Б секции:

$$\mu = 0,32 \text{ мПа} \cdot \text{с} \quad \alpha\mu = 1,857 \cdot 0,32 = 0,59.$$

Из рис.2.13  $\eta \approx 0,55$ .

Из полученных результатов с учетом запаса выбираем меньшее КПД. Рассчитывается число реальных тарелок:

$$n = \frac{n_T}{\eta_0},$$

где  $n_T$  – число теоретических тарелок в секции;  $\eta_o$  – средний к.п.д. тарелки.

$$\text{а) в верхней секции } n = \frac{8}{0,53} = 15,09,$$

$$\text{б) в нижней секции } n = \frac{17}{0,55} = 30,91.$$

Число тарелок с резервом 20% составит 18 и 37. Всего в колонне 55 тарелок.

Вычисляется высота обечайки аппарата  $H_{об.}$ :

$$H_{об.} = (n - 1) \cdot H = (55 - 1) \cdot 0,45 = 24,3 \text{ м.}$$

где  $H$  – межтарельчатое расстояние.

### **Гидравлический расчет ректификационной колонны с клапанными тарелками**

#### **Расчет максимальной скорости пара в колонне**

Расстояние между тарелками принимается равным 450 мм. В соответствии с рис. 2.16. находится значение  $C_1 = 560$

Для верхней секции по формулам (2.35)-(2.37) вычисляем:

$$\begin{aligned} \lambda &= \frac{0,655 \cdot L}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{V} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п}) / \rho_{п}}} = \\ \text{а) } &= \frac{0,655 \cdot 26575,83}{941,42} \sqrt{\frac{1,15 \cdot 560}{8631,31} \sqrt{\frac{941,42 - 3,84}{3,84}}} = 20,39 \end{aligned}$$

$$V = \frac{G_{ПА}}{\rho_{п}} = \frac{33144,25}{3,84} = 8631,31 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [k_1 \cdot C_1 - k_2 \cdot (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [1,15 \cdot 560 - 4 \cdot (20 - 35)] = 0,0596,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} = 0,0596 \cdot \sqrt{\frac{941,42 - 3,84}{3,84}} = 0,931 \text{ м/с}.$$

Аналогично для Б секции:

$$\lambda = \frac{0,655 \cdot L}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{V} \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}) / \rho_{\text{п}}}} =$$

$$\text{б) } = \frac{0,655 \cdot 39575,83}{1214,33} \sqrt{\frac{1,15 \cdot 560}{10726,0} \sqrt{\frac{1214,33 - 3,184}{3,09}}} = 23,27$$

$$V = \frac{G_{\text{ПБ}}}{\rho_{\text{п}}} = \frac{33144,26}{3,09} = 10726,0 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\text{max}} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [k_1 \cdot C_1 - k_2 \cdot (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [1,15 \cdot 560 - 4 \cdot (23,27 - 35)]$$

$$= 0,0585,$$

$$\omega_{\text{max}} = C_{\text{max}} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}} = 0,0585 \sqrt{\frac{1214,33 - 3,09}{3,09}} = 1,158 \text{ м/с}.$$

### Определение диаметра аппарата

1. По значению  $\omega_{\text{max}}$  рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны (2.38):

а) А – секция:

$$D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot \omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8631,31}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,931}} = 1,8 \text{ м}.$$

б) Б – секция:

$$D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot \omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10726}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,171}} = 1,810 \text{ м}.$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн примем  $D=1,8\text{м}$  (табл. 12)

2. По значению выбранного диаметра уточняется значение скорости пара в секциях колонны:

а) А – секция:

$$\omega_{\max} = \frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 8631,31}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 0,94 \text{ м/с}.$$

б) Б – секция:

$$\omega_{\max} = \frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 10726,0}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 1,171 \text{ м/с}.$$

### Конструктивные параметры заданного типа контактного устройства

#### Расчет гидравлического сопротивления клапанной тарелки

1. Сопротивление сухой тарелки

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\text{п}}, \text{ Па},$$

где  $\xi = 3,66$  – коэффициент сопротивления клапанной тарелки.

Скорость пара в отверстиях тарелки, м/с:

$$\omega_0 = 100 \cdot \omega_{\max} / F_{\text{св}},$$

где  $F_{\text{св}}$  – относительная свободная площадь тарелки, %.

а) для верхней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \cdot \omega_{\max} / F_{\text{св}} = 100 \cdot 0,94 / 8,46 = 11,11 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 3,66 \frac{11,11^2}{2} 3,84 = 867,38 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \cdot 1,171 / 8,46 = 13,84 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 3,66 \frac{13,84^2}{2} 3,184 = 1083,13 \text{ Па}.$$

2. Находится расход жидкости на единицу периметра слива (2.42):

а) для верхней части колонны:

$$L_V = \frac{L_A}{\rho_{\text{ж}} \cdot B} = \frac{26575,83}{941,42 \cdot 1,43} = 19,74 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч}.$$

б) для нижней части колонны:

$$L_V = \frac{L_B}{\rho_{\text{ж}} \cdot B} = \frac{39575,83}{1214,33 \cdot 1,43} = 22,79 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч}.$$

3. Рассчитывается коэффициент  $K_2$ , учитывающий сжатие потока жидкости:

$$\text{а) } B/D = 1,43/1,8 = 0,79 \quad K_2 = 1,01 \quad \text{б) } B/D = 1,43/1,8 = 0,79 \quad K_2 = 1,01.$$

4. Определяется подпор жидкости над сливным устройством (2.43):

а) для верхней части колонны:

$$\Delta h = 3,2 \cdot K_2 \cdot L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 19,74^{2/3} = 23,6 \text{ мм}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta h = 3,2 \cdot K_2 \cdot L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 22,79^{2/3} = 25,98 \text{ мм}.$$

5. Находится высота парожидкостного слоя на тарелке:

а) для верхней части колонны:

$$h_{\text{ПЖ}} = h_{\text{П}} + \Delta h = 0,04 + 0,0236 = 0,0636 \text{ м}.$$

б) для нижней части колонны:

$$h_{\text{ПЖ}} = h_{\text{П}} + \Delta h = 0,04 + 0,026 = 0,066 \text{ м}.$$

6. Сопротивление слоя жидкости на клапанной тарелке рассчитывается по формуле (2.44)

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0,0636 \cdot 941,42 \cdot 9,81 = 590,13 \text{ Па} .$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0,066 \cdot 1214,33 \cdot 9,81 = 786,23 \text{ Па} .$$

7. Определяется общее гидравлическое сопротивление клапанной тарелки (2.47):

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{с}} = 867,38 + 590,13 = 1457,51 \text{ Па} .$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{с}} = 1083,13 + 786,239 = 1869,37 \text{ Па} .$$

8. Общее гидравлическое сопротивление колонны составит (2.48)

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{к}} = \Delta P_{\text{с}} \cdot n = 1457,51 \cdot 13 = 18947,63 \text{ Па} .$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{к}} = \Delta P_{\text{с}} \cdot n = 1869,37 \cdot 25 = 46734,25 \text{ Па} .$$

### **Расчет межтарельчатого уноса жидкости**

1. Определяется коэффициент  $m$ , используемый в формуле для уноса жидкости (2.49)

а) для верхней части колонны:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \cdot \left( \frac{0,0216}{3,84} \right)^{0,295} \cdot \left( \frac{941,42 - 3,84}{0,0000073} \right)^{0,425} = 0,697 .$$

б) для нижней части колонны:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \cdot \left( \frac{0,0214}{3,184} \right)^{0,295} \cdot \left( \frac{1214,33 - 3,09}{0,00000765} \right)^{0,425} = 0,803.$$

2. Унос жидкости с тарелки рассчитывается по формуле (2.50):

а) для верхней части колонны:

$$e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,8^2} \cdot \left( \frac{0,94}{0,58 \cdot 0,697} \right)^{3,7} = 0,034 \text{ кг/кг}.$$

б) для нижней части колонны:

$$e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,8^2} \cdot \left( \frac{1,171}{0,58 \cdot 0,803} \right)^{3,7} = 0,04 \text{ кг/кг}.$$

Значения брызгоуноса находятся в допустимых пределах.

### Проверка работоспособности клапанных тарелок

1. Определяется сопротивление движению жидкости в переливе (2.52):

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж.п.}} = 350 \cdot 9,81 \cdot \left[ \frac{19,74}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 64,52 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж.п.}} = 350 \cdot 9,81 \cdot \left[ \frac{22,79}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 86 \text{ Па}.$$

2. Рассчитывается высота слоя невспененной жидкости в сливном устройстве (2.53)

а) для верхней части колонны:

$$h' = 40 + 23,6 + \left( 0,001 \frac{1072,57}{941,42} + 64,52 \right) \cdot \frac{1}{9,8} = 70,18 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$h' = 40 + 25,96 + \left( 0,001 \frac{1869,37}{1214,33} + 86 \right) \cdot \frac{1}{9,81} = 74,73 \text{ мм.}$$

3. Величина вылета ниспадающей струи в переливе находится по формуле (2.54):

а) для верхней части колонны:

$$y = \left( 4,5 \cdot \frac{19,74}{0,0236 \cdot 3600} - 0,36 \right) \cdot \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,0236 - 0,07)} = 0,21 \text{ м.}$$

б) для нижней части колонны:

$$y = \left( 4,5 \cdot \frac{22,79}{0,026 \cdot 3600} - 0,36 \right) \cdot \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,026 - 0,074)} = 0,227 \text{ м.}$$

4. Определяется высота парожидкостного слоя в переливе для А и Б секций колонны (2.55):

а) для верхней части колонны:

$$H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} = \frac{70,87}{0,65} = 109,03 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} = \frac{74,73}{0,65} = 114,97 \text{ мм.}$$

5. Рассчитывается максимальная ширина сливного устройства (2.56):

$$S = \frac{1}{2} \cdot \left( 1,8 - \sqrt{1,8^2 - 1,43^2} \right) = 0,547 \text{ м.}$$



6. Находится минимальная допустимая скорость пара в А и Б – секциях для колонны с клапанными тарелками (2.57)

а) для верхней части колонны:

$$\omega_{\min} = 0,05 \cdot \frac{8,46}{\sqrt{3,84}} = 0,215 \text{ м/с.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_{\min} = 0,05 \cdot \frac{8,46}{\sqrt{3,09}} = 0,2406 \text{ м/с.}$$

7. Проверяются условия работоспособности клапанных тарелок.

Выбранные клапанные тарелки диаметром 1,8м обеспечивают выполнение условий работоспособности контактных устройств в А и Б секциях:

- высота парожидкостного слоя  $H'_n$  в переливе меньше расстояния между тарелками;
- вылет струи  $u$  меньше ширины перелива  $S$ ;
- диапазон устойчивой работы клапанных тарелок  $N > 1$ .

### Расчет числа реальных тарелок

1. Находится средний КПД клапанной тарелки (2.63)[5]

а) для верхней части колонны:

$$\eta_0 = 0,0865(0,00034 \cdot 1,86)^{-0,245} \left( \frac{26575,83}{8631,31} \right)^{0,3} \cdot 10^{0,3 \cdot 0,04} = 0,73.$$

б) для нижней части колонны:

$$\eta_0 = 0,0865(0,00032 \cdot 1,86)^{-0,245} \left( \frac{39575,83}{10726,0} \right)^{0,3} \cdot 10^{0,3 \cdot 0,04} = 0,8.$$

2. Рассчитывается число реальных тарелок (2.64)

а) для верхней части колонны:

$$n = \frac{8}{0,73} = 10,95.$$

б) для нижней части колонны:

$$n = \frac{17}{0,8} = 21,25.$$

Общее число тарелок в колонне с запасом 20% составит  $n=38$ .

3. Вычисляется высота обечайки аппарата  $H_{об}$ :

$$H_{об.} = (n - 1) \cdot H = (38-1) \cdot 0,45 = 16,65 \text{ м.}$$

### Гидравлический расчет ректификационной колонны с колпачковыми тарелками

#### Расчет максимальной скорости пара в колонне

1. Расстояние между тарелками принимается равным 450 мм.

Максимальную скорость паровой фазы по А и Б секциям находится по формуле (2.35).

В соответствии с рис.2.17 находится значение  $C_1=560$ .

Определяется значение коэффициента  $\lambda$  для А и Б секций колонны по формуле (2.37):

$$\lambda = \frac{0,655 \cdot L}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{V} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п}) / \rho_{п}}} =$$

а)

$$= \frac{0,655 \cdot 26575,83}{941,42} \sqrt{\frac{1,0 \cdot 560}{8631,31} \sqrt{\frac{941,42 - 3,84}{3,84}}} = 18,62$$

$$V = \frac{G_{ПА}}{\rho_{п}} = \frac{33144,25}{3,84} = 8631,31 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [k_1 \cdot C_1 - k_2 \cdot (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [1,0 \cdot 560 - 4 \cdot (20 - 35)] = 0,0525,$$

$$\omega_{\max} = C_{\max} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} = 0,0525 \cdot \sqrt{\frac{941,42 - 3,84}{3,84}} = 0,82 \text{ м/с}.$$

$$\lambda = \frac{0,655 \cdot L}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{V} \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}) / \rho_{\text{п}}}} =$$

$$\text{б) } = \frac{0,655 \cdot 39575,83}{1214,33} \sqrt{\frac{1,0 \cdot 560}{10726,0} \sqrt{\frac{1214,33 - 3,09}{3,09}}} = 21,7$$

$$V = \frac{G_{\text{ПБ}}}{\rho_{\text{п}}} = \frac{33144,26}{3,09} = 10726,0 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$C_{\text{max}} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [k_1 \cdot C_1 - k_2 \cdot (\lambda - 35)] = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [1,0 \cdot 560 - 4 \cdot (21,87 - 35)] = 0,0519,$$

$$\omega_{\text{max}} = C_{\text{max}} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}} = 0,0519 \sqrt{\frac{1214,33 - 3,09}{3,09}} = 1,028 \text{ м/с}.$$

### Определение диаметра аппарата

1. По значению  $\omega_{\text{max}}$  рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны (2.38):

$$\text{а) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot \omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8631,31}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,82}} = 1,9 \text{ м},$$

$$\text{б) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot \omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10726,0}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,01}} = 1,949 \text{ м}.$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн примем  $D=2$  м (табл.13).

2. По значению выбранного диаметра уточняется значение скорости пара в секциях колонны:

$$\text{а) } \omega_{\text{max}} = \frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 8631,31}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2^2} = 0,76 \text{ м/с},$$

$$\text{б) } \omega_{\text{max}} = \frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 10726,0}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2^2} = 0,949 \text{ м/с}.$$

## Конструктивные параметры заданного типа контактного устройства

### Расчет гидравлического сопротивления колпачковой тарелки

1. Рассчитывается сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\text{п}}, \text{ Па,}$$

где  $\xi = 4,0 - 5,0$  для колпачковой тарелки.

Определяем скорость пара в отверстиях тарелки

а) для верхней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \cdot \omega_{\text{max}} / F_{\text{св}} = 100 \cdot 0,76 / 9,4 = 8,08 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 4,5 \frac{8,08^2}{2} 3,84 = 564,07 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \cdot 0,92 / 9,4 = 9,79 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 4,5 \frac{10,1^2}{2} 3,184 = 708,6 \text{ Па}.$$

2. Определяется расход жидкости на единицу периметра слива (2.42)

а) для верхней части колонны:

$$L_V = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} \cdot B} = \frac{26575,83}{941,42 \cdot 1,418} = 19,9 \text{ м}^3 / \text{м} \cdot \text{ч}.$$

б) для нижней части колонны:

$$L_V = \frac{39575,83}{1214,33 \cdot 1,418} = 22,98 \text{ м}^3 / \text{м} \cdot \text{ч}.$$

3. Коэффициент  $K_2$ , учитывающий сжатие потока жидкости:

$$\text{a) } B/D = 1,418/2 = 0,709 \\ K_2 = 1,1$$

$$\text{б) } B/D = 1,418/1,8 = 0,709 \\ K_2 = 1,1$$

4. Подпор жидкости над сливным устройством находится по формуле (2.43):

а) для верхней части колонны:

$$\Delta h = 3,2 \cdot K_2 \cdot L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,1 \cdot 19,9^{2/3} = 25,85 \text{ мм.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta h = 3,2 \cdot K_2 \cdot L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,1 \cdot 22,98^{2/3} = 28,45 \text{ мм.}$$

5. Определяется сопротивление слоя жидкости на колпачковой тарелке (2.44):

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0,001 \cdot (40 + 25,85) \cdot 941,42 \cdot 9,81 = 608,15 \text{ Па.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0,001 \cdot (40 + 28,48) \cdot 1214,33 \cdot 9,81 = 815,77 \text{ Па.}$$

6. Определяется общее гидравлическое сопротивление колпачковой тарелки (2.47):

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{с}} = 564,07 + 608,15 = 1172,22 \text{ Па.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{с}} = 708,6 + 815,77 = 1523,75 \text{ Па.}$$

Общее гидравлическое сопротивление колонны составит (2.48)

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{к}} = \Delta P_{\text{с}} \cdot n = 1172,22 \cdot 15 = 17583,3 \text{ Па.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{к}} = \Delta P_{\text{с}} \cdot n = 1523,75 \cdot 35 = 53331,25 \text{ Па.}$$

### Расчет межтарельчатого уноса жидкости

1. Рассчитывается коэффициент  $m$ , используемый в формуле для уноса жидкости (2.49)

а) для верхней части колонны:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \cdot \left( \frac{0,0216}{3,84} \right)^{0,295} \cdot \left( \frac{941,42 - 3,84}{0,0000073} \right)^{0,425} = 0,697.$$

б) для нижней части колонны:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \cdot \left( \frac{0,0214}{3,184} \right)^{0,295} \cdot \left( \frac{1214,33 - 3,09}{0,00000765} \right)^{0,425} = 0,803.$$

2. Унос жидкости с тарелки находится по формуле (2.50):

а) для верхней части колонны:

$$e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,6^2} \cdot \left( \frac{0,76}{0,58 \cdot 0,697} \right)^{3,7} = 0,0277 \text{ кг/кг.}$$

б) для нижней части колонны:

$$e = \frac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,6^2} \cdot \left( \frac{0,949}{0,58 \cdot 0,803} \right)^{3,7} = 0,033 \text{ кг/кг.}$$

### Проверка работоспособности тарелок

1. Сопротивление движению жидкости в переливе (2.52):

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж.п.}} = 350 \cdot 9,81 \cdot \left[ \frac{19,9}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 65,57 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж.п.}} = 350 \cdot 9,81 \cdot \left[ \frac{22,98}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 87,44 \text{ Па}.$$

2. Высота слоя не вспененной жидкости в сливном устройстве находится по формуле (2.53):

а) для верхней части колонны:

$$h' = 40 + 25,85 + \left( 0,001 \frac{1172,22}{941,42} + 65,57 \right) \cdot \frac{1}{9,8} = 72,53 \text{ мм}.$$

б) для нижней части колонны:

$$h' = 40 + 28,48 + \left( 0,001 \frac{1523,75}{1214,33} + 87,44 \right) \cdot \frac{1}{9,81} = 68,48 \text{ мм}.$$

3. Определяется величина вылета ниспадающей струи в переливе (2.54);

а) для верхней части колонны:

$$y = \left( 4,5 \cdot \frac{19,9}{0,0259 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times \\ \times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,0259 - 0,07)} = 0,1841 \text{ м}$$

б) для нижней части колонны:

$$y = \left( 4,5 \cdot \frac{22,98}{0,0285 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times \\ \times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,0285 - 0,0685)} = 0,2047 \text{ м}$$

4. Высчитывается высота парожидкостного слоя в переливе (2.55)

а) для верхней части колонны:

$$H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} = \frac{72,53}{0,65} = 111,58 \text{ мм}.$$

б) для нижней части колонны:

$$H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} = \frac{68,48}{0,65} = 105,3 \text{ мм}.$$

5. Определяется максимальная ширина сливного устройства (2.56):

$$S = \frac{1}{2} \cdot \left( 1,8 - \sqrt{1,8^2 - 1,418^2} \right) = 0,34 \text{ м}.$$

6. Минимальная допустимая скорость пара в А и Б – секциях для колонны с колпачковыми тарелками находится по формуле (2.60):

а) для верхней части колонны:

$$\omega_{\min} = 0,0415 \cdot 9,4 \cdot 3,84^{-0.5} = 0,199 \text{ м/с}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_{\min} = 0,0415 \cdot 9,4 \cdot 3,09^{-0.5} = 0,219 \text{ м/с}.$$

Проверяются условия работоспособности колпачковых тарелок. По результатам гидравлического расчета выбранные колпачковые тарелки диаметром 2,0м обеспечивают выполнение условий работоспособности контактных устройств в А и Б секциях:

- высота парожидкостного слоя  $H'_{\Pi}$  в переливе меньше расстояния между тарелками;
- вылет струи  $u$  меньше ширины перелива  $S$ ;
- диапазон устойчивой работы колпачковых тарелок  $N > 1$ .



### Расчет числа реальных колпачковых тарелок

1. По справочным данным или расчетным путем находится мольный объем 1-го компонента  $v_1$ , см<sup>3</sup>/моль.
2. Рассчитывается коэффициент диффузии в жидкой фазе (2.61)

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(1 \cdot 119,38)^{1/2} \cdot (71,5 + 273)}{0,316 \cdot 90,3^{0,6}} = 5,54 \text{ м}^2/\text{с}.$$

3. Находится средний КПД колпачковой тарелки (2.62):

$$\eta_0 = 0,068 \cdot K_1^{0,1} \cdot K_2^{0,115},$$

$$K_1 = \frac{0,1 \cdot \omega \cdot h_{\text{п}} \cdot \rho_{\text{п}}}{F_{\text{св}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot D_{\text{ж}}}; \quad K_2 = \frac{\sigma}{\omega \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}.$$

$$\text{а) } K_1 = \frac{0,1 \cdot 0,76 \cdot 40 \cdot 3,84 \cdot 10^{-9}}{9,4 \cdot 941,42 \cdot 5,54} = 2,34 \cdot 10^5 \quad K_2 = \frac{0,0216 \cdot 10^9}{0,76 \cdot 941,42 \cdot 5,54} = 0,54 \cdot 10^4,$$

КПД в верхней секции

$$\eta_0 = 0,068 \cdot (2,34 \cdot 10^5)^{0,1} \cdot (0,54 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,628.$$

$$\text{б) } K_1 = \frac{0,1 \cdot 0,949 \cdot 40 \cdot 3,09 \cdot 10^{-9}}{9,4 \cdot 1214,33 \cdot 5,54} = 1,85 \cdot 10^5,$$

$$K_2 = \frac{0,0216 \cdot 10^9}{0,949 \cdot 1214,33 \cdot 5,54} = 0,338 \cdot 10^4,$$

КПД в нижней секции

$$\eta_0 = 0,068 \cdot (1,85 \cdot 10^5)^{0,1} \cdot (0,338 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,584.$$

4. Рассчитывается число реальных тарелок (2.64)

а) для верхней части колонны:

$$n = \frac{8}{0,628} = 12,74.$$

б) для нижней части колонны:

$$n = \frac{17}{0,584} = 29,11.$$

Число реальных тарелок с запасом 20% в верхней секции – 15, в нижней – 35, всего – 50.

5. Вычисляется высота обечайки аппарата  $H_{об}$ :

$$H_{об} = (n - 1) \cdot H = (50 - 1) \cdot 0,45 = 22,05 \text{ м.}$$

### Выводы

Судить об эффективности использования ситчатых, клапанных или колпачковых тарелок можно, сравнив технические характеристики колонн, приведенные в табл.2.4.

Таблица 2.4. Характеристики колонн с ситчатыми, клапанными и колпачковыми тарелками

		Ситчатая тарелка		Клапанная тарелка		Колпачковая тарелка	
		А - секция	Б - секция	А - секция	Б - секция	А - секция	Б - секция
Общее гидравлическое сопротивление	$\Delta P_K$ , Па	19482,4	52366,8	18947,6	46734,2	17583,3	53331,2
Общее число тарелок	n	18	37	13	25	15	35
Диаметр колонны	$D_K$ , м	1,8		1,8		2	

Высота обечайки аппарата	<i>H</i> , м	24,3	16,65	22,05
--------------------------------	--------------	------	-------	-------

Как следует из представленных результатов колонна с клапанными тарелками имеет меньшие габариты, чем остальные. Окончательный выбор конструктивного исполнения ректификационных колонн обычно производится после всестороннего технико – экономического анализа и некоторых особенностей разделения различных смесей (наличия ПАВ, механических примесей, полимерообразования и т.д.).

## 2.9. Расчет ректификационной колонны с насадкой

Один из методов определения высоты насадочного слоя в массообменной колонне основан на вычислении высоты слоя насадки, эквивалентной одной теоретической тарелке (ВЭТТ). Это понятие используется по аналогии с КПД (эффективностью) тарелки и характеризует эффективность работы насадочной колонны. Физический смысл ВЭТТ хорошо видно из рис. 2.16, т. е. на расстоянии равном ВЭТТ обеспечивается одна теоретическая тарелка. Число теоретических тарелок находится, как показано в разделе 2.3. По значению ВЭТТ вычисляется высота слоя насадки

$$H = n_T \cdot \text{ВЭТТ}, \text{ м},$$

в верхней и нижней секциях ректификационной колонны.

Из определения ВЭТТ следует, что чем меньше ее значение, тем лучше работает насадочная колонна и меньше требуется высота секций для заданного разделения смеси.

Вся сложность метода ВЭТТ заключается в достоверном вычислении этого значения для насадок различных конструкций при различных режимах, диаметрах колонн и физических свойствах смесей. Даже при одинаковых условиях работы колонн, значения ВЭТТ различных насадок может отличаться в несколько раз. Несмотря на большой опыт изучения насадочных колонн, величины ВЭТТ до настоящего времени определяются при помощи полуэмпирических и эмпирических выражений, имеющих ограниченную область применения. Кроме этого, необходимо учитывать, что ВЭТТ сильно зависит от диаметра колонны. Это связано с усилениями неравномерностей распределения фаз при увеличении диаметра аппарата. Обобщающая

зависимость ВЭТТ от диаметра насадочной колонны показана на рис.2.17 [17]. Кроме размера аппарата на эффективность разделения смеси (на ВЭТТ) влияют также следующие факторы: первоначальное распределение орошающей жидкости, размер насадочных элементов и материал, из которого они изготовлены, высота слоя насадки и способ ее укладки.

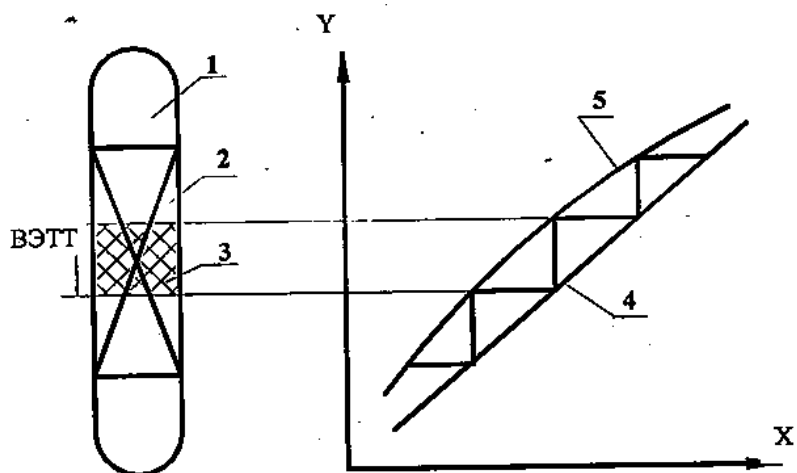


Рис. 2.15. Определение высоты эквивалентной теоретической тарелки (ВЭТТ):

- 1 – колонна; 2 – секция с насадкой; 3 – высота слоя, равная ВЭТТ;  
4 – рабочая линия; 5 – кривая равновесия

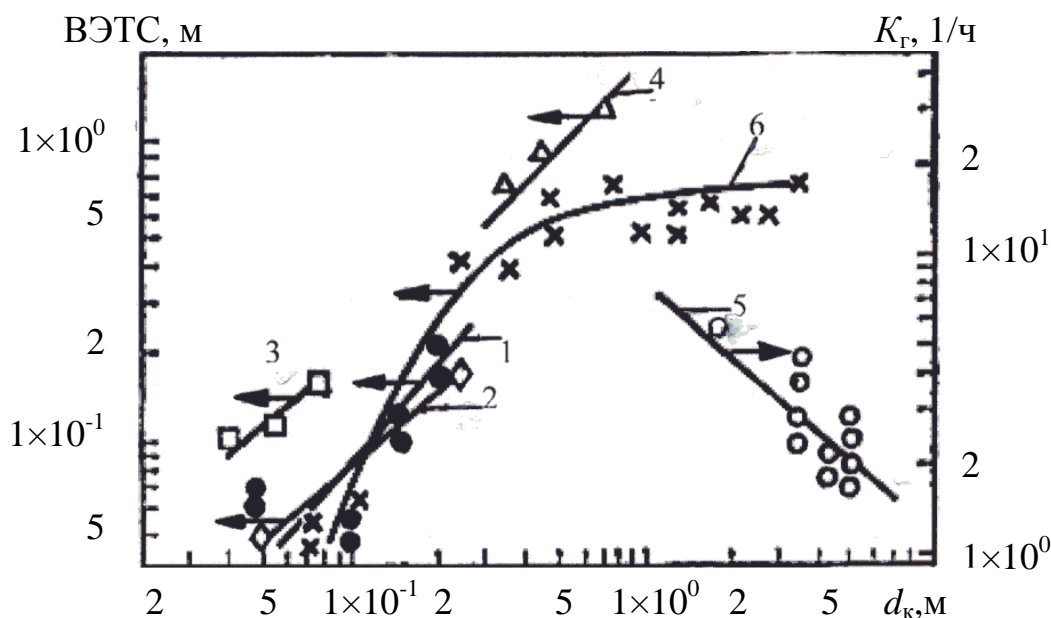


Рис.2.16. Зависимость ВЭТС или коэффициента массопередачи  $K_G$  от диаметра колонны  $d_k$ : 1 – седла Берля размером 6 мм; 2 – цилиндры из металлической сетки; 3 - 5 – кольца Рашига размером: 3 – 7 мм; 4 – 25 мм; 5 – 25 – 50 мм; 6 – обобщенные данные для насадочных колонн

Ниже приводятся уравнения для расчета ВЭТТ некоторых типов насадок.

Для колонн диаметром до 0,76 м с кольцами Рашига и седлами Берля, работающих при атмосферном давлении в пленочном режиме рекомендуется выражение [1, 16]:

$$\text{ВЭТТ} = C \cdot 10^6 (3600 \rho_{\Gamma} \omega)^a D^b H^{0,33} \cdot \left( \frac{\alpha \mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} \right), \quad (2.76)$$

где  $D$  – диаметр колонны, м;  $H$  – высота слоя насадки, м (в первом приближении можно принять  $H=3D_{\kappa}$ );  $\alpha$  – коэффициент относительной летучести компонента смеси (см. раздел 2.6);  $\mu_{\text{ж}}$  – коэффициент динамической вязкости жидкости, Па·с. Значения коэффициента  $C$  и показателей степени  $a$  и  $b$  приведены в табл. 2.5.

Таблица 2.5 Значения коэффициентов в уравнении (2.76)

Тип насадки	Размер, мм	$C$	$a$	$b$
Кольца Рашига	9,5	13,1	- 0,37	1,24
	25,0	2,31	- 0,10	1,24
	50,0	1,46	0	1,24
Седла Берля	12,5	25,2	- 0,45	1,11
	25,0	2,06	- 0,14	1,11

Для колонн с кольцами Рашига, работающих при нагрузках, близких к захлебыванию при ректификации, рекомендуется выражения [1]:

$$\text{ВЭТТ} = 28 \left( \frac{V_{\text{св}}}{a_{\nu}} \right) \left( \frac{\omega \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma} a_{\nu}} \right)^{0,2} \left( \frac{G}{L} \right)^{0,342} \left( \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,19} \left( \frac{\mu_{\Gamma}}{\mu_{\text{ж}}} \right)^{0,038} \cdot \lg \frac{1}{\lambda} / (1 - \lambda) \quad (2.77)$$

где  $V_{\text{св}}$  – удельный свободный объем насадки, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $a_{\nu}$  – удельная поверхность, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $G, L$  – массовые расходы газа и жидкости, кг/с;  $\lambda$  – фактор разделения ( $\lambda = m G/L$ );  $m$  – тангенс угла наклона к кривой равновесия (коэффициент распределения)  $m = \Delta y / \Delta x$ .

Для колец Рашига  $d_{\text{н}} = 12,5 - 25$  мм можно использовать простое по виду выражение:

$$\text{ВЭТТ} = (H/3)^{1/2} \left[ 18d_{\text{н}} + 0,012m \left( \frac{G'}{L'} - 1 \right) \right], \quad (2.78)$$

где  $G'$ ,  $L'$  – мольные потоки пара и жидкости.

В первом приближении значение ВЭТТ для колонн диаметром до 150 мм можно принимать равным  $(0,5 - 1,0)D$ , а для колонн большего диаметра  $(1 - 1,5)D$ . При наличии специальных распределителей потоков пара и жидкости величины ВЭТТ будут меньше на 30 - 50 %.

## 2.10.Пример расчета\*

### Расчет скорости газа и диаметра насадочной ректификационной колонны

Выполнить расчет насадочной ректификационной колонны с насадкой из колец Рашига размером  $25 \times 25 \times 3$  и  $35 \times 35 \times 4$ , загруженных внавал. Используются исходные данные и результаты расчета тарельчатой ректификационной колонны, приведенные в пункте 2.8.

Расчет материального баланса, числа теоретических тарелок, теплофизических характеристик смеси и тепловой расчет ректификационной установки выполняется по уравнениям приведенных в разделах 2.2 – 2.4. (стр.32 - 42) и пример расчета стр.60 - 70.

### Расчет насадочной ректификационной колонны с насадкой из колец Рашига размером $25 \times 25 \times 3$

1. Фиктивная скорость газа в точке захлебывания находится из решения следующего уравнения (см. главу 3 уравнение (3.9)):

$$\lg \left( \frac{W_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = A_1 - B_1 \left( \frac{L}{G} \right)^{0,25} \left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (2.79)$$

\*Расчеты выполнены Ю.М.Демидовой

где  $a_v$  – удельная поверхность насадки  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $g$  – ускорение свободного падения  $\text{м}/\text{с}^2$ ;  $V_{\text{св}}$  – свободный объем насадки  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;  $\mu_{\text{ж}}$  – динамический коэффициент вязкости жидкости,  $\text{мПа}\cdot\text{с}$ ;  $\rho_{\text{г}}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$  – плотности газа и жидкости, соответственно,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Для колец Рашига внавал  $A_1=-0,073$ ,  $B_1=1,75$  (в табл. 3.1). Для колец Рашига размером  $25\times 25\times 3$   $a_v=200 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ,  $V_{\text{св}}=0,76 \text{ м}^3/\text{м}^3$  (табл. 22 приложения)

Для верхней части колонны:

$$\lg\left(\frac{W_3^2 \cdot 200 \cdot 3,84 \cdot 0,34^{0,16}}{9,81 \cdot 0,76^3 \cdot 941,42}\right) = -0,073 - 1,75\left(\frac{26575,83}{33144,25}\right)^{0,25} \left(\frac{3,84}{941,42}\right)^{0,125},$$

$$\lg(0,108 \cdot W_3^2) = -0,901,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{0,1256}{0,108}} = 1,078 \text{ м}/\text{с}.$$

Для нижней части колонны:

$$\lg\left(\frac{W_3^2 \cdot 200 \cdot 3,09 \cdot 0,32^{0,16}}{9,81 \cdot 0,76^3 \cdot 1214,33}\right) = -0,073 - 1,75\left(\frac{39575,83}{33144,26}\right)^{0,25} \left(\frac{3,09}{1214,33}\right)^{0,125},$$

$$\lg(0,099 \cdot W_3^2) = -0,9328,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{0,1167}{0,099}} = 1,086 \text{ м}/\text{с}.$$

2. Допустимая скорость паров в верхней части колонны:

$$W = b \cdot W_3 = 0,85 \cdot 1,078 = 0,917 \text{ м}/\text{с},$$

где  $b=0,85$

Для нижней части колонны:

$$W = b \cdot W_3 = 0,85 \cdot 1,086 = 0,923 \text{ м/с}.$$

3. Диаметр колонны  $D_k$  определяется из уравнения расхода:

Для верхней секции:

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\Gamma} \cdot 0,785 \cdot W}} = \sqrt{\frac{9,2067}{3,84 \cdot 0,785 \cdot 0,917}} = 1,825 \text{ м}.$$

Для нижней секции:

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\Gamma} \cdot 0,785 \cdot W}} = \sqrt{\frac{9,2067}{3,09 \cdot 0,785 \cdot 0,923}} = 2,028 \text{ м}.$$

По расчетному диаметру  $D_k$  подбирается стандартный диаметр колонны (глава 3)

Для верхней части колонны:  $D_{\text{гост}} = 1,8 \text{ м}$ .

Для нижней части колонны:  $D_{\text{гост}} = 2,0 \text{ м}$ .

4. Уточняется рабочая скорость газа:

Для верхней части колонны:

$$S_k = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,8^2}{4} = 2,54 \text{ м}^2,$$

$$W = \frac{G}{\rho_{\Gamma} S_k} = \frac{9,2067}{3,84 \cdot 2,54} = 0,94 \text{ м/с}.$$

Для нижней части колонны:

$$S_k = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2^2}{4} = 3,14 \text{ м}^2,$$

$$W = \frac{G}{\rho_{\Gamma} S_k} = \frac{9,2067}{3,09 \cdot 3,14} = 0,93 \text{ м/с}.$$

5. Для сравнения определим высоту эквивалентную теоретической тарелке по выражениям 2.77 и 2.78

Для верхней секции:



$$m = \Delta y / \Delta x = 1,35,$$

$$\lambda = m \cdot \frac{G}{L} = 1,35 \cdot \frac{33144,25}{26575,83} = 1,6833,$$

По формуле (2.77):

$$\begin{aligned} \text{ВЭТТ} &= 28 \left( \frac{0,74}{200} \right) \left( \frac{0,94 \cdot 3,84}{0,73 \cdot 10^{-5} \cdot 200} \right)^{0,2} \left( \frac{33144,25}{26575,83} \right)^{0,342} \times \\ &\times \left( \frac{941,42}{3,84} \right)^{0,19} \left( \frac{0,73 \cdot 10^{-5}}{34 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \cdot \frac{\lg \frac{1}{1,683}}{1 - 1,6833} = 0,434 \text{ м} \end{aligned}$$

или по выражению (2.78):

$$\text{ВЭТТ} = (5,4/3)^{1/2} \left[ 18 \cdot 0,025 + 0,012 \cdot 1,35 \left( \frac{33144,25/119,38}{26575,83/78,1} - 1 \right) \right] = 0,603 \text{ м},$$

где  $G' = G/M_i$ ,  $L' = L/M_2$ .

Для нижней секции:

$$\lambda = m \cdot \frac{G}{L} = 1,35 \cdot \frac{33144,25}{39575,83} = 1,1306,$$

$$\begin{aligned} \text{ВЭТТ} &= 28 \left( \frac{0,74}{200} \right) \left( \frac{0,93 \cdot 3,09}{0,765 \cdot 10^{-5} \cdot 200} \right)^{0,2} \left( \frac{33144,25}{39575,83} \right)^{0,342} \times \\ &\times \left( \frac{1214,33}{3,09} \right)^{0,19} \left( \frac{0,765 \cdot 10^{-5}}{32 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \cdot \frac{\lg \frac{1}{1,1306}}{1 - 1,1306} = 0,484 \text{ м} \end{aligned}$$

или по выражению (2.78):

$$\text{ВЭТТ} = (6/3)^{1/2} \left[ 18 \cdot 0,025 + 0,012 \cdot 1,35 \left( \frac{33144,25/119,38}{39575,83/78,1} - 1 \right) \right] = 0,878 \text{ м}.$$

С запасом выбираем наибольшее значение ВЭТТ (т.е. наименьшую эффективность).

б. Высота слоя насадки

Для верхней секции:

$$H = n \cdot \text{ВЭТТ} = 8 \cdot 0,6033 = 4,826 \text{ м.}$$

Для нижней секции:

$$H = n \cdot \text{ВЭТТ} = 17 \cdot 0,878 = 14,93 \text{ м.}$$

Высота насадочной части колонны – 19,76 м. Насдку в колонне следует размещать слоями (секциями) с высотой не более  $(3 - 4)D_k$ . В верхней части колонны получим один слой с высотой  $H_{\text{сек}} \cong 5 \text{ м}$ , а внизу колонны (ниже ввода исходной смеси) три слоя с  $H_{\text{сек}} \cong 5 \text{ м}$ . Полная высота колонны будет более 15 м из – за наличия оросительных устройств и перераспределителей фаз, т. е. примерно 25 м.

Уравнения для расчета гидравлического сопротивления насадочных колонн даны в следующей главе.

### **Расчет насадочной ректификационной колонны с насадкой из колец Рашига размером 35×35×3**

1. Фиктивная скорость газа в точке захлебывания определяется по формуле (2.79):

Для колец Рашига внавал  $A_1 = -0,073$ ,  $B_1 = 1,75$  (в табл.3.2). Для колец Рашига размером 35×35×3  $a_v = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ,  $V_{\text{св}} = 0,78 \text{ м}^3/\text{м}^3$  (табл. 22 приложения)

Для верхней части колонны:

$$\lg \left( \frac{W_3^2 \cdot 140 \cdot 3,84 \cdot 0,34^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3 \cdot 941,42} \right) = -0,073 - 1,75 \left( \frac{26575,83}{33144,25} \right)^{0,25} \left( \frac{3,84}{941,42} \right)^{0,125},$$

$$\lg(0,1032 \cdot W_3^2) = -0,901,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{0,1256}{0,1032}} = 1,103 \text{ м/с.}$$

Для нижней части колонны:

$$\lg\left(\frac{W_3^2 \cdot 140 \cdot 3,09 \cdot 0,32^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3 \cdot 1214,33}\right) = -0,073 - 1,75\left(\frac{39575,83}{33144,25}\right)^{0,25} \left(\frac{3,09}{1214,33}\right)^{0,125},$$

$$\lg(0,0657 \cdot W_3^2) = -0,9328,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{0,1167}{0,0657}} = 1,333 \text{ м/с}.$$

2. Допустимая скорость паров в верхней части колонны:

$$W = b \cdot W_3 = 0,85 \cdot 1,103 = 0,938 \text{ м/с},$$

Для нижней части колонны:

$$W = b \cdot W_3 = 0,85 \cdot 1,333 = 1,133 \text{ м/с}$$

3. Диаметр колонны  $D_k$  определяется из уравнения расхода:

Для верхней секции:

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_r \cdot 0,785 \cdot W}} = \sqrt{\frac{9,2067}{3,84 \cdot 0,785 \cdot 0,938}} = 1,8045 \text{ м},$$

Для нижней секции:

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_r \cdot 0,785 \cdot W}} = \sqrt{\frac{9,2067}{3,09 \cdot 0,785 \cdot 1,133}} = 1,830 \text{ м}.$$

По расчетному диаметру  $D_k$  подбирается стандартный диаметр колонны (глава 3).

Для верхней части колонны:  $D_{\text{гост}} = 1,8 \text{ м}$ .

Для нижней части колонны:  $D_{\text{гост}} = 1,8 \text{ м}$ .

4. Уточняется рабочая скорость газа:

Для верхней части колонны:

$$S_k = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,8^2}{4} = 2,54 \text{ м}^2,$$

$$W = \frac{G}{\rho_{\Gamma} S_{\kappa}} = \frac{9,2067}{3,84 \cdot 2,54} = 0,94 \text{ м/с}.$$

Для нижней части колонны:

$$S_{\kappa} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,8^2}{4} = 2,54 \text{ м}^2,$$

$$W = \frac{G}{\rho_{\Gamma} S_{\kappa}} = \frac{9,2067}{3,09 \cdot 2,54} = 1,173 \text{ м/с}.$$

5. Для сравнения определим высоту эквивалентную теоретической тарелке по выражениям 2.77 и 2.78:

Для верхней секции:

$$m = \Delta y / \Delta x = 1,35,$$

$$\lambda = m \cdot \frac{G}{L} = 1,35 \cdot \frac{33144,25}{26575,83} = 1,6833,$$

По выражению (2.77):

$$\begin{aligned} \text{ВЭТТ} = & 28 \left( \frac{0,78}{140} \right) \left( \frac{0,94 \cdot 3,84}{0,73 \cdot 10^{-5} \cdot 140} \right)^{0,2} \left( \frac{33144,25}{26575,83} \right)^{0,342} \times \\ & \times \left( \frac{941,42}{3,84} \right)^{0,19} \left( \frac{0,73 \cdot 10^{-5}}{34 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \cdot \frac{\lg \frac{1}{1,683}}{1 - 1,6833} = 0,745 \text{ м} \end{aligned}$$

или по (2.78):

$$\text{ВЭТТ} = (5,4/3)^{1/2} \left[ 18 \cdot 0,035 + 0,012 \cdot 1,35 \left( \frac{33144,25/119,38}{26575,83/78,1} - 1 \right) \right] = 0,843 \text{ м}.$$

Для нижней секции:

$$\lambda = m \cdot \frac{G}{L} = 1,35 \cdot \frac{33144,25}{39575,83} = 1,1306,$$

$$\begin{aligned} \text{ВЭТТ} = & 28 \left( \frac{0,78}{140} \right) \left( \frac{1,173 \cdot 3,09}{0,765 \cdot 10^{-5} \cdot 140} \right)^{0,2} \left( \frac{33144,25}{39575,83} \right)^{0,342} \times \\ & \times \left( \frac{1214,33}{3,09} \right)^{0,19} \left( \frac{0,765 \cdot 10^{-5}}{32 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \cdot \frac{\lg \frac{1}{1,1306}}{1 - 1,1306} = 0,821 \text{ м} \end{aligned}$$

или по (2.78)

$$\text{ВЭТТ} = (5,4/3)^{1/2} \left[ 18 \cdot 0,035 + 0,012 \cdot 1,35 \left( \frac{33144,25/119,38}{39575,83/78,1} - 1 \right) \right] = 0,834 \text{ м}$$

7. Высота слоя насадки

Для верхней секции:

$$H = n \cdot \text{ВЭТТ} = 8 \cdot 0,843 = 6,744 \text{ м}.$$

Для нижней секции:

$$H = n \cdot \text{ВЭТТ} = 17 \cdot 0,834 = 14,18 \text{ м}.$$

Насадку в колонне следует размещать слоями (см. предыдущий расчет с кольцами 25×25).

Уравнения для расчета гидравлического сопротивления насадочных колонн даны в следующей главе.

### Контрольные вопросы

1. Схема и работа ректификационной установки.
2. Определение минимального и действительного флегмового числа.
3. Графическое определение теоретических тарелок.
4. Основы теплового расчета ректификационной установки.
5. Основы гидравлического расчета ректификационной колонны с различными тарелками.
6. Определение диаметра тарельчатой колонны.
7. Какие характеристики тарелки находятся при гидравлическом расчете.
8. Как находят число реальных тарелок в колонне.
9. Основы технико-экономического расчета установки.
10. Пояснить понятие ВЭТТ.
11. Как находится диаметр насадочной ректификационной колонны.
12. Как находят высоту слоя насадки в ректификационной колонне.

### ГЛАВА 3. РАСЧЕТ НАСАДОЧНЫХ АБСОРБЕРОВ

Абсорбцией называется процесс поглощения одного или нескольких компонентов (абсорбтив) из газовых или паровых смесей жидким поглотителем – абсорбентом. Обратный процесс – выделение растворенного газа из жидкости – носит название десорбции. Если поглотитель может химически взаимодействовать с компонентом, процесс называют хемосорбцией. Аппараты, в которых проводят процессы абсорбции, называют абсорберами. Абсорберы должны обеспечивать развитую поверхность контакта между жидкой и газовой фазами. По способу образования этой поверхности абсорберы подразделяются на четыре основные группы: пленочные, насадочные, тарельчатые, распыливающие.

В связи с тем, что наибольшее применение в промышленности получили насадочные абсорберы, в учебном пособии представлен метод расчета таких аппаратов при проведении процессов физической абсорбции.

Насадочные абсорберы представляют собой колонны, заполненные насадкой – твердыми телами различной формы (кольцевые, седлообразные, хордовые, кусковые и др.). Насадку небольшого диаметра (до 50 мм) загружают в абсорбер навалом на опорные решетки. Такая насадка называется неупорядоченной. Опорные решетки имеют отверстия или щели для прохождения газа и стока жидкости. Для равномерного распределения жидкости насадку в абсорбер загружают секциями высотой по четыре-пять диаметров колонны. Между секциями устанавливают перераспределители жидкости (рис.1.12).

В данном учебном пособии рассматриваются методы расчета абсорбера с неупорядоченной насадкой [9,18]. К основным характеристикам насадки относят ее удельную поверхность  $a_v$  ( $\text{м}^2/\text{м}^3$ ), свободный объем  $V_{\text{св}}$  ( $\text{м}^3/\text{м}^3$ ) и эквивалентный диаметр  $d_{\text{э}} = 4V_{\text{св}}/a_v$ . Характеристики насадок приводятся в специальной литературе [1-6] и в приложении (табл.22).

При расчете насадочных абсорберов важное значение имеет правильный выбор зависимостей для кинетических коэффициентов. В технической литературе представлено большое количество различных эмпирических уравнений, которые имеют ограниченную область применения. В данном пособии представлены уравнения [13, 17], полученные на основе теории диффузионного пограничного слоя, удовлетворительно описывающие процессы массоотдачи в газовой и жидкой фазах при пленочном режиме работы абсорберов с различными типами насадок (кольца Рашига, седла Берля, кольца Палля, колпачки из сетки и др.).

### 3.1. Схема аппарата

Исходными данными для расчета насадочного абсорбера являются расход газовой смеси  $G$ , кг/с; давление в аппарате  $P$ ; начальное содержание поглощаемого компонента в исходной газовой смеси  $y_n$ , мольные доли; степень поглощения  $\varphi$ . Начальное содержание поглощаемого компонента в жидкости обычно принимают  $x_n = 0$ .

Принципиальная схема насадочного абсорбера представлена на рис. 3.1.

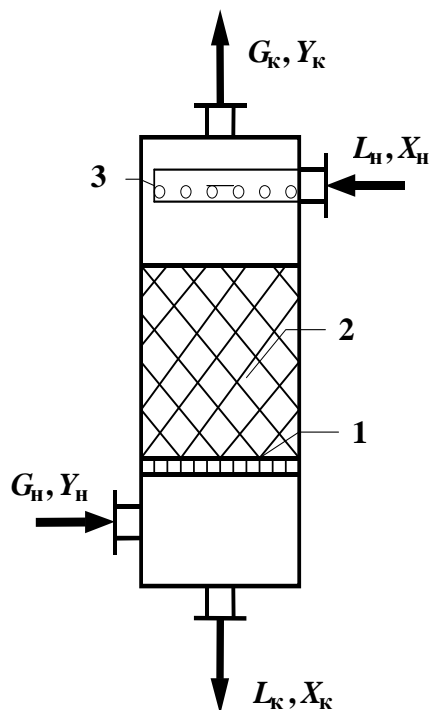


Рис. 3.1. Схема насадочного абсорбера: 1 – опорная решетка; 2 – слой насадки; 3 – распределитель жидкости

В основе технологического расчета абсорбера при выполнении проектного и поверочного расчетов лежат условия термодинамического равновесия, уравнения материального баланса, уравнения массопередачи, а также однопараметрическая диффузионная модель.

Высоту слоя насадки, рассчитанную по модели идеального вытеснения, рекомендуется уточнить путем расчета на ЭВМ с учетом продольного перемешивания, используя решение уравнения однопараметрической диффузионной модели.

### 3.2. Расчет физической абсорбции по модели идеального вытеснения

Модель идеального вытеснения предполагает поршневое движение потоков в аппарате (без перемешивания). В этом случае совместное решение уравнений материального баланса и массопередачи позволяет вычислить высоту насадки при заданной степени извлечения.

#### Материальный баланс

Степень извлечения (или поглощения) процесса абсорбции определяется величиной

$$\varphi = \frac{(y_{\text{H}} - y_{\text{K}})}{y_{\text{H}}}, \quad (3.1)$$

где  $y_{\text{H}}$ ,  $y_{\text{K}}$  – концентрации компонентов в газовой фазе (мольн. доли) на входе и выходе, соответственно. Отсюда, при заданных  $\varphi$  и  $y_{\text{H}}$  находится значение  $y_{\text{K}}$ .

Для расчета абсорбера следует перевести концентрацию, выраженную в мольных долях  $y$  (кмоль  $A$ /кмоль  $(A+B)$ ), в относительную массовую концентрацию  $\bar{Y}$  (кг  $A$ /кг  $B$ )

$$\bar{Y}_{\text{H}} = \frac{M_a y_{\text{H}}}{M_b (1 - y_{\text{H}})}, \quad \bar{Y}_{\text{K}} = \frac{M_a y_{\text{K}}}{M_b (1 - y_{\text{K}})}, \quad (3.2)$$

где  $M_a$  – молекулярная масса распределяемого между фазами компонента  $A$ ;  $M_b$  – молекулярная масса инертной части газовой смеси (компонент  $B$ ).

Количество переданной массы  $M$  компонента  $A$  из газовой фазы в жидкую равно

$$M = \bar{G} (\bar{Y}_{\text{H}} - \bar{Y}_{\text{K}}), \quad (3.3)$$

где  $\bar{G}$  – массовый расход инертной части газовой смеси кг/с:

$$\bar{G} = G_{\text{H}} \left( 1 - \frac{M_a y_{\text{H}}}{M_{\text{СМГ}}} \right),$$



$G_H$  – массовый расход газовой смеси на входе, кг/с,  $M_{\text{смг}}$  – молекулярная масса газовой смеси, кмоль/кг:

$$M_{\text{смг}} = M_a y_H + M_b (1 - y_H).$$

Коэффициент распределения (константа фазового равновесия) при постоянных температуре и давлении определяется по соотношению

$$m = \frac{E}{p}, \quad (3.4)$$

где  $E$  – константа Генри, зависящая от температуры и от природы газа и жидкости. Значения  $E$  для водных растворов некоторых газов даны в [3, 11, 19];  $p$  – общее давление смеси газов или паров равное сумме парциальных давлений всех компонентов. В общем случае константа Генри зависит также от концентрации растворенного компонента в жидкости. При небольших концентрациях извлекаемого компонента в газовой смеси (< 1 % мольн.) справедливо допущение  $m = \text{const}$  (табл. 21 - приложения).

Если состав газа и жидкости выражен в относительных массовых концентрациях, то коэффициент распределения  $m$  умножается на поправочный множитель

$$\bar{m} = m \frac{M_{\text{смж}}}{M_{\text{смг}}}, \quad (3.5)$$

где  $M_{\text{смж}}$  – молекулярная масса абсорбента, кмоль/кг.

Минимальный расход жидкого поглотителя  $L_{\text{min}}$  равен:

$$\bar{L}_{\text{min}} = \frac{M}{\bar{X}_K^* - \bar{X}_H}, \quad (3.6)$$

где  $\bar{X}_K^* = \bar{Y}_H / \bar{m}$  – равновесная с газом состава  $\bar{Y}_H$  концентрация компонента в жидкости.

Рабочий расход  $\bar{L}$  жидкости в абсорбере больше  $\bar{L}_{\text{min}}$  на коэффициент избытка поглотителя  $\phi$ :

$$\bar{L} = \phi \bar{L}_{\text{min}}, \quad (3.7)$$

где  $\phi$  приближенно принимается равным  $\phi = 1.5$ .

Из уравнения материального баланса находится значение  $\bar{X}_K$ , необходимое для дальнейшего расчета движущей силы массопередачи:

$$M = \bar{L}(\bar{X}_K - \bar{X}_H). \quad (3.8)$$

### Расчет скорости газа и диаметра абсорбера

Фиктивная скорость газа (на полное сечение колонны без учета наличия насадки) в точке захлебывания ( $W_3$ ) находится из решения следующего уравнения [3, 11]:

$$\lg\left(\frac{W_3^2 a_v \rho_G \mu_{ж}^{0.16}}{g V_{св}^3 \rho_{ж}}\right) = A_1 - B_1 \left(\frac{\bar{L}}{\bar{G}}\right)^{0.25} \left(\frac{\rho_G}{\rho_{ж}}\right)^{0.125}, \quad (3.9)$$

где  $a_v$  – удельная поверхность насадки  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $g$  – ускорение свободного падения  $\text{м}/\text{с}^2$ ;  $V_{св}$  – свободный объем насадки  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;  $\mu_{ж}$  – динамический коэффициент вязкости жидкости,  $\text{мПа}\cdot\text{с}$ ;  $\rho_G$ ,  $\rho_{ж}$  – плотность газа и жидкости, соответственно,  $\text{кг}/\text{м}^3$ . Значения коэффициентов  $A_1$  и  $B_1$  в зависимости от типа насадки представлены в табл. 3.1 [11].

Таблица 3.1. Значения коэффициентов  $A_1$  и  $B_1$  в зависимости от типа насадки

Тип насадки	$A_1$	$B_1$
Кольца Рашига внавал	- 0,073	1,75
Кольца Палля внавал	- 0,49	1,04
Седла размером 25 мм	- 0,33	1,04
Седла размером 50 мм	- 0,58	1,04

Рабочая (фиктивная) скорость газа  $W$  для абсорберов, работающих в пленочном режиме, меньше значения  $W_3$  на величину  $b$ ,

$$W = bW_3, \quad (3.10)$$

где  $b = 0,75$  для абсорберов, работающих с повышенным давлением и  $b = 0,4$  в случае пенящихся жидкостей [3].

После выбора рабочей скорости газа, диаметр колонны  $D_K$  (абсорбера) определяется из уравнения расхода

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\Gamma} 0,785W}} \quad (3.11)$$

По расчетному диаметру  $D_k$  подбирается близкий стандартный диаметр колонны  $D_{\text{ГОСТ}}$  (табл. 3.2, табл. 3.3) и уточняется рабочая скорость газа:

$$W = \frac{G}{\rho_{\Gamma} S_k}, \quad S_k = \frac{\pi D_{\text{ГОСТ}}^2}{4}.$$

Таблица 3.2. Нормальный ряд диаметров колонн для химической промышленности

$D_{\text{ГОСТ}},$ М	0,4	0,5	0,6	0,8	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,2	2,6	3
-------------------------	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	---

Таблица 3.3. Нормальный ряд диаметров колонн для нефтеперерабатывающей промышленности

$D_{\text{ГОСТ}},$ М	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,0	2,2	2,4	2,6	2,8	3,0	3,2
$D_{\text{ГОСТ}},$ М	3,4	3,6	3,8	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0	6,4	7,0	8,0	9,0

Существенным моментом расчета абсорбера является выбор числа точек орошения  $n$ , приходящихся на  $1\text{ м}^2$  сечения колонны. Число точек орошения следует определять, исходя из данных растекания струи жидкости в насадке и по допустимой высоте слоя насадки, в котором растекающиеся струи будут сближаться. Этот слой будет как бы частью распределителя орошения и может быть назван слоем разравнивания. Для этого необходимо первоначально определить коэффициент растекания жидкости  $\tilde{D}$  по формуле [15]:

$$\tilde{D} = a_1 + b_1 \lg d_{\text{нас}}, \quad \text{см}, \quad (3.12)$$

где  $d_{\text{нас}}$  – диаметр насадки, см.

Коэффициенты  $a_1$  и  $b_1$  имеют значения, приведенные в табл. 3.4

Рассчитав  $\tilde{D}$  по выражению (3.12) и задавшись высотой слоя разравнивания  $h$ , число точек орошения определяем по графической зависимости, показанной на рис. 3.2 [15].

Таблица 3.4. Значение коэффициентов  $a$  и  $b$  в зависимости от типа насадки

Тип насадки	$a_1$	$b_1$
Кольца Рашига	0,135	0,572
Седла Берля	0,06	0,598
Седла Инталлокс	0,040	0,601

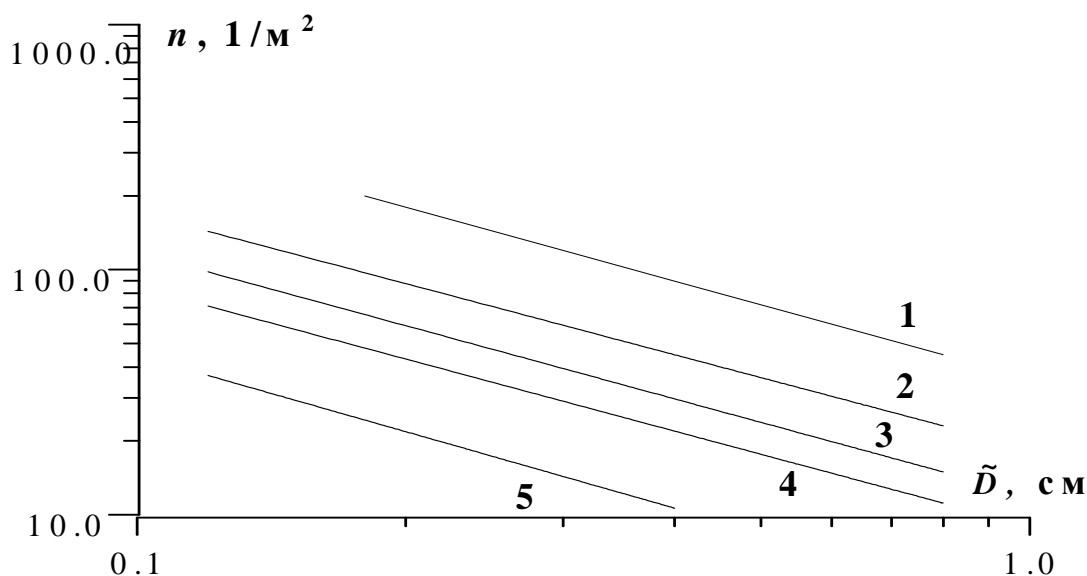


Рис. 3.2. Зависимость необходимого числа точек орошения (на  $1 \text{ м}^2$  сечения колонны) от коэффициента растекания  $\tilde{D}$  при разной высоте разравнивающего слоя насадки  $h$ : 1 – 0,25 м; 2 – 0,5 м; 3 – 0,75 м; 4 – 1,00 м; 5 – 1,5 м

После определения  $n$  выбирается стандартный ороситель жидкости [12].

### Расчет движущей силы массопередачи и числа единиц переноса

Движущей силой массопередачи является отклонение от равновесного состояния рабочей концентрации.

Первоначально рассчитываются движущие силы массопередачи внизу абсорбера (рис. 3.3)

$$\Delta \bar{Y}_H = \bar{Y}_H - \bar{Y}_H^*,$$

и на верху абсорбера:

$$\Delta \bar{Y}_K = \bar{Y}_K - \bar{Y}_K^*,$$

где  $\bar{Y}_H^* = \bar{m}\bar{X}_K$ ,  $\bar{Y}_K^* = \bar{m}\bar{X}_H$ , – равновесные концентрации компонента в газовой фазе, кгА/кгВ ;  $\bar{X}_H, \bar{X}_K$  – концентрация распределяемого компонента на входе и выходе потока жидкости в аппарате, кгА/кгВ.

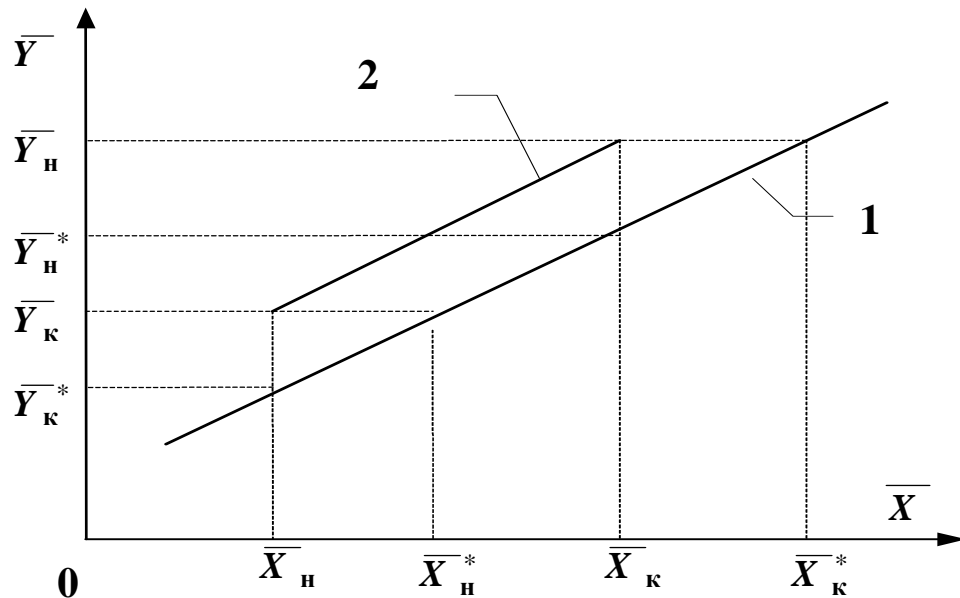


Рис. 3.3. Графическое изображение движущих сил массопередачи на  $Y - X$  диаграмме: 1 – равновесная линия, 2 – рабочая линия

Средняя движущая сила массопередачи  $\Delta \bar{Y}_{\text{ср}}$  равна:

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{Y}_H - \Delta \bar{Y}_K}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_H}{\Delta \bar{Y}_K}}. \quad (3.13)$$

Если  $\Delta \bar{Y}_H / \Delta \bar{Y}_K < 2$ , то с достаточной точностью среднюю движущую силу можно найти как среднеарифметическую:

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{Y}_H + \Delta \bar{Y}_K}{2}.$$

Число единиц переноса  $n_{\text{ог}}$  определяется по формуле:

$$n_{ог} = \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_K}{\Delta \bar{Y}_{ср}}. \quad (3.14)$$

Как следует из данной формулы, число единиц переноса представляет собой отношение изменения концентраций к средней движущей силе.

### Расчет коэффициентов массоотдачи и массопередачи

Для определения поверхности массопередачи  $F$  и высоты слоя насадки  $H$  необходимо вычислить коэффициент массопередачи  $K_{ог}$ . Для этого используется уравнение аддитивности фазовых сопротивлений

$$K_{ог} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_G} + \frac{\bar{m}(\rho_G/\rho_{ж})}{\beta_{ж}}}, \quad (3.15)$$

где  $\beta_G$ ,  $\beta_{ж}$  – коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах, м/с.

Значения  $\beta_G$  и  $\beta_{ж}$  обычно находят по критериальным уравнениям, которые справедливы только для определенных типов насадок и имеют ограниченный интервал применения.

В работах [13, 17] на основе модели диффузионного пограничного слоя получены уравнения, которые позволяют выполнить вычисления коэффициентов  $\beta_G$  и  $\beta_{ж}$  для различных типов насадок при пленочном режиме работы колонны.

Коэффициент массоотдачи  $\beta_G$  в газовой фазе вычисляется на основе средней диссипируемой энергии [13, 17]:

$$\beta_G = 0,013 \frac{\left( \varepsilon_{Г-ж} \frac{v_G}{\rho_G} \right)^{0.25}}{Sc_G^{2/3} q^{0.4}}, \quad (3.16)$$

$$Sc_G = \frac{v_G}{D_G}, \quad q = \frac{\bar{L}}{S_K \rho_{ж}},$$

где  $Sc_G$  – критерий Шмидта;  $D_G$  – коэффициент диффузии компонента в газовой фазе, м<sup>2</sup>/с, вычисляемый по уравнению приведенному в [16];  $\varepsilon_{Г-ж}$  – диссипация энергии, Вт/м<sup>3</sup>;  $q$  – удельная плотность орошения,

$\text{м}^3/(\text{м}^2 \text{ с})$ ;  $\nu_{\Gamma}$  – коэффициент кинематический вязкости газа,  $\text{м}^2/\text{с}$ . Значения  $D_{\Gamma}$  для некоторых смесей даны в приложении (табл. 18).

Средняя диссипация энергии газового потока  $\varepsilon_{\Gamma-ж}$  в слое насадки равна:

$$\varepsilon_{\Gamma-ж} = \frac{\Delta P'_{\Gamma-ж} W}{V_{св} - \delta_{ж}}, \quad \delta_{ж} = \delta_{жст} + \delta_{жд}, \quad (3.17)$$

где  $\delta_{ж}$  – количество удерживаемой жидкости в насадке,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;  $\delta_{жст}$ ,  $\delta_{жд}$  – статическая и динамическая составляющие удерживающей способности насадки, соответственно;  $\Delta P'_{\Gamma-ж}$  – составляющая перепада давления  $\Delta P'_{ор}$  в орошаемой насадке высотой 1 метр, вызванная наличием жидкой фазы. В случае, когда коэффициент смачиваемости поверхности  $\psi_{м} < 1$ , что имеет место при пленочном режиме работы, справедливо приближенное соотношение

$$\Delta P'_{\Gamma-ж} = \Delta P'_{ор} - \Delta P'_{сух} (1 - \psi_{м}), \quad (3.18)$$

где  $\psi_{м}$  – коэффициент смачиваемости, выражающий отношение поверхности, смоченной жидкостью, к геометрической поверхности насадки [3]

$$\psi_{м} = 1 - \exp(-0,16 \text{Re}_{ж}^{0,4}), \quad (3.19)$$

$$\text{Re}_{ж} = \frac{4q\rho_{ж}}{a_{\nu}\mu_{ж}},$$

где  $\text{Re}_{ж}$  – критерий Рейнольдса для жидкости.

Статическая составляющая  $\delta_{жст}$  представляет собой количество жидкости, удерживаемое на насадке капиллярными силами, не зависящее от гидродинамических условий и определяемое только формой и материалом насадки, а также свойствами орошающей жидкости [3]:

$$\delta_{жст} = b_2 d_{ш}^{-p} \mu_{ж}^m \sigma^n \rho_{ж}^{-0,37}, \quad d_{ш} = \sqrt{\frac{a_{\nu}}{\pi N}}, \quad (3.20)$$

где  $d_{ш}$  – диаметр шара с такой же поверхностью, что и насадочное тело, м;  $\mu_{ж}$  – динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с;  $\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения жидкости, Н/м;  $N$  – число насадочных элементов

в  $1 \text{ м}^3$  [3, 11]. Константы  $b_2$ ,  $p$ ,  $m$ ,  $n$  для различных типов насадок приводятся ниже в табл. 3.5 [3].

Таблица 3.5. Значение коэффициентов в зависимости от типа насадки

Тип насадки	$b_2$	$p$	$m$	$n$
Кольца фарфоровые	0,00005	1,21	0,02	0,99
Кольца угольные	0,00448	1,21	0,02	0,23
Седла Берля	0,00007	1,56	0,04	0,55

Динамическая составляющая  $\delta_{\text{жд}}$ , определяющая количество жидкости, движущейся по насадке и зависящая от гидродинамических условий и формы насадочных элементов, вычисляется из выражения вида [3]

$$\delta_{\text{жд}} = 0,38 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,56} \text{Ga}^{-0,33}, \quad \text{Ga} = \frac{g \rho_{\text{ж}}^2}{\mu_{\text{ж}}^2 a_{\text{v}}^3}, \quad (3.21)$$

где  $\text{Ga}$  – критерий Галилея.

Сопротивление сухого насадочного слоя  $\Delta P'_{\text{сух}}$  высотой 1 метр равно:

$$\Delta P'_{\text{сух}} = \lambda \frac{1}{d_{\text{ЭКВ}}} \frac{\rho_{\text{Г}} \left( \frac{W}{V_{\text{СВ}}} \right)^2}{2}, \quad (3.22)$$

где  $d_{\text{ЭКВ}}$  – эквивалентный диаметр насадки, рассчитываемый по выражению

$$d_{\text{ЭКВ}} = \frac{4V_{\text{СВ}}}{a_{\text{v}}},$$

где  $\lambda$  – коэффициент гидравлического сопротивления.

Коэффициент гидравлического сопротивления насадки определяется в зависимости от режима движения газа в насадочном слое [3]:

$$\text{при } \text{Re}_{\text{Г}} < 40, \quad \lambda = \frac{140}{\text{Re}_{\text{Г}}}; \quad (3.23)$$



$$\text{при } Re_{\Gamma} > 40, \quad \lambda = \frac{16}{Re_{\Gamma}^{0,2}}; \quad (3.24)$$

где  $Re_{\Gamma}$  – критерий Рейнольдса, рассчитываемый по формуле

$$Re_{\Gamma} = \frac{4W \rho_{\Gamma}}{a_v \mu_{\Gamma}}. \quad (3.25)$$

Сопротивление орошаемого насадочного слоя высотой 1 метр:

$$\Delta P'_{\text{ор}} = \Delta P'_{\text{сух}} 10^{b'q}. \quad (3.26)$$

Здесь  $b'$  – коэффициент, значения которого для различных типов насадок приведены ниже [11].

Таблица 3.6. Зависимость коэффициента  $b'$  от типа насадки

Тип насадки	Кольца Рашига 25 мм	Кольца Рашига 50 мм	Кольца Палля 50 мм	Седла “Инталлокс” 25 мм	Седла “Инталлокс” 50 мм	Седла Берля 25 мм
$b'$	184	169	126	33	28	30

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе  $\beta_{\text{ж}}$  при пленочном режиме вычисляется по формуле [13]:

$$\beta_{\text{ж}} = 0,93 \sqrt{\frac{q a_v \psi_m D_{\text{ж}}}{\pi V_{\text{св}} \delta_{\text{жд}}}}, \quad (3.27)$$

где  $D_{\text{ж}}$  – коэффициент диффузии поглощаемого компонента в жидкости,  $\text{м}^2/\text{с}$ , вычисляемый по уравнению, приведенному в [3, 11, 19]. Значения  $D_{\text{ж}}$  для некоторых смесей даны в приложении (табл. 19 - приложения).

Для известных типов насадок коэффициенты массоотдачи можно вычислить по критериальным уравнениям.

В газовой фазе для колец и седел, загруженных внавал, рекомендуется выражение [3]:

$$\text{Nu}_\Gamma = A \cdot V_{\text{св}}^p \cdot \text{Re}_\Gamma^{0,8} \cdot \text{Ga}_\Gamma^k \cdot \text{Sc}_\Gamma^{1/3},$$

где  $\text{Nu}_\Gamma = \beta_\Gamma d_3 / D_\Gamma$ ; критерий Галилея  $\text{Ga} = d_3^3 / \nu_\Gamma^2$ ; число Рейнольдса  $\text{Re}_\Gamma = W \cdot d_3 / \nu_\Gamma$ .

Постоянные  $A, p, k$  имеют значения:

Кольца внавал	$A = 0,0142,$	$p = 0,52,$	$k = 0,16;$
Седла	$A = 0,0058,$	$p = 0,34,$	$k = 0,22.$

В жидкой фазе для колец Рашига

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = 0,0021 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,75} \cdot \text{Sc}_{\text{ж}}^{0,5},$$

где  $\text{Nu}_{\text{ж}} = \beta_{\text{ж}} \cdot \theta / D_{\text{ж}}$ ;  $\text{Re}_{\text{ж}} = 4q \cdot \rho_{\text{ж}} / a_v \cdot \mu_{\text{ж}}$ ;  $\theta = (v_{\text{ж}}^2 / g)^{1/3}$ .

### Определение высоты и поверхности насадочного слоя

Высоту насадочного слоя можно определить из произведения числа единиц переноса  $n_{\text{ог}}$  на высоту единиц переноса  $h_{\text{ог}}$ .

При известном значении  $K_{\text{ог}}$  высота единиц переноса  $h_{\text{ог}}$  вычисляется по выражению

$$h_{\text{ог}} = \frac{\bar{G}}{\rho_\Gamma K_{\text{ог}} S_{\text{к}} a_v \Psi_{\text{а}}}. \quad (3.28)$$

Высота единицы переноса соответствует высоте аппарата, эквивалентной одной единице переноса.

В выражении (3.28)  $S_{\text{к}}$  – площадь поперечного сечения колонны  $\text{м}^2$ ,  $\Psi_{\text{а}}$  – коэффициент активной поверхности массопередачи [3],  $\Psi_{\text{а}} \leq \Psi_{\text{м}}$

$$\Psi_{\text{а}} = A_3 W_{\text{ж}}^{0,455} (\sigma)^{-m_3}, \quad m_3 = b_3 d_{\text{нас}}^{-p_3},$$

где  $W_{\text{ж}} = q \cdot \rho_{\text{ж}}$  – массовая скорость жидкости,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \text{с})$ ;  $\sigma$  – поверхностное натяжение,  $\text{мН}/\text{м}$ ;  $d_{\text{нас}}$  – номинальный размер насадки,  $\text{см}$ . Значения параметров  $A, b$  и  $p$  для различных типов насадок приводятся ниже.

Таблица 3.7. Значения параметров в зависимости от типа насадки

Тип насадки	$A_3$	$b_3$	$p_3$
Кольца	2,26	0,83	0,48
Седла	0,767	0,495	0,98

Высота слоя насадки  $H$  в абсорбере (1.25)

$$H = h_{ог} n_{ог}, \text{ м.} \quad (3.29)$$

при известном значении  $H$  поверхность массопередачи  $F$  равна

$$F = a_v \psi_a S_k H. \quad (3.30)$$

Поверхность массопередачи также следует вычислить на основе использования основного уравнения массопередачи (1.15),

$$F = \frac{M}{K_{ог} \Delta \bar{Y}_{ср} \rho_{г}}, \text{ м}^2. \quad (3.31)$$

Значения  $F$ , полученные по выражениям (3.30) и (3.31), должны согласовываться, тогда расчет выполнен правильно.

Насадка в колонне размещается секциями с высотой не более  $H_{сек} = (3 - 4)D_k$  и число секций будет равно  $H/H_{сек}$  и округляется в большую сторону.

### Расчет перепада давления в абсорбере

Перепад давления в насадочном абсорбере рассчитывается как произведение высоты насадки и величины сопротивления насадочного слоя высотой 1 метр, полученного по формулам (3.22), (3.26). В результате имеем

$$\Delta P_{сух} = \Delta P'_{сух} H, \quad \Delta P_{ор} = \Delta P'_{ор} H. \quad (3.32)$$

При известном значении  $\Delta P_{ор}$  определяют энергетические затраты на транспортировку газового потока через абсорбер.

Энергия, необходимая для подачи газа в абсорбер

$$N = \Delta P_{\text{ор}} \cdot G / \rho_{\Gamma} \quad (\text{Вт}).$$

### 3.3. Расчет высоты насадки по диффузионной модели

Значение высоты насадочного слоя  $H$ , вычисленное по формуле (3.29), соответствует случаю, когда движение газа в слое насадки описывается моделью идеального вытеснения. В реальных аппаратах всегда существует обратное (продольное) перемешивание потоков, что уменьшает эффективность разделения. Для описания структуры потока с учетом обратного перемешивания при движении газа и жидкости в насадочной колонне используются диффузионные модели.

В основе диффузионной модели лежит допущение, что структура потока описывается уравнением, аналогичным уравнению молекулярной диффузии, однако, в качестве коэффициента переноса используется коэффициент продольного перемешивания  $D_{\parallel}$ , определяемый из эксперимента. Данная модель позволяет получить распределение концентрации компонентов по высоте аппарата с учетом продольного перемешивания в жидкой и газовой фазах и рассчитать требуемую высоту насадки.

Известны двух – и однопараметрические диффузионные модели.

Двухпараметрическая (двухмерная) диффузионная модель для нестационарного процесса записывается в виде:

$$\frac{\partial C}{\partial t} + W \frac{\partial C}{\partial \xi} = D_{\parallel} \frac{\partial^2 C}{\partial \xi^2} + D_{\perp} \frac{\partial^2 C}{\partial r^2}, \quad (3.33)$$

где  $D_{\parallel}$  и  $D_{\perp}$  - коэффициенты продольного и поперечного перемешивания;  $\xi$ ,  $r$  - продольная и поперечная координаты;  $W$  – средняя скорость среды;  $C$  – концентрация субстанции (компонента);  $t$  – время.

Для снижения размерности задачи часто используется понятие общего коэффициента перемешивания. Уравнение однопараметрической диффузионной модели имеет вид:

$$\frac{\partial C}{\partial t} + W \frac{\partial C}{\partial \xi} = D_{\parallel} \frac{\partial^2 C}{\partial \xi^2}, \quad (3.34)$$

где  $D_{\Pi}$  – коэффициент продольного перемешивания.

При использовании однопараметрической диффузионной модели принимаются следующие допущения: изменение концентрации субстанции является непрерывной функцией координаты (расстояния); концентрация субстанции в данном сечении постоянна; скорость среды и коэффициент продольного перемешивания не изменяются по длине и сечению аппарата.

Коэффициент перемешивания находится опытным путем для каждой конструкции аппарата. Результаты экспериментов часто обобщаются в виде безразмерного критерия  $Pe$  – числа Пекле:

$$Pe = \frac{Wl}{D_{\Pi}},$$

где  $l$  – характерный размер аппарата.

При  $Pe \rightarrow \infty$  из диффузионной модели следует модель идеального вытеснения, а при  $Pe \rightarrow 0$  – идеального смешения.

Перемешивание в жидкой фазе для насадочных колонн обобщается в виде выражения [3]:

$$Pe_{\text{ж}} = \frac{\bar{u}H}{D_{\Pi}} = A Re_{d,\text{ж}}^m Ga_d^n \frac{H}{d}, \quad (3.35)$$

где  $H$  – высота насадки, м;  $Re, Ga$  – критерии Рейнольдса и Галилея.

Критерии Рейнольдса и Галилея рассчитываются по номинальному размеру насадки  $d$  и средней скорости жидкости  $\bar{u} = q/\delta_{\text{жд}}$  ( $q$  – плотность орошения,  $\text{м}^3/\text{м}^2 \times \text{с}$ ;  $\delta_{\text{жд}}$  – динамическая составляющая задержки жидкости в насадке (уравнение (3.21)).

Значение коэффициентов  $A, m, n$  в выражении (3.35) по данным различных исследователей имеют вид:

	$A$	$m$	$n$
Кольца размером 6 – 25 мм внавал (неупорядоченная насадка)	1,9	0,5	-0,33
Кольца и седла размером 13 мм	$19,4(a_v d)^2$	0,75	-0,69

Для насадки изображенной на рис.1.10 получено выражение [7]

$$Pe_{\text{ж}} = 2,348 Re_{\text{ж}}^{0,428}, \quad (3.36)$$

где  $Re_{ж} = qd_{э} / (D_{п} V_{св})$ ;  $Re_{ж} = 4q / (a_v V_{св} v_{ж})$ ,  $d_{э}$  - эквивалентный диаметр насадки.

Для регулярной насадки *IRG* (рис.1.6) [7]:

$$Re_{ж} = 2,193 Re_{ж}^{0,336}, \quad (3.37)$$

где форма записи критериев  $Re_{ж}$  и  $Re_{ж}$  аналогична в уравнении (3.36).

Перемешивание в газовой фазе в колонне с насадкой из колец размером 6-13 мм обобщено уравнением [3]:

$$Pe_{г} = \frac{W_{г} H}{D_{п}} = 2,4 Re_{d,г}^{-0,2} \times 10^{-m} \frac{H}{d}, \quad (3.38)$$

где  $m = (0,013 - 0,088d / D_{к}) Re_{d,ж}$ .

Для нерегулярной насадки (рис.1.9) [9]:

$$Pe_{г} = 88,6 Re_{г}^{-0,67}, \quad (3.39)$$

где  $Pe_{г} = W_{г} d_{э} / D_{п}$ ;  $Re_{г} = W_{г} d_{э} / v_{г}$ .

Для двухфазных потоков (газ - жидкость) уравнения диффузионной модели записываются для каждой фазы, а переход массы компонента учитывается в виде объемных источников массы.

Уравнения однопараметрической диффузионной модели для жидкой и газовой фаз при стационарном режиме имеют вид:

$$\begin{cases} W_{ж} \frac{\partial X}{\partial \xi} = D_{пж} \frac{\partial^2 X}{\partial \xi^2} + r_X \\ W_{г} \frac{\partial Y}{\partial \xi} = D_{пг} \frac{\partial^2 Y}{\partial \xi^2} - r_Y \end{cases}, \quad (3.40)$$

где  $D_{пж}$ ,  $D_{пг}$  - коэффициенты продольного перемешивания в жидкой и газовой фазах, м<sup>2</sup>/с;  $r_y = (Y, \xi)$ ;  $r_x = (X, \xi)$  - источники массы в фазах;  $\xi$  - продольная координата (по высоте слоя - рис.3.4).

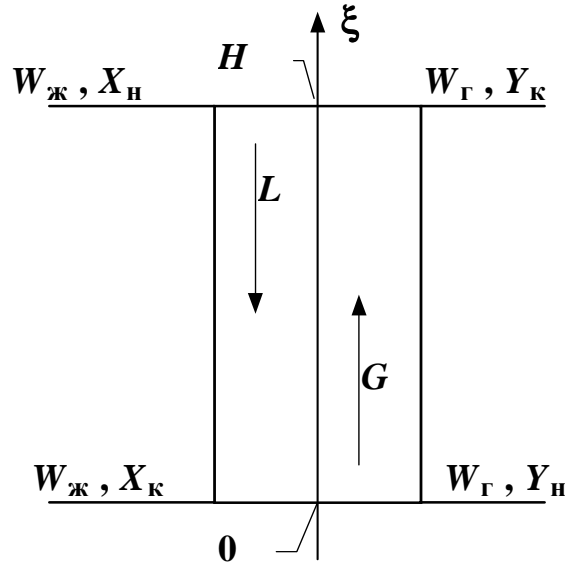


Рис. 3.4. Одномерная модель насадочного абсорбера

Источник массы  $r_y$ ,  $r_x$  определяет количество массы перераспределяемого компонента, переходящее из одной фазы в другую в единице объема насадочного слоя, и имеет вид

$$r_y = K_{ox} a_v \psi_a (Y - Y^*), \quad r_x = K_{ox} a_v \psi_a (X^* - X). \quad (3.41)$$

Граничные условия на входе и на выходе из аппарата записываются в виде:

$$\begin{cases} \xi = 0, & \frac{dX}{d\xi} = 0, & W_{\Gamma} Y + D_{\text{ПГ}} \frac{dY}{d\xi} = 0; \\ \xi = H, & \frac{dY}{d\xi} = 0; & -W_{\text{Ж}} X + D_{\text{ПЖ}} \frac{dX}{d\xi} = 0. \end{cases} \quad (3.42)$$

Система дифференциальных уравнений (3.40) с граничными условиями (3.42) записывается в конечно-разностном виде и решается численными методами на ЭВМ. Решение системы дифференциальных уравнений (3.40) с граничными условиями (3.42) дает распределение поля концентраций в жидкой и газовой фазах по высоте колонны и дает возможность рассчитать высоту слоя насадки в абсорбере с учетом перемешивания потоков.

### 3.4. Пример расчетного задания\*

#### 3.4.1. Абсорбция аммиака водой

Рассчитать насадочный абсорбер с кольцами Рашига  $10 \times 10$  мм со свободным объёмом  $V_{св} = 0,7$ , с удельной поверхностью  $a_V = 440$  для абсорбции воздушно-аммиачной смеси при  $t = 20^\circ C$  и  $p = 1$  атм. Начальная концентрация аммиака в воздухе  $Y_H = 0,15$  мольных долей, массовый расход газовой смеси  $G = 0,11$  кг/с. Начальная концентрация аммиака в жидкости (воде)  $X_H = 0$ . Степень извлечения  $\varphi = 0,88$ ,  $m \approx 1$ , число насадочных элементов в  $1 \text{ м}^3 N = 250\,000$  штук.

Концентрация компонента в газовой фазе на выходе из аппарата (3.1)

$$y_K = (1 - \varphi) \cdot y_H = (1 - 0,88) \cdot 0,15 = 1,8 \cdot 10^{-2} \text{ мольн. дол.}$$

Относительная массовая концентрация (3.2)

$$\bar{Y}_H = \frac{M_a y_H}{M_b (1 - y_H)} = \frac{17 \cdot 0,15}{29(1 - 0,15)} = 0,1034 \frac{\text{кг} \cdot \text{NH}_3}{\text{кг} \cdot \text{возд}},$$

$$\bar{Y}_K = \frac{M_a y_K}{M_b (1 - y_K)} = \frac{17 \cdot 1,8 \cdot 10^{-2}}{29(1 - 1,8 \cdot 10^{-2})} = 1,075 \cdot 10^{-2} \frac{\text{кг} \cdot \text{NH}_3}{\text{кг} \cdot \text{возд}},$$

где  $M_a = 17$  – молекулярная масса аммиака,  $M_b = 29$  – молекулярная масса воздуха (табл. 20).

Количество переданной массы  $M$  (3.3):

$$M = \bar{G}(\bar{Y}_H - \bar{Y}_K) = 0,0997 \cdot (0,1034 - 1,075 \cdot 10^{-2}) = 9,24 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с},$$

где  $\bar{G} = G_H \left( 1 - \frac{M_a y_H}{M_{смг}} \right) = 0,11 \left( 1 - \frac{17 \cdot 0,15}{27,2} \right) = 0,0997 \text{ кг/с}.$

Молекулярная масса смеси газов  $M_{смг}$ :

$$M_{смг} = (M_a y_H + M_b (1 - y_H)) = 17 \cdot 0,15 + 29 (1 - 0,15) = 27,2 \text{ кмоль/кг}.$$

\*Расчеты выполнены Е.С.Сергеевой



Коэффициент распределения  $m$ ,  $\bar{m}$  (3.4), (3.5) (для аммиака в воздухе  $m \approx 1$ ):

$$m \approx 1 \left( \frac{\text{МОЛЬН. Д.}}{\text{МОЛЬН. Д.}} \right), \quad \bar{m} = m \frac{M_{\text{СМЖ}}}{M_{\text{СМГ}}} = 1 \frac{18}{27,2} = 0,66 \frac{\text{МАСС. Д.}}{\text{МАСС. Д.}}$$

Минимальный расход жидкого поглотителя  $\bar{L}_{\min}$  (3.6):

$$\bar{L}_{\min} = \frac{M}{\bar{X}_k^* - \bar{X}_H} = \frac{9,24 \cdot 10^{-3}}{0,1567 - 0} = 5,9 \cdot 10^{-2} \text{ кг/с,}$$

где  $\bar{X}_k^* = \bar{Y}_H / \bar{m} = \frac{0,1034}{0,66} = 0,1567 \text{ кг NH}_3 / \text{кг H}_2\text{O}$ .

Рабочий расход поглотителя  $\bar{L}$  (3.7):

$$\bar{L} = \phi \bar{L}_{\min} = 1,5 \cdot 5,9 \cdot 10^{-2} = 8,85 \cdot 10^{-2} \text{ кг/с.}$$

Концентрация поглотителя в жидкости на выходе  $\bar{X}_k$ :

$$\bar{X}_k = \bar{X}_H + \frac{M}{\bar{L}} = 0 + \frac{9,24 \cdot 10^{-3}}{8,85 \cdot 10^{-2}} = 0,1044 \text{ кг NH}_3 / \text{кг H}_2\text{O}.$$

Для данной насадки – кольца Рашига в навал с параметрами (табл.22 приложения)  $V_{\text{СВ}} = 0,7 \text{ м}^3 / \text{м}^3$ ,  $a_v = 440 \text{ м}^2 / \text{м}^3$  – уравнение (3.9) примет вид:

$$\lg \left( \frac{W_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{СВ}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = -0,073 - 1,75 \left( \frac{\bar{L}}{G} \right)^{0,25} \left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125},$$

$$\lg \left( \frac{W_3^2 \cdot 440 \cdot 1,2 \cdot 1^{0,16}}{9,81 \cdot 0,7^3 \cdot 1000} \right) = -0,073 - 1,75 \cdot \left( \frac{8,85 \cdot 10^{-2}}{0,0997} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{1,2}{1000} \right)^{0,125}.$$

или после вычислений

$$\lg(0,1569 \cdot W_3^2) = -0,806,$$

Из данного выражения записывается:

$$W_3 = \sqrt{\frac{10^{-0,806}}{0,1569}} = 0,998 \text{ м/с};$$

где  $\rho_{\text{ж}} = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ ,  $\rho_{\text{г}} = 1,2 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ ,  $\mu_{\text{ж}} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ .

Рабочая скорость газа  $W$  (3.10):

$$W = bW_3 = 0,75 \cdot 0,998 = 0,7485 \text{ м/с}.$$

Диаметр колонны  $D_{\text{к}}$  (3.11):

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\text{г}} 0,785W}} = \sqrt{\frac{0,11}{1,2 \cdot 0,785 \cdot 0,7485}} = 0,395 \text{ м}.$$

Из табл. 3.2 выбираем колонну диаметром  $D_{\text{ст}} = 0,4 \text{ м}$ . Тогда площадь колонны:

$$S_{\text{к}} = \frac{\pi D_{\text{ГОСТ}}^2}{4} = \frac{\pi \cdot 0,4^2}{4} = 0,1257 \text{ м}^2.$$

Уточняем скорость газа  $W = G/(\rho_{\text{г}} S_{\text{к}})$  ( $W = 0,73 \text{ м/с}$ ).

Коэффициент растекания жидкости  $\tilde{D}$  (3.12):

$$\tilde{D} = a_1 + b_1 \lg d_{\text{нас}} = 0,135 + 0,572 \cdot \lg 1 = 0,135 \text{ см}.$$

По рис. 3.2 для  $\tilde{D} = 0,135 \text{ см}$  число точек орошения  $n = 40$  при высоте растекания  $h = 1 \text{ м}$ .

Средняя движущая сила массопередачи  $\Delta \bar{Y}_{\text{ср}}$  (3.13):

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{н}} - \Delta \bar{Y}_{\text{к}}}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{н}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{к}}}} = \frac{3,45 \cdot 10^{-2} - 1,075 \cdot 10^{-2}}{\ln \frac{3,45 \cdot 10^{-2}}{1,075 \cdot 10^{-2}}} = 2,0367 \cdot 10^{-2} \text{ кг NH}_3/\text{кг возд.},$$

где  $\Delta \bar{Y}_H = \bar{Y}_H - \bar{Y}_H^* = 0,1034 - 6,89 \cdot 10^{-2} = 3,45 \cdot 10^{-2}$  кг NH<sub>3</sub>/ кг возд.,

$$\Delta \bar{Y}_K = \bar{Y}_K - \bar{Y}_K^* = 1,075 \cdot 10^{-2} - 0 = 1,075 \cdot 10^{-2} \text{ кг NH}_3/\text{ кг возд.},$$

$$\bar{Y}_H^* = \bar{m} \bar{X}_K = 0,66 \cdot 0,1044 = 6,89 \cdot 10^{-2}, \quad \bar{Y}_K^* = \bar{m} \bar{X}_H = 0,66 \cdot 0 = 0.$$

Число единиц переноса  $n_{ог}$  (3.14):

$$n_{ог} = \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_K}{\Delta \bar{Y}_{cp}} = \frac{0,1034 - 1,075 \cdot 10^{-2}}{2,0367 \cdot 10^{-2}} = 4,55.$$

Критерий Рейнольдса газа  $Re_\Gamma$  (3.25):

$$Re_\Gamma = \frac{4W \rho_\Gamma}{a_v \mu_\Gamma} = \frac{4 \cdot 0,73 \cdot 1,2}{440 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5}} = 453,$$

где  $\mu_\Gamma = 1,8 \cdot 10^{-5}$  Па·с (табл.20 приложения).

Коэффициент гидравлического сопротивления  $\lambda$  (3.24):

$$\lambda = \frac{16}{Re_\Gamma^{0,2}} = \frac{16}{453,64^{0,2}} = 4,71.$$

Сопротивление сухого насадочного слоя  $\Delta P'_{сух}$  (3.22):

$$\Delta P'_{сух} = \lambda \frac{1}{d_{эКВ}} \frac{\rho_\Gamma \left( \frac{W}{V_{св}} \right)^2}{2} = 4,71 \cdot \frac{1}{6,36 \cdot 10^{-3}} \cdot \frac{1,2 \cdot \left( \frac{0,73}{0,7} \right)^2}{2} = 508 \text{ Па/м},$$

где  $d_{эКВ} = \frac{4V_{св}}{a_v} = \frac{4 \cdot 0,7}{440} = 6,36 \cdot 10^{-3}$  м.

Сопротивление орошаемого насадочного слоя  $\Delta P'_{ор}$  (3.26):

$$\Delta P'_{ор} = \Delta P'_{сух} 10^{b'q} = 508 \cdot 10^{184 \cdot 7,04 \cdot 10^{-4}} = 684 \text{ Па/м},$$

$$\text{где } q = \frac{\bar{L}}{S_k \rho_{\text{ж}}} = \frac{8,85 \cdot 10^{-2}}{0,1257 \cdot 1000} = 7,04 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Коэффициент смачиваемости  $\psi_{\text{ж}}$  (3.19):

$$\psi_{\text{ж}} = 1 - \exp(-0,16 \cdot 6,4^{0,4}) = 0,286,$$

$$\text{где } \text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4q\rho_{\text{ж}}}{a_v \mu_{\text{ж}}} = \frac{4 \cdot 7,04 \cdot 10^{-4} \cdot 1000}{440 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 6,4.$$

Диссипация энергии газового потока  $\varepsilon_{\Gamma-\text{ж}}$  (3.17):

$$\varepsilon_{\Gamma-\text{ж}} = \frac{\Delta P'_{\Gamma-\text{ж}} W}{V_{\text{св}} - \delta_{\text{ж}}} = \frac{321,86 \cdot 0,73}{0,7 - 2,299 \cdot 10^{-2}} = 355,8 \text{ Вт/м}^3,$$

$$\text{где } \Delta P'_{\Gamma-\text{ж}} = \Delta P'_{\text{ор}} - \Delta P'_{\text{сух}} (1 - \psi_{\text{м}}) = 684,61 - 508,05 \cdot (1 - 0,286) = 321,86 \text{ Па/м,}$$

$$\delta_{\text{ж}} = \delta_{\text{жст}} + \delta_{\text{жд}} = 2,34 \cdot 10^{-5} + 2,296 \cdot 10^{-2} = 2,299 \cdot 10^{-2},$$

$$\begin{aligned} \delta_{\text{жст}} &= b_2 d_{\text{ш}}^{-p} \mu_{\text{ж}}^m \sigma_{\text{ж}}^n \rho_{\text{ж}}^{-0,37} = \\ &= 0,00005 \cdot (2,37 \cdot 10^{-2})^{-1,21} \cdot (1 \cdot 10^{-3})^{0,02} \cdot (0,0728)^{0,99} (1000)^{-0,37} = 2,34 \cdot 10^{-5}, \end{aligned}$$

$$d_{\text{ш}} = \sqrt{\frac{a_v}{\pi N}} = \sqrt{\frac{440}{3,14 \cdot 250000}} = 2,37 \cdot 10^{-2} \text{ м, } \sigma_{\text{ж}} = 0,0728 \text{ Н/м,}$$

$$\delta_{\text{жд}} = 0,38 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,56} \text{Ga}^{-0,33} = 0,38 \cdot 6,4^{0,56} \cdot 115162,47^{-0,33} = 2,296 \cdot 10^{-2}.$$

Критерий Галилея  $\text{Ga}$  (3.21):

$$\text{Ga} = \frac{g \rho_{\text{ж}}^2}{\mu_{\text{ж}}^2 a_v^3} = \frac{9,81 \cdot 1000^2}{(1 \cdot 10^{-3})^2 440^3} = 115162,47.$$

Коэффициент массоотдачи в газе  $\beta_{\Gamma}$  (3.16):

$$\beta_{\Gamma} = 0,013 \frac{\left( \varepsilon_{\Gamma-ж} \frac{v_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,25}}{Sc_{\Gamma}^{2/3} q^{0,4}} = 0,013 \frac{\left( 355,85 \cdot 1,5 \cdot 10^{-5} / 1,2 \right)^{0,25}}{0,84^{0,6} (7,04 \cdot 10^{-4})^{0,4}} = 6,88 \cdot 10^{-2} \text{ м/с},$$

$$\text{при } Sc_{\Gamma} = \frac{v_{\Gamma}}{D_{\Gamma}} = \frac{1,5 \cdot 10^{-5}}{1,79 \cdot 10^{-5}} = 0,84, \quad v_{\Gamma} = \frac{\mu}{\rho} = \frac{1,8 \cdot 10^{-5}}{1,2} = 1,5 \cdot 10^{-5},$$

где

$$D_{\Gamma} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{P(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} =$$

$$= \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{P(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} 293^{3/2}}{1(25,8^{1/3} + 29,9^{1/3})} \sqrt{\frac{1}{17} + \frac{1}{29}} = 1,79 \cdot 10^{-5}.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкости  $\beta_{ж}$  (3.27):

$$\beta_{ж} = 0,93 \sqrt{\frac{q a_v \Psi_M D_{ж}}{\pi V_{св} \delta_{жл}}} = 0,93 \cdot \sqrt{\frac{7,04 \cdot 10^{-4} \cdot 440 \cdot 0,286 \cdot 1,8 \cdot 10^{-9}}{3,14 \cdot 0,7 \cdot 2,296 \cdot 10^{-2}}} = 5,23 \cdot 10^{-5},$$

$$D_{ж} = 1,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с} \text{ (табл. 19).}$$

Коэффициент массопередачи  $K_{ог}$  (3.15):

$$K_{ог} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma}} + \frac{\bar{m}(\rho_{\Gamma}/\rho_{ж})}{\beta_{ж}}} = \left[ \left( \frac{1}{6,88 \cdot 10^{-2}} \right) + \left( \frac{0,66 \cdot 1,2 / 1000}{5,23 \cdot 10^{-5}} \right) \right]^{-1} = 3,37 \cdot 10^{-2} \text{ м/с}.$$

Высота единиц переноса  $h_{ог}$  (3.28):

$$h_{ог} = \frac{\bar{G}}{\rho_{\Gamma} K_{ог} S_K a_v \Psi_a} = \frac{0,0997}{1,2 \cdot 3,37 \cdot 10^{-2} \cdot 0,1257 \cdot 440 \cdot 0,0549} = 0,806,$$

$$\text{где } \Psi_a = A_3 W_{ж}^{0,455} (\sigma)^{-m_3} = 2,26 \cdot 0,704^{0,455} \cdot (0,0728 \cdot 10^3)^{-0,83} = 0,0549,$$

$$\text{при } W_{ж} = q \cdot \rho_{ж} = 7,04 \cdot 10^{-4} \cdot 1000 = 0,704 \text{ и } m_3 = b_3 d_{нас}^{-p_3} = 0,83 \cdot 1^{-0,48} = 0,83.$$

Высота слоя насадки  $H$  (3.29):

$$H = h_{ог} n_{ог} = 0,806 \cdot 4,55 = 3,67 \text{ м.}$$

Поверхность массопередачи  $F$  (3.30) и (3.31):

$$F = a_v \psi_a S_K H = 440 \cdot 0,0549 \cdot 0,1257 \cdot 3,67 = 11,15,$$

$$F = \frac{M}{K_{ог} \Delta \bar{Y}_{cp} \rho_r} = \frac{9,24 \cdot 10^{-3}}{3,37 \cdot 10^{-2} \cdot 2,0367 \cdot 10^{-2} \cdot 1,2} = 11,23.$$

Поверхности массопередачи  $F$ , рассчитанные по формулам (3.30) и (3.31), согласуются с погрешностью около 1 %, следовательно, расчет выполнен правильно.

Высота секции насадки в абсорбере:

$$H_{сек} = 4 \cdot D_K = 4 \cdot 0,4 = 1,6 \text{ м.}$$

Число секций  $n = H / H_{сек} = 3,67 / 1,6 = 2,3$ , т.е. принимается  $n=3$ ,  $H_{сек}=1,23 \text{ м.}$

### 3.4.2. Абсорбция ацетилена водой

Рассчитать насадочный абсорбер с кольцами Рашига  $25 \times 25$  мм со свободным объёмом  $V_{св} = 0,78$ , с удельной поверхностью  $a_v = 140$  для абсорбции смеси азота и ацетилена водой при  $t = 20$  °С и  $p = 765$  мм рт. ст. Начальная концентрация ацетилена в азоте  $Y_H = 0,284$  мольных долей, конечная концентрация ацетилена в азоте  $Y_H = 0,0284$  мольных долей. Массовый расход газовой смеси  $G = 0,24$  кг/с. Начальная концентрация диоксида углерода в жидкости (воде)  $X_H = 0$ . Число насадочных элементов в  $1 \text{ м}^3 N = 20 \text{ 200}$  штук.

Степень извлечения (3.1)

$$\varphi = \frac{(y_H - y_K)}{y_H} = \frac{0,284 - 0,0284}{0,284} = 0,9.$$

Относительная массовая концентрация (3.2)

$$\bar{Y}_H = \frac{M_a y_H}{M_b (1 - y_H)} = \frac{26 \cdot 0,284}{28(1 - 0,284)} = 0,3683 \frac{\text{кг} \cdot \text{C}_2\text{H}_2}{\text{кг} \cdot \text{N}_2},$$

$$\bar{Y}_K = \frac{M_a y_K}{M_b (1 - y_K)} = \frac{26 \cdot 0,0284}{28(1 - 0,0284)} = 0,0271 \frac{\text{кг} \cdot \text{C}_2\text{H}_2}{\text{кг} \cdot \text{N}_2},$$

где  $M_a = 26$  – молекулярная масса ацетилена,  $M_b = 28$  – молекулярная масса азота (табл. 20).

Количество переданной массы  $M$  (3.3):

$$M = \bar{G}(\bar{Y}_H - \bar{Y}_K) = 0,175 \cdot (0,3683 - 0,0271) = 0,059 \text{ кг/с},$$

где  $\bar{G} = G_H \left( 1 - \frac{M_a y_H}{M_{\text{смг}}} \right) = 0,24 \left( 1 - \frac{26 \cdot 0,284}{27,432} \right) = 0,175 \text{ кг/с}.$

Молекулярная масса смеси газов  $M_{\text{смг}}$ :

$$M_{\text{смг}} = (M_a y_H + M_b (1 - y_H)) = 26 \cdot 0,284 + 28 (1 - 0,284) = 27,432 \text{ кмоль/кг}.$$

Коэффициент распределения  $m, \bar{m}$  (3.4), (3.5) для ацетилена в азоте:

$$m = \frac{E}{p},$$

где  $E$  – константа Генри, зависящая от температуры и от природы газа и жидкости, по табл. 21  $E = 0,92 \cdot 10^6$ ,  $p$  – парциальное давление газовой смеси.

$$m = \frac{0,92 \cdot 10^6}{765 \cdot 28,4} = 42,35 \left( \frac{\text{мольн. д.}}{\text{мольн. д.}} \right),$$

$$\bar{m} = m \frac{M_{\text{смж}}}{M_{\text{смг}}} = 42,35 \frac{18}{27,432} = 27,789 \frac{\text{масс. д.}}{\text{масс. д.}}.$$

Минимальный расход жидкого поглотителя  $\bar{L}_{\text{min}}$  (3.6):

$$\bar{L}_{\min} = \frac{M}{\bar{X}_K^* - \bar{X}_H} = \frac{0,059}{0,013 - 0} = 4,538 \text{ кг/с},$$

где  $\bar{X}_K^* = \bar{Y}_H / \bar{m} = \frac{0,3683}{27,789} = 0,013 \text{ кг C}_2\text{H}_2 / \text{кг H}_2\text{O}.$

Рабочий расход поглотителя  $\bar{L}$  (3.7):

$$\bar{L} = \phi \bar{L}_{\min} = 1,5 \cdot 4,538 = 6,807 \text{ кг/с}.$$

Концентрация поглотителя в жидкости на выходе  $\bar{X}_K$ :

$$\bar{X}_K = \bar{X}_H + \frac{M}{\bar{L}} = 0 + \frac{0,059}{6,807} = 0,0087 \text{ кг C}_2\text{H}_2 / \text{кг H}_2\text{O}.$$

Для данной насадки – кольца Рашига в навал с параметрами  $V_{\text{св}} = 0,78 \text{ м}^3 / \text{м}^3$ ,  $a_v = 140 \text{ м}^2 / \text{м}^3$  – уравнение (3.9) примет вид:

$$\lg \left( \frac{W_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = -0,073 - 1,75 \left( \frac{\bar{L}}{G} \right)^{0,25} \left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125},$$

$$\lg \left( \frac{W_3^2 \cdot 140 \cdot 1,215 \cdot 1^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3 \cdot 1000} \right) = -0,073 - 1,75 \cdot \left( \frac{6,807}{0,175} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{1,215}{1000} \right)^{0,125}.$$

или

$$\lg(0,0365 \cdot W_3^2) = -1,966,$$

Отсюда:

$$W_3 = \sqrt{\frac{10^{-1,966}}{0,0365}} = 0,5443 \text{ м/с};$$

где  $\rho_{\text{ж}} = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ ;  $\rho_{\Gamma} = 1,215 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ ;  $\mu_{\text{ж}} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$

Рабочая скорость газа  $W$  (3.10):



$$W = bW_3 = 0,75 \cdot 0,5443 = 0,4082 \text{ м/с.}$$

Диаметр колонны  $D_k$  (3.11):

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\Gamma} 0,785W}} = \sqrt{\frac{0,24}{1,215 \cdot 0,785 \cdot 0,4082}} = 0,7851 \text{ м.}$$

Из табл. 3.2 выбираем колонну диаметром  $D_{ст} = 0,8$  м. Тогда площадь колонны

$$S_k = \frac{\pi D_{\text{ГОСТ}}^2}{4} = \frac{\pi \cdot 0,8^2}{4} = 0,5026 \text{ м}^2.$$

Уточняем скорость газа  $W = G/(\rho_{\Gamma} S_k)$  ( $W = 0,4$  м/с).

Коэффициент растекания жидкости  $\tilde{D}$  (3.12):

$$\tilde{D} = a_1 + b_1 \lg d_{\text{нас}} = 0,135 + 0,572 \cdot \lg 2,5 = 0,363 \text{ см.}$$

По рис. 3.2 для  $\tilde{D} = 0,363$  см число точек орошения  $n = 30$  при высоте растекания  $h = 1$  м.

Средняя движущая сила массопередачи  $\Delta \bar{Y}_{\text{ср}}$  (3.13):

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{Н}} - \Delta \bar{Y}_{\text{К}}}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{Н}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{К}}}} = \frac{0,1265 - 0,0271}{\ln \frac{0,1265}{0,0271}} = 0,065 \text{ кг C}_2\text{H}_2/\text{ кг N}_2,$$

где  $\Delta \bar{Y}_{\text{Н}} = \bar{Y}_{\text{Н}} - \bar{Y}_{\text{Н}}^* = 0,3683 - 0,2418 = 0,1265$  кг C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>/ кг N<sub>2</sub>,

$$\Delta \bar{Y}_{\text{К}} = \bar{Y}_{\text{К}} - \bar{Y}_{\text{К}}^* = 0,0271 - 0 = 0,0271 \text{ кг C}_2\text{H}_2/\text{ кг N}_2.$$

$$\bar{Y}_{\text{Н}}^* = \bar{m} \bar{X}_{\text{К}} = 27,789 \cdot 0,0087 = 0,2418; \bar{Y}_{\text{К}}^* = \bar{m} \bar{X}_{\text{Н}} = 27,789 \cdot 0 = 0.$$

Число единиц переноса  $n_{\text{ог}}$  (3.14):

$$n_{\text{ог}} = \frac{\bar{Y}_{\text{Н}} - \bar{Y}_{\text{К}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{ср}}} = \frac{0,3683 - 0,0271}{0,065} = 5,25.$$

Критерий Рейнольдса газа  $Re_r$  (3.25):

$$Re_r = \frac{4W \rho_r}{a_v \mu_r} = \frac{4 \cdot 0,4 \cdot 1,215}{140 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5}} = 787,$$

где  $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5}$  Па·с.

Коэффициент гидравлического сопротивления  $\lambda$  (3.24):

$$\lambda = \frac{16}{Re_r^{0,2}} = \frac{16}{787^{0,2}} = 4,216.$$

Сопротивление сухого насадочного слоя  $\Delta \bar{P}'_{\text{сух}}$  (3.22):

$$\begin{aligned} \Delta P'_{\text{сух}} &= \lambda \frac{1}{d_{\text{ЭКВ}}} \frac{\rho_r \left( \frac{W}{V_{\text{СВ}}} \right)^2}{2} = 40216 \cdot \frac{1}{0,0223} \times \\ &\times \frac{1,215 \cdot \left( \frac{0,4}{0,78} \right)^2}{2} = 31,4 \end{aligned} \text{ Па/м,}$$

где  $d_{\text{ЭКВ}} = \frac{4V_{\text{СВ}}}{a_v} = \frac{4 \cdot 0,78}{140} = 0,0223$  м.

Сопротивление орошаемого насадочного слоя  $\Delta P'_{\text{ор}}$  (3.26):

$$\Delta P'_{\text{ор}} = \Delta P'_{\text{сух}} 10^{b'q} = 31,4 \cdot 10^{184 \cdot 0,0135} = 9587,4 \text{ Па/м,}$$

где  $q = \frac{\bar{L}}{S_K \rho_{\text{ж}}} = \frac{6,807}{0,5026 \cdot 1000} = 0,0135$  м/с.

Коэффициент смачиваемости  $\psi_M$  (3.19):

$$\psi_M = 1 - \exp\left(-0,16 \cdot 385,714^{0,4}\right) = 0,82,$$

где  $Re_{\text{ж}} = \frac{4q\rho_{\text{ж}}}{a_v \mu_{\text{ж}}} = \frac{4 \cdot 0,0135 \cdot 1000}{140 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 385,7.$

Диссипация энергии газового потока  $\varepsilon_{\Gamma-ж}$  (3.17):

$$\varepsilon_{\Gamma-ж} = \frac{\Delta P'_{\Gamma-ж} W}{V_{св} - \delta_{ж}} = \frac{9582,193 \cdot 0,4}{0,78 - 0,07338} = 5535,438 \text{ Вт/м}^3,$$

где

$$\Delta P'_{\Gamma-ж} = \Delta P'_{ор} - \Delta P'_{сyx} (1 - \psi_M) = 9587,4 - 31,4 \cdot (1 - 0,82) = 9582 \text{ Па/м},$$

$$\delta_{ж} = \delta_{жст} + \delta_{жд} = 1,012 \cdot 10^{-5} + 0,07337 = 0,07338,$$

$$\begin{aligned} \delta_{жст} &= b_2 d_{ш}^{-p} \mu_{ж}^m \sigma^n \rho_{ж}^{-0,37} = \\ &= 0,00005 \cdot (0,047)^{-1,21} \cdot (1 \cdot 10^{-3})^{0,02} \cdot (0,0728)^{0,99} (1000)^{-0,37} = 1,021 \cdot 10^{-5}, \end{aligned}$$

$$d_{ш} = \sqrt{\frac{a_v}{\pi N}} = \sqrt{\frac{140}{3,14 \cdot 20200}} = 0,047 \text{ м}, \quad \sigma_{ж} = 0,0728 \text{ Н/м},$$

$$\delta_{жд} = 0,38 \text{Re}_{ж}^{0,56} \text{Ga}^{-0,33} = 0,38 \cdot 385,714^{0,56} \cdot 3575072,9^{-0,33} = 0,07337.$$

Критерий Галилея Ga (3.21):

$$\text{Ga} = \frac{g \rho_{ж}^2}{\mu_{ж}^2 a_v^3} = \frac{9,81 \cdot 1000^2}{(1 \cdot 10^{-3})^2 140^3} = 3575072,9.$$

Коэффициент массоотдачи в газе  $\beta_{\Gamma}$  (3.16):

$$\beta_{\Gamma} = 0,013 \frac{\left( \varepsilon_{\Gamma-ж} \frac{v_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,25}}{S_{с\Gamma} \frac{2}{3} q^{0,4}} = 0,013 \frac{\left( 5535,438 \cdot 1,48 \cdot 10^{-5} / 1,215 \right)^{0,25}}{1,08^{0,667} (0,0135)^{0,4}} = 0,0352 \text{ м/с},$$

$$\text{при } S_{с\Gamma} = \frac{v_{\Gamma}}{D_{\Gamma}} = \frac{1,48 \cdot 10^{-5}}{1,37 \cdot 10^{-5}} = 1,08; \quad v_{\Gamma} = \frac{\mu}{\rho} = \frac{1,8 \cdot 10^{-5}}{1,215} = 1,48 \cdot 10^{-5},$$

где

$$D_{\Gamma} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{P(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} =$$

$$= \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{P(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = \frac{4,3 \cdot 10^{-2} 293^{3/2}}{765 \cdot 133,3 (37^{1/3} + 31,2^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{26} + \frac{1}{28}} = 1,37 \cdot 10^{-5}.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкости  $\beta_{\text{ж}}$  (3.27):

$$\beta_{\text{ж}} = 0,93 \sqrt{\frac{q a_v \Psi_M D_{\text{ж}}}{\pi V_{\text{св}} \delta_{\text{жд}}}} = 0,93 \cdot \sqrt{\frac{0,0135 \cdot 140 \cdot 0,8231 \cdot 1,8 \cdot 10^{-9}}{3,14 \cdot 0,78 \cdot 0,07337}} = 1,16 \cdot 10^{-4},$$

$$D_{\text{ж}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu_{\text{ж}}} (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} =$$

$$= \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 4,7 \cdot \sqrt{1} \cdot (37^{1/3} + 18,9^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{26} + \frac{1}{18}} = 1,8 \cdot 10^{-9}$$

Коэффициент массопередачи  $K_{\text{ог}}$  (3.15):

$$K_{\text{ог}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma}} + \frac{\bar{m}(\rho_{\Gamma}/\rho_{\text{ж}})}{\beta_{\text{ж}}}} = \left[ \left( \frac{1}{0,0352} \right) + \left( 27,789 \frac{1,215/1000}{1,16 \cdot 10^{-4}} \right) \right]^{-1} = 0,0031 \text{ м/с.}$$

Высота единиц переноса  $h_{\text{ог}}$  (3.28):

$$h_{\text{ог}} = \frac{\bar{G}}{\rho_{\Gamma} K_{\text{ог}} S_{\text{к}} a_v \Psi_a} = \frac{0,175}{1,215 \cdot 0,0031 \cdot 0,5026 \cdot 140 \cdot 0,745} = 0,886,$$

где  $\Psi_a = A_3 W_{\text{ж}}^{0,455} (\sigma)^{-m_3} = 2,26 \cdot 13,5^{0,455} \cdot (0,0728 \cdot 10^3)^{-0,535} = 0,745,$

при  $W_{\text{ж}} = q \cdot \rho_{\text{ж}} = 0,0135 \cdot 1000 = 13,5$  и  $m_3 = b_3 d_{\text{нас}}^{-p_3} = 0,83 \cdot 2,5^{-0,48} = 0,535.$

Высота слоя насадки  $H$  (3.29):

$$H = h_{ог} n_{ог} = 0,886 \cdot 5,25 = 4,65 \text{ м.}$$

Поверхность массопередачи  $F$  (3.30) и (3.31):

$$F = a_v \psi_a S_k H = 140 \cdot 0,745 \cdot 0,5026 \cdot 4,65 = 243,76,$$

$$F = \frac{M}{K_{ог} \Delta \bar{Y}_{ср} \rho_{г}} = \frac{0,059}{0,0031 \cdot 0,065 \cdot 1,215} = 240,99.$$

Поверхности массопередачи  $F$ , рассчитанные по формулам (3.30) и (3.31), согласуются с погрешностью около 1%, следовательно, расчет выполнен правильно.

Расчет абсорбера можно выполнить так же используя число единиц переноса  $n_{ох}$ , высоту единиц переноса  $h_{ох}$  и коэффициент массопередачи отнесенных к концентрациям жидкой фазы (концентрация  $C_2H_2$  в воде). Ниже приводится пример такого расчета.

Первоначально рассчитываются движущие силы массопередачи вниз абсорбера:

$$\Delta \bar{X}_H = \bar{X}_H^* - \bar{X}_H = 0,0009 - 0 = 0,0009,$$

вверх абсорбера:

$$\Delta \bar{X}_K = \bar{X}_K^* - \bar{X}_K = 0,013 - 0,0087 = 0,0043,$$

где  $\bar{X}_H^* = \bar{Y}_K / m = 0,0271 / 27,789 = 0,0009$  - равновесная концентрация компонента в газовой фазе на входе в аппарат, кг/кг.

Средняя движущая сила массопередачи

$$\Delta \bar{X}_{ср} = \frac{\Delta \bar{X}_K - \Delta \bar{X}_H}{\ln \frac{\Delta \bar{X}_K}{\Delta \bar{X}_H}} = \frac{0,0009 - 0,0043}{\ln \frac{0,0009}{0,0043}} = 0,0022 \text{ кг/кг.}$$

Число единиц переноса  $n_{ох}$  равно:

$$n_{ox} = \frac{\bar{X}_K - \bar{X}_H}{\Delta \bar{X}_{cp}} = \frac{0,0087 - 0}{0,0022} = 3,95.$$

Коэффициент массопередачи:

$$K_{ox} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma} \bar{m}(\rho_{\Gamma}/\rho_{\text{ж}})} + \frac{1}{\beta_{\text{ж}}}} =$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{0,0352 \cdot 27,789(1,215/1000)} + \frac{1}{1,16 \cdot 10^{-4}}} = 1,06 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$$

Высота единиц переноса:

$$h_{ox} = \frac{\bar{L}}{\rho_{\text{ж}} K_{ox} S_k a_v \psi_a} = \frac{6,807}{1000 \cdot 1,06 \cdot 10^{-4} \cdot 0,5026 \cdot 140 \cdot 0,745} = 1,22.$$

Высота слоя насадки  $H$  в абсорбере

$$H = h_{ox} n_{ox} = 1,22 \cdot 3,95 = 4,82 \text{ м.}$$

Поверхность массопередачи  $F$  равна

$$F = a_v \psi_a S_k H = 140 \cdot 0,745 \cdot 0,5026 \cdot 4,82 = 252,67 \text{ м}^2.$$

Поверхность массопередачи по основному уравнению массопередачи

$$F = \frac{M}{K_{ox} \Delta \bar{X}_{cp} \rho_{\text{ж}}} = \frac{0,059}{1,06 \cdot 10^{-4} \cdot 0,0022 \cdot 1000} = 253 \text{ м}^2.$$

Значения  $F$ , полученные по обоим выражениям, согласуются с предыдущими результатами, следовательно, расчет выполнен правильно.

Насадку в абсорбере следует размещать по секциям, чтобы устранить каналобразование («пристеночный эффект»). Высота каждой секции должна быть не более  $H_{\text{сек}}=(3-4)D_K$ . Отсюда:

$$H_{\text{сек}}=4 \times 0,8=3,2 \text{ м}$$

Число секций равно:

$$n_{\text{сек}} = H / H_{\text{сек}} = 16,49 / 3,2 = 5.$$

Между секциями размещаются распределительные устройства. Энергия на подачу газа вычисляется по формуле

$$N = \Delta P_{\text{ор}} \cdot G / \rho_{\text{г}} \text{ (Вт)}$$

где  $\Delta P_{\text{ор}} = \Delta P'_{\text{ор}} \cdot H$  - гидравлическое сопротивление всей колонны с насадкой (3.32)

### Контрольные вопросы

1. Схема и устройство насадочного абсорбера.
2. Определение минимального расхода жидкого поглотителя.
3. Как находится диаметр абсорбера.
4. Что является движущей силой массопередачи.
5. Для каких целей вычисляются коэффициенты массоотдачи.
6. Как находится высота насадочного слоя.
7. Диффузионная модель процессов абсорбции в насадочной колонне.

## ГЛАВА 4. ОЧИСТКА ВОДЫ ОТ РАСТВОРЕННЫХ ГАЗОВ

### 4.1. Общие положения

Удаление из воды растворенных газов – важная часть комплексного технологического процесса обработки воды, реализуемого на ТЭС и АЭС. Необходимость этого процесса связана со стремлением уменьшить интенсивность коррозии внутренних поверхностей теплового оборудования под действием растворенных в теплоносителе агрессивных газов. Кроме того, наличие в воде растворенной углекислоты отрицательно сказывается на эффективности работы анионитных фильтров, установленных в схеме очистки добавочной воды.

Один из основных потоков, подвергаемых дегазации, – питательная вода котлов. Однако растворенные газы удаляют и из потоков, не являющихся непосредственно рабочим телом. Такими потоками являются химическая очищенная вода, подпиточная вода тепловых сетей, конденсат пара, возвращаемый в тепловой цикл станции от внешних потребителей, охлаждающая вода конденсаторов турбин.

Кислород  $O_2$  и диоксид углерода  $CO_2$  присутствует в воде в результате растворения при контакте воды с атмосферным воздухом. Углекислота появляется в воде также в процессе химического обессоливания после стадии Н-катионирования, а при умягчении воды методами  $Na^+$  и  $H^+$  Na - катионирования вода дополнительно насыщается связанным диоксидом углерода. Азот – инертный газ, его наличие в воде обусловлено контактом воды с атмосферным воздухом, появление водорода  $H_2$  в воде – коррозией внутренних поверхностей теплосилового оборудования. Аммиак  $NH_3$  попадает в воду главным образом в результате аминирования питательной воды и, кроме того, присутствует в химически очищенной воде, если в схеме подготовки воды установлены  $NH_4$ -катионитные фильтры. Такие газы, как сернистый ангидрид  $SO_2$  и сероводород  $H_2S$ , могут присутствовать в теплоносителе при использовании на станции котлов среднего давления и обработке питательной воды сульфитом натрия.

Наиболее эффективный способ удаления растворенных газов из воды – десорбция. Этот способ основан на известных законах Генри – Дальтона, характеризующих зависимость между концентрацией в воде растворенного газа и его парциальным давлением. Применение этих законов дает возможность определить концентрацию при том условии, что в паровом



пространстве над водой находится лишь рассматриваемый газ и отсутствуют другие газы. Концентрация растворенного в воде газа выражается уравнением:

$$C_{\Gamma} = K_{\Gamma} p_{\Gamma} = k_{\Gamma} (p_{\text{общ}} - p_{\text{H}_2\text{O}}), \quad (4.1)$$

где  $C_{\Gamma}$  – концентрация растворенного в воде газа;  $k_{\Gamma}$  – коэффициент абсорбции газа водой;  $p_{\text{общ}}$  – общее давление;  $p_{\text{H}_2\text{O}}$  – парциальное давление водяного пара;  $p_{\Gamma}$  – парциальное давление газа.

Как видно из уравнения (4.1) понижение концентрации газа в воде происходит с уменьшением разности  $p_{\text{общ}} - p_{\text{H}_2\text{O}}$ , т.е. в случае приближении парциального давления водяных паров к значению полного давления газовой смеси. Это достигается созданием над поверхностью воды, содержащей рассматриваемый газ, смеси газов, в составе которой практически отсутствует удаляемый из воды газ. Таким образом, для удаления газа из воды необходимо создать условия, при которых парциальное давление его над поверхностью воды было бы равно нулю.

Условно газы подразделяются на хорошо, умеренно и плохо растворимые в жидкостях. Так в зависимости от константы фазового равновесия  $m$  (3.4), коэффициентов массоотдачи в жидкой  $\beta_{\text{ж}}$  и газовой  $\beta_{\Gamma}$  фазах один и тот же газ может вести себя и как хорошо, и так плохо растворимый. В уравнении (3.15) член  $1/\beta_{\Gamma}$  выражает сопротивление газовой фазы, а  $\bar{m}(p_{\Gamma}/p_{\text{ж}})/\beta_{\text{ж}}$  – сопротивление жидкой. В качестве приближенной ориентировки при  $m < 1$  газы можно рассматривать как хорошо растворимые, при  $m > 100$ , так плохо растворимые, а при  $m = 1 - 100$  – как умеренно растворимые. Примерами хорошо растворимых газов являются  $\text{NH}_3$  и  $\text{HCl}$ , плохо растворимым  $\text{CO}_2$ .

## 4.2. Требования, предъявляемые к декарбонизаторам

Требования, предъявляемые к декарбонизаторам, обусловлены тем, что декарбонизаторы, с одной стороны, являются физико-химическими массообменными, в некоторых случаях тепломассообменными, аппаратами, а с другой стороны, они входят в качестве одного из элементов в ряд систем: систему декарбонизаторы – деаэраторы, объединенную одной функцией входящих в нее аппаратов (дегазацией воды), водоподготовительную установку, представляющую собой совокупность аппаратов для

противонакипной и противокоррозионной обработки воды, а также в теплоэнергетическую установку (тепловую электростанцию или котельную) в целом.

Приведенные в литературе данные о равновесии свободного диоксида углерода в системе вода – воздух и основах его десорбции, а также результаты исследования десорбции  $\text{CO}_2$  в теплоэнергетических установках [20, 21] позволяют обобщить требования к декарбонизаторам в следующем виде.

1. В декарбонизаторе должна быть обеспечена максимальная движущая сила десорбции, т.е. разность между равновесным парциальным давлением свободного диоксида углерода, соответствующим концентрации  $\text{CO}_2$  в обрабатываемой воде, и парциальным давлением  $\text{CO}_2$  в воздухе, используемом в качестве десорбирующего агента. Это требование в наибольшей мере выполняется при противоточной схеме движения воды и воздуха в декарбонизаторе.

2. Для постоянного поддержания движущей силы процесса десорбции на необходимом уровне должен быть обеспечен достаточный удельный расход воздуха, контактирующего в декарбонизаторе с водой.

3. Способ диспергирования воды в декарбонизаторе должен обеспечить максимальную поверхность контакта фаз при приемлемой величине энергетических затрат на диспергирование.

4. Температура декарбонизируемой воды должна поддерживаться на достаточном для организации эффективной десорбции  $\text{CO}_2$  и возможном по условиям работы водоподготовительной установки уровне.

5. В качестве основного показателя массообменной эффективности декарбонизаторов следует принимать возможность достижения требуемой величины остаточного содержания свободного диоксида углерода в декарбонизированной воде  $\text{CO}_{\text{CO}_2}^{\text{ост}}$ . Обычно одним из основных показателей массообменной эффективности принимают коэффициент десорбции  $K$ , от которого зависят производительность и размер аппарата. Однако принимать величину  $K$  в качестве единственного показателя эффективности массопередачи в декарбонизаторе нельзя, т.к. высокие значения  $K$  при удалении свободного диоксида углерода из воды с большим начальным содержанием  $\text{CO}_2$  еще не гарантируют возможности достижения требуемой величины остаточного содержания  $\text{CO}_2$ . Величина  $\text{CO}_{\text{CO}_2}^{\text{ост}}$  должна обеспечивать возможность последующего полного удаления  $\text{CO}_2$  из воды в деаэраторах. Так, при деаэрации декарбонизированной воды в струйно-

барботажных вакуумных деаэраторах горизонтального типа величина  $\text{CO}_{\text{CO}_2}^{\text{ост}}$  не должна превышать 3 мг/л.

6. Требуемая массообменная эффективность декарбонизатора должна достигаться при минимальных энергетических затратах на декарбонизацию.

7. При выборе методов интенсификации десорбции  $\text{CO}_2$  в декарбонизаторе: механических (путем повышения давления распыливаемой воды, расхода нагнетаемого или эжектируемого воздуха) или тепловых (путем нагрева обрабатываемой воды или подаваемого в декарбонизатор воздуха), - предпочтение следует отдавать тепловым методам, т.к. воспринятая декарбонизированной водой теплота не теряется, а может использоваться далее в цикле теплоэнергетической установки.

Кроме перечисленных специфических требований, при проектировании и эксплуатации декарбонизаторов должен соблюдаться ряд общих требований, предъявляемых к массообменным аппаратам и оборудованию теплоэнергетических установок: надежность работы, простота, удобство и безопасность обслуживания, приемлемая стоимость оборудования и строительно-монтажных работ.

### 4.3. Классификация декарбонизаторов

По принципу образования межфазной поверхности все известные типы декарбонизаторов можно разделить на две группы: аппараты с фиксированной поверхностью контакта фаз и аппараты со свободной поверхностью контакта, образующейся в процессе взаимодействия воды и воздуха [20, 21]. К первой группе относятся декарбонизаторы насадочного типа, ко второй – распылительные, эжекционные, пенные, барботажные декарбонизаторы. Отметим, что при определенных гидродинамических режимах, например, при возникновении в насадке барботажа, насадочные аппараты также могут быть отнесены ко второй группе декарбонизаторов.

Декарбонизаторы классифицируют также по применяемому в них способу распределения обрабатываемой воды в воздухе или воздуха в воде: пленочные, капельные, барботажные, пенные. Пленочные декарбонизаторы, в свою очередь, подразделяют по типу укладки насадки: с упорядоченной деревянной хордовой насадкой, с неупорядоченной насадкой из керамических колец Рашига, седел Инталокс и др. Из капельных декарбонизаторов наиболее известны вакуумно-эжекционные и распылительные аппараты. В качестве декарбонизаторов могут также

применяться вакуумные деаэраторы со струйным и барботажным способами распределения воды и пара, который служит в них десорбирующим агентом.

Классификация декарбонизаторов по схеме движения воды и воздуха включает две группы аппаратов: противоточные и прямоточные. Противоточная схема движения воды и воздуха принята в насадочных, барботажных и пенных декарбонизаторах, а также в применяемых вместо декарбонизаторов струйно-барботажных вакуумных деаэраторах. К прямоточным декарбонизаторам относятся распылительные и вакуумно-эжекционные аппараты.

По числу ступеней десорбции  $\text{CO}_2$  декарбонизаторы подразделяются на одноступенчатые и много ступенчатые. Одноступенчатыми обычно выполняются насадочные и распылительные декарбонизаторы. Вакуумно-эжекционные, пенные и отдельные конструкции прямоточных распылительных декарбонизаторов являются многоступенчатыми аппаратами.

#### **4.4. Противоточные насадочные декарбонизаторы**

Декарбонизаторы насадочного типа представляют собой колонны, в которых на опорные решетки устанавливается упорядоченная (регулярная) или засыпается неупорядоченная насадка. Обрабатываемая вода стекает по насадке сверху вниз, а навстречу ей движется нагнетаемый вентилятором воздух (см. рис. 1.5). К наиболее широко применяемым простейшим регулярным насадкам относятся деревянная хордовая насадка и кольцевая (при правильной укладке колец). В некоторых зарубежных странах хордовую насадку выполняют из пластмасс и металла. В качестве элементов в неупорядоченной насадке обычно применяются кольца в виде полых цилиндров, высота которых равна наружному диаметру (кольца Рашига). Помимо колец Рашига существуют и другие виды насадочных тел (рис.1.4).

В табл. 22 приложения приведены характеристики некоторых типов неупорядоченной насадки.

В отечественной теплоэнергетике до 70-х годов были весьма распространены пленочные декарбонизаторы с деревянной хордовой насадкой. Декарбонизатор этого типа выполняется в виде деревянной градирни с щитами, состоящими из досок, укладываемых плашмя в шахматном порядке с зазорами между ними. Одним щитом считают два ряда

досок, скрепленных ребрами жесткости. Высота в свету между рядами досок равна 50 мм. Ребра жесткости имеют сечение 50\*22 мм.

Декарбонизаторы с деревянной хордовой насадкой имеют очевидные недостатки: малую удельную поверхность насадки, что требует увеличения высоты аппарата, недолговечность деревянных корпуса и насадки из-за делигнификации и гниения дерева, трудность герметизации корпуса декарбонизатора. Разработанные в 60-е годы институтом Промэнергопроект декарбонизаторы со стальным корпусом более герметичны, однако имели почти те же размеры, как и аппараты с деревянным корпусом.

В настоящее время декарбонизаторы с деревянной хордовой насадкой сохранились в небольшом количестве на тепловых электростанциях старой постройки. На большинстве теплоэнергетических предприятий их вытеснили более эффективные и долговечные декарбонизаторы с неупорядоченной насадкой из керамических колец Рашига и металлическим корпусом.

Размер колец Рашига в декарбонизаторах традиционно принимается равным 25\*25\*3 мм. Кольца засыпаются на поддерживающую решетку, обеспечивающую равномерный слив воды по сечению насадки и равномерное распределение воздуха под решеткой. Решетка обычно располагается на расстоянии 600 мм от дна колонки. Обрабатываемая вода поступает на насадку через водораспределительное устройство, которое обычно представляет собой плиту, имеющую 48 патрубков для слива воды в насадку и 8 патрубков для выхода пара (увлажненного воздуха, насыщенного десорбированным из воды диоксидом углерода). Высота патрубков для слива воды (над поверхностью плиты) принимается равной 100 мм, а для выпуска пара – 400 мм. Диаметры патрубков зависят от производительности декарбонизатора.

#### **4.5. Пример расчета насадочного декарбонизатора\***

В данном разделе представлен пример расчета насадочного аппарата, обеспечивающего необходимое качество декарбонизации воды при заданной производительности.

Рассчитаем насадочный десорбер для удаления растворенного углекислого газа из воды. Расход исходной жидкости 79832 кг/ч; давление в аппарате атмосферное; температура в аппарате 60 °С; начальное содержание поглощаемого компонента в исходной смеси 47,72 мг/кг; конечное

\*Расчеты выполнены Е.С.Сергеевой

содержание 4 мг/кг. В качестве насадки выбрать кольца Рашига 25x25 внавал.

Схема рассчитываемого декарбонизатора представлена на рис. 3.1.

Необходимо определить диаметр аппарата, высоту слоя насадки и расход газового поглотителя при заданной конструкции и размерах насадочных элементов. Окончательный выбор насадки выполняется после технико-экономического анализа.

Следует отметить, что порядок расчета процесса десорбции почти аналогичен расчету абсорбера (см. главу 3) и отличается только направлением массопередачи.

### Материальный баланс

Степень извлечения (или отгонки) процесса десорбции определяется:

$$\varphi = \frac{X_H - X_K}{X_H} \cdot 100\% = \frac{47,72 - 4}{47,72} \cdot 100\% = 91,62\% ,$$

где  $X_H = 47,72 \text{ мг/кг} = 47,72 \cdot 10^{-6} \text{ кг/кг}$ ,  $X_K = 4 \text{ мг/кг} = 4 \cdot 10^{-6} \text{ кг/кг}$

Количество переданной массы  $M$  компонента из газовой фазы в жидкую равно:

$$M = L(X_H - X_K) = 22,175(47,72 \cdot 10^{-6} - 4 \cdot 10^{-6}) = 0,97 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с},$$

$L$  - массовый расход жидкой смеси на входе, кг/с,  $L = 79832 \text{ кг/ч} = 22,175 \text{ кг/с}$

Расход газового поглотителя согласно известным рекомендациям принимается равным

$$G = \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} 40L = \frac{1,06}{983} 40 \cdot 22,175 = 0,956 \text{ кг/с}.$$

Коэффициент распределения (константа фазового равновесия) при постоянной температуре и давлении определяется по соотношению

$$m = \frac{E}{P} = \frac{2,59 \cdot 10^6}{760} = 3407,89 ,$$

где  $E = 2,59 \cdot 10^6$  мм.рт.ст - константа Генри, зависящая от температуры и от природы газа и жидкости.  $P = 760$  мм.рт.ст - общее давление смеси газов или паров равное сумме парциальных давлений всех компонентов.

Составы газа и жидкости выражены в относительных массовых концентрациях, поэтому коэффициент распределения умножается на поправочный множитель

$$\bar{m} = m \frac{M_{\text{смж}}}{M_{\text{смг}}} = 3407,89 \frac{18}{29} = 2115,24,$$

где  $M_{\text{смг}}$  - молекулярная масса газовой смеси, кмоль/кг;  $M_{\text{смж}}$  - молекулярная масса жидкой смеси, кмоль/кг.

Из уравнения материального баланса определяется значение  $Y_{\text{к}}$ :

$$Y_{\text{к}} = \frac{M}{G} + Y_{\text{н}} = \frac{0,97 \cdot 10^{-3}}{0,956} + 0,00046 = 0,00147 \text{ кг/кг.}$$

### Расчет скорости газа и диаметра аппарата

Фиктивная скорость газа в точке захлебывания ( $W_3$ ) можно определить из решения известного уравнения (3.9):

$$\lg \left( \frac{W_3^2 a_v \rho_{\text{г}} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = A_1 - B_1 \left( \frac{L}{G} \right)^{0,25} \left( \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125},$$

где  $a_v = 206 \text{ м}^2/\text{м}^3$  - удельная поверхность насадки  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $g = 9,8 \text{ м/с}^2$  - ускорение свободного падения;  $V_{\text{св}} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$  - свободный объем насадки;  $\mu_{\text{ж}} = 0,4688 \text{ мПа}\cdot\text{с}$  - динамический коэффициент вязкости жидкости;  $\rho_{\text{г}} = \rho_0 T_0 / T = 1,293 \cdot 273 / 333 = 1,06 \text{ кг/м}^3$ ,  $\rho_{\text{ж}} = 983 \text{ кг/м}^3$  - плотность газа и жидкости, соответственно. Значения коэффициентов  $A_1$  и  $B_1$  в зависимости от типа насадки взяты из табл. 3.1.

$$\lg \left( \frac{W_3^2 \cdot 206 \cdot 1,06 \cdot 0,4688^{0,16}}{9,81 \cdot 0,74^3 \cdot 983} \right) = -0,073 - 1,75 \left( \frac{22,175}{0,956} \right)^{0,25} \left( \frac{1,06}{983} \right)^{0,125}.$$

После вычислений имеем:

$$\lg(W_3^2 \cdot 0,0495) = -1,708,$$

Отсюда находится:

$$W_3 = 0,629 \text{ м/с.}$$

Рабочая (фиктивная) скорость газа  $W$ :

$$W = bW_3 = 0,8 \cdot 0,629 = 0,5032 \text{ м/с,}$$

при  $b = 0,8$ .

Диаметр колонны  $D_k$ :

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\Gamma} 0,785W}} = \sqrt{\frac{0,956}{1,06 \cdot 0,785 \cdot 0,5032}} = 1,51 \text{ м.}$$

Выбирается ближайший стандартный диаметр колонны  $D_{\text{гост}} = 1,6 \text{ м}$  (табл. 3.2) и пересчитывается рабочая скорость газа:

$$W = \frac{G}{\rho_{\Gamma} S_k} = \frac{0,956}{1,06 \cdot 2} = 0,451 \text{ м/с,}$$

$$S_k = \frac{\pi D_{\text{гост}}^2}{4} = 2 \text{ м}^2 \text{ – площадь поперечного сечения колонны}$$

### Расчет движущей силы массопередачи и числа единиц переноса

Первоначально рассчитываются движущие силы массопередачи внизу десорбера:

$$\Delta Y_{\text{н}} = Y_{\text{н}}^* - Y_{\text{н}} = 0,00846 - 0,00046 = 0,008,$$

вверху десорбера:

$$\Delta Y_{\text{к}} = Y_{\text{к}}^* - Y_{\text{к}} = 0,1009 - 0,00147 = 0,09943,$$

где  $Y_{\text{к}}^* = \bar{m} X_{\text{н}} = 0,1009 \text{ кг/кг}$  - равновесная с жидкостью состава  $X_{\text{н}}$  концентрация компонента в газе,  $Y_{\text{н}} = 0,00046 \text{ кг/кг}$



$Y_{\text{H}}^* = \bar{m} X_{\text{K}} = 2115,24 \cdot 4 \cdot 10^{-6} = 0,00846$  - равновесная концентрация компонента в газовой фазе на входе в аппарат, кг/кг.

Средняя движущая сила массопередачи

$$\Delta Y_{\text{cp}} = \frac{\Delta Y_{\text{K}} - \Delta Y_{\text{H}}}{\ln \frac{\Delta Y_{\text{K}}}{\Delta Y_{\text{H}}}} = \frac{0,09943 - 0,008}{\ln \frac{0,09943}{0,008}} = 0,036 \text{ кг/кг.}$$

Число единиц переноса  $n_{0y}$  равно:

$$n_{0y} = \frac{Y_{\text{K}} - Y_{\text{H}}}{\Delta Y_{\text{cp}}} = \frac{0,00147 - 0,00046}{0,036} = 0,03.$$

### Расчет коэффициента массопередачи

Коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах можно определить по теоретическим [13] (см. гл.3) или эмпирическим зависимостям [3], например вида:

Для газовой фазы:

$$Nu_{\Gamma} = 0,407 Re_{\Gamma}^{0,655} Pr_{\Gamma}^{0,33},$$

$D_{\Gamma}$ - коэффициент диффузии поглощаемого компонента в газе  $\text{м}^2/\text{с}$ .

$$D_{\Gamma} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{P(V_A^{1/3} - V_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot 333^{3/2}}{1 \cdot (34^{1/3} + 29,9^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{44} + \frac{1}{29}} = 1,55 \cdot 10^{-5},$$

где  $P$  – абсолютное давление  $\text{кг с} / \text{см}^2$ ,  $V_A$ ,  $V_B$  – мольные объемы газов,  $M_A$ ,  $M_B$  – мольные массы газов.

Критерий Рейнольдса:

$$Re_{\Gamma} = \frac{4W\rho_{\Gamma}}{a_{\nu}\mu_{\Gamma}} = \frac{4 \cdot 0,451 \cdot 1,06}{206 \cdot 0,02 \cdot 10^{-3}} = 464,14,$$

где  $\rho_{\Gamma}$  – плотность газа;  $\mu_{\Gamma}$  – динамический коэффициент вязкости газа  $\text{мПа}\cdot\text{с}$ .

Критерий Прандтля:

$$\text{Pr}_\Gamma = \frac{\mu_\Gamma}{D_\Gamma \rho_\Gamma} = \frac{0,02 \cdot 10^{-3}}{1,55 \cdot 10^{-5} \cdot 1,06} = 1,217.$$

Подставляя значения, получаем значение числа Нуссельта:

$$\text{Nu}_\Gamma = 0,407 \text{Re}_\Gamma^{0,655} \text{Pr}_\Gamma^{0,33} = 0,407 \cdot 464,14^{0,655} 1,217^{0,333} = 24,25,$$

и коэффициента массоотдачи:

$$\beta_\Gamma = \frac{\text{Nu}_\Gamma D_\Gamma}{d_3} = \frac{24,25 \cdot 1,55 \cdot 10^{-5}}{0,01437} = 26,16 \cdot 10^{-3} \text{ м/с},$$

где эквивалентный диаметр:

$$d_3 = 4 V_{\text{св}} / a_v = 4 \cdot 0,74 / 206 = 0,01437 \text{ м}.$$

Для жидкой фазы используется критериальное выражение:

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = 0,0021 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,75} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,5}.$$

Коэффициент диффузии  $\text{CO}_2$  в жидкости:

$$\begin{aligned} D_{\text{ж}} &= \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu_{\text{ж}}} (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = \\ &= \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 4,7 \cdot \sqrt{0,4688} \cdot (34^{1/3} + 18,9^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{44} + \frac{1}{18}} = 2,495 \cdot 10^{-9} \end{aligned}$$

Число Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4L}{S_{\text{к}} a_v \mu_{\text{ж}}} = \frac{4 \cdot 22,175}{2 \cdot 206 \cdot 0,4688 \cdot 10^{-3}} = 459,24.$$

Число Прандтля:

$$\text{Pr}_{\text{ж}} = \frac{\mu_{\text{ж}}}{D_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}} = \frac{0,4688 \cdot 10^{-3}}{2,495 \cdot 10^{-9} \cdot 983} = 191,1.$$

Число Нуссельта:

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = 0,0021 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,75} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,5} = 0,0021 \cdot 459,24^{0,75} 191,1^{0,5} = 2,88.$$

Коэффициент массоотдачи:

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{\text{Nu}_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}{\theta_{\text{пр}}} = \frac{2,88 \cdot 2,495 \cdot 10^{-9}}{2,85 \cdot 10^{-5}} = 2,52 \cdot 10^{-4} \text{ м/с},$$

где приведенная толщина пленки жидкости:

$$\theta = (\mu_{\text{ж}}^2 / \rho_{\text{ж}}^2 \cdot g)^{1/3} = ((0,4688 \cdot 10^{-3})^2 / 983^2 \cdot 9,8)^{1/3} = 2,85 \cdot 10^{-5} \text{ м},$$

где  $g$  – ускорение свободного падения,  $\text{м/с}^2$ .

При известных значениях  $\beta_{\Gamma}$  и  $\beta_{\text{ж}}$  вычисляется коэффициент массопередачи:

$$K_{\text{ог}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma}} + \frac{m(\rho_{\Gamma}/\rho_{\text{ж}})}{\beta_{\text{ж}}}} = \frac{1}{\frac{1}{26,16 \cdot 10^{-3}} + \frac{2115,24 \cdot (1,06/983)}{2,52 \cdot 10^{-4}}} = 1,1 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

### Определение высоты и поверхности насадочного слоя

При известном значении  $K_{\text{ог}}$  высота единиц переноса  $h_{\text{ог}}$  вычисляется по выражению:

$$h_{\text{ог}} = \frac{G}{\rho_{\Gamma} K_{\text{ог}} S_k a_v \psi_a} = \frac{0,956}{1,06 \cdot 1,1 \cdot 10^{-4} \cdot 2 \cdot 206 \cdot 0,715} = 27,8.$$

Коэффициент активной поверхности массопередачи:

$$\psi_a = A_3 W_{\text{ж}}^{0,455} \sigma^{-m_3} = 2,26 \cdot 11^{0,455} \cdot 66,2^{-0,5346} = 0,715,$$

$$m_3 = b_3 d_{\text{нас}}^{-p_3} = 0,83 \cdot 2,5^{-0,48} = 0,535.$$

массовая скорость жидкости:

$$W_{\text{ж}} = \frac{q\rho_{\text{ж}}}{3600} = \frac{40,6 \cdot 983}{3600} = 11 \text{ кг}/(\text{м}^2\text{с}),$$

$$q = \frac{L}{S_k \rho_{\text{ж}}} = \frac{79832}{2 \cdot 983} = 40,6 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{с}) - \text{плотность орошения}$$

$\sigma = 66,2 \cdot 10^{-3} \text{ Н}/\text{м}$  – коэффициент поверхностного натяжения воды.

Значения параметров  $A_3$ ,  $b_3$  и  $p_3$  для различных типов насадок приводятся в табл. 3.7.

Высота слоя насадки  $H$  в десорбере:

$$H = h_{\text{ог}} n_{\text{ог}} = 27,8 \cdot 0,03 = 0,8 \text{ м.}$$

Поверхность массопередачи  $F$  равна:

$$F = a_v \psi_a S_k H = 206 \cdot 0,715 \cdot 2 \cdot 0,8 = 235,66 \text{ м}^2.$$

Поверхность массопередачи по основному уравнению массопередачи:

$$F = \frac{M}{K_{0\Gamma} \Delta Y_{\text{ср}} \rho_{\Gamma}} = \frac{0,97 \cdot 10^{-3}}{1,1 \cdot 10^{-4} \cdot 0,036 \cdot 1,06} = 231,08 \text{ м}^2.$$

Значения  $F$ , полученные по обоим выражениям, согласуются с погрешностью 1,31%, следовательно, расчет выполнен правильно.

Расчет декарбонизатора можно выполнить так же используя число единиц переноса  $n_{\text{ох}}$ , высоту единиц переноса  $h_{\text{ох}}$  и коэффициент массопередачи отнесенных к концентрациям жидкой фазы (концентрация  $\text{CO}_2$  в воде). Ниже приводится пример такого расчета.

Первоначально рассчитываются движущие силы массопередачи внизу десорбера:

$$\Delta X_{\text{н}} = X_{\text{н}}^* - X_{\text{н}} = 69,49 \cdot 10^{-6} - 47,72 \cdot 10^{-6} = 21,77 \cdot 10^{-6},$$

вверху десорбера:

$$\Delta X_{\text{к}} = X_{\text{к}}^* - X_{\text{к}} = 21,7 \cdot 10^{-6} - 4 \cdot 10^{-6} = 17,7 \cdot 10^{-6},$$

где  $X_{\text{к}}^* = Y_{\text{н}}/\bar{m} = 21,7 \cdot 10^{-6}$  кг/кг - равновесная с жидкостью состава  $X_{\text{н}}$  концентрация компонента в газе,  $Y_{\text{н}} = 0,00046$  кг/кг  
 $X_{\text{н}}^* = Y_{\text{к}}/\bar{m} = 69,49 \cdot 10^{-6}$  - равновесная концентрация компонента в газовой фазе на входе в аппарат, кг/кг.

Средняя движущая сила массопередачи:

$$\Delta X_{\text{ср}} = \frac{\Delta X_{\text{н}} - \Delta X_{\text{к}}}{\ln \frac{\Delta X_{\text{н}}}{\Delta X_{\text{к}}}} = \frac{(21,77 - 17,7)10^{-6}}{\ln \frac{21,77 \cdot 10^{-6}}{17,7 \cdot 10^{-6}}} = 19,66 \cdot 10^{-6} \text{ кг/кг.}$$

Число единиц переноса  $n_{ox}$  равно:

$$n_{ox} = \frac{X_{\text{к}} - X_{\text{н}}}{\Delta X_{\text{ср}}} = \frac{47,72 \cdot 10^{-6} - 4 \cdot 10^{-6}}{19,66 \cdot 10^{-6}} = 2,224.$$

Коэффициент массопередачи:

$$K_{ox} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma} \bar{m}(\rho_{\Gamma}/\rho_{\text{ж}})} + \frac{1}{\beta_{\text{ж}}}} =$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{26,16 \cdot 10^{-3} \cdot 2115,24(1,06/983)} + \frac{1}{2,52 \cdot 10^{-4}}} = 2,51 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$$

Высота единиц переноса:

$$h_{ox} = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} K_{ox} S_k a_v \psi_a} = \frac{22,2}{983 \cdot 2,51 \cdot 10^{-4} \cdot 2 \cdot 206 \cdot 0,715} = 0,3.$$

Высота слоя насадки  $H$  в десорбере:

$$H = h_{ox} n_{ox} = 2,224 \cdot 0,3 = 0,67 \text{ м.}$$

Поверхность массопередачи  $F$  равна:

$$F = a_v \psi_a S_k H = 206 \cdot 0,715 \cdot 2 \cdot 0,67 = 197,37 \text{ м}^2.$$

Поверхность массопередачи по основному уравнению массопередачи:

$$F = \frac{M}{K_{ox} \Delta X_{cp} \rho_{ж}} = \frac{0,97 \cdot 10^{-3}}{2,51 \cdot 10^{-4} \cdot 19,66 \cdot 10^{-6} \cdot 983} = 199,97 \text{ м}^2.$$

Значения  $F$ , полученные по обоим выражениям, согласуются с погрешностью 1,31%, следовательно, расчет выполнен правильно.

Расхождение результатов с предыдущим расчетом составляет около 15%, поэтому высоту насадки в декарбонизаторе следует взять равной  $H=0,8\text{м}$ .

### Контрольные вопросы

1. Для каких целей используются декарбонизаторы на ТЭС.
2. Требования, предъявляемые к декарбонизаторам.
3. Классификация декарбонизаторов.
4. Устройство и работа насадочного декарбонизатора.
5. Как находится диаметр декарбонизатора.
6. Методы вычисления высоты насадочного слоя.

## **ГЛАВА 5. ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ АППАРАТОВ**

В предыдущих главах рассмотрены алгоритмы и конкретные расчеты массообменных аппаратов, результаты которых используются при эскизном проектировании установок.

### **5.1. Общие принципы проектирования**

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

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

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

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

### **5.2. Стадии проектирования**

Проектирование технологических установок складывается из трех стадий: составления проектного задания (технического задания), разработки

технического проекта и выполнения рабочих чертежей. В некоторых случаях стадии проектирования могут совмещаться.

Проектное задание включает в сокращенном виде исходный материал для проектирования, например, техническое задание, содержащее принципиальные требования и пожелания к проекту, основные технологические чертежи, исходные условия и материалы для проектирования (географическая привязка, сырьевая база, источники энергии).

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

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

В техническом проекте дается окончательное техническое решение вопросов, поставленных в проектном задании, включающее основные элементы [22]:

1. принципиальные схемы технологического процесса, основные исходные технологические и энергетические параметры и схемы управления, контроля и автоматизации объекта;
2. чертежи общих видов основных технологических агрегатов и нестандартного вспомогательного оборудования;
3. компоновочные и строительные чертежи с необходимым количеством планов на различных отметках по высоте здания;
4. развернутые схемы энерго-, водо- и газоснабжения;
5. спецификации на все серийное и стандартное вспомогательное оборудование, контрольно-измерительные приборы и элементы схемы автоматизации и защиты;
6. перечень особых требований по технике безопасности, противопожарной, грозовой, паводковой и других видов защиты объекта;



7. сметы на оборудование, монтаж и наладку;
8. сметы на пробную эксплуатацию смонтированного оборудования;
9. пояснительную записку.

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

Комплект рабочих чертежей состоит из следующих частей:

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

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

### **5.3. Этапы проектирования**

Рассмотрим этапы проектирования (САПР) нового объекта (рис. 5.1):

1. Проектирование начинается с технического задания
2. На этом этапе ведется научно-исследовательская работа (НИР), расчеты, работа с литературой, архивами и выбираются технические решения по объекту проектирования.
3. Эскизное проектирование – определение внешних ограничений, выбор методов, расчеты, эскизные чертежи.
4. Рабочее проектирование – разработка рабочих чертежей и полного комплекта документации по объекту.

5. Технологическая подготовка производства.
6. Изготовление – разработка графиков и запуск производства.
7. Техническое обслуживание.



Рис. 5.1. Разработка и изготовление промышленного объекта

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

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

## 5.4. Проблема масштабного перехода

Актуальной и сложной задачей в различных отраслях промышленности является проектирование новых и реконструкция действующих массо- и теплообменных аппаратов большой единичной мощности, значительную часть которых составляют колонные аппараты для разделения многокомпонентных смесей в системах газ (пар) – жидкость и жидкость – жидкость. При этом одной из основных проблем является снижение эффективности процессов разделения смесей в промышленных массообменных колоннах при увеличении их размеров, что получило название "масштабного эффекта" [15]. Установлено, что масштабный эффект имеет гидродинамическую природу и обусловлен увеличением неравномерности распределения фаз и полевых переменных на промышленном контактном устройстве по сравнению с его лабораторным макетом. Так, например, эффективность колпачковых и клапанных тарелок уменьшается примерно в два раза при увеличении их диаметра от одного до 3-4 метров.

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

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

Роль каждого из этих факторов существенно зависит от типа аппарата.

Так, например, в тарельчатых колоннах с перекрестным движением фаз возникают как продольная, так и поперечная неравномерности в объемах газа и жидкости (рис.5.2, 5.3). Как правило, подобные неравномерности невозможно установить на физической модели небольшого диаметра, поэтому эти недостатки обнаруживаются и устраняются только путем промышленного испытания или гидродинамического моделирования контактных устройств на стендах промышленного размера.

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

разработок и обладает принципиальным дефектом – неоптимальностью выбранных конструкций.

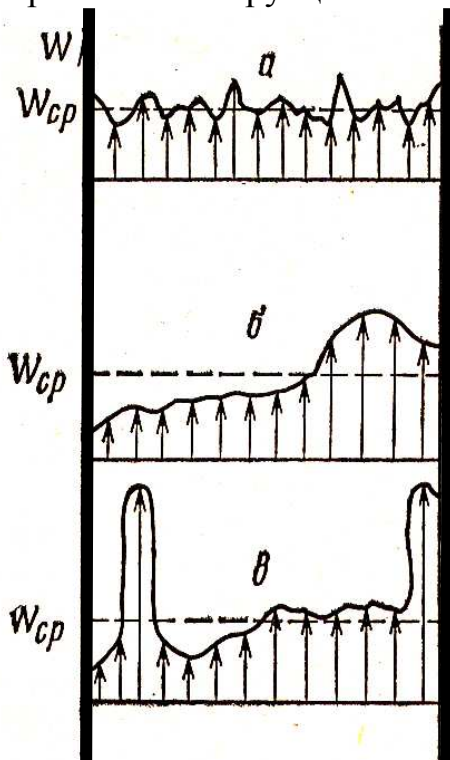


Рис.5.2.Некоторые виды неравномерности распределения скоростей: *а* – случайные неоднородности; *б* – существенные поперечные неравномерности; *в* - каналообразование

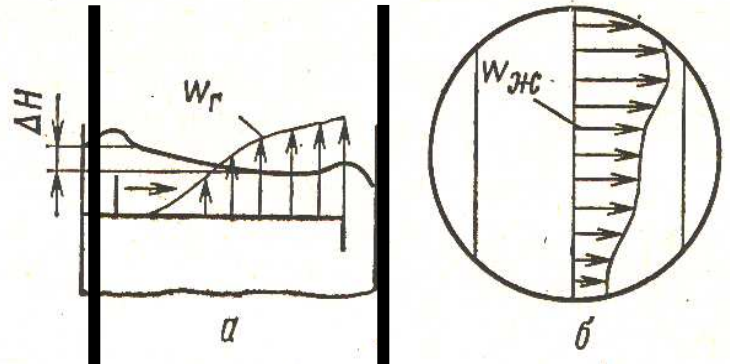


Рис.5.3.Неравномерность работы тарелок с перекрестным движением фаз: *а* – неравномерность по газу, обусловленная продольной неравномерностью по жидкости (градиентом уровня жидкости  $\Delta H$ ); *б* – поперечная неравномерность по жидкости (дефекты монтажа или конструкции)

Применение метода гидродинамического моделирования связано с исследованием гидродинамики потока в аппаратах натурального диаметра, но меньшей высоты [15]. Этот метод предполагает проведение исследования эффективности и выбор конструкции контактного устройства в два этапа, исключая все промежуточные: на лабораторном аппарате и гидродинамическом стенде. Основные недостатки такого подхода заключаются в необходимости построения модели натурального масштаба и сложности проведения гидродинамических исследований, и, что особенно ограничивает широкое использование данного метода, – это невозможность анализа множества вариантов и выбора оптимальной конструкции аппарата.

### **5.5. Сопряженное физическое и математическое моделирование при проектировании аппаратов**

Объединив методы физического и математического моделирования, появилась методология, позволяющая исключить недостатки в существующей системе проектирования промышленных аппаратов. Такая концепция названа "сопряженным физическим и математическим моделированием" [13]. (Слово "сопряжение" служит не для терминологической связи двух методов, а накладывает определенные требования на способ их применения).

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

Концепция данного метода основана на представлении процессов, происходящих в промышленном аппарате, в виде иерархической системы взаимодействующих между собой элементарных явлений, что дает возможность исследовать эти явления на макете, а затем при масштабном переходе определить параметры модели вариационным методом с использованием локального потенциала на основе удовлетворения законам сохранения. При этом совсем необязательно должно сохраняться подобие макета и промышленного аппарата [13].

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

Исследование и описание полей в характерной области рабочей зоны аппарата может проводиться независимо от других областей вне аппарата на ее физической модели. На основе эксперимента устанавливаются базисные функции, которые описывают поля с заданной точностью. При масштабном переходе к промышленному аппарату конструктивные и режимные возмущения, в определенном интервале их значений, не изменяют структуру

базисных функций, а влияют лишь на ее параметры. Подстройка параметров базисных функций, описывающих физические поля для заданного интервала режимных и конструктивных возмущений в промышленном аппарате, выполняется на основе удовлетворения законам сохранения импульса, массы и энергии. Решение этой задачи осуществляется вариационным методом, учитывающим краевые условия различного вида. Вариационный метод заключается в построении функционала, минимизация которого приводит к уравнениям Эйлера - Лагранжа, совпадающим с законами сохранения импульса, массы и энергии.

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

Таким образом, метод сопряженного физического и математического моделирования позволяет установить распределение полей скоростей, концентраций и температур в рабочей зоне промышленного аппарата на основе базисных функций элементарных областей, полученных на макете с известной погрешностью.

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

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

## **5.6. Повышение эффективности процессов разделения и снижение энергозатрат**

Энерго- и ресурсосбережение является одним из приоритетных направлений в развитии многих отраслей промышленности. Рассмотренные ниже основные принципы и примеры повышения эффективности и энергосбережения при проведении процессов ректификации и сорбции показывают, что промышленные установки имеют значительные резервы, как по повышению эффективности, производительности, так и в снижении себестоимости единицы продукции [7-9].

### **Общие принципы повышения эффективности и энергосбережения**

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

1. наномасштаб (молекулы);
2. микромасштаб (частицы, капли, пузыри);
3. мезомасштаб (основные процессы и аппараты);
4. макромасштаб (агрегат, установка, завод);
5. мегамасштаб (рынок, окружающая среда).

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

Как известно, термодинамический анализ широко и плодотворно применяется для оценки энергетической эффективности технологических процессов. К настоящему времени разработана методика термодинамического анализа и, в частности, наиболее современного его варианта – эксергетического анализа (Дж. Гиббс, Ж. Гюи, А. Стодол, Ф. Бошнякович и другие исследователи). Наиболее последовательно этот метод развивается в работах В.М. Бродянского (Россия), Я. Шаргута (Польша), и В. Фратчера (Германия).

Существуют четыре группы способов уменьшения энергетических затрат:

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

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

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

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

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

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

Потери за счет необратимости протекания процессов проявляются вследствие конечных разностей температур и концентраций при массо- и теплообмене, смешения неравновесных потоков, гидравлического сопротивления и так далее. Снижение внутренних потерь путем уменьшения термодинамической необратимости процессов связано с уменьшением их движущей силы, а, следовательно, с ухудшением их технологических показателей (снижение выхода полезного продукта при химической реакции, степени извлечения компонента при его выделении из смеси и тому подобное). Это противоречие является основой для термодинамической оптимизации, цель которой сводится к минимизации энергозатрат. Основу такой оптимизации составляет энергетический метод, поскольку он позволяет выразить в одинаковых единицах (через эксергию) энергетическую



ценность потоков энергии и вещества и учесть не только их количество, но и “качество”. Под качеством потока понимается следующее. “Высокопотенциальное” тепло в ходе любого процесса неизбежно превращается в “низкопотенциальное”, то есть его температура снижается. Поэтому “низкопотенциальное” тепло всегда имеется в избытке, и приходится искать способы его рационального использования. Проблема состоит не просто в экономии энергии, а “высокопотенциальной” энергии, то есть в сохранении ее качества.

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

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

Расчеты показывают [9], что в среднем потребление греющего пара на одну колонну диаметром 1,4 метра ~ 1,5 т/ч, что составляет сумму затрат более 110 тыс. евро в год.

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

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

Рассмотрим основные пути снижения энергозатрат процессов разделения смесей при проведении процессов ректификации [7, 9]:

1. Минимальная реконструкция КУ (контактных устройств) в ряде случаев может снизить энергозатраты на 5 - 10 %. В качестве минимальной

реконструкции массообменных тарелок можно отметить следующие изменения и дополнения в конструкциях:

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

Эти мероприятия улучшают гидродинамическую обстановку на контактных устройствах и, как следствие, повышается эффективность разделения, что дает возможность понизить флегмовое число и затраты на греющий пар в кипятильнике колонны.

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

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

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

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

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

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

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

Следует отметить, что в последние годы устаревшие барботажные тарелки часто меняются на новые высокоэффективные насадки. Это

обеспечивает кроме снижения энергозатрат на единицу продукции существенное повышение производительности массообменных колонн [7,9].

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

6. Рекуперация тепла продуктов разделения.

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

### **Контрольные вопросы**

1. Основные стадии и этапы проектирования промышленных аппаратов.
2. В чем заключается сущность проблемы масштабного перехода при проектировании?
3. Основные подходы решения проблемы масштабного перехода.
4. Основы метода сопряженного физического и математического моделирования промышленных аппаратов.
5. Общие принципы повышения эффективности и энергосбережения.
6. Пути снижения энергозатрат при ректификации.

## ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблица 1. Физические свойства жидкостей

Жидкость	Химическая формула	Мольная масса, кг/кмоль	Температура кипения, °С	Мольный объем, см <sup>3</sup> /моль
Азотная кислота	HNO <sub>3</sub>	63,1	86,0	5,7
Аммиак	NH <sub>3</sub>	17,0	-33,4	25,8
Ацетон	CH <sub>3</sub> COCH <sub>3</sub>	58,08	56	74,0
Бензол	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78,11	80,2	96,0
Вода	H <sub>2</sub> O	18,016	100	18,9
Изопропиловый спирт	C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> OH	60,09	82,4	81,4
Метиловый спирт	CH <sub>3</sub> OH	32,04	64,7	37,0
Сероуглерод	CS <sub>2</sub>	76,13	46,3	51,2
Толуол	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	92,13	110,8	133,2
Уксусная кислота	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	60,05	118	68,4
Хлороформ	CHCl <sub>3</sub>	119,38	61,2	90,3
Четыреххлористый углерод	CCl <sub>4</sub>	153,84	76,7	113,2
Этилацетат	CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	88,10	77,15	107,0
Этиловый спирт	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	46,07	78,3	59,2



Таблица 2. Равновесные составы жидкости ( $x$ ) и пара ( $y$ ) в мол. % и температуры кипения ( $t$ ) в °С двойных смесей при 760 мм рт. ст.

Смесь	$X$	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	Азеотропная смесь
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Азотная кислота - вода	$y$	0	0,3	1	5	16	46	83	95,5	98,7	99,5	99,9	100	38,3
	$t$	100	103,5	108,6	117,5	121,4	121,5	116	101,5	91,7	87,5	85,6	85,4	121,9
Аммиак – вода (735 мм рт. ст.)	$y$	0	49	72	89,3	97,6	99,2	100	100	100	100	100	100	-
	$t$	99,1	82,5	69,8	48	29,2	11,8	-4	-16,5	-24,5	-29,5	-32	-33,7	-
Ацетон – Бензол	$y$	0	14	24,3	40	51,2	59,4	66,5	73	79,5	86,3	93,2	100	-
	$t$	80,1	78,3	76,4	72,8	69,6	66,7	64,3	62,4	60,7	59,6	58,8	56,1	-
Ацетон – вода	$y$	0	60,3	72	80,3	82,7	84,2	85,5	86,9	88,2	90,4	94,3	100	-
	$t$	100	77,9	69,6	64,5	62,6	61,6	60,7	59,8	59	58,2	57,5	56,9	-
Ацетон – метиловый спирт	$y$	0	10,2	18,6	32,2	42,8	51,3	58,6	65,6	72,5	80	-	100	80
	$t$	64,5	63,6	62,5	60,2	58,7	57,6	56,7	56	55,3	55,05	-	56,1	55,05
Ацетон – этиловый спирт	$y$	0	15,5	26,2	41,7	52,4	60,5	67,4	73,9	80,2	86,5	92,9	100	-
	$t$	78,3	75,4	73	69	65,9	63,6	61,8	60,4	59,1	58	57	56,1	-

Продолжение табл. 2

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Бензол – толуол	<i>y</i>	0	11,5	21,4	38	51,1	61,9	71,2	79	85,4	91	95,9	100	-
	<i>t</i>	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2	-
Бензол – уксусная кислота	<i>y</i>	0	26	42	59	68,6	75	79	83	88	92,5	97	100	97,5
	<i>t</i>	118,7	111,4	105,8	99	94	90,3	88	85,7	83,5	82	80,8	80,2	80
Вода – уксусная Кислота	<i>y</i>	0	9,2	16,7	30,3	42,5	53	62,6	71,6	79,5	86,4	93	100	-
	<i>t</i>	118,1	115,4	113,8	110,1	107,5	105,8	104,4	103,3	102,1	101,3	100,6	100	-
Изопропиловый спирт – вода	<i>y</i>	0	48,5	53	60	64	66,5	68	68,4	70	77	83	100	68,5
	<i>t</i>	100	84,4	82,5	81,2	81	80,6	80,5	80,4	80,5	81	82,3	82,4	80,4
Метиловый спирт – бензол	<i>y</i>	0	38,5	50	56	58	59	60	61	62	66	75	100	61,4
	<i>t</i>	80,2	66,9	61,1	58,6	58	57,8	57,7	57,6	57,6	58	59,6	64,9	57,6
Метиловый спирт – вода	<i>y</i>	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87	91,5	95,8	100	-
	<i>t</i>	100	92,3	87,7	81,7	78	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66	64,5	-
Метиловый спирт - этиловый спирт	<i>y</i>	0	7,4	14,3	27,1	39,6	51,5	62,6	72,3	79,8	86,6	93,2	100	-
	<i>t</i>	78,3	77,2	76,5	75	73,6	72,2	70,8	69,4	68,2	66,9	65,9	64,9	-
Муравьиная кислота– уксусная кислота	<i>y</i>	0	8	14,6	26	38	48,5	57,6	66	74,6	83,6	92,2	100	-
	<i>t</i>	118,1	116	115,4	112,8	110,7	108,8	107	105,4	103,9	102,5	101,4	100,8	-

Продолжение табл.2

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Сероуглерод – ацетон	y	0	19	29	46	53,3	57,5	60,5	61	68	72,2	78	100	61
	t	56,2	51,2	48,3	43,5	41,3	40,3	39,6	39,3	39,3	39,6	40,9	46,3	39,3
Сероуглерод - четырёххлористый углерод	y	0	13,2	24	42,3	54,4	64,5	72,6	79,1	84,8	90,1	95	100	-
	t	76,7	73,7	71	66	62,3	59	56,1	53,7	51,6	49,6	47,9	46,3	-
Толуол – уксусная кислота	y	0	15,5	25,5	37,2	46	54,1	57	61,5	66,5	71,8	81	100	62,7
	t	118,1	111,3	108,9	105,6	103,3	101,7	100,8	100,6	100,6	100,9	102,6	110,8	100,6
Хлороформ - бензол	y	0	6,5	12,6	27,2	41	54,6	66	74,6	83	90,5	96,2	100	-
	t	80,6	80,1	79,6	78,4	77,2	75,9	74,5	73,1	71	68,7	65,7	61,5	-
Четырёххлористый углерод – этиловый спирт	y	0	21	33	48	54	56,5	58,8	62	65,8	72,2	82,3	100	63
	t	77,9	73,7	70,8	67,2	65,3	64,6	64	63,6	64	65,6	68,5	75,9	63,6
Этилацетат - уксусная кислота	y	0	14,4	28,7	50,6	65,4	77	85,6	92	96,1	98,9	99,8	100	-
	t	118,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	77,1	-
Этиловый спирт – бензол (750 мм рт. ст.)	y	0	18	28,6	36,8	40,5	43,5	46,5	49,5	53,5	60	71	100	44,8
	t	79,7	74,3	71,2	69	68,2	67,8	67,8	68,3	68,9	70,1	72,6	78,1	67,8
Этиловый спирт - вода	y	0	33,2	44,2	53,1	57,6	61,4	65,4	69,9	75,3	81,8	89,8	100	89,4
	t	100	90,5	86,5	83,2	81,7	80,8	80	79,4	79	78,6	78,4	78,4	78,15



Таблица 3. Плотность жидких веществ и водных растворов

Вещество	Плотность, кг/м <sup>3</sup>							
	при -20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Азотная кислота								
50 %-ная	-	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
100 %-ная	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
Аммиак жидкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	-	900	879	858	836	815	793	769
Вода	-	1000	998	992	983	972	958	943
Изопропиловый спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Метиловый спирт								
40 %-ный	-	946	935	924	913	902	891	880
100 %-ный	828	810	792	774	756	736	714	
Сероуглерод	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Уксусная кислота								
50 %-ная	-	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
100 %-ная	-	1072	1048	1027	1004	981	958	922
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Четыреххлористый углерод	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Этилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Этиловый спирт	823	806	789	772	754	735	716	693

Таблица 4. Теплота испарения жидких веществ

Вещество	Теплота испарения, ккал/кг							
	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С	140 °С
Аммиак	302	284	263	238	208	169	113	-
Ацетон	135	132	128	124	118	113	107	100
Бензол	107	104	101	97,5	94,3	90,5	86,7	82,6
Вода	595	584,2	573,5	562,5	551,3	539,3	526,7	513,1
Изопропиловый спирт	185	179	173	167	160	152	144	133
Метиловый спирт	286	280	273	265	253	242	227	213
Сероуглерод	89,4	87,6	85,1	82,2	79,1	75,5	71,7	67,4
Толуол	99	97,3	95,1	92,8	90,5	88	85,2	82,1
Уксусная кислота	-	84,1	87,2	89,6	91,6	93,1	93,2	91,8
Хлороформ	64,8	62,8	61	59,1	57,2	55,2	53,2	51,2
Четыреххлористый углерод	52,1	51	49,7	48,2	46,2	44,3	42,3	40,1
Этилацетат	102	98,2	95,3	92,1	88,7	84,9	80,6	75,7
Этиловый спирт	220	218	215	210	203	194	182	170

Таблица 5. Удельная теплоемкость жидких веществ и водных растворов

Вещество	Удельная теплоемкость, ккал/кг·град							
	при -20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Азотная кислота	0,415	0,418	0,42	0,425	0,43	0,435	0,44	0,445
Аммиак жидкий	1,08	1,1	1,13	1,16	1,22	1,3	1,37	1,48
Ацетон	0,49	0,505	0,52	0,535	0,55	0,566	0,581	0,596
Бензол	-	0,39	0,413	0,436	0,46	0,483	0,506	0,52
Вода	-	1,01	0,999	0,998	1,0	1,0	1,01	1,02
Изопропиловый спирт	0,525	0,564	0,635	0,706	0,777	0,847	0,917	0,987
Метиловый спирт	0,569	0,589	0,613	0,637	0,66	0,684	0,708	0,732
Сероуглерод	0,232	0,235	0,238	0,242	0,245	0,248	0,252	0,255
Толуол	0,363	0,385	0,407	0,429	0,451	0,473	0,494	0,506
Уксусная кислота	-	0,45	0,476	0,502	0,527	0,553	0,579	0,605
Хлороформ	0,23	0,287	0,244	0,251	0,258	0,265	0,272	0,279
Четыреххлорис- тый углерод	0,194	0,2	0,206	0,213	0,22	0,226	0,233	0,24
Этилацетат	0,424	0,441	0,458	0,475	0,493	0,51	0,527	0,544
Этиловый спирт	0,505	0,547	0,593	0,648	0,708	0,769	0,839	0,909

Таблица 6. Удельная теплота конденсации водяного пара, кДж/кг

Давление пара (абсолютное), кгс/см <sup>2</sup>	Температура пара, °С	Удельная теплота конденсации, кДж/кг	Давление пара (абсолютное), кгс/см <sup>2</sup>	Температура, °С	Удельная теплота конденсации, кДж/кг	Давление пара (абсолютное), кгс/см <sup>2</sup>	Температура, °С	Удельная теплота конденсации, кДж/кг
1,0	99,1	2264	5,00	151,1	2117	13,00	190,7	1984
1,2	104,2	2249	6,00	158,1	2095	14,00	194,1	1968
1,4	108,7	2237	7,00	164,2	2075	15,00	197,4	1956
1,6	102,7	2227	8,00	169,6	2057	16,00	200,4	1943
1,8	116,3	2217	9,00	174,5	2040	17,00	203,4	1931
2,0	119,6	2208	10,00	179,0	2024	18,00	206,2	1920
3,0	132,9	2171	11,00	183,2	2009	19,00	208,8	1909
4,0	142,9	2141	12,00	187,1	1995	20,00	211,4	1898

Таблица 7. Вязкость жидких веществ и водных растворов

Вещество	Вязкость, сПз											
	при -20 °С	при -10 °С	при 0 °С	при 10 °С	при 20 °С	при 30 °С	при 40 °С	при 50 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Азотная кислота	1,49	1,24	1,05	0,92	0,8	0,72	0,64	0,57	0,5	0,39	0,35	0,31
Аммиак жидкий	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	-	-	-
Ацетон	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17	0,15
Бензол	-	-	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261	0,219
Вода	-	-	1,79	1,31	1,0	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232
Изопропиловый спирт	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29
Метиловый спирт	1,16	0,97	0,871	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,29	0,24	0,21
Серовуглерод	0,556	0,488	0,433	0,396	0,366	0,319	0,29	0,27	0,25	0,21	0,19	0,17
Толуол	1,06	0,9	0,768	0,667	0,586	0,522	0,466	0,42	0,381	0,319	0,271	0,231
Уксусная кислота	-	-	-	-	1,22	1,04	0,9	0,79	0,7	0,56	0,46	0,37
Хлороформ	0,9	0,79	0,7	0,63	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,33	0,29	0,26
Четыреххлористый углерод	1,9	1,68	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387	0,323
Этилацетат	0,79	0,67	0,578	0,507	0,449	0,4	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21	0,178
Этиловый спирт	0,38	2,23	1,78	1,46	1,19	1,0	0,825	0,701	0,591	0,435	0,326	0,248

Таблица 8. Вязкость  $\mu$  (сПз) пара

Вещество	Температура, °С								
	0	100	200	300	400	500	600	700	800
Аммиак	0,0091	0,0128	0,0165	0,0199	0,0234	0,0264	0,0293	0,0321	0,0348
Ацетон	0,0069	0,0094	0,0121	0,0147	0,0174	0,02	0,0228	-	-
Бензол	0,007	0,0092	0,0121	0,0146	0,0172	0,0198	0,0233	-	-
Водяной пар	0,0085	0,0123	0,0161	0,0198	0,0232	0,0266	0,0299	0,0331	0,0361
Изопропиловый спирт	0,0072	0,0099	0,0124	0,0176	0,0202	-	-	-	-
Метиловый спирт	0,0088	0,0123	0,0157	0,0191	0,0226	0,0261	0,0296	-	-
Сероуглерод	0,009	0,0127	0,0162	0,0198	0,0235	0,0271	0,0312	0,0348	0,0389
Толуол	0,0066	0,0089	0,011	0,0132	0,0154	0,0175	0,0196	-	-
Уксусная кислота	0,00725	0,0104	0,0135	0,0165	0,02	0,0232	0,0265	0,03	0,0332
Хлороформ	0,00104	0,0132	0,016	0,0185	0,0215	0,0235	0,0265	0,0288	0,0315
Четыреххлористый углерод	0,0092	0,0123	0,0153	0,0182	0,0212	0,024	0,0269	-	-
Этилацетат	0,0092	0,0101	0,0125	0,015	0,0173	0,0200	0,022	0,0244	0,0265
Этиловый спирт	0,0079	0,0108	0,0137	0,0167	0,0197	0,0226	0,0257	-	-

Таблица 9. Поверхностное натяжение жидких веществ и водных растворов

Вещество	Поверхностное натяжение, Н\м · 10 <sup>3</sup>							
	при -20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Азотная кислота	48,3	44,8	41,4	38,2	35,2	32,4	29,8	27,4
Аммиак жидкий	38	27	21,2	16,8	12,8	-	-	-
Ацетон	28,7	26,2	23,7	21,2	18,6	16,2	13,8	11,4
Бензол	-	31,7	29	26,3	23,7	21,3	18,8	16,4
Вода	-	75,6	72,8	69,6	66,2	62,6	58,9	54,9
Изопропиловый спирт	24,7	23,2	21,7	20,1	18,5	17	15,5	14
Метиловый спирт	26,6	24,5	22,6	20,9	19,3	17,6	15,7	13,6
Сероуглерод	38,3	35,3	32,3	29,4	26,5	23,6	20,7	17,8
Толуол	33	30,7	28,5	26,2	23,8	21,5	19,4	17,3
Уксусная кислота	-	29,7	27,8	25,8	23,8	21,8	19,8	18
Хлороформ	32,8	30	27,2	24,4	21,7	19	16,3	13,6
Четыреххлорис- тый углерод	31	29,5	26,9	24,5	22	19,6	17,3	15,1
Этилацетат	29,5	26,9	24,3	21,7	19,2	16,8	14,4	12,1
Этиловый спирт	25,7	24	22,3	20,6	19	17,3	15,5	13,4

Таблица 10. Давление пара жидкостей

Жидкость	Давление, мм рт. ст.													
	при 0 °С	при 10 °С	при 20 °С	при 30 °С	при 40 °С	при 50 °С	при 60 °С	при 70 °С	при 80 °С	при 90 °С	при 100 °С	при 110 °С	при 120 °С	при 130 °С
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Азотная кислота	12,5	25,0	43,2	78,3	137,0	223	320	456	630	-	-	-	-	-
Ацетон	66,8	116	185	283	422	613	861	1190	1611	2142	2797	3594	4547	5670
Бензол	26,5	45,4	74,7	118	181	269	389	547	754	1016	1344	1748	2238	2825
Аммиак	3559,3	4421,9	5380,5	6408,1	7297,6	10241,2	17816,5	25054,9	31507,3	37959,7	44412	-	-	-
Вода	4,6	9,2	17,5	31,8	55,3	92,5	149	234	355	526	760	1075	1489	2026
Дихлорэтан	20,7	34,1	60,5	97,7	152	229	338	480	664	906	1220	1600	2040	2580
Изопропиловый спирт	8,9	17	32,4	59,1	106	177	289	455	692	1021	1460	2020	2790	3800
Метиловый спирт	26,9	54,7	96	160	261	406	625	927	1341	1897	2621	3651	4751	6242
Муравьиная кислота	-	18,9	33,1	52,2	82,6	126	190	280	398	552	753	-	-	-
Нитробензол	-	-	-	-	-	-	-	4,8	7,5	19,9	20,9	32,5	48	69,5
Сероуглерод	128	198	298	435	618	857	1165	1552	2033	2619	3385	4220	5250	6440
Толуол	9,7	18,2	25,5	39,5	64	98	147	204	299	408	571	751	973	1350
Уксусная кислота	-	-	11,7	20,6	34,8	56,6	88,9	136	202	294	417	581	794	1068



Продолжение табл. 10

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Фенол (расплавленный)	-	-	-	-	-	2	4,2	8,4	14,7	24,6	40,4	64,7	99,2	145
Хлорбензол														
Хлороформ	2,5	4,9	8,8	15,5	26	42	65,5	97,9	145	208	293	403	543	719
Четыреххлористый углерод	61	101	106	246	366	526	740	1019	1403	1865	2429	3111	3926	4885
Этилацетат														
Этиловый спирт	33	56	91	143	216	317	451	622	843	1122	1463	1880	2391	3002
	24,3	42,7	72,8	119	186	282	415	596	833	1130	1515	1995	2585	3300
	12,2	23,6	43,9	78,8	135	222	353	543	813	1187	1692	2360	3223	4320

Таблица 11. Техническая характеристика тарелок типов ТС-Р и ТС-Р2 (ОСТ 26 – 805 – 73) (ситчатые)

Диаметр колонны, $D$ , мм	Тип тарелки	Свободное сечение колонны, $\frac{2}{m}$	Рабочее сечение тарелки	Диаметр отверстия $d$ , мм				Сечение перелива, $\frac{2}{m}$	Относит. площадь перелива, $\frac{2}{m}$	Периметр слива $L_c$ , м	Масса, кг
				3	4	5	8				
				Шаг между отверстиями $t$ , мм							
				7-12	8-15	10-17	16-15				
Относительное свободное сечение тарелки, %											
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1200	ТС-Р	1,13	1,01	8,4-2,75	11,1-3,13	11,1-3,4	11,1-4,5	0,06	5,3	0,722	62
	ТС-Р2	1,13	0,896	7,65-2,6	10,4-2,97	10,4-3,25	10,4-4,28	0,117	10,53	0,884	58
1400	ТС-Р	1,54	1,368	8,5-3,48	13,9-3,96	13,9-4,3	13,9-5,71	0,087	5,65	0,86	72
	ТС-Р2	1,54	1,072	8,5-3,23	12,9-3,67	12,9-3,99	12,9-5,29	0,234	19,2	1,135	73
1600	ТС-Р	2,01	1,834	10,4-3,58	14,7-4,06	14,7-4,42	14,7-5,86	0,088	4,4	0,795	89
	ТС-Р2	2,01	1,426	10,3-3,5	14,1-3,98	14,1-4,32	14,1-5,74	0,292	14,5	1,28	85
1800	ТС-Р	2,54	2,294	13,8-4,7	18,8-5,34	18,8-5,8	18,8-7,69	0,123	4,86	1,05	115
	ТС-Р2	2,54	1,64	13,2-4,5	18-5,14	18-5,57	18-7,4	0,45	17,7	1,52	96,5
2000	ТС-Р	3,14	2,822	11,6-3,95	15,8-4,5	15,8-4,89	15,8-6,49	0,159	5,06	1,19	120
	ТС-Р2	3,14	2,09	8,2-2,78	11,4-3,17	11,4-3,44	11,4-4,57	0,525	16,7	1,66	107
2200	ТС-Р	3,8	3,478	13,3-4,48	17,9-5,08	17,9-5,52	17,9-7,32	0,161	4,25	1,24	138
	ТС-Р2	3,8	2,46	7,9-2,68	10,7-3,06	10,7-3,32	10,7-4,37	0,67	15	1,85	137
2400	ТС-Р	4,52	3,9	11,1-3,78	15,3-4,29	15,3-4,62	15,3-6,18	0,317	6,9	1,57	172
	ТС-Р2	4,52	2,96	9,2-6,12	12,5-3,59	12,5-3,85	12,5-5,11	0,77	17	2	162,5
2600	ТС-Р	5,3	1,784	12,2-4,17	16,7-4,73	16,7-5,3	16,7-6,81	0,258	4,88	1,54	200
	ТС-Р2	5,3	3,27	7,5-2,58	10,4-2,9	10,4-3,15	10,4-4,18	1,015	19,2	2,25	188

Продолжение табл.11

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
2800	TC-P	6,16	5,64	13,7-4,65	18,6-5,28	18,6-5,73	18,6-7,6	0,26	4,2	1,575	218
	TC-P2	6,16	3,96	7,75-2,64	10,5-2,99	10,5-3,26	10,5-4,32	1,1	17,0	2,385	189
3000	TC-P	7,06	6,43	12,5-4,27	17,1-4,83	17,1-5,25	17,1-6,96	0,315	4,4	1,715	340
	TC-P2	7,06	4,52	5,5-1,87	7,5-2,12	7,5-2,31	7,5-3,06	1,27	18	2,61	220
3200	TC-P	8,04	7,268	13-4,42	17,7-5,02	17,7-5,45	17,7-7,23	0,385	4,7	1,86	265
	TC-P2	8,04	5,03	8,7-2,96	11,8-3,37	11,8-3,65	11,8-4,85	1,505	18,7	2,74	255
3400	TC-P	9,06	8,308	11,9-4,07	16,3-4,61	16,3-5	16,3-6,64	0,376	4,16	1,905	290
	TC-P2	9,06	5,88	9,2-3,12	12,5-3,56	12,5-3,85	12,5-5,13	1,59	17,6	2,87	270
3600	TC-P	10,2	9	11,9-4,05	16,2-4,6	16,2-5	16,2-6,64	4,59	5,7	2,24	305
	TC-P2	10,2	6,3	8,11-2,75	11,1-3,13	11,1-3,4	11,1-4,52	1,95	19,1	3,1	295

## Клапанная прямоточная тарелка.

Таблица 12. Технические характеристики однопоточных тарелок типа ТКП (ОСТ 26 – 02 – 1401 – 77)

Диаметр колонны, мм	Свободное сечение $\frac{2}{2}$ колонны, м	Рабочее сечение $\frac{2}{2}$ тарелки, м	Периметр слива, м	Сечение перелива, м <sup>2</sup>	Шаг $t$ , мм								
					50			75			100		
					Относитель- ное свободное сечение тарелки %	Число клапанов	Число рядов клапанов на поток	Относитель- ное свободное сечение тарелки %	Число клапанов	Число рядов клапанов на поток	Относитель- ное свободное сечение тарелки %	Число клапанов	Число рядов клапанов на поток
<b>Тарелка модификации А</b>													
1000	0,78	0,5	0,84	0,14	7,69	48	6	5,12	32	4	-	-	-
1200	1,13	0,79	0,97	0,17	10,44	94	9	6,63	60	6	5,57	50	5
1400	1,54	1,1	1,12	0,22	11,42	140	12	7,79	96	8	5,84	72	6
1600	2,01	1,47	1,26	0,27	13,23	212	15	8,25	132	10	6,36	102	8
1800	2,55	1,83	1,43	0,3	13,23	268	17	8,46	172	11	6,90	140	9
2000	3,14	2,24	1,6	0,45	13,65	342	19	9,36	234	13	7,03	176	10
2200	3,80	2,76	1,74	0,52	14,26	432	22	9,44	286	15	7,13	216	11
2400	4,52	3,21	1,92	0,66	14,55	524	24	9,55	344	16	7,20	260	12
2600	5,30	3,84	2,05	0,74	14,91	630	27	9,98	422	18	7,71	326	14
2800	6,15	4,41	2,23	0,87	15,25	748	29	10,12	496	19	7,75	380	15
3000	7,07	5,01	2,4	1,03	14,87	838	31	9,95	560	21	7,28	410	16
3200	8,04	5,76	2,54	1,14	15,32	982	34	10,51	674	23	7,70	496	17
3400	9,08	6,44	2,72	1,32	15,38	1112	36	10,22	740	24	7,62	556	18
3600	10,20	7,39	2,85	1,4	15,87	1290	39	9,84	800	26	7,83	636	20
3800	11,30	8,08	3,03	1,61	15,8	1424	41	10,45	938	27	8,66	780	21
4000	12,60	8,96	3,2	1,82	15,83	1590	43	10,67	1072	29	8,08	812	22

Продолжение табл. 12

Диаметр колонны, мм	Свободное сечение колонны, м <sup>2</sup>	Рабочее сечение тарелки, м <sup>2</sup>	Периметр слива, м	Сечение перелива, м <sup>2</sup>	Шаг <i>t</i> , мм								
					50			75			100		
					Относитель- ное свободное сечение тарелки %	Число клапанов	Число рядов клапанов на поток	Относитель- ное свободное сечение тарелки %	Число клапанов	Число рядов клапанов на поток	Относитель- ное свободное сечение тарелки %	Число клапанов	Число рядов клапанов на поток
<b>Тарелка модификации Б</b>													
1000	0,78	0,6	0,76	0,09	10,3	64	8	5,76	36	5	4,48	28	4
1200	1,13	0,93	0,84	0,01	13,36	120	12	7,57	68	8	6,01	54	6
1400	1,54	1,3	0,93	0,12	14,34	176	16	10,12	124	11	7,46	92	8
1600	2,01	1,65	1,12	0,18	14,72	236	18	10,5	168	12	7,86	126	9
1800	2,55	2,17	1,2	0,19	16	328	22	10,62	216	15	7,1	144	11
2000	3,14	2,68	1,32	0,23	16,87	422	25	10,15	254	17	8,88	222	13
2200	3,80	3,18	1,51	0,31	16,57	502	27	11,23	340	18	5,7	260	14
2400	4,52	3,77	1,65	0,37	17,23	620	30	11,43	412	20	8,78	316	15
2600	5,30	4,52	1,73	0,39	18,23	770	34	12,35	522	23	9,14	368	17
2800	6,15	5,35	1,8	0,4	18,58	910	38	12,45	610	25	9,31	456	19
3000	7,07	5,94	2,04	0,56	18,18	1024	39	12,15	684	26	9,3	524	20
3200	8,04	6,88	2,11	0,58	18,82	1210	43	12,76	818	29	9,68	620	22
3400	9,08	7,76	2,26	0,68	18,91	1368	46	12,66	916	31	9,5	688	23
3600	10,20	8,73	2,38	0,73	19,11	1554	49	12,77	1036	33	9,67	786	25
3800	11,30	9,54	2,57	0,88	19,08	1720	51	12,65	1140	34	9,72	876	26
4000	12,60	10,78	2,64	0,91	19,38	1946	55	12,98	1304	37	9,84	988	28

Таблица 13. Техническая характеристика колпачковых тарелок типа ТСК – 1 (ОСТ 26 - 01 - 282 - 71)

Диаметр колонны	400	500	600	800	1000
Свободное сечение колонны, м <sup>2</sup>	0,126	0,196	0,28	0,503	0,78
Длина линии барботажа, м	1,33	2,45	3,25	6	9,3
Периметр слива, м	0,302	0,4	0,48	0,57	0,8
Площадь слива, м <sup>2</sup>	0,005	0,007	0,012	0,021	0,05
Площадь паровых патрубков, м <sup>2</sup>	0,008	0,015	0,027	0,049	0,073
Относительная площадь прохода паров, %	6,35	8	10	9,7	9
Число колпачков	7	13	13	24	37
Диаметр колпачка, мм	60	60	80	80	80
Шаг, мм	90	90	110	110	110
Высота Н, мм					
исполнение 1	50	50	55	55	55
исполнение 2	60	60	70	70	70
Масса тарелки, кг					
исполнение 1	10	13	18	28	39
исполнение 2	10,7	13,88	21,3	30,4	42,7

Таблица 14. Масса клапанных тарелок типа ТКП

Диаметр колонны, мм	Масса тарелки, кг (не более)		
	из углеродистой стали		из легированной стали
	общая	из коррозионно- стойкой стали	
1000	80	45	55
1200	95	55	70
1400	125	70	90
1600	145	80	100
1800	170	100	125
2000	200	120	145
2200	225	135	170
2400	270	160	200
2600	290	175	220
2800	330	200	240
3000	360	220	270
3200	470	280	350
3400	500	300	395
3600	570	340	445
3800	620	370	480
4000	670	400	520

Таблица 15. Колпачки капсульные стальные ГОСТ 9634-64

Обозначение типо-размеров	Размеры колпачка			Прорези		Размеры парового патрубка, мм				Масса колпачка, кг
	$d_k$	$h_k$	$\delta$	кол-во	высота $l$ , мм	$d_B$	$d_U$	$h_n$	$d_H$	
К-80	80	80	2,0	30	20	55	57	70	60	0,76
К-80	80	80	2,0	30	30	55	57	70	60	0,74
К-100	100	90	2,0	36	20	68	70	75	65	1,15
К-100	100	90	2,0	36	30	68	70	75	65	1,10
К-150	150	100	2,0	56	20	92	95	80	70	2,46
К-150	150	100	2,0	56	30	92	95	80	70	2,40

Таблица 16. Основные параметры колпачковых тарелок.  
Однопоточные тарелки (разборные)

Диаметр, мм	Периметр слива, мм	Рабочая площадь тарелки, %	Свободное сечение тарелки, %	Число колпачков, шт.	Диаметр колпачка, мм	Шаг колпачка, мм	Масса тарелки, кг
1000	682	57,9	11,3	43	80	110	90
1200	830	58,6	9,6	39	100	140	119
1400	1094	54,0	8,8	49	100	140	152
1600	1258	55,7	9,1	66	100	140	191
2000	1418	57,6	9,4	86	100	140	230
2200	1472	64,2	10,1	114	100	140	306
2400	1632	65,7	10,3	141	100	140	386
2600	1794	65,3	10,3	168	100	140	419
3000	1952	66,6	10,6	202	100	140	526
3200	2112	67,5	10,7	238	100	140	575
3400	2392	67,1	14,4	169	150	190	864
3600	2900	61,6	13,1	194	150	190	1000



## Техническая характеристика тарелок типа ТСК-Р (колпачковые) (по ОСТ 26 – 808 – 73)

Диаметр колонны $D$ , мм	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200	2400	2600	2800	3000	3200	3400	3600
Свободное сечение колонны, м <sup>2</sup>	0,78	1,13	1,54	2,01	2,54	3,14	3,81	4,52	5,31	6,16	7,07	8,04	9,08	10,18
Длина линии барботажа, м	10,8	12,3	15,4	20,7	25,8	36,4	44,6	52,8	60,3	72,8	80,4	75,4	83,8	87,6
Периметр слива $L_c$ , м	0,665	0,818	1,09	1,238	1,419	1,455	1,606	1,775	2,032	2,096	2,39	2,36	2,62	2,88
Сечение перелива, м <sup>2</sup>	0,064	0,099	0,198	0,269	0,334	0,33	0,412	0,505	0,674	0,686	0,902	0,88	1,128	1,441
Свободное сечение тарелки, м <sup>2</sup>	0,09	0,129	0,162	0,219	0,272	0,385	0,471	0,557	0,638	0,769	0,849	1,18	1,32	1,37
Относительная площадь для прохода паров, %	11,5	11,4	10,5	10,9	10,7	12,2	12,3	12,3	12,1	12,5	12,1	14,6	14,5	13,5
Масса, кг	57,8	68,6	90,3	118,3	146	179,3	211,6	240,8	305	349,7	355	509	546	582

Таблица 17. Характеристики насадок

Насадки	$a_v$ , м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	$\epsilon_{св}$ , м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	$d_3$ , м	число штук в 1 м <sup>3</sup>	масса 1 м <sup>3</sup> , кг
Керамические кольца Рашига					
10×10×1,5 мм	440	0,7	0,006	700000	700
15×15×2 мм	330	0,7	0,009	220000	690
25×25×3 мм	200	0,74	0,015	50000	530
35×35×4 мм	140	0,78	0,022	18000	530
50×50×5 мм	90	0,785	0,035	6000	530
Стальные кольца Рашига					
10×10×0,5 мм	500	0,88	0,007	770000	960
15×15×0,5 мм	350	0,92	0,012	240000	660
25×25×0,8 мм	220	0,92	0,017	55000	640
50×50×1 мм	110	0,95	0,035	7000	430
Керамические кольца Палля					
25×25×3 мм	220	0,74	0,014	46000	610
35×35×4 мм	165	0,76	0,018	18500	540
50×50×5 мм	120	0,78	0,026	5800	520
60×60×6 мм	96	0,79	0,033	3350	520
Стальные кольца Палля					
15×15×0,4 мм	380	0,9	0,01	230000	525
25×25×0,6 мм	235	0,9	0,015	52000	490
35×35×0,8 мм	170	0,9	0,021	18200	455
50×50×1 мм	108	0,9	0,033	6400	415
Керамические седла Берля					
12,5 мм	460	0,68	0,006	570000	720
25 мм	260	0,69	0,011	78000	670
38 мм	165	0,7	0,017	30500	670
Керамические седла Инталокс					
12,5 мм	625	0,78	0,005	730000	545
19 мм	335	0,77	0,009	229000	560
25 мм	255	0,775	0,012	84000	545
38 мм	195	0,81	0,017	25000	480
50 мм	118	0,79	0,027	9350	530

Таблица 18. Коэффициенты диффузии газов и паров в воздухе (при нормальных условиях)\*

Газ	$D_0 \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{с}$	$D_0, \text{ м}^2/\text{ч}$
Азот	13,2	0,0175
Аммиак	17,0	0,0612
Бензол	7,7	0,0277
Водород	61,1	0,22
Водяной пар	21,9	0,079
Диоксид серы	10,3	0,037
Диоксид углерода	13,8	0,0497
Диэтиловый эфир	7,8	0,028
Кислород	17,8	0,064
Метиловый спирт	13,3	0,0478
Серный ангидрид	9,4	0,034
Серовуглерод	8,9	0,0321
Хлористый водород	13,0	0,0467
Этиловый спирт	10,2	0,0367

\* При других температурах и давлениях  $D = D_0 \frac{P_0}{P} \left( \frac{T}{T_0} \right)^{3/2}$

Таблица 19. Коэффициенты диффузии некоторых газов в воде при 20 °С

Газ	$D \cdot 10^9, \text{ м}^2/\text{с}$	$D \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{ч}$
Азот	1,9	6,9
Аммиак	1,8	6,6
Водород	5,3	19,1
Диоксид углерода, оксид азота	1,8	6,4
Кислород	2,1	7,5
Сероводород	1,6	5,8
Хлористый водород (при 12 °С)	2,3	8,3

\* При других температурах  $D_t = D_{20} [1 + 0,02 (t - 20)]$

Таблица 20. Основные физические свойства некоторых газов

Название	Плотность при 0 °С и 760 мм рт. ст., кг/м <sup>3</sup>	Молекулярная масса	Удельная теплота испарения при 760 мм рт. ст., кДж/кг	Вязкость $\mu_0$ при 0 °С и $p_{абс} = 1 \text{ кгс/см}^2$	
				$10^6 \text{ Па} \cdot \text{с}$	константа С уравнения
Азот	1,25	28	199,4	17	114
Аммиак	0,77	17	1374	9,18	626
Аргон	1,78	39,9	163	20,9	142
Ацетилен	1,171	26,0	830	9,35	198
Бензол	–	78,1	394	7,2	–
Бутан	2,673	58,1	387	8,1	377
Воздух	1,293	(29,0)	197	17,3	124
Водород	0,0899	2,02	455	8,42	73
Гелий	0,179	4,0	19,5	18,8	78
Диоксид азота	–	46,0	712	–	–
Диоксид серы	2,93	64,1	394	1,7	396
Диоксид углерода	1,98	44,0	574,0	13,7	254
Кислород	1,429	32	213	20,3	131
Метан	0,72	16,0	511	10,3	102
Оксид углерода	1,25	28,0	212	16,6	100
Пентан	–	72,2	360	8,74	–
Пропан	2,02	44,1	427	7,95 (18 °С)	278
Пропилен	1,91	42,1	440	8,35 (20 °С)	322
Сероводород	1,54	34,1	549	11,66	–
Хлор	3,22	70,9	306	12,9 (16 °С)	351
Хлористый метил	2,3	50,5	406	9,89	454
Этан	1,36	30,1	486	8,5	287
Этилен	1,26	28,1	482	9,85	241

Таблица 21. Значения коэффициента Генри  $E$  для водных растворов некоторых газов  
(в таблице даны значения  $E \cdot 10^{-6}$  в мм рт. ст.)

Газ	Температура, °С										
	0	5	10	15	20	25	30	40	60	80	100
Азот	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	79,2	90,9	95,9	95,4
Ацетилен	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,01	1,11	–	–	–	–
Бром	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056	0,0688	0,101	0,191	0,307	–
Водород	44	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7	55,4	57,1	58,1	57,4	56,6
Воздух	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7	58,6	66,1	76,5	81,7	81,6
Диоксид углерода	0,553	0,666	0,792	0,93	1,08	1,24	1,41	1,77	2,59	–	–
Кислород	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,3	36,1	40,7	47,8	52,2	53,3
Метан	17	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,1	39,5	47,6	51,8	53,3
Оксид углерода	26,7	30	33,6	37,2	40,7	44	47,1	52,9	62,5	64,3	64,3
Сероводород	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,566	0,782	1,03	1,12
Хлор	0,204	0,25	0,297	0,346	0,402	0,454	0,502	0,6	0,731	0,73	–
Этан	9,55	11,8	14,4	17,2	20	23	26	32,2	42,9	50,2	52,6
Этилен	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67	9,62	–	–	–	–

Таблица 22. Характеристики насадок

Насадки	$a_v$ , м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	$\epsilon_{св}$ , м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	$d_3$ , м	Число штук в 1 м <sup>3</sup>	Масса 1 м <sup>3</sup> , кг
Керамические кольца Рашига					
10*10*1,5 мм	440	0,7	0,006	700000	700
15*15*2 мм	330	0,7	0,009	220000	690
25*25*3 мм	200	0,74	0,015	50000	530
35*35*4 мм	140	0,78	0,022	18000	530
50*50*5 мм	90	0,785	0,035	6000	530
Стальные кольца Рашига					
10*10*0,5 мм	500	0,88	0,007	770000	960
15*15*0,5 мм	350	0,92	0,012	240000	660
25*25*0,8 мм	220	0,92	0,017	55000	640
50*50*1 мм	110	0,95	0,035	7000	430
Керамические кольца Палля					
25*25*3 мм	220	0,74	0,014	46000	610
35*35*4 мм	165	0,76	0,018	18500	540
50*50*5 мм	120	0,78	0,026	5800	520
60*60*6 мм	96	0,79	0,033	3350	520
Стальные кольца Палля					
15*15*0,4 мм	380	0,9	0,01	230000	525
25*25*0,6 мм	235	0,9	0,015	52000	490
35*35*0,8 мм	170	0,9	0,021	18200	455
50*50*1 мм	108	0,9	0,033	6400	415
Керамические седла Берля					
12,5 мм	460	0,68	0,006	570000	720
25 мм	260	0,69	0,011	78000	670
38 мм	165	0,7	0,017	30500	670
Керамические седла Инталокс					
12,5 мм	625	0,78	0,005	730000	545
19 мм	335	0,77	0,009	229000	560
25 мм	255	0,775	0,012	84000	545
38 мм	195	0,81	0,017	25000	480
50 мм	118	0,79	0,027	9350	530

**БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК**

1. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М.: Химия, 1978.
2. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – 3-е изд. М.: Высшая школа, 1979.
3. Рамм В.М. Абсорбция газов. Изд. 2-е. М.: Химия, 1976.
4. Технологические расчеты установок переработки нефти: Учеб.пособие для вузов / Танатаров М.А., Ахметшина М.Н., Фасхутдинов Р.А. и др. М.: Химия, 1987.
5. Стабников В.Н. Ректификационные аппараты. – Расчет и конструирование. М.: Машиностроение, 1965.
6. Скобло А.И., Трегубова И., Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – 2-е изд. М.: Химия, 1982.
7. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Модернизация установок переработки углеводородных смесей. Казань: КГЭУ, 2004.
8. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф. Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками Казань: Издательство «Печатный двор», 2003.
9. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке. Казань: Издательство «Печатный двор», 2002.
10. Елизаров В.И., Минеев Н.Г. Проектирование ректификационных аппаратов в режиме диалога с ЭВМ. Метод. указания. Казань: КХТИ, 1991.
11. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия., 1976.
12. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Под. ред. Ю.И. Дытнерского. М.: Химия, 1983.
13. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. Казань: Изд-во Казанского госуд. ун-та, 1993.
14. Флореа О., Смигельский О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии. М.: Химия, 1971.
15. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / Розен А.М., Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др.; под ред. А.М. Розена. М.: Химия, 1980.

16. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник / Рабинович Г.Г., Рябых П.М., Хохряков П.А. и др.; Под ред. Е.Н.Судакова. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1979.

17. Лаптев А.Г., Дьяконов С.Г. Математическое моделирование процессов массо- и теплоотдачи в газовой фазе насадочных колонн // Хим. пром-ть. 1993. №6.

18. Лаптев А.Г., Данилов В.А., Ильяшенко Е.Б. Расчет процесса физической абсорбции в насадочной колонне. Метод. указания. Казань: КГТУ, 1996.

19. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии.: Учебное пособие для вузов / Под ред. чл.-корр. П.Г. Романкова.- 9 изд. Л.: Химия, 1981.

20. Шарапов В.И., Сивухина М.А. Декарбонизаторы. Ульянов.гос.техн.ун-т. – Ульяновск: УлГТУ, 2000.

21. Лаптев А.Г., Шигапов И.М., Данилов В.А. Устройство и расчет насадочных декарбонизаторов в водоподготовке: Учеб. Пособие / Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2002 г.

22. Лаптев А.Г. Основы САПР теплообменных установок: Учеб. пособие. Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2002 г.



## О Г Л А В Л Е Н И Е

Введение .....	3
<b>1. Процессы ректификации, абсорбции и десорбции</b>	
1.1. Основные закономерности массо – и теплообменных процессов .....	4
1.2. Общие сведения о ректификации и абсорбции. ....	15
1.3. Тарельчатые аппараты. ....	17
1.4. Насадочные аппараты .....	22
1.5. Современные насадки «Инжехим» .....	26
Контрольные вопросы .....	28
<b>2. Расчет ректификационной установки</b>	
2.1. Схема простой ректификационной установки .....	29
2.2. Алгоритм проектирования ректификационных колонн .....	32
2.3. Расчет флегмового числа и теоретических тарелок. ....	32
2.4. Тепловой расчет ректификационной установки .....	38
2.5. Гидравлический расчет ректификационной колонны .....	42
2.6. Расчет числа реальных тарелок .....	54
2.7. Техико – экономический расчет и анализ проекта .....	57
2.8. Примеры расчетов тарельчатой ректификационной колонны с различными тарелками .....	60
2.9. Расчет ректификационной колонны с насадкой .....	98
2.10. Пример расчета .....	101
Контрольные вопросы .....	108
<b>3. Расчет насадочных абсорберов</b>	
3.1. Схема аппарата .....	110
3.2. Расчет физической абсорбции по модели идеального вытеснения. ....	111
3.3. Расчет высоты насадки по диффузионной модели .....	123
3.4. Пример расчетного задания .....	127
Контрольные вопросы .....	142
<b>4. Очистка воды от растворенных газов</b>	
4.1. Общие положения .....	143
4.2. Требования, предъявляемые к декарбонизаторам .....	144
4.3. Классификация декарбонизаторов .....	146
4.4. Противоточные насадочные декарбонизаторы .....	147
4.5. Пример расчета насадочного декарбонизатора .....	148
Контрольные вопросы .....	157
<b>5. Основы проектирования промышленных аппаратов</b>	
5.1. Общие принципы проектирования .....	158
5.2. Стадии проектирования .....	158

5.3. Этапы проектирования. . . . .	160
5.4. Проблема масштабного перехода. . . . .	162
5.5. Сопряженное физическое и математическое моделирование при проектировании аппаратов . . . . .	164
5.6. Повышение эффективности процессов разделения и снижение энергозатрат . . . . .	166
Контрольные вопросы . . . . .	170
Приложение . . . . .	171
Библиографический список . . . . .	197
Оглавление . . . . .	199

Лаптев Анатолий Григорьевич  
Минеев Николай Григорьевич

## **РАЗДЕЛЕНИЕ ЖИДКИХ И ГАЗОВЫХ ГОМОГЕННЫХ СМЕСЕЙ В ТАРЕЛЬЧАТЫХ И НАСАДОЧНЫХ АППАРАТАХ**

Учебное пособие

по курсам: Химико - технологическиу процессы, аппараты и режимы;  
Тепломассообменное оборудование в теплотехнологии;  
Энергосбережение в теплоэнергетике и тепелотехнологиях

(Кафедра технология воды и топлива КГЭУ)

Печатается в авторской редакции

Подписано в печать 28.02.2005. Формат 60x84 1/16. Бумага офсетная.  
Гарнитура Times New Roman. Тираж 500.

Отпечатано в множительном центре Института Истории.  
Г. Казнь, ул. Кремлевская, д.10