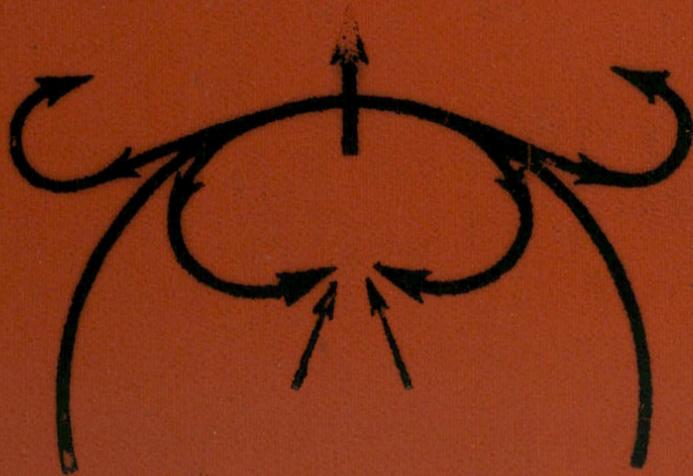


35.1
K 30

В.В. КАФАРОВ



**ОСНОВЫ
МАССОПЕРЕДАЧИ**

35.

K30

В.В. КАФАРОВ

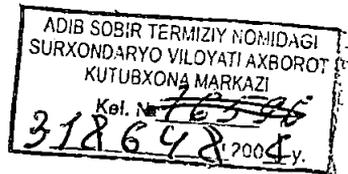
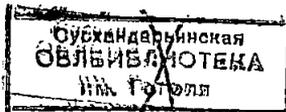
ОСНОВЫ массопередачи

Системы газ-жидкость,
пар-жидкость,
жидкость-жидкость

ИЗДАНИЕ ТРЕТЬЕ.

ПЕРЕРАБОТАННОЕ И ДОПОЛНЕННОЕ

Допущено
Министерством высшего и среднего
специального образования СССР
в качестве учебника
для студентов
химико-технологических специальностей
высших учебных заведений



Москва «Высшая школа»

1979

318648

ББК 35.113
К12
УДК 66.015.23(075.8)

Рецензент: чл.-корр. АН СССР П. Г. Романков (ЛТИ им. Ленсовета)

Кафаров В. В.
К12 Основы массопередачи: Учебник для студентов вузов. —
3-е изд., перераб. и доп. — М.: Высш. школа, 1979. — 439 с., ил.

В пер.: 1 р. 30 к.

В учебнике рассматриваются современные представления о равновесии и диффузии в бинарных и многокомпонентных системах. Излагаются гидродинамические основы однофазных и двухфазных систем. Даны принципы математического моделирования процессов массопередачи. На основе системного анализа обобщаются математические модели и алгоритмы расчета процессов абсорбции, ректификации и экстракции. Описываются основные типы диффузионных аппаратов, приводятся расчет, моделирование и масштабирование.

К $\frac{31402-153}{001(01)-79}$ 51-79 2801020000

6П5
ББК 35.1

ПРЕДИСЛОВИЕ

За период, истекший после второго издания книги, вышедшей также на английском и немецком языках, основные идеи, высказанные ранее при анализе процессов массопередачи, получили дальнейшее развитие. Это прежде всего относится к рассмотрению явлений турбулентного переноса в двухфазных системах газ — жидкость, пар — жидкость, жидкость — жидкость. Явления турбулентного переноса и связанные с ними эффекты продольного и радиального перемешивания жидкостей и газов, взаимодействие потоков в двухфазных системах привлекли за последнее время внимание почти всех исследователей, занимающихся изучением процессов химической технологии. Дальнейшее развитие получили представления вихревого переноса субстанции в жидкостях и газах как основа изучения структуры потоков.

Использование вычислительных машин расширило возможности расчета процессов разделения смесей и позволило широко использовать метод математического моделирования как основной прием анализа диффузионных процессов.

Третье издание предлагается как учебник, являющийся теоретической основой одного из важнейших разделов курса «Процессы и аппараты химической промышленности», имеющего самостоятельное значение и в настоящее время читаемый как специальный курс.

Автор стремился сохранить идею построения книги и последовательность изложения материала на базе системного анализа, идеи которого изложены во введении.

Появилась возможность рассмотрения диффузионных процессов с позиций системного анализа, позволившего более четко выделить взаимосвязь и влияние отдельных параметров на поведение системы в целом.

Первая часть книги дополнена расчетами равновесия по уравнению Вильсона и NRTL и дан алгоритм такого расчета. Приведены формулы расчета физико-химических свойств многокомпонентных парожидкостных смесей. Расширены методы расчета равновесия в многокомпонентных системах жидкость — жидкость. Заново написан раздел, посвященный алгоритмам расчета периодической ректификации. Описан метод расчета массообменных процессов, проводимых в циклических режимах.

Вторая и третья часть книги не претерпели существенных изменений, но построены с учетом анализа на базе системного подхода.

Четвертая часть книги подчинена идеям системного анализа и пополнена уточненными математическими моделями, расчетом процессов разделения в колоннах многокомпонентной ректификации. Мы старались выдержать идею основной цели расчета диффузионной аппаратуры, ее пропускной и разделительной способности, а также ее эффективности.

Автор приносит благодарность канд. техн. наук И. М. Жерновой, принявшей участие при подготовке рукописи к третьему изданию. Глубокую признательность выражаю чл.-корр. АН СССР П. Г. Романкову и доц. Н. В. Озеровой за ценные советы при рецензировании рукописи. Автор будет благодарен всем тем, кто сочтет возможным прислать замечания и пожелания по предлагаемому учебнику.

ВВЕДЕНИЕ

Процессы массопередачи характеризуются переносом вещества. Этот перенос осуществляется обычно из одной фазы в другую, поэтому для процессов массопередачи характерно наличие нескольких фаз и нескольких компонентов. Движущая сила процессов массопередачи представляет собой разность концентраций компонентов системы между данной и равновесной, при которой процесс прекращается*. Поэтому предельным состоянием процесса является достижение равновесия системы. При расчете и анализе процессов массопередачи рассматриваются следующие три стороны явлений:

1. Необходимые и достаточные условия существования данного количества фаз и законы распределения компонентов в них, определяемые правилом фаз и законами равновесия.

2. Необходимые и достаточные условия, создаваемые для проведения процессов, так называемые рабочие условия, определяемые заданием начальных и конечных концентраций перерабатываемых продуктов и их количеств. Связь между заданными количествами и концентрациями устанавливается материальными балансами, в конечном виде дающими так называемые рабочие линии процесса.

3. Необходимые и достаточные условия, определяющие скорости перехода вещества из одной фазы в другую и зависящие от разности равновесной и рабочей концентраций (движущей силы процесса), физических свойств систем и гидродинамической обстановки процесса. Связь между этими факторами устанавливается при помощи уравнений диффузионной кинетики.

Одновременный учет указанных условий массопередачи позволяет выбрать рациональную конструкцию и определить размеры диффузионного аппарата. Гидродинамическая обстановка, создаваемая при проведении диффузионного процесса, в свою очередь зависит от конструктивных особенностей аппарата. Поэтому если равновесные соотношения и заданные условия проведения процесса могут быть рассмотрены вне связи с конструктивными особенностями диффузионного аппарата, то кинетика должна быть непосредственно увязана с конкрет-

* Согласно термодинамике движущая сила процессов массопередачи может быть охарактеризована также разностью химических потенциалов компонентов системы.

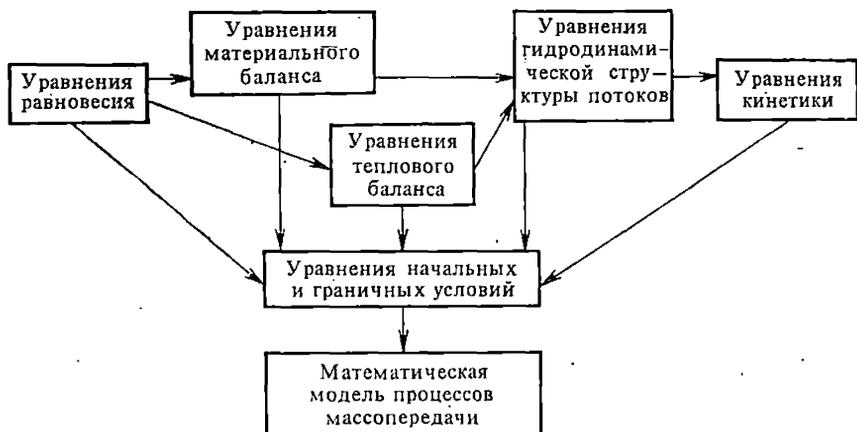
ной конструкцией аппарата, в котором осуществляется процесс массопередачи.

При анализе процессов массопередачи, происходящих в диффузионных аппаратах, всю совокупность протекающих в них явлений можно условно делить на два уровня: микроуровень (микрокинетика процесса) и макроуровень (макрокинетика процесса). К микрокинетическим факторам относятся физико-химические эффекты, определяющие скорость протекания физических явлений на молекулярном (атомарном) уровне и в локальном объеме аппарата. Макрокинетика процесса изучает поведение физико-химических систем в масштабе аппарата в целом. Здесь на эффекты микроуровня накладываются гидродинамические, тепловые, диффузионные явления крупномасштабного характера, структура которых определяется конструктивными особенностями промышленного аппарата, характером подвода к нему внешней энергии, типом перемещающих устройств и т. п.

Анализ процессов массопередачи позволяет изучить влияние различных условий проведения процесса на характеристики конечных продуктов разделения. Кроме того, он позволяет изучить некоторые внутренние характеристики процесса, такие, как профиль изменения температуры и концентраций по высоте колонны, местоположение контрольной точки с максимальным изменением температуры или других измеряемых параметров при отклонениях в режиме эксплуатации, оптимальное место ввода питания, отбора фракций и т. п. Это в свою очередь позволяет решить задачу управления процессом. Решение указанных задач может быть выполнено на основе методов моделирования. В настоящее время методы вычислительной математики и возможности современной вычислительной техники позволяют широко использовать метод математического моделирования. Этот метод открывает возможности прогнозирования. Результаты прогнозирования могут быть использованы как на стадии проектирования, так и при эксплуатации действующих установок.

При математическом моделировании процессов массопередачи широко используется блочный принцип, когда модель формируется по отдельным ее составляющим. Имея информацию о равновесных данных и составив материальный и тепловой балансы процесса, далее изучается гидродинамическая модель процесса как основа математического описания. Затем проводится исследование кинетики процесса массопередачи с учетом гидродинамических условий найденной модели и составляется математическое описание этих процессов с учетом уравнений равновесия материальных и тепловых балансов и граничных условий. На заключительном этапе моделирования математические описания всех сторон процесса объединяются в полную математическую модель.

Представление математической модели процесса в виде совокупности подсистем (блоков) позволяет в свою очередь представить процедуру построения указанной модели как совокупность операций по составлению математических моделей отдельных подсистем, т. е. реализовать блочный принцип построения математической модели. Общая структура математической модели процессов массопередачи имеет вид



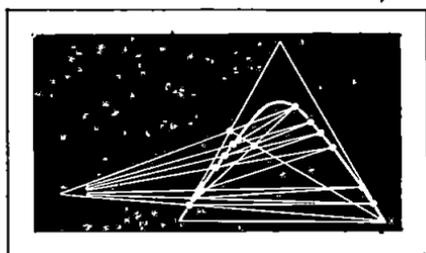
Использование блочного принципа построения математических моделей рассматриваемых процессов, который основан на системном подходе, позволяет также принципиально наметить пути решения и такой практически важной проблемы, как масштабирование диффузионных процессов. С позиций математического моделирования масштабный переход есть не что иное, как деформация математической модели при изменении геометрических размеров, характеризующих аппаратное оформление процесса. При применении блочного принципа построения математической модели влияние геометрических размеров на свойства процесса отражается лишь в одной подсистеме, а именно в подсистеме «Гидродинамика». Поэтому при наличии достаточно корректного в качественном и количественном отношении математического описания этой подсистемы и становится возможным осуществить масштабный переход.

Принципиально каждый блок математической модели может иметь различную степень детализации математического описания. Важно лишь, чтобы входные и выходные переменные всех блоков модели находились во взаимном соответствии, что обеспечит получение замкнутой системы уравнений математической модели процесса в целом. Что касается состава внутренних переменных блоков, то здесь существует достаточно большая свобода выбора. В идеале математическое описание каждого блока должно включать уравнения, параметрами которых являются только физико-химические свойства разделяемых компонентов смеси, а также геометрические характеристики оборудования и факторы, определяющие заданные внешние воздействия. Однако столь детализированные описания отдельных блоков получить в настоящее время не всегда представляется возможным. Это связано, как правило, с чрезвычайным усложнением математического описания блока, что само по себе приводит к резкому усложнению математической модели процесса в целом и, кроме того, может вызвать определенные вы-

числительные трудности. Поэтому при практическом использовании блочного принципа в математическом описании каждого блока на том или ином уровне его детализации приходится применять эмпирические соотношения.

Идеям системного анализа и реализации блочного принципа подчинено все изложение материала предлагаемой книги. В первой части книги рассматриваются блоки «Равновесие», «Материальные и тепловые балансы», а во второй части книги рассматривается блок «Гидродинамика»; в третьей части — блок «Кинетика» и в четвертой части блоки объединяются в полные математические модели, позволяющие рассчитывать и оценивать конструкции различных диффузионных аппаратов.

I



Равновесные и балансовые соотношения в процессах массопередачи

Продолжение табл. 1

	Молярный состав x , кг-моль на 1 кг-моль смеси	Массовый состав a , кг на 1 кг смеси	Относительный молярный состав X , кг-моль на 1 кг-моль. растворителя	Относительный массовый состав A , кг на 1 кг растворителя	Молярная кон- центрация C , кг-моль/м ³	Массовая концентрация A_0 , кг/м ³
Молярная кон- центрация C , кг-моль/м ³	$\frac{\rho M_A x_A}{M_A x_A + M_B (1 - x_A)}$	$\frac{\rho a}{M_A}$	$\frac{\rho X}{M_B + M_A X}$	$\frac{\rho A}{M_A (1 + A)}$	—	$\frac{A_0}{M_A}$
Массовая кон- центрация A_0 , кг/м ³	$\frac{\rho M_A x_A}{M_A x_A + M_B (1 - x_A)}$	ρa	$\frac{\rho M_A X}{M_B + M_A X}$	$\frac{\rho A}{1 + A}$	$M_A C$	—

При анализе распределения компонентов между фазами для двухкомпонентных систем в качестве параметров выбираются следующие сочетания: состав x — давление p ; состав x — температура T ; содержание низкокипящего компонента одновременно в паре y и жидкости x , т. е. ($y - x$). Соответственно выбранным параметрам равновесные соотношения представляются в графиках $x - p$; $x - T$; $y - x$.

Прежде чем рассмотреть графическое представление равновесных соотношений, введем некоторые основные понятия.

Летучий компонент — такой компонент смеси, который имеет наибольшую упругость паров при данной температуре по сравнению с упругостью паров любого другого компонента смеси. Соответственно летучий компонент имеет наименьшую температуру кипения. Компонент, обладающий наименьшей упругостью или наивысшей температурой кипения, называется труднолетучим компонентом.

Относительная летучесть компонентов, определяется отношением упругости пара чистого летучего компонента (компонент А) к упругости пара чистого труднолетучего компонента (компонент В), взятых при одной и той же температуре:

$$\alpha = P_A / P_B, \quad (1.2)$$

где P_A — упругость паров индивидуального компонента А, мм рт. ст.; P_B — упругость паров индивидуального компонента В, мм рт. ст.

Для многокомпонентных систем А — В — С — D ..., расположенных в порядке возрастающих температур кипения, относительная летучесть компонентов выражается соответственно как

$$\alpha_{AD} = \frac{P_A}{P_D}, \quad \alpha_{BD} = \frac{P_B}{P_D}, \quad \alpha_{CD} = \frac{P_C}{P_D}. \quad (1.3)$$

Относительная летучесть α может быть вычислена с достаточной степенью точности непосредственно по температурам кипения компонентов по уравнениям Клапейрона и Трутона. По уравнению Клапейрона

$$\ln \frac{P_A}{P_B} \cong \frac{r_B - r_A}{RT}, \quad (1.4)$$

где r_A, r_B — скрытые теплоты испарения компонентов; R — молярная газовая постоянная.

По уравнению Трутона (для атмосферного давления)

$$r_B - r_A \cong 20,5 (T_B - T_A), \quad (1.5)$$

где T_A и T_B — температуры кипения компонентов, К.

Совместное решение уравнений (1.4) и (1.5) дает

$$\ln \frac{P_A}{P_B} \cong 20,5 \frac{T_B - T_A}{RT} \cong 20,5 \frac{T_B - T_A}{T_B + T_A},$$

но так как $\alpha = \frac{P_A}{P_B}$, то

$$\lg \alpha = \lg \frac{P_A}{P_B} = \frac{1}{2,3} \ln \frac{P_A}{P_B} \cong \frac{20,5}{2,3} \cdot \frac{T_B - T_A}{T_B + T_A}$$

Откуда окончательно получим

$$\lg \alpha \cong 9 \frac{T_B - T_A}{T_B + T_A} \quad (1.6)$$

Коэффициенты относительной летучести, вычисленные по уравнению (1.6), тем лучше согласуются с опытными данными, чем ближе температуры кипения компонентов. Уравнение (1.6) позволяет определить относительную летучесть тех систем, для компонентов которых отсутствуют опытные зависимости между упругостью паров и температурой.

2. Идеальные системы

Идеальные системы могут быть определены как системы, для которых оправдывается закон Рауля. Закон Рауля устанавливает линейную зависимость между содержанием летучего компонента в жидкости, находящейся в равновесии с паром, и его парциальной упругостью над смесью:

$$p_A = x_A P_A \quad (1.7)$$

где p_A — парциальное давление компонента А над смесью, мм рт. ст.; x_A — молярная доля компонента А в жидкости; P_A — давление паров индивидуального (чистого) компонента А, мм рт. ст.

Если общее давление над смесью P , то в состоянии равновесия концентрация летучего компонента в паре y_A , согласно закону Дальтона, составит

$$y_A = p_A / P \quad (1.8)$$

Уравнения (1.7) и (1.8) позволяют установить связь между содержанием летучего компонента в паре и жидкости. Подставив в уравнение (1.8) значение p_A из уравнения (1.7), получим

$$y_A = x_A P_A / P \quad (1.9)$$

Для двухкомпонентной системы общее давление P равно сумме парциальных давлений компонентов p_A и p_B :

$$P = p_A + p_B \quad (1.10)$$

Учитывая уравнение (1.7), можно записать

$$P = p_A + p_B = x_A P_A + (1 - x_A) P_B \quad (1.11)$$

так как $x_B = 1 - x_A$.

Подставив в уравнение (1.9) полученное значение P , будем иметь

$$y_A = \frac{x_A P_A}{x_A P_A + (1 - x_A) P_B} \quad (1.12)$$

Вводя в уравнение (I.9) относительную летучесть, получим

$$y_A = \frac{\alpha x_A}{\alpha x_A + (1 - x_A)} \quad (I.13)$$

Уравнение (I.13) путем простейших преобразований удобно представить в следующем виде:

$$\frac{y_A}{1 - y_A} = \alpha \frac{x_A}{1 - x_A} \quad (I.14)$$

В уравнении (I.14) отношение $y_A/(1 - y_A)$ выражает количество летучего компонента, отнесенное к количеству труднолетучего в паре, а отношение $x_A/(1 - x_A)$ — количество летучего компонента, отнесенное к количеству труднолетучего в жидкости. Из уравнения (I.14) следует, что относительное содержание летучего компонента в паре в α раз больше его содержания в жидкости. Чем больше относительная летучесть смеси α , тем резче отличаются составы паровой и жидкой фаз.

Для идеальных систем с любым числом компонентов N можно записать уравнения, связывающие концентрации компонентов в паре и жидкости:

$$y_A + y_B + y_C + \dots + y_N = 1, \quad (I.15)$$

$$x_A + x_B + x_C + \dots + x_N = 1, \quad (I.16)$$

$$p_A + p_B + p_C + \dots + p_N = P, \quad (I.17)$$

$$y_A P + y_B P + y_C P + \dots + y_N P = P, \quad (I.18)$$

$$x_A P_A + x_B P_B + x_C P_C + \dots + x_N P_N = P, \quad (I.19)$$

$$y_A = \frac{x_A P_A}{x_A P_A + x_B P_B + x_C P_C + \dots + x_N P_N} = \frac{p_A}{P}, \quad (I.20)$$

$$y_B = \frac{x_B P_B}{x_A P_A + x_B P_B + x_C P_C + \dots + x_N P_N} = \frac{p_B}{P}, \quad (I.21)$$

$$x_A = \frac{y_A / P_A}{y_A / P_A + y_B / P_B + y_C / P_C + \dots + y_N / P_N}, \quad (I.22)$$

$$x_B = \frac{y_B / P_B}{y_A / P_A + y_B / P_B + y_C / P_C + \dots + y_N / P_N}, \quad (I.23)$$

$$y_A = \frac{\alpha_{AN} x_A}{\alpha_{AN} x_A + \alpha_{BN} x_B + \alpha_{CN} x_C + \dots + \alpha_{NN} x_N} \quad (I.24)$$

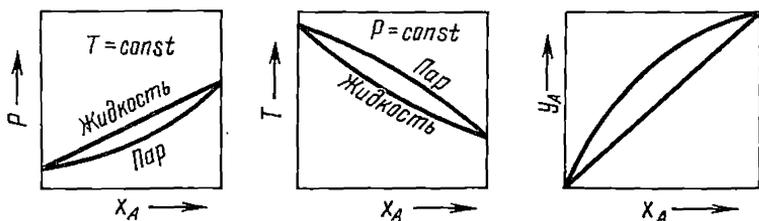


Рис. 1. Диаграмма равновесия идеальной двухкомпонентной системы

На рис. 1 графически представлены двухкомпонентные системы при определяющих параметрах $x_A - P$, $x_A - T$, $y_A - x_A$. В расчетах процессов дистилляции идеальных систем обычно используется график $y - x$, который строится по уравнению (1.14). На рис. 2 графически представлено равновесие в трехкомпонентной системе при постоянном общем давлении. Каждая вершина треугольника представляет содержание соответствующего индивидуального компонента. Двойная смесь компонентов А и В представляется точками на линии АВ, компонентов В и С — на линии ВС. Каждый состав трехкомпонентной системы характеризуется одной определенной точкой в равностороннем треугольнике (точка М), причем этот состав определяется длиной трех перпендикуляров на сторону, противоположную данной вершине. Так, для точки М состав смеси по компонентам А, В и С соответственно будет: компонента А — Ml , компонента В — Mk и компонента С — Mt . Соответственно равновесное содержание компонента А в жидкости fl , в паре — el .

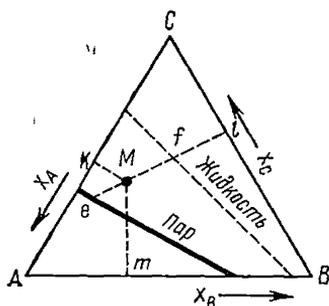


Рис. 2. Диаграмма изотермического равновесного состава идеальной трехкомпонентной системы при $P = \text{const}$ и $T = \text{const}$

3. Неидеальные системы

Для неидеальных систем характерно отклонение от закона Рауля и законов идеальных газов, а также наличие теплот смешения и изменение объема получаемого раствора при смешении индивидуальных компонентов и т. п. Если в неидеальной системе относительная летучесть проходит через значение, равное единице, то такая система называется азеотропной. Большинство жидких систем, подвергающихся дистилляции, является неидеальными.

В расчетах процессов дистилляции отклонение системы от идеальной учитывается так называемым коэффициентом активности, характеризующим активность молекул в растворе и их взаимодействие. Ко-

эффицент активности γ_A для компонента А может быть определен как отношение

$$\gamma_A = \frac{p_A}{x_A P_A} \quad (1.25)$$

для компонента В

$$\gamma_B = \frac{p_B}{x_B P_B} \quad (1.26)$$

Так как для идеальных систем $p_A = x_A P_A$ и $p_B = x_B P_B$, то для таких систем коэффициенты активности равны единице, т. е. $\gamma_A = 1$ и $\gamma_B = 1$.

В зависимости от величины межмолекулярного притяжения в неидеальных системах коэффициенты активности могут быть больше или меньше единицы. Значение коэффициента активности является функцией всех остальных компонентов в растворе и их концентраций. Например, для компонента А в двойной смеси $\gamma_A = 1$, если $x_A = 1$, так как чистые жидкости рассматриваются как идеальные растворы. По мере того как концентрация x_A падает, γ_A увеличивается и достигает максимума при $x_A = 0$. Такая же зависимость наблюдается и для других компонентов. Введение понятия коэффициентов активности позволяет представить в следующем виде количественные соотношения между компонентами в паре и жидкости:

$$\gamma_A = \frac{p_A}{x_A P_A} = \frac{y_A P}{x_A P_A} \quad (1.27)$$

$$\gamma_B = \frac{p_B}{x_B P_B} = \frac{y_B P}{x_B P_B} \quad (1.28)$$

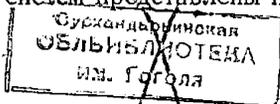
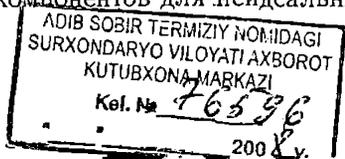
$$\frac{x_A P_A \gamma_A}{y_A} = \frac{x_B P_B \gamma_B}{y_B} = \frac{x_C P_C \gamma_C}{y_C} = \dots = \frac{x_N P_N \gamma_N}{y_N} \quad (1.29)$$

$$\frac{x_A P_A \gamma_A}{P} + \frac{x_B P_B \gamma_B}{P} + \frac{x_C P_C \gamma_C}{P} + \dots + \frac{x_N P_N \gamma_N}{P} = 1, \quad (1.30)$$

$$\frac{y_A P}{\gamma_A P_A} + \frac{y_B P}{\gamma_B P_B} + \frac{y_C P}{\gamma_C P_C} + \dots + \frac{y_N P}{\gamma_N P_N} = 1, \quad (1.31)$$

$$\alpha_{AB} = \frac{\gamma_A P_A}{\gamma_B P_B}; \quad \alpha_{AC} = \frac{\gamma_A P_A}{\gamma_C P_C}; \quad \alpha_{AN} = \frac{\gamma_A P_A}{\gamma_N P_N} \quad (1.32)$$

При расчете процессов дистилляции равновесные данные обычно представляются, как для идеальных систем, в графиках $y - x$ или треугольных диаграммах. Типичные графики равновесного распределения компонентов для неидеальных систем представлены на рис. 3 и 4.



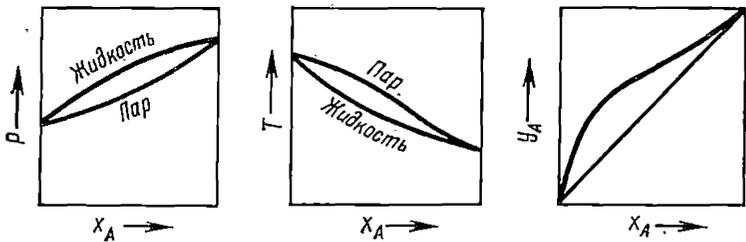


Рис. {3. Диаграммы равновесия неидеальной двухкомпонентной системы

Типичные графики равновесного распределения компонентов в азеотропных системах представлены на рис. 5 и 6. Равновесное распределение компонентов в неидеальных системах при отсутствии опытных равновесных данных может быть рассчитано по уравнениям (1.25)—(1.32), если известны коэффициенты активности компонентов. Коэффициенты активности компонентов зависят от их концентраций. Расчет коэффициентов активности и коэффициентов летучести представляет определенные трудности, особенно если это касается расчета многокомпонентных систем.

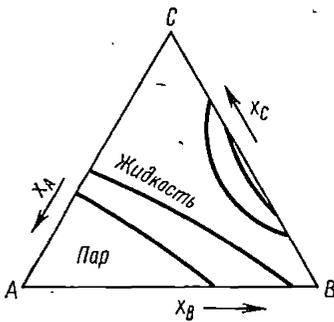


Рис. 4. Диаграмма изотермического равновесного состава неидеальной трехкомпонентной системы при $P = \text{const}$ и $T = \text{const}$

Для оценки равновесия пар — жидкость Гиббс ввел понятие *химического потенциала*. Система находится в термодинамическом равновесии, если температуры фаз равны и если химические потенциалы каждого компонента, присутствующего в паровой и жидкой фазах, одинаковы. Более удобным параметром, эквивалентным химическому потенциалу, является фугитивность, которая однозначно связана с последним. С физической точки зрения это тем более удобно, поскольку фугитивность может трактоваться как термодинамическое давление.

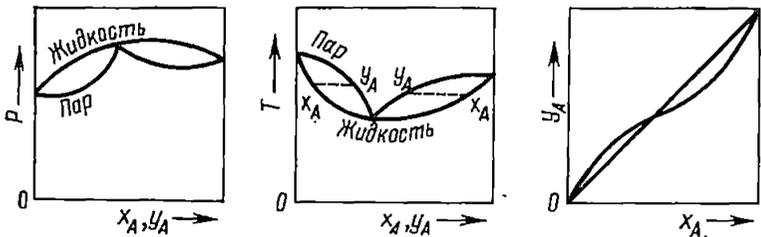


Рис. 5. Диаграммы равновесия двухкомпонентной азеотропной системы с максимумом давления (минимумом температуры кипения)

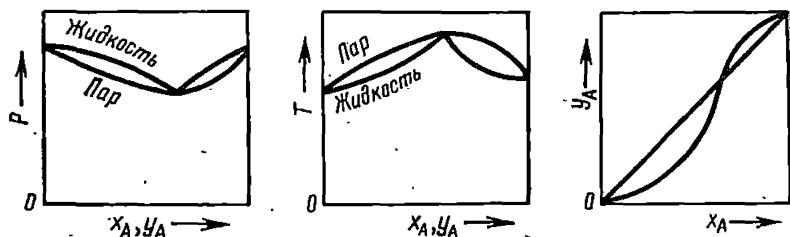


Рис. 6. Диаграммы равновесия двухкомпонентной азеотропной системы с минимумом давления (максимумом температуры кипения)

ние. Для идеальных систем фугитивность равна парциальному давлению компонентов.

Таким образом, равновесное состояние двухфазной системы (жидкость L — пар G) при введении фугитивности может быть представлено как

$$f_i^G = f_i^L. \quad (1.33)$$

Уравнение (1.33) — основное уравнение состояния двухфазных систем, однако оно мало пригодно для расчетов в такой форме. Если же ввести коэффициенты летучести и активности, то для α можно записать

$$\alpha_i = \frac{f_i^G}{y_i P}, \quad (1.34)$$

где y_i — молярный состав паровой фазы; P — общее давление системы; и для γ

$$\gamma_i = \frac{f_i^L}{x_i f_i^{OL}}, \quad (1.35)$$

где x_i — молярный состав жидкости; f_i^{OL} — фугитивность компонента в стандартном состоянии.

Теперь уравнение (1.33) после подстановки в него (1.34) и (1.35) будет иметь вид

$$\alpha_i y_i P = \gamma_i x_i f_i^{OL}. \quad (1.36)$$

Уравнение (1.36) точно отражает равновесие многокомпонентных систем.

Основное внимание при расчетах паро-жидкостного равновесия уделяется определению коэффициентов активности жидкой фазы. В условиях, далеких от критических, плотность паровой фазы относительно низкая по сравнению с жидкой фазой, поэтому и межмолекулярное взаимодействие слабее. Исходя из этого при расчете равновесия обычно допускается, что неидеальное поведение системы обусловлено неидеальностью жидкой фазы. Такой подход значительно упрощает расчет

параметров паровой фазы: если паровая фаза подчиняется законам идеального газа, то фугитивность равна парциальному давлению данного компонента смеси. Правда, не всегда соблюдается подобное допущение: найдется компонент в смеси, для которого значение температуры или давления системы будет выше критического.

Коэффициент летучести в общем случае представляет собой функцию температуры, давления и состава паровой фазы и может быть рассчитан по уравнениям состояния. Одним из точных уравнений для расчета коэффициентов летучести является уравнение

$$\ln \alpha_i = \frac{1}{RT} \int_V^{\infty} \left[\left(\frac{\partial P}{\partial n_i} \right)_{T, V, n_j} - \frac{RT}{V} \right] dV - \ln Z; \quad j \neq i, \quad (I.37)$$

где n_i — доля i -го компонента системы; V — объем пара;

$$Z = \frac{PV}{(n_1 + n_2 + \dots) RT} \quad (I.38)$$

Если паровая фаза подчиняется законам идеальных газов, то интеграл равен нулю и коэффициенты α_i равны единице для всех компонентов. Для расчета Z используется вириальное уравнение

$$Z = \frac{Pv}{RT} = 1 + \frac{B}{v} + \frac{C}{v^2} + \dots, \quad (I.39)$$

где v — молярный объем газа; B — второй вириальный коэффициент; C — третий вириальный коэффициент и т. д.

Уравнение (I.39) выражает соотношение между объемными параметрами смеси и ее составом. Для чистых компонентов вириальные коэффициенты зависят только от температуры, а для смеси зависят и от состава:

$$B_{см} = \sum_i^N \sum_j^N y_i y_j B_{ij}, \quad (I.40)$$

$$C_{см} = \sum_j^N \sum_i^N \sum_k^N y_i y_j y_k C_{ijk}, \quad (I.41)$$

где B_{ij} — второй вириальный коэффициент смеси компонентов i и j ; C_{ijk} — третий вириальный коэффициент смеси компонентов i , j и k .

Подставляя (I.39), (I.40), (I.41) в уравнение (I.37), можно записать

$$\ln \alpha_i = \frac{2}{v} \sum_j^N y_j B_{ij} + \frac{3}{2v^2} \sum_j^N \sum_k^N y_j y_k C_{ijk} + \dots - \ln Z. \quad (I.42)$$

В практике расчетов вириальное уравнение используется только до второго члена разложения и диапазон давлений, для которых оно дает достоверные данные, ограничен величиной

$$P \ll \frac{T \sum_i^N y_i P_{кр i}}{2 \sum_i^N y_i T_{кр i}}, \quad (I.43)$$

где $P_{кр i}$ — критическое давление i -го компонента; $T_{кр i}$ — критическая температура i -го компонента. При этом коэффициент летучести определяется по формулам:

$$\ln \alpha_i = \frac{2}{v} \sum_j^N y_j B_{ij} - \ln Z \quad (I.44)$$

и

$$Z = 1 + \frac{\sum_i^N \sum_j^N y_i y_j B_{ij}}{v}. \quad (I.45)$$

Вторые вириальные коэффициенты чистых компонентов B_{ii} и B_{jj} и вириальные коэффициенты смеси компонентов i и j — B_{ij} , зависящие от объема, могут быть вычислены по экспериментальным данным. Если такие данные относительно просто получить для чистых компонентов, то значительно сложнее это выполнить для смесей. Поэтому при расчетах чаще всего используются эмпирические соотношения для вычисления вириальных коэффициентов. Изменение коэффициентов активности при нормальном давлении сравнительно мало сказывается при расчете равновесия, и поэтому невысокая точность эмпирических соотношений для определения вириальных коэффициентов вносит незначительную ошибку в расчет равновесия. Тем не менее лучше воспользоваться приближенными формулами, нежели принимать допущение об идеальности паровой фазы. Для расчета неполярных газов предложена зависимость, позволяющая вычислить вириальные коэффициенты чистых компонентов с высокой точностью:

$$\frac{P_{кр i} B_{ii}}{RT_{кр i}} = f_B^{(0)}(T_R) + \omega_i f_B^{(1)}(T_R), \quad (I.46)$$

где $T_R = T/T_{кр}$ — приведенная температура;

$$\omega_i = -\lg \left(\frac{P_i^s}{P_{кр i}} \right) - 1,0,$$

где P_i^s — давление насыщения.

Для определения функций $f_B^{(0)}(T_R)$ и $f_B^{(1)}(T_R)$ предложены эмпирические соотношения:

$$f_B^{(0)}(T_R) = 0,1445 - \frac{0,33}{T_R} - \frac{0,1385}{T_R^2} - \frac{0,0121}{T_R^3}, \quad (I.47)$$

$$f_B^{(1)}(T_R) = 0,073 + \frac{0,46}{T_R} - \frac{0,5}{T_R^2} - \frac{0,097}{T_R^3} - \frac{0,0073}{T_R^4}. \quad (I.48)$$

Для расчета вторых вириальных коэффициентов полярных газов используется зависимость

$$\frac{P_{кр_i} B_{ii}}{RT_{кр_i}} = f_B^{(0)}(T_R) + \omega_i f_B^{(1)}(T_R) + f_\mu(\mu_R T_R) + \eta_i f_a(T_R), \quad (I.49)$$

где $\mu_R = \frac{10^5 \mu_i^2 P_{кр_i}}{T_{кр_i}^2}$ — приведенный дипольный момент; μ_i — дипольный момент i -го компонента; η_i — константа ассоциации. Функции $f_B^{(0)}(T_R)$ и $f_B^{(1)}(T_R)$ определяются по формулам (I.47) и (I.48), а $f_\mu(\mu_R T_R)$ и $f_a(T_R)$ — по формулам

$$f_\mu(\mu_R, T_R) = -5,237220 + 5,665807 \ln \mu_R - 2,133816 (\ln \mu_R)^2 + \\ + 0,25255773 (\ln \mu_R)^3 + \frac{1}{T_R} [5,769770 - 6,181427 \ln \mu_R + 2,28327 (\ln \mu_R)^2 - \\ - 0,264907 (\ln \mu_R)^3], \quad (I.50)$$

$$f_a(T_R) = \exp[6,6(0,7 - T_R)]. \quad (I.51)$$

Вторые вириальные коэффициенты смеси газов i и j определяются также по приведенным корреляциям с заменой некоторых параметров. Так, для расчета двух неполярных газов могут быть использованы уравнения (I.47), (I.48) и (I.49) при замене параметров $P_{кр_i}$, $T_{кр_i}$ и ω_i соответственно на комплексы:

$$T_{кр_{ij}} = (T_{кр_i} T_{кр_j})^{1/2}, \quad (I.52)$$

$$\omega_{ij} = \frac{1}{2} (\omega_i + \omega_j), \quad (I.53)$$

$$P_{кр_{ij}} = 4T_{кр_{ij}} \left[\frac{P_{кр_i} v_{кр_i}}{T_{кр_i}} + \frac{P_{кр_j} v_{кр_j}}{T_{кр_j}} \right] / (v_{кр_i}^{1/3} + v_{кр_j}^{1/3})^3. \quad (I.54)$$

При расчете двух неполярных компонентов может быть использовано уравнение (I.49) с заменой (I.53) и (I.54), а приведенный дипольный момент определяется по формуле

$$\mu_R = \frac{10^5 \mu_i \mu_j P_{кр_{ij}}}{T_{кр_{ij}}^2}. \quad (I.55)$$

Если два компонента содержат один полярный, а другой неполярный газ, то могут быть использованы уравнения (I.46), (I.47) и (I.48) вместе с уравнением (I.53), а вместо параметра ω_i подставляется выражение

$$\omega_{ij} = \frac{1}{2} (\omega_i + \omega_j).$$

Итак, неидеальное поведение паровой фазы обусловлено межмолекулярным взаимодействием. Рассмотренные соотношения не дают исчерпывающего ответа при изменении параметров в широком диапазоне. Практика расчетов неидеальных систем показывает, что отклонения системы от идеальной проявляются в том, что: а) при постоянном составе и температуре увеличение давления уменьшает коэффициент летучести; б) при постоянном давлении и составе увеличение температуры приводит к тому, что коэффициент летучести стремится к единице; в) при постоянном давлении и температуре влияние состава на коэффициент летучести более значительно при малых концентрациях компонентов.

Большие трудности представляет собой расчет жидкой фазы. Современное состояние теории растворов позволяет предсказывать свойства только некоторых типов растворов. В основном же изучение свойств растворов идет по пути экспериментального исследования для получения эмпирических зависимостей по минимуму экспериментальных данных. Определение указанных зависимостей выполняется в форме корреляций коэффициентов активности от физических свойств системы. При определении зависимости коэффициентов активности от свойств системы при постоянных давлении и температуре используется уравнение Гиббса — Дюгема:

$$\sum x_i d \ln \gamma_i = 0, \quad (1.56)$$

где x_i — молярный состав жидкой фазы.

Используя понятие избыточной свободной энергии Гиббса ΔG^E (разность изменения свободной энергии при смешении чистых компонентов и изменения свободной энергии идеального раствора), отдельные коэффициенты активности могут быть выражены через молярные фракции компонентов смеси уравнением

$$RT \ln \gamma_i = \left(\frac{\partial \Delta G^E}{\partial n_i} \right)_{p, T, n_j} \quad (1.57)$$

Если выразить избыточную свободную энергию как функцию состава жидкой фазы ΔG^E , то будет получено уравнение Вола

$$\frac{\Delta G^E}{2,303RT \sum_i q_i x_i} = \sum_{i,j} z_i z_j A_{ij} + \sum_{i,j,k} z_i z_j z_k A_{ijk} + \sum_{i,j,k,l} z_i z_j z_k z_l A_{ijkl} + \dots, \quad (1.58)$$

где q_i, q_j, q_k — эффективные молярные объемы компонентов i, j, k ; $A_{ij}, A_{ijk}, A_{ijkl}$ — константы, определяемые по экспериментальным данным бинарных, тройных и четверных систем соответственно; z_i, z_j, z_k, \dots — эффективные объемные доли компонентов i, j, k . Эффективные объемные доли компонентов определяются по выражению

$$z_i = q_i x_i / \sum_i q_i x_i \quad (1.59)$$

$$\frac{\partial \Phi}{\partial x_1} = \lg \frac{\gamma_1}{\gamma_k},$$

.....

$$\frac{\partial \Phi}{\partial x_{k-1}} = \lg \frac{\gamma_{k-1}}{\gamma_k}; \quad \lg \gamma = \Phi - x_1 \frac{\partial \Phi}{\partial x_1} - \dots - x_k \frac{\partial \Phi}{\partial x_{k-1}}. \quad (I.64)$$

Например, для тройной системы по Редлиху — Кистеру функция Φ равна

$$\Phi = \Phi_{12} + \Phi_{23} + \Phi_{31} + x_1 x_2 x_3 (C + D_1 x_1 + D_2 x_2), \quad (I.65)$$

где

$$\Phi_{12} = x_1 x_2 [b_{12} + C_{12} (x_1 - x_2) + d_{12} (x_1 - x_2)^2 + \dots],$$

$$\Phi_{23} = x_2 x_3 [b_{23} + C_{23} (x_2 - x_3) + d_{23} (x_2 - x_3)^2 + \dots],$$

$$\Phi_{13} = x_1 x_3 [b_{13} + C_{13} (x_1 - x_3) + d_{13} (x_1 - x_3)^2 + \dots],$$

где константы b_{ij} , C_{ij} , d_{ij} определяются по данным для бинарных систем, а C, D_i — по данным для тройных систем. Зависимости для коэффициентов активности получаются из уравнений (I.64) и (I.65). Так, для тройной системы уравнения Редлиха — Кистера третьего порядка имеют вид

$$\lg \frac{\gamma_1}{\gamma_2} = b_{12} (x_2 - x_1) - C_{12} [(x_1 - x_2)^2 - 2x_1 x_2] + x_3 [b_{13} + C_{13} (2x_1 - x_3) - b_{23} - C_{23} (2x_2 - x_3) + C (x_2 - x_1)], \quad (I.66)$$

$$\lg \frac{\gamma_1}{\gamma_3} = b_{13} (x_3 - x_1) - C_{13} [(x_1 - x_3)^2 - 2x_1 x_3] + x_2 [b_{12} + C_{12} (2x_1 - x_2) - b_{23} - C_{23} (x_2 - 2x_3) + C (x_3 - x_1)].$$

Для расчета равновесия по приведенным уравнениям необходимы опытные данные по равновесию тройных и более систем, получение которых сопряжено со значительными трудностями. Исключением в этом отношении является модель Вильсона, которая требует для описания состояния равновесия многокомпонентных систем только задания экспериментальных данных по бинарным системам, входящим в данную многокомпонентную систему, и физико-химических свойств чистых компонентов. В связи с этим значительно снижается количество экспериментальных работ, необходимых для характеристики многокомпонентного равновесия. В основу модели Вильсона положено также выражение свободной избыточной энергии Гиббса как функции состава жидкой фазы, но в несколько иной форме, чем при выводе уравнения Вола:

$$\frac{\Delta G^E}{RT} = - \sum_{i=1}^N x_i \ln \left[\sum_{j=1}^N x_j \Lambda_{ij} \right], \quad (I.67)$$

где

$$\Lambda_{ij} \equiv \frac{v_j^L}{v_i^L} \exp - [(\lambda_{ij} - \lambda_{ii})/RT],$$

где v_i^L и v_j^L — молярные объемы жидкости чистых компонентов; $(\lambda_{ij} - \lambda_{ii})$ — параметр, характеризующий различие в энергиях сцепления $i - i$ и $i - j$ молекулярных пар. С достаточной точностью этот параметр принимается в области средних давлений независимым от температуры. После подстановки уравнения (1.67) в уравнение (1.57) для расчета коэффициентов активности может быть получено уравнение Вильсона:

$$\ln \gamma_k \equiv -\ln \left[\sum_{j=1}^N x_j \Lambda_{kj} \right] + 1 - \sum_{i=1}^N \frac{x_i \Delta_{ik}}{\sum_{j=1}^N x_j \Delta_{ij}} \quad (1.68)$$

В уравнении (1.68) представлены только параметры, относящиеся к бинарным парам различных компонентов; параметры Δ_{ii} , Δ_{jj} , Δ_{kk} равны нулю. Для определения параметров $(\lambda_{ij} - \lambda_{ii})$ и $(\lambda_{ji} - \lambda_{jj})$

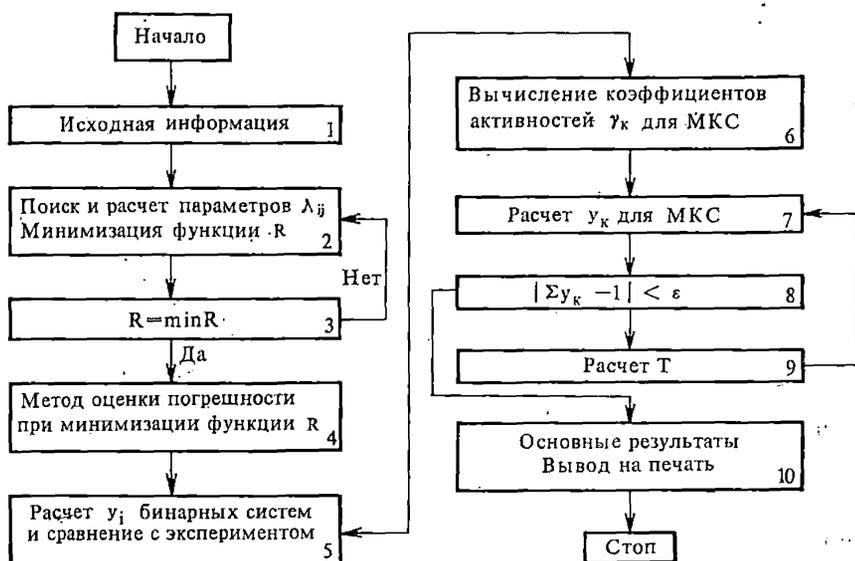


Рис. 7. Блок-схема алгоритма расчета фазового равновесия многокомпонентной системы

достаточно экспериментальных данных по бинарным смесям. Сравнение расчетов равновесия с экспериментальными данными как для бинарных, так и для многокомпонентных систем показали хорошее совпадение результатов. Наилучшее совпадение получается при выполнении расчетов на цифровых вычислительных машинах (ЦВМ), так как решение требует большого числа итераций. В связи с этим модель Вильсона представляется наиболее перспективной для представления равновесных данных в расчетах систем с использованием вычислительных машин. Уравнения Вильсона непригодны для расчета частично смешивающихся жидкостей.

Общая схема алгоритма расчета фазового равновесия многокомпонентных систем (МКС) при постоянном давлении в системе приведена на рис. 7. Алгоритм состоит из двух частей. Первая часть алгоритма (блоки 1 — 4) — поиск параметров уравнения Вильсона и расчет состава паровой фазы y бинарных систем при постоянном давлении. Вторая часть (блоки 5—8) — расчет температур и состава паровой фазы y_h многокомпонентной системы при постоянном давлении.

Аналогичные программы составлены и отработаны также для расчета равновесия многокомпонентных систем при постоянной температуре. Состав паровой фазы i -го компонента смеси определяется из выражения

$$y_i = \gamma_i x_i (P_i^0/P),$$

где y_i — концентрация i -го компонента в паре; γ_i — коэффициент активности i -го компонента; x_i — концентрация i -го компонента в жидкости; P_i^0 — давление паров чистого i -го компонента; P — общее давление в системе.

Коэффициент активности для любого компонента многокомпонентной системы определяется по уравнению (1.67). Коэффициенты активности бинарных систем рассчитываются по уравнениям:

$$\lg \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left[\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right], \quad (1.67a)$$

$$\lg \gamma_2 = -\ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) - x_1 \left[\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right]. \quad (1.67b)$$

Функциональная зависимость давления паров чистых компонентов от температуры обычно аппроксимируется уравнением

$$\ln P_i^0(T) = c_1 + \frac{c_2}{c_3 + T} + c_4T + c_5T^2 + c_6 \ln T,$$

где T — температура, К; c_1, \dots, c_6 — постоянные коэффициенты.

Последовательность расчета. Параметры $(\lambda_{ij} - \lambda_{ii})$ и $(\lambda_{ji} - \lambda_{jj})$, входящие в Λ_{ij} и Λ_{ji} , определяются из уравнений (1.67a) и (1.67b) для всех пар компонентов, составляющих многокомпонентную систему, по экспериментальным данным бинарного равновесия. Решение осуществляется методом последовательных приближений, причем степень приближения контролируется по сумме квадратов отклонений равновесных составов паровой фазы в контрольных точках, рассчитанных и снятых экспериментально. Направление поиска неизвестных параметров указывает минимизируемая функция

$$R = \sum_{p=1}^m \left[y_{p(\theta)} - \frac{\exp \{ x_{2p} [\Lambda_{12}/(x_{1p} + \Lambda_{12}x_{2p}) - \Lambda_{21}/(\Lambda_{21}x_{1p} + x_{2p})] \} x_{1p} P^0 \}^2}{P(x_{1p} + \Lambda_{12}x_{2p})} \right]^2,$$

где $p = 1, 2, \dots, m$ — число контрольных точек; $y_{p(\theta)}$ — состав паровой фазы в контрольной точке.

Алгоритм поиска составлен таким образом, что определяются значения неизвестных параметров $(\lambda_{12} - \lambda_{11})$, $(\lambda_{21} - \lambda_{22})$, которые удовлетворяют условию минимизации $R = R_{\min}$ с заданной точностью.

На первом этапе расчета определяются оптимальные значения $(\lambda_{12} - \lambda_{11})$ и $(\lambda_{21} - \lambda_{22})$, функции R в оптимальной точке, коэффициенты активности γ_p бинарных систем в контрольных точках, состав паровой фазы y_p для бинарных систем и относительная погрешность расчета состава паровой фазы.

На втором этапе при начальной температуре смеси рассчитываются коэффициенты активности γ_h многокомпонентной системы по уравнению (I.68), а затем состав ее паровой фазы. Далее определяется температура T_h многокомпонентной смеси, при которой удовлетворяется с заданной точностью ε соотношение $\left| \sum_{k=1}^N y_k - 1 \right| < \varepsilon$, что соответствует условию термодинамического равновесия.

Исходная информация, необходимая для расчета фазового равновесия многокомпонентной системы по предлагаемому алгоритму, включает данные по паро-жидкостному равновесию бинарных систем $x - y - P$ или $x - y - T$, а также зависимость парциальных давлений чистых компонентов от температуры.

Уравнение Вильсона дает хорошие результаты при расчете равновесия многокомпонентных взаимно растворимых систем. Если же в многокомпонентных системах появляются взаимно нерастворимые и частично растворимые компоненты смеси, вместо уравнения Вильсона целесообразнее применять уравнение Хейла NRTL (Non-Random Two Liquids):

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^N r_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{k=1}^N G_{ki} x_k} + \sum_{j=1}^N \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{k=1}^N G_{kj} x_k} \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_{l=1}^N \tau_{lj} G_{lj} x_l}{\sum_{k=1}^N G_{kj} x_k} \right), \quad (\text{I.69})$$

причем

$$r_{ji} = (\lambda_{ji} - \lambda_{ii})/RT; \quad G_{ji} = \exp(-\alpha_{ji} r_{ji}),$$

где x_i — содержание i -го компонента в жидкости; γ_i — коэффициент активности i -го компонента; v_i — молярный объем жидкости индивидуального вещества; $\lambda_{ji} - \lambda_{ii}$, α_{ji} — определяемые константы; R — универсальная газовая постоянная; T — температура; N — число компонентов.

Для расчетов параметров уравнения (I.69) применяется известное термодинамическое соотношение

$$P y_i = \gamma_i x_i P_i^0,$$

где y_i — содержание i -го компонента в паре; P_i^0 — упругость пара индивидуального вещества. Используя экспериментальные значения общего давления P , равновесных составов фаз y , x и температур T для двойных систем и выражая коэффициент активности γ_1 и γ_2 из уравнения (I.69), можно определить параметры $\lambda_{21} - \lambda_{11}$, $\lambda_{12} - \lambda_{22}$ и α_{12} .

Блок-схема алгоритма для расчета констант представлена на рис. 8. В основу его положен метод наискорейшего спуска с параболической интерполяцией по градиенту. Стратегия поиска составлена с учетом возможности наличия оврагов и состоит в следующем (рис. 9). Вначале происходит спуск из произвольной точки x_n по первоначально выбранному градиенту и параболическая интерполяция. Из найденной

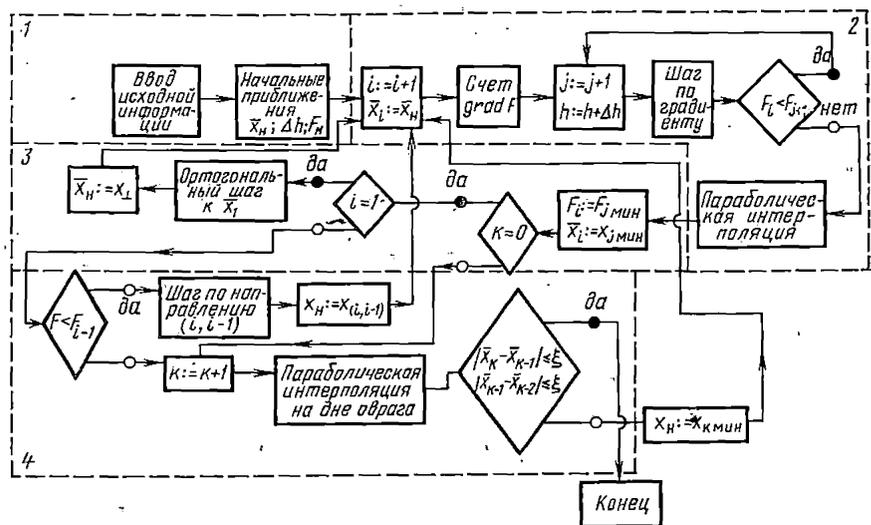


Рис. 8. Блок-схема алгоритма расчета констант уравнения (I.69):

1 — задание начальных значений; 2 — поиск минимума по градиенту и параболическая интерполяция; 3 — поиск минимума по ортогонали к начальному направлению; 4 — поиск минимума по направлениям оврага

точки минимального значения критерия оптимальности F (точка 1) делают ортогональный шаг (точка 2') величиной h , после чего определяют новый минимум (точка 2) по описанному способу (спуск по градиенту из точки 2' и параболическая интерполяция). Далее точки 1 и 2 соединяют прямой (направление 1—2), по которой делают шаг в сторону уменьшения критерия оптимальности (точка 3'). После этого находят третий минимум (точка 3) по аналогии с предыдущими. Если значение критерия оптимальности в точке 3 меньше, чем в точке 2, то точку 1 отбрасывают и по направлению 2—3 делают шаг (точка 4'), после чего снова определяют минимум (точка 4). Как только значение нового критерия оптимальности становится больше предыдущего, то по дну оврага строят параболу (индекс $k \neq 0$, см. рис. 8) из минимума которой происходит спуск по градиенту с последующей параболической интерполяцией. Сно-

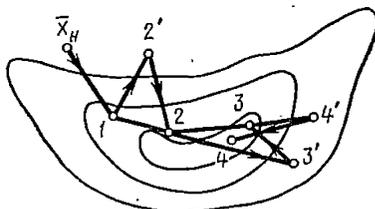


Рис. 9. Стратегия поиска констант уравнения (I.69) при наличии оврага

ва выбирают три наилучших точки, по которым строят параболу, и весь цикл расчетов повторяют. Если значения аргументов в трех точках параболы, построенной на дне оврага, не превышают заданной величины ϵ , то поиск заканчивается.

Критерий оптимальности имеет вид

$$F = \left[\sum_{i=1}^m (\varphi_i \text{ опыт} - \varphi_i \text{ расчет})^2 / m \right]^{1/2}, \quad (1.70)$$

где m — число контрольных или равновесных точек; φ — физические параметры (давление, температура, состав пара или коэффициенты активности). Для изобарических равновесных данных наиболее приемлемо сравнение экспериментального и расчетного значений давления. В этом случае общее давление вычисляется по формуле

$$P = P_1^0 \gamma_1 x_1 + P_2^0 \gamma_2 x_2. \quad (1.71)$$

Расчет нормальной температуры кипения смеси проводится по следующему алгоритму. Предполагается, что система подчиняется законам идеальных газов. Тогда зависимость между паровой и жидкой фазами по каждому из компонентов может быть выражена законом Генри:

$$y_i = \gamma_i x_i \frac{P_i^0}{P}, \quad (i = 1, 2, \dots, N), \quad (1.72)$$

где y_i — состав паровой фазы; x_i — состав жидкой фазы; P_i^0 — давление паров чистого компонента; P — общее давление.

Отношение давления паров чистого компонента к общему давлению системы k_i является в простейшем случае функцией температуры:

$$\frac{P_i^0}{P} = k_i = \exp(A_{1,i} + A_{2,i}/T + A_{3,i}T + A_{4,i} \ln T), \quad (1.73)$$

где $A_{1,i}$ — $A_{4,i}$ — константы, определяемые по экспериментальным P — T -данным; T — температура, К.

Кроме того, для любой смеси справедливо соотношение

$$\sum_{i=1}^N y_i = 1, \quad (1.74)$$

Система уравнений (1.72)—(1.74) может быть сведена к уравнению с одним неизвестным, если просуммировать левую и правую части уравнений (1.72). Тогда получим

$$\sum_{i=1}^N k_i x_i \gamma_i = 1 \quad (1.75)$$

или, вводя новую функцию, можно записать

$$f(T) = \sum_{i=1}^N k_i x_i \gamma_i - 1 = 0. \quad (1.76)$$

Функция $f(T)$ есть мера отклонения суммы концентраций компонентов в паре от 1, и ее значение равно нулю, если $T = T_{\text{кип}}$. Она имеет один положительный корень, для нахождения которого используется итерационный метод секущих:

$$T_{k+1} = T_k - \frac{f(T_k)}{f(T_{k-1}) - f(T_k)} (T_{k-1} - T_k). \quad (1.77)$$

§ 2. Равновесные соотношения в системах жидкость—жидкость. Основные понятия и определения

В системах жидкость—жидкость обычно существуют две фазы (две несмешивающиеся жидкости) и три компонента. Поэтому, согласно правилу фаз, число параметров, определяющих состояние системы, будет:

$$3 + 2 = 2 + N, \quad N = 3.$$

Равновесное распределение третьего компонента между двумя жидкими фазами фиксируется значениями концентраций в каждой фазе и температурой.

Подобная типичная диаграмма представлена на рис. 10. Система состоит из трех компонентов А, В и С, находящихся при постоянной температуре. Компонент С растворим в А и В во всех соотношениях, компоненты А и В ограниченно растворимы друг в друге. Смесь компонентов А и В выражается точками вдоль стороны АВ треугольника, смесь А и С — точками вдоль стороны АС треугольника и смесь В и С — вдоль стороны ВС треугольника. Любая точка внутри треугольника представляет смесь трех компонентов. Так как треугольник равнобедренный, состав смеси, характеризуемый точкой внутри треугольника, определяется длиной перпендикуляров, опущенных из данной точки на стороны треугольника, противолежащие данному компоненту. Так, для точки М состав смеси по компонентам А, В и С соответственно выражается длинами перпендикуляров Мх, Му и Мz. Это положение вытекает из принципа построения самой диаграммы, так как, например, в точке А содержание компонента А = 100%, в любой же другой точке, отличающейся от А, содержание компонента А будет меньше 100% и чем дальше эта точка отстоит от А, тем меньше будет процентное содержание компонента А в смеси и, следовательно, тем короче будет перпендикуляр на сторону ВС треугольника.

Кривая DRQEN ограничивает область взаимной растворимости компонентов и выражает равновесное распределение компонента С в А и В. Точки, лежащие под пограничной кривой DRQEN, соответствуют области расслоения жидкостей А и В; точки, расположенные выше пограничной кривой, находятся в области полной взаимной растворимости компонентов, где существует лишь одна фаза. Состав расслаивающихся жидкостей при равновесном насыщении под пограничной кривой для точки М характеризуется точками R и E. Все смеси вдоль линии RE образуют два жидких слоя состава R и E. Относительные количества каждого слоя обратно пропорциональны образуемым отрезкам

$R/E = ME/RM$. Точка R — слой, образуемый в точке M и богатым компонентом A , точка E — слой, богатый компонентом B . Линия RE , соединяющая составы двух равновесных слоев, называется конодом. Число таких конодов в пределах пограничной кривой равно бесконечности. При пересечении конодов в одной точке (в полюсе O , рис. 11) можно определить положение фокуса O по двум известным конодам,

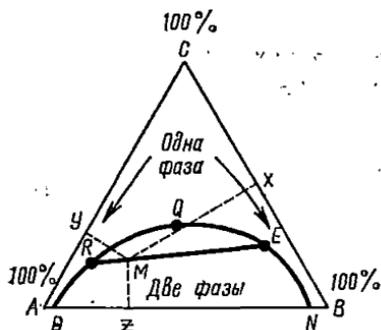


Рис. 10. Диаграмма равновесия трехкомпонентной системы жидкость—жидкость

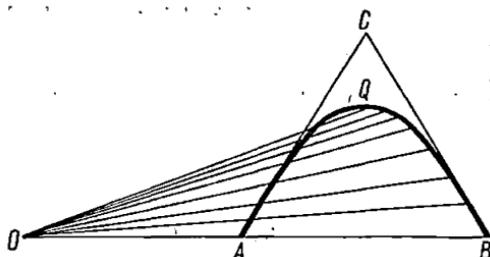


Рис. 11. Построение полюса конод

что позволяет наносить любые другие точки при отсутствии для них экспериментальных данных и построить график равновесного распределения. Коноды в пределах пограничной кривой с увеличением содержания компонента C становятся все меньше, превращаясь в точку перегиба Q . В точке перегиба Q два жидкостных слоя становятся идентичными по составу и плотности. Эта точка может быть определена так же, как критическая точка. Равновесное распределение третьего компонента (например, C) между двумя фазами (A и B) при расчетах процессов экстракции можно представить в виде коэффициента распределения.

При этом коэффициентом распределения в процессах экстракции называется отношение массовой или молярной доли распределяемого компонента C в фазе, богатой компонентом B (x_{C-B}), если B растворитель, к массовой или молярной доле компонента C в фазе, богатой компонентом A (x_{C-A}), т. е.

$$K = \frac{x_{C-B}}{x_{C-A}} = \text{const}, \quad (1.78)$$

где K — коэффициент распределения, величина > 1 . Соотношение (1.78) оправдывается для малых концентраций распределяемого вещества и когда отсутствует диссоциация или ассоциация молекул распределяемого вещества в фазах. В общем случае применимым является соотношение

$$K = \frac{x_{C-B}^m}{x_{C-A}}, \quad (1.79)$$

где $m > 1$, величина переменная.

Наиболее наглядное представление о пригодности того или иного растворителя для разделения данных компонентов дают графики, характеризующие селективность растворителя по отношению к разделяемым компонентам. Селективное действие растворителя (компонента В) при разделении раствора А и С на отдельные компоненты может быть оценено соотношением

$$\beta = \frac{\frac{\% \text{ С}}{\% \text{ С} + \% \text{ А}} \text{ в фазе В}}{\frac{\% \text{ С}}{\% \text{ С} + \% \text{ А}} \text{ в фазе А}} = \frac{x_{\text{С-В}}}{x_{\text{А-В}}} \cdot \frac{x_{\text{С-А}}}{x_{\text{А-А}}}, \quad (1.80)$$

где β — коэффициент селективности; $x_{\text{С-В}}$, $x_{\text{А-В}}$ — концентрация компонентов С и А в слое растворителя; $x_{\text{С-А}}$, $x_{\text{А-А}}$ — концентрация компонентов в остатке.

В процессах экстракции растворитель всегда должен удовлетворять условию $\beta > 1$. Чем больше значение коэффициента селективности, тем эффективнее данный растворитель.

На основании постоянства активностей каждого компонента в фазах в состоянии равновесия коэффициент селективности может быть вычислен по соотношению коэффициентов активности

$$\beta = \frac{\gamma_{\text{С-А}} / \gamma_{\text{А-А}}}{\gamma_{\text{С-В}} / \gamma_{\text{А-В}}}. \quad (1.81)$$

Уравнение (1.81) вместе с уравнением (1.69) позволяют предсказывать равновесное распределение в системах жидкость — жидкость по данным равновесия в системах пар — жидкость. Если используются данные пар — жидкость, конечное предсказание зависит от качества данных и от правильности выбора α_{12} . Для бинарных систем, в которых компоненты являются существенно несмешиваемыми, значение $\alpha_{12} = 0,20$ является достаточно надежным. Существует возможность предсказывать равновесие тройной системы жидкость — жидкость из бинарных данных, если выбрано самое лучшее значение α_{12} для каждой бинарной системы.

Вследствие большого влияния температур на составы равновесных конденсированных фаз (жидких фаз), а также, учитывая большую их неидеальность, описанные приемы расчета составов этих фаз дают довольно грубые результаты. Поэтому к расчетному определению составов равновесных жидких фаз можно прибегать лишь для получения ориентировочных данных, и всегда следует предпочитать экспериментальные данные, приводимые в справочной литературе.

Глава II

Материальные и тепловые балансы с учетом равновесий систем

Стационарные режимы процессов массопередачи обычно характеризуются следующими параметрами: удельным расходом абсорбента или раствора или соответственно флегмовым отношением, числом теоретических ступеней контакта (числом теоретических тарелок), определяемыми при совместном решении уравнений материального баланса и уравнений равновесия.

Общий вид уравнения материального баланса

$$Gdy = -Ldx, \quad (II.1)$$

где G — расход газа (пара); L — расход жидкости; y — концентрация распределяемого компонента в газе (паре); x — концентрация распределяемого компонента в жидкости. Для экстракции соответственно имеем: L — количество чистой жидкости А; G — количество чистой жидкости В (растворитель); x — концентрация экстрагируемого компонента (С) в жидкости А; y — концентрация экстрагируемого компонента (С) в растворителе. Знак «—» указывает на то, что концентрация распределяемого компонента в данной фазе падает.

§ 1. Определение числа теоретических тарелок и основные закономерности

Применительно к процессам абсорбции, если потоки L и G — постоянные, интегрирование (II.1) в заданных пределах концентраций приводит к уравнению прямой, проходящей через две точки (y_n, x_k) и (x_n, y_k):

$$\frac{L}{G} = \frac{y_n - y_k}{x_k - x_n}. \quad (II.2)$$

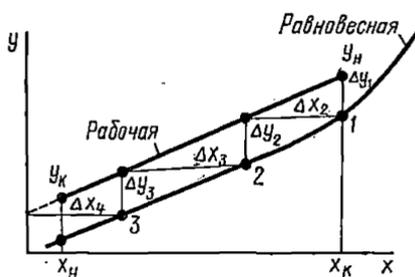


Рис. 12. Рабочая и равновесная линии в процессе абсорбции

На рис. 12 приведена прямая уравнения (II.2), так называемая рабочая линия процесса. Кроме того, на рис. 12 нанесена линия равновесия, проходящая ниже рабочей линии, так как в процессе абсорбции содержание распределяемого компонента в газе больше, чем в жидкости.

Тангенс угла наклона рабочей линии представляет собой отношение L/G , называемое в технике абсорбции *удельным расходом абсорбента*. Чем больше удельный расход абсорбента, тем дальше рабочая линия отойдет от линии равновесия, тем больше будет разность концентраций текущей и равно-

весной: $\Delta y = y - y^*$, т. е. тем больше будет движущая сила процесса. Одновременно будет увеличиваться и разность концентраций в жидкой фазе $\Delta x = x^* - x$, т. е. увеличиваться движущая сила процесса по жидкой фазе. Одновременное изменение данной концентрации до равновесной в газовой и жидкой фазах представляет собой так называемую теоретическую ступень контакта или теоретическую тарелку.

Число таких контактов, или число теоретических тарелок, может быть определено непосредственно графическим построением в пределах заданных концентраций или рассчитано аналитически совместным решением уравнений рабочей линии и линии равновесия. Графическое определение числа теоретических контактов дает наиболее наглядное представление о процессе (рис. 12).

Начиная от заданной концентрации y_n , опускаем перпендикуляр на линию равновесия. Из полученной точки 1, отвечающей x_n , проводим горизонталь до пересечения с рабочей линией процесса. Из этой точки опускаем перпендикуляр на линию равновесия, получая точку пересечения 2, отвечающую второму теоретическому контакту. Такое построение продолжаем, пока не достигнем заданных значений y_k и x_n . Таким образом число точек пересечения с линией равновесия дает число теоретических контактов. В данном случае число теоретических контактов будет около 4. С увеличением удельного расхода абсорбента, при котором рабочая линия будет отходить от равновесной, движущая сила процесса (Δy , Δx) возрастет, а необходимое число теоретических тарелок уменьшится. При изменении теплового режима системы и, следовательно, изменении упругости компонентов возникает кривизна рабочих линий. При этом помимо материального баланса необходимо составить также и тепловой баланс.

Рассмотрим более общий случай определения числа теоретических тарелок для разделения многокомпонентных систем при наличии кривизны рабочей линии. В соответствии с рис. 13 для колонны количество i -го абсорбированного компонента будет

$$A_i = G_H y_{iH} \Phi_i, \quad (II.3)$$

где Φ_i — доля абсорбированного (десорбированного) i -го компонента. Общее абсорбированное количество составит

$$A = \sum A_i = G_H (y_{Aн} \Phi_A + y_{Bн} \Phi_B + y_{Cн} \Phi_C + \dots). \quad (II.4)$$

Количество i -го компонента, покидающего абсорбер с отходящим газом, будет

$$a_i = G_H y_{iH} (1 - \Phi_i). \quad (II.5)$$

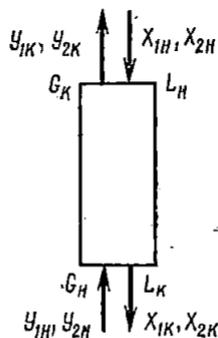


Рис. 13. Материальные потоки в абсорбционной колонне

Количество i -го компонента, покидающего абсорбер с отходящей жидкостью, рассчитывается по уравнению

$$b_i = L_{\text{H}} x_{i\text{H}} + G_{\text{H}} y_{i\text{H}} \Phi_i. \quad (\text{II.6})$$

Из уравнений (II.3) и (II.4)

$$G_{\text{H}} = G_{\text{H}} - A = G_{\text{H}} [1 - (y_{\text{Aн}} \Phi_{\text{A}} + y_{\text{Вн}} \Phi_{\text{B}} + y_{\text{Сн}} \Phi_{\text{C}} + \dots)], \quad (\text{II.7})$$

$$L_{\text{H}} = L_{\text{H}} + A = L_{\text{H}} + G_{\text{H}} (y_{\text{Aн}} \Phi_{\text{A}} + y_{\text{Вн}} \Phi_{\text{B}} + y_{\text{Сн}} \Phi_{\text{C}} + \dots). \quad (\text{II.8})$$

Из уравнений (II.5) и (II.6), (II.7) и (II.8)

$$y_{i\text{K}} = \frac{a_i}{G_{\text{K}}} = \frac{G_{\text{H}} y_{i\text{H}} (1 - \Phi_i)}{G_{\text{H}} - A} = \frac{y_{i\text{H}} (1 - \Phi_i)}{1 - (y_{\text{Aн}} \Phi_{\text{A}} + y_{\text{Вн}} \Phi_{\text{B}} + y_{\text{Сн}} \Phi_{\text{C}} + \dots)}, \quad (\text{II.9})$$

$$x_{i\text{K}} = \frac{b_i}{L_{\text{K}}} = \frac{L_{\text{H}} x_{i\text{H}} + G_{\text{H}} y_{i\text{H}} \Phi_i}{L_{\text{H}} + A}. \quad (\text{II.10})$$

Общее количество тепла в абсорбере составит

$$Q = A_{\text{A}} q_{\text{A}} + A_{\text{B}} q_{\text{B}} \dots = \sum A_i q_i. \quad (\text{II.11})$$

Тепло, уносимое при испарении части растворителя, равно

$$Q_{\text{исп}} = \zeta L_{\text{H}} q_{\text{исп}}. \quad (\text{II.12})$$

Тепло, расходуемое на нагревание жидкости, составит

$$Q_{\text{наг}} = Q - Q_{\text{исп}} = \sum A_i q_i - \zeta L_{\text{H}} q_{\text{исп}}. \quad (\text{II.13})$$

Для нелетучего растворителя $Q_{\text{исп}} = 0$ и $Q_{\text{наг}} = Q$. Пренебрегая изменением температуры газового потока, выразим температуру выходящего жидкого потока следующим образом:

$$T_{\text{K}} = T_{\text{H}} + \frac{Q_{\text{наг}}}{L_{\text{K}} C_{\text{K}}} \quad (\text{II.14})$$

Аналогичный расчет для десорбции приводит к следующим уравнениям:

$$A'_i = L'_{\text{H}} x'_{i\text{H}} \Phi'_i, \quad (\text{II.3a})$$

$$A' = A'_i = L'_{\text{H}} (x'_{\text{Aн}} \Phi'_{\text{A}} + x'_{\text{Вн}} \Phi'_{\text{B}} + x'_{\text{Сн}} \Phi'_{\text{C}} + \dots), \quad (\text{II.4a})$$

$$b'_i = L'_{\text{H}} x'_{i\text{H}} (1 - \Phi'_i), \quad (\text{II.5a})$$

$$a'_i = G'_i y'_{i\text{H}} + L'_{\text{H}} x'_{i\text{H}} \Phi'_i, \quad (\text{II.6a})$$

$$G'_i = G'_i + A', \quad (\text{II.7a})$$

$$L'_i = L_{\text{H}} - A', \quad (\text{II.8a})$$

$$y'_{i\text{K}} = \frac{a_i}{G'_i} \quad (\text{II.9a})$$

$$x'_{i\text{K}} = \frac{b_i}{L_{\text{K}}}, \quad (\text{II.10a})$$

$$Q' = \sum A_i' q_i, \quad (\text{II.11a})$$

$$Q_{\text{исп}} = \zeta L_{\text{н}} q_{\text{исп}}, \quad (\text{II.12a})$$

$$Q'_{\text{наг}} = Q' + Q_{\text{исп}}, \quad (\text{II.13a})$$

$$T'_{\text{к}} = T'_{\text{н}} - \frac{Q_{\text{наг}}}{L'_{\text{к}} C_{\text{к}}}. \quad (\text{II.14a})$$

Решение представленных уравнений выполняется методом последовательных приближений.

1. Задают значения долей абсорбированных (десорбированных) компонентов, имея значения начальных концентраций каждого компонента во входящем газе и учитывая различие в абсорбционной способности каждого компонента. В качестве первого приближения можно взять

$$\Phi_{\text{А}} : \Phi_{\text{В}} : \Phi_{\text{С}} : \dots = 1/k_{\text{А}} : 1/k_{\text{В}} : 1/k_{\text{С}}$$

и

$$\Phi'_{\text{А}} : \Phi'_{\text{В}} : \Phi'_{\text{С}} : \dots = k_{\text{А}} : k_{\text{В}} : k_{\text{С}} : \dots$$

$$0 < \Phi_i(\Phi'_i) < 1.$$

2. Подставляют соответствующие значения Φ_i (Φ'_i) в уравнения (II.3)—(II.10), (II.3a)—(II.10a) и вычисляют $L_{\text{н}}$, $G_{\text{к}}$ ($L'_{\text{н}}$, $G'_{\text{к}}$), $y_{\text{Ан}}$, $y_{\text{Вн}}$, $y_{\text{Сн}}$..., $x_{\text{Ан}}$, $x_{\text{Вн}}$, $x_{\text{Сн}}$... ($y'_{\text{Ан}}$, $y'_{\text{Вн}}$, $y'_{\text{Сн}}$..., $x'_{\text{Ан}}$, $x'_{\text{Вн}}$, $x'_{\text{Сн}}$...).

3. Подставляют значения Φ (Φ') в уравнения (II.11)—(II.14), (II.11a)—(II.14a) и вычисляют $T_{\text{н}}$ ($T'_{\text{н}}$).

4. Наносят на диаграмму $x - y$ конечные точки рабочих линий ($x_{\text{Ан}}$, $y_{\text{Ан}}$); ($x_{\text{Вн}}$, $y_{\text{Вн}}$); ($x_{\text{Сн}}$, $y_{\text{Сн}}$) ... и ($x_{\text{Ан}}$, $y_{\text{Ан}}$); ($x_{\text{Вн}}$, $y_{\text{Вн}}$); ($x_{\text{Сн}}$, $y_{\text{Сн}}$). Наклон рабочих линий в конечных точках соответственно равен $L_{\text{н}}/G_{\text{к}}$ и $L'_{\text{н}}/G'_{\text{к}}$. Рабочие линии получаются искривленными и наносятся, начиная с ($x_{\text{иН}}$, $y_{\text{иН}}$) с наклоном $L_{\text{н}}/G_{\text{к}}$ и кончая ($x_{\text{иК}}$, $y_{\text{иК}}$) с наклоном $L_{\text{к}}/G_{\text{н}}$ (рис. 14). Наклон этих кривых изменяется равномерно между двумя конечными наклонами. Аналогичное построение может быть выполнено и для десорбции.

5. Наносят равновесные соотношения для каждого компонента при двух конечных температурах жидкости $T_{\text{н}}$ ($T'_{\text{н}}$) и $T_{\text{к}}$ ($T'_{\text{к}}$). Равновесная кривая для каждого компонента вычерчивается, начиная от $T_{\text{н}}$ ($T'_{\text{н}}$) при $x_{\text{иН}}$ ($x'_{\text{иН}}$) и кончая равновесным соотношением, соответствующим $T_{\text{к}}$ ($T'_{\text{к}}$) при $x_{\text{иК}}$ ($x'_{\text{иК}}$).

6. Определяют число теоретических тарелок n для каждого компонента графическим способом. Если первые принятые значения абсорбированных (десорбированных) долей выбраны правильно, то число действительных $n_{\text{д}}$ тарелок, полученное для каждого компонента, будет одним и тем же:

$$n_{\text{д}} = n_{\text{А}} / \eta_{\text{А}} = n_{\text{В}} / \eta_{\text{В}} = n_{\text{С}} / \eta_{\text{С}}, \quad (\text{II.15})$$

где $\eta_{\text{А}}$, $\eta_{\text{В}}$, $\eta_{\text{С}}$ — эффективность, или к. п. д., тарелок по компонентам А, В и С; если $\eta_{\text{А}} = \eta_{\text{В}} = \eta_{\text{С}}$, то

$$n_A = n_B = n_C \quad (II.16)$$

7. Если уравнение (II.15) и (II.16) не удовлетворяется, то принимаются новые значения Φ_i и расчет повторяется снова.

Пример. Газовая смесь состава (%): CH_4 80; C_2H_6 10; C_3H_8 5; $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ 5 абсорбируется при 24°C нелетучей смесью углеводородов. Общее давление 2 атм, отношение масла к газу составляет $L/G = 3$ моль/моль. Необходимо извлечь 60% C_3H_8 . Определить число теоретических тарелок и состав газа, выходящего

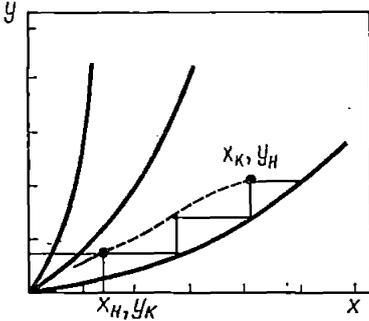


Рис. 14. Построение равновесных и рабочих линий:

— кривые равновесия; — — — — рабочая линия

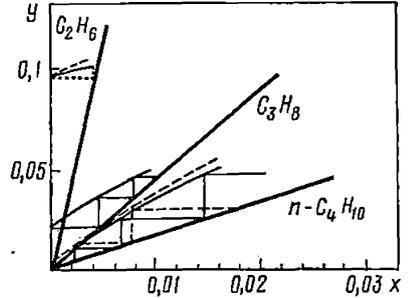


Рис. 15. К примеру расчета абсорбции:

— 1-е приближение; — — — — 2-е приближение; 3-е приближение

из абсорбера. Эффективность тарелки для каждого компонента принимается одинаковой. Изменением температуры в абсорбере пренебрегаем.

Решение. В качестве базиса расчета примем: количество входящего газа 100 моль, количество масла 300 моль. Значения коэффициентов распределения k рассчитаем из упругостей паров чистых компонентов по закону Рауля. Растворимостью метана можно пренебречь. Получаем следующую таблицу:

Компонент	Давление пара при 24°C P_i , атм	$k_i = P_i/P$	y_{iH} , мол. доля
CH_4	—	—	0,80
C_2H_6	41,5	20,8	0,10
C_3H_8	8,84	4,42	0,05
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	2,33	1,67	0,05

Равновесные кривые, соответствующие уравнению $y_i = kx_i$ с наклоном k_i , представлены на рис. 15. В качестве первого приближения принимаем

$$\Phi_{\text{C}_2} : 0,6 : \Phi_{\text{C}_4} = \frac{1}{20,8} : \frac{1}{4,42} : \frac{1}{1,67} \text{ или } \Phi_{\text{C}_2} = 0,15 \text{ и } \Phi_{\text{C}_4} = 0,99.$$

Результаты расчетов после первого приближения представлены в таблице:

Компонент	Φ_i	A_i	a_i	b_i	G_K	L_K	y_{iK}	x_{iK}	n
C_2H_6	0,15	1,15	8,5	1,5	—	—	0,094	0,00485	
C_3H_8	0,60	3,0	2,0	3,0	90,55	309,45	0,0221	0,0097	2,7
$n-C_4H_{10}$	0,99	4,95	0,05	4,95	—	—	0,0055	0,016	3,15
		$\Sigma A = 9,10$							

Как следует из таблицы, число теоретических тарелок для различных компонентов не одно и то же, поэтому необходимо принять второе приближение. В качестве второго приближения возьмем $\Phi_{C_2} = 0,10$ и $\Phi_{C_4} = 0,95$.

Результаты расчета после второго приближения представлены в таблице:

Компонент	Φ_i	A_i	a_i	b_i	G_K	L_K	y_{iK}	x'_{iK}	n
C_2H_6	0,10	1,0	9,0	1,0	—	—	0,098	0,0026	0,6
C_3H_8	0,60	3,0	2,0	3,0	91,55	308,45	0,0219	0,0097	2,7
$n-C_4H_{10}$	0,95	4,45	0,55	4,45	—	—	0,006	0,0144	2,9
		$\Sigma A = 8,45$							

Из таблицы следует, что число тарелок для этана меньше, чем для пропана или бутана. Это указывает на то, что доля абсорбируемого этана очень низка. В качестве третьего приближения берем $\Phi_{C_2} = 0,145$ и $\Phi_{C_4} = 0,95$. Результаты расчета после третьего приближения представлены в таблице:

Компонент	Φ_i	A_i	a_i	b_i	G_K	L_K	y_{iK}	x'_{iK}	n
C_2H_6	0,145	1,45	8,55	1,45	—	—	0,0938	0,0047	2,5
C_3H_8	0,60	3,0	2,0	3,0	91,0	308,9	0,022	0,0097	2,7
$n-C_4H_{10}$	0,95	4,45	0,55	4,45	—	—	0,00604	0,0144	2,7
		$\Sigma A = 8,9$							

Как следует из таблицы, число теоретических тарелок для различных компонентов практически одинаково, и поэтому расчет можно считать законченным.

При графическом определении числа теоретических тарелок для процессов дистилляции так же, как и в процессе абсорбции, необходимо предварительно получить уравнения рабочих линий процесса дистилляции. Условия вывода уравнений:

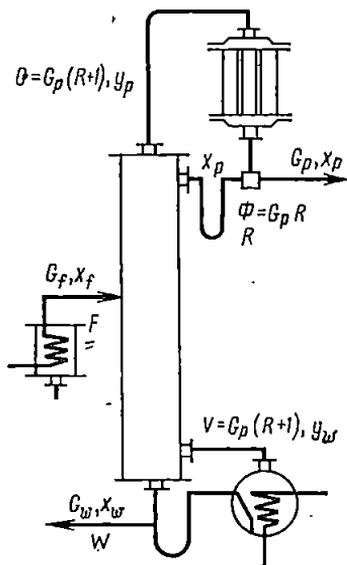
1. Разделяемые компоненты обладают близкими теплотами испарения, т. е. количество пара, сконденсировавшегося на данной тарелке, равно количеству образовавшегося пара на ней, но с большим содержанием летучего. Это означает, что через любое сечение колонны в единицу времени проходит одно и то же количество пара.

2. Жидкостные потоки, поступающие в колонну (исходная смесь и флегма), имеют температуру, равную их температуре кипения.

3. Состав жидкости, возвращаемой из дефлегматора (конденсатора) в колонну на верхнюю тарелку, равен составу пара, поднимающегося

с этой тарелки в дефлегматор, т. е. принимается, что в дефлегматоре не происходит разделяющего действия.

4. Состав жидкости, стекающей с последней, нижней, тарелки колонны, равен составу пара, поднимающегося из кипятильника или куба колонны на эту тарелку, т. е. принимается, что куб не производит разделяющего действия. В действительности, в куб стекает жидкость и получаемый из нее пар будет отличаться по составу большим содержанием легучего. Это допущение позволяет иметь в запасе одну теоретическую тарелку.



На рис. 16 представлены материальные потоки в ректификационной колонне непрерывного действия. При этом приняты следующие обозначения: G_f , G_p , G_w и Φ — расход исходной смеси, дистиллята, кубовой жидкости и флегмы, кг-моль/ч; x_f , x_p , x_w — состав исходной смеси, дистиллята и кубовой жидкости по легучему, мол. доли. По условиям 3 и 4 следует: $x_p = y_p$ и $x_w = y_w$, где y_p и y_w — составы пара по легучему компоненту, поднимающемуся с верхней тарелки колонны и из кипятильника.

Взяв в качестве базисной величины количество дистиллята G_p , введем безразмерные соотношения:

Рис. 16. Материальные потоки в ректификационной колонне

$$\frac{G_f}{G_p} = F, \quad \frac{G_w}{G_p} = W, \quad \frac{\Phi}{G_p} = R,$$

где F — число питания; W — кубовое число; R — флегмовое число.

Уравнения рабочих линий ректификационной колонны. В общем виде уравнение материального баланса будет

$$Gdy = -Ldx. \quad (II.17)$$

Количество пара G , поднимающегося по колонне, соответствует количеству образующейся жидкости, поступающей на орошение верхней части колонны Φ , и количеству дистиллята G_p :

$$G = \Phi + G_p. \quad (II.18)$$

Вводя безразмерные соотношения, получим

$$G/G_p = R + 1. \quad (II.19)$$

Количество жидкости, поступающей в верхнюю часть колонны (флегма), равно Φ , или в виде безразмерного соотношения

$$\Phi/G_p = R. \quad (II.20)$$

Таким образом, уравнение (II.17) принимает вид

$$(R + 1) dy = -R dx. \quad (II.21)$$

В колонне непрерывного действия количества пара и жидкости остаются неизменными. Поэтому величины $(R + 1)$ и R выносим за знак интеграла. Для любой тарелки верхней части колонны, с которой уходит пар с составом y и на которой жидкость имеет состав x с учетом противотока, получим

$$(R + 1) \int_y^{y_p} dy = -R \int_{x_p}^x dx, \quad (II.22)$$

откуда

$$(R + 1) (y_p - y) = R (x_p - x), \quad (II.23)$$

и после преобразования, учитывая, что $x_p = y_p$,

$$y = \frac{R}{R + 1} x + \frac{x_p}{R + 1}. \quad (II.24)$$

Уравнение (II.24) устанавливает связь между составом пара и составом жидкости в любом сечении верхней части колонны при заданных значениях орошения (флегмовое число R) и состава дистиллята (x_p). Уравнение (II.24) называется *уравнением рабочей линии верхней части ректификационной колонны*.

Аналогично получим уравнение рабочей линии нижней части колонны, причем разница будет лишь в том, что в нижней части колонны, которая начинается после питающей тарелки, количество стекающей жидкости возрастает на величину питания F :

$$(R + 1) \int_{y_w}^y dy = -(R + F) \int_x^{x_w} dx, \quad (II.25)$$

откуда

$$(R + 1) (y - y_w) = (R + F) (x - x_w) \quad (II.26)$$

и после преобразования, учитывая, что $x_w = y_w$ и $F = W + 1$, получим

$$y = \frac{R + F}{R + 1} x - W \frac{x_w}{R + 1}. \quad (II.27)$$

Так как для колонны непрерывного действия остаются постоянными величины

$$\frac{R}{R + 1} = A, \quad \frac{x_p}{R + 1} = B, \quad \frac{R + F}{R + 1} = A_1, \quad W \frac{x_w}{R + 1} = B_1,$$

то уравнения (II.24) и (II.27) есть уравнения прямых линий:

$$y = Ax + B, \quad (II.28)$$

$$y = A_1x - B_1. \quad (\text{II.29})$$

На рис. 17 представлены кривая равновесия для процесса ректификации в координатах $y - x$ и рабочие линии верхней и нижней частей колонны, которые пересекаются в точке, отвечающей составу исходной смеси (питающей тарелки) x_f . Верхняя рабочая линия начинается в точке $x_p = y_p$, лежащей на диагонали, и отсекает на оси ординат отрезок

$$B = \frac{x_p}{R + 1},$$

имея тангенс наклона, равный

$$A = \frac{R}{R + 1}.$$

Нижняя рабочая линия пересекается с верхней рабочей линией и диагональю в точке $x_w = y_w$ и отсекает на оси ординат отрезок

$$B_1 = \frac{W}{R + 1} x_w.$$

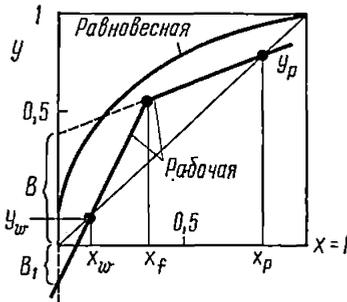


Рис. 17. Рабочая и равновесная линии в процессе ректификации

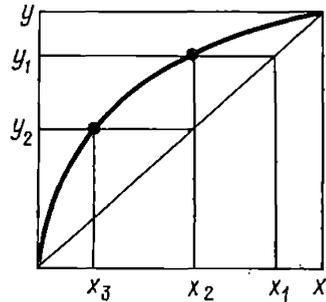


Рис. 18. К выводу уравнения Фenske

Неопределенным остается значение ординаты, отвечающее составу x_f . Выбор этого значения является определяющим для расчета процесса ректификации. Можно представить два крайних положения точки пересечения рабочих линий: 1) точка пересечения лежит на диагонали и 2) точка пересечения лежит на кривой равновесия.

Точка пересечения рабочих линий лежит на диагонали. В этом случае угол наклона рабочей линии, совпадающий с диагональю, составит 45° , а $\text{tg } 45^\circ = 1$. Это условие может быть удовлетворено только при

$$\lim_{R \rightarrow \infty} \frac{R}{R + 1} = 1. \quad (\text{II.30})$$

Следовательно, если точка пересечения рабочих линий лежит на диагонали и сами рабочие линии представляют эту диагональ, то флегмовое число $R = \infty$. Это означает, что весь конденсируемый в дефлег-

маторе пар полностью возвращается в виде жидкости на орошение в колонну, колонна работает «на себя» и продукта (дистиллята) не отбирается.

Движущая сила процесса при этом, если ее выразить как разность рабочих и равновесных концентраций ($\Delta y = y^* - y$ и $\Delta x = x - x^*$), будет максимальной, ступени изменений концентраций будут велики, а число ступеней будет минимальным. Минимальное число ступеней: если равновесная кривая описывается уравнением Рауля, легко может быть рассчитано совместным решением уравнения Рауля и рабочей линии. Для наглядности решения воспользуемся рис. 18. Для точки, лежащей на линии равновесия, будет

$$\frac{y_1}{1 - y_1} = \alpha \frac{x_2}{1 - x_2} \quad (II.31)$$

Для точки, лежащей на рабочей линии,

$$y_1 = x_1 \quad (II.32)$$

Совместное решение уравнений (II.31) и (II.32) дает

$$\frac{x_1}{1 - x_1} = \alpha \frac{x_2}{1 - x_2} \quad (II.33)$$

Далее аналогично получим для второй точки

$$\frac{y_2}{1 - y_2} = \alpha \frac{x_3}{1 - x_3}$$

и после совместного решения

$$\frac{x_2}{1 - x_2} = \alpha \frac{x_3}{1 - x_3}$$

Но согласно уравнению (II.33)

$$\frac{x_2}{1 - x_2} = \frac{1}{\alpha} \cdot \frac{x_1}{1 - x_1}$$

и, следовательно,

$$\frac{1}{\alpha} \cdot \frac{x_1}{1 - x_1} = \alpha \frac{x_3}{1 - x_3}$$

или

$$\frac{x_1}{1 - x_1} = \alpha^2 \frac{x_3}{1 - x_3} \quad (II.34)$$

Как следует из рис. 18, где представлены две теоретические тарелки, т. е. $n = 2$, показатель степени при α соответствует этому числу тарелок. В общем случае уравнение (II.34) можно написать в следующем виде:-

$$\frac{x_{II}}{1 - x_{II}} = \alpha^n \frac{x_I}{1 - x_I} \quad (II.35)$$

Логарифмируя уравнение (II.35), получим

$$\lg \frac{x_{\text{K}}}{1+x_{\text{K}}} = n \lg \alpha + \lg \frac{x_{\text{H}}}{1-x_{\text{H}}},$$

откуда получаем число теоретических тарелок равным

$$n = \frac{\lg \frac{x_{\text{K}}(1-x_{\text{H}})}{x_{\text{H}}(1-x_{\text{K}})}}{\lg \alpha}. \quad (\text{II.36})$$

Уравнение (II.36) известно в теории дистилляции как уравнение Фенске. Уравнение Фенске используется для определения к. п. д. тарельчатых ректификационных колонн. При этом в колонне разделяют смесь, близкую к идеальной при $R = \infty$ (колонна работает на себя), и изменяют концентрации в верхней (x_{K}) и в нижней частях колонны (x_{H}). Полученное по уравнению (II.36) число теоретических тарелок делят на число действительных тарелок, имеющих в испытуемой колонне, и получают к. п. д. колонны. Уравнение Фенске используется также для установления эффективности насадочных и других ректификационных колонн.

Уравнение Фенске, помимо использования для анализа работы действующих колонн (для определения к. п. д. и эквивалентных высот), позволяет предварительно оценить эффективность разделения данной смеси — определить ориентировочное число тарелок. Для этого уравнение (II.36) целесообразно привести к более удобному для анализа виду. Обозначим

$$\lg \frac{x_{\text{K}}(1-x_{\text{H}})}{x_{\text{H}}(1-x_{\text{K}})} = \psi, \quad (\text{II.37})$$

тогда уравнение (II.36) примет вид

$$n = \psi / \lg \alpha. \quad (\text{II.38})$$

По уравнению (II.37) вычислим значения ψ для наиболее часто встречающихся в практике случаев:

при $x_{\text{K}} = 10\%$ и $x_{\text{H}} = 90\%$ $\psi \cong 2$ — грубое разделение,

при $x_{\text{K}} = 10\%$ и $x_{\text{H}} = 99\%$ $\psi = 3$ — разделение средней степени чистоты,

при $x_{\text{K}} = 10\%$ и $x_{\text{H}} = 99,9\%$ $\psi \cong 4$ — тонкое разделение.

Соответственно получим уравнения для предварительного подсчета необходимого числа тарелок при бесконечной флегме: при грубом разделении

$$n = 2 / \lg \alpha, \quad (\text{II.39})$$

при разделении средней степени чистоты

$$n = 3 / \lg \alpha, \quad (\text{II.40})$$

при тонком разделении

$$n = 4 / \lg \alpha. \quad (\text{II.41})$$

Воспользовавшись уравнением (I.6), установим зависимость между необходимым числом тарелок при работе колонны «на себя» и температурой кипения компонентов смеси:

$$n \cong \frac{\psi}{9} \left(\frac{T_A + T_B}{T_B - T_A} \right). \quad (\text{II.42})$$

В табл. 2 приведена ориентировочная оценка необходимого числа тарелок при разделении данной смеси с известной относительной летучестью α и разностью температур кипения компонентов ΔT .

Таблица 2

Зависимость числа теоретических тарелок от относительной летучести и разности температур кипения компонентов

Относительная летучесть α	Разность температур кипения ΔT , °C	Необходимое число теоретических тарелок n	
		обычная разгонка	тонкая разгонка
3,00	30	5	8
2,00	20	9	13
1,50	10	17	22
1,30	7	25	35
1,25	6	30	42
1,20	5	38	50
1,15	4	50	65
1,12	3	70	80
1,10	2,5	—	100
1,07	2	100	150

Точка пересечения рабочих линий лежит на кривой равновесия. В этом случае движущая сила процесса (разность концентраций) будет минимальной, ступени изменения концентраций малы, а число их будет бесконечно большим, так как в углу, при приближении к точке (y_f, x_f) , лежащей на кривой, можно вписать бесконечно большое число ступеней. Этому положению точки соответствует минимальное флегмовое число, которое непосредственно может быть определено графически (рис. 19).

Минимальное флегмовое число определяют через тангенс угла наклона рабочей линии при условии, если точка пересечения рабочих линий лежит на кривой равновесия и ее ордината соответствует равновесному составу y_{fp} . Тогда получим

$$\operatorname{tg} \beta = A = \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{y_p - y_{fp}}{x_p - x_f}. \quad (\text{II.43})$$

Учитывая, что $y_p = x_p$, после преобразования получим

$$R_{\min} = \frac{y_p - y_{fp}}{y_{fp} - x_f}. \quad (\text{II.44})$$

В реальных условиях эксплуатации ректификационных колонн флегмовое число R , так называемое рабочее флегмовое число, задают в пределах $R_\infty > R > R_{\min}$.

Таким образом, точка пересечения рабочих линий может перемещаться по вертикали в пределах от $y_f = x_f$ ($R = \infty$) до $y_f = y_{fp}$ ($R = R_{\min}$). Однако, если исходная смесь подается в колонну не при

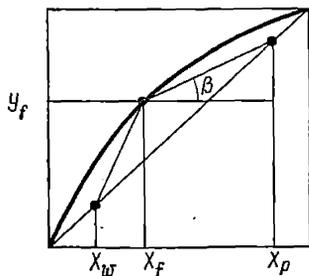


Рис. 19. К выводу минимального флегмового числа

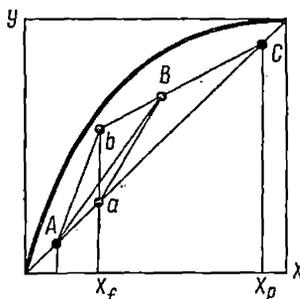


Рис. 20. Влияние изменения температуры питания

температуре кипения, перемещение точки будет происходить по наклонной прямой, описываемой уравнением

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_f}{q-1}, \quad (II.45)$$

где q — безразмерное отношение теплоты, необходимой на испарение одного моля питания, к затраченной теплоте парообразования.

Если жидкость подается в колонну при температуре кипения, $q = 1$ и $q/(q-1) = \infty$, т. е. прямая становится вертикальной (на рис. 20 линия ab).

Таким образом, при фиксированных условиях питания точка пересечения рабочих линий, а соответственно и число теоретических тарелок будут полностью определяться флегмовым числом. Наоборот, при фиксированном флегмовом числе число теоретических тарелок будет полностью определяться условиями питания. Так, например, если питание подается при температуре ниже температуры кипения жидкости, точка пересечения рабочих линий переместится из точки b (питание при температуре кипения) в точку B (рис. 20) и соответственно рабочие линии будут для верхней части колонны CB и для нижней BA , при этом требуемое число тарелок уменьшится.

Рабочее флегмовое число может быть определено на основании по-

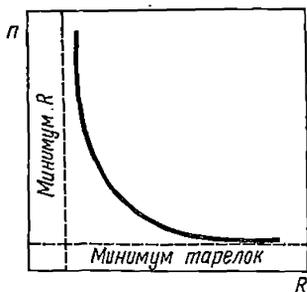


Рис. 21. К определению рабочего флегмового числа

кипения) в точку B (рис. 20) и соответственно рабочие линии будут для верхней части колонны CB и для нижней BA , при этом требуемое число тарелок уменьшится.

Рабочее флегмовое число может быть определено на основании по-

строения графика изменения числа теоретических тарелок n в зависимости от флегмового числа R (рис. 21), а также по графику, предложенному Джиллиландом (рис. 22). При помощи уравнения (II.44) предварительно вычисляется минимальное флегмовое число R_{\min} и определяется минимальное число тарелок n_{\min} по уравнению (II.36) или графически (по графику $y - x$). Затем для какого-либо значения флегмового числа $R > R_{\min}$ определяется отношение $(R - R_{\min})/(R + 1)$.

Для выбранного отношения $(R - R_{\min})/(R + 1)$ при помощи рис. 22 определяется $(n - n_{\min})/(n + 1)$, откуда рассчитывается необходимое число теоретических тарелок n , соответствующее значению флегмы R .

На основании анализа работы действующих колонн можно принять, что экономический оптимум лежит в пределах $(R - R_{\min})/(R + 1) = 0,1 - 0,33$. Взяв в качестве оптимального значения $(R - R_{\min})/(R + 1) = 0,23$, получим оптимальное флегмовое число, т. е. $R = 1,3R_{\min} + 0,3$.

Число теоретических тарелок может быть определено также на основе аналитического решения. Одним из распространенных методов расчета минимального флегмового числа для многокомпонентных систем, основанном на предположении постоянства относительных летучестей и потоков пара и жидкости по высоте колонны, является метод Андервуда.

Уравнения Андервуда имеют следующий вид:

$$\sum_1^K \frac{\alpha_i x_{i,p}}{\alpha_i - \theta} = R_{\min} + 1, \quad (II.46)$$

$$\sum_1^K \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q.$$

Доля жидкости в питании q

$$q = \frac{b_{d_f} - b_f}{r_f}, \quad (II.47)$$

где r_f — удельная теплота парообразования питания; b_{d_f} — фактическое удельное теплосодержание питания; b_f — энтальпия питания при температуре точки росы.

$1 - q = 0$ — при питании жидкостью при температуре кипения:

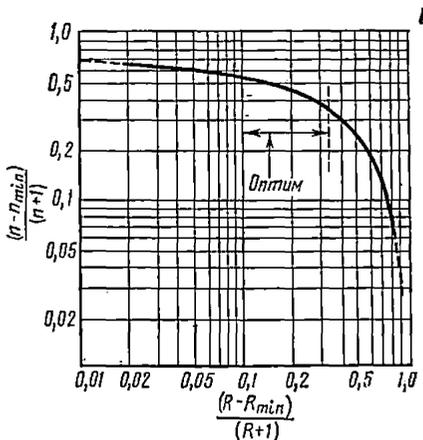


Рис. 22. Определение рабочего флегмового числа и числа тарелок по Джиллиланду

1 — $q = 1$ — при питании паром при температуре насыщения (точка росы).

Значение θ лежит в пределах значений α для ключевых компонентов и находится подбором по уравнениям (II.46) или по графику (рис. 23), построенному при $q = 1$ в зависимости от соотношения молярных долей в питании легкого и тяжелого ключевых компонентов для различных значений соотношений их летучестей.

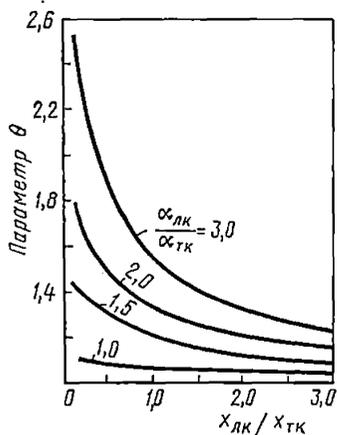


Рис. 23. Определение параметра θ при расчете R_{\min} по методу Андервуда

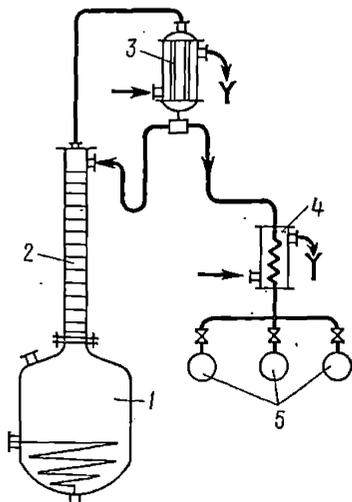


Рис. 24. Схема ректификационной установки периодического действия:

1 — куб колонны; 2 — колонна; 3 — дефлегматор; 4 — холодильник; 5 — приемники фракций

Значения относительных летучестей компонентов α берутся при средней температуре в колонне $T_{\text{ср}} = (T_{\text{верх}} + T_{\text{низ}})/2$.

Для случая, когда относительная летучесть изменяется с изменением температуры, можно вычислять величины для приближенно оцененной температуры на тарелке питания, относя рассчитанное минимальное орошение к тарелке. Внешнее орошение затем может быть найдено из теплового баланса.

1. Периодическая ректификация

На рис. 24 представлена схема ректификационной установки периодического действия. Вся исходная смесь загружается в куб колонны и разгонка может осуществляться двумя методами: с отбором дистиллята постоянного состава или с отбором дистиллята переменного состава (фракционирование).

При отборе дистиллята постоянного состава в процессе ректификации количество легкого в кубе будет исчерпываться, но в то же время состав дистиллята должен поддерживаться постоянным. Это возможно, если только количество флегмы, возвращаемой в колонну, будет непрерывно увеличиваться. Таким образом, расчет колонны при данном числе тарелок должен заключаться в установлении зависимости $R = f(\tau)$, где R — флегмовое число; τ — время протекания процесса, ч.

При отборе дистиллята переменного состава количество флегмы, возвращаемой в колонну, в общем случае может сохраниться постоянным, однако на практике чаще всего флегму сохраняют

постоянной в период отбора данной фракции (в пределах заданных интервалов температур). При отборе узких фракций (в пределах малого интервала температур) флегмовое число обычно повышают.

Периодическая ректификация имеет определенные преимущества перед непрерывной при разделении многокомпонентных смесей, поскольку используется только один аппарат в противоположность группе аппаратов. Типичным примером периодической ректификации является разделение смеси компонентов, например А, В, С и т. д., в порядке уменьшения их летучести при наличии незначительных количеств легких и тяжелых примесей. Продуктами разделения являются компоненты А, В и С и т. д. заданной степени чистоты. Последовательность работы установки периодического действия при разделении трехкомпонентной смеси можно представить схемой, состоящей из следующих этапов:

Стадия 1 — загрузка	Куб, содержащий тяжелый остаток предыдущей загрузки, заполняется сырьем.
Стадия 2 — нагревание	Подводится тепло к установке и обеспечивается достижение равновесия при полном орошении. Могут отводиться легколетучие компоненты для поддержания заданного рабочего давления
Стадия 3 — предварительная подготовка	Отводятся легкие компоненты до тех пор пока дистиллят не будет состоять преимущественно из компонента А
Стадия 4 — легкие компоненты	Смесь компонента А и легких компонентов отбирается при высоком флегмовом числе до тех пор, пока дистиллят не будет содержать компонента А с заданной чистотой
Стадия 5 — продукт А	Отбирается чистый компонент А до тех пор, пока не нарушаются требования по его качеству вследствие загрязнения компонентом В
Стадия 6 — отбор А и В	Смесь компонентов А и В отбирается при большом флегмовом числе, пока дистиллят не будет содержать компонент В заданной чистоты
Стадия 7 — продукт В	Отбирается продукт В аналогично стадии 5
Стадия 8 — отбор В и С	Отбор компонентов В и С аналогично стадии 6
Стадия 9 — продукт С	Отбирается чистый компонент С. Остаток, содержащий компонент С и тяжелые компоненты, остается в кубе до следующей разгонки. После нескольких разгонок он должен быть удален

Отсюда следует, что периодическую ректификацию можно представить как разделение двух ключевых компонентов на каждой стадии процесса.

Расчет процесса при отборе фракций заключается в определении количества отбираемых фракций при заданных составах отгона и остатка, числе тарелок и флегмы.

Отбор дистиллята постоянного состава. Принимая, что загрузка в кубе значительно превосходит количество жидкости в колонне, можно составить материальный баланс по летучему компоненту:

$$G_f x_f = (G_f - G_n) x + G_n x_p, \quad (II. 48)$$

где G_f — количество исходной смеси, кг-моль; G_n — количество испаряемой жидкости в каждый момент времени, кг-моль; x_f, x_p — содер-

жание летучего компонента в исходной смеси и дистилляте. Из уравнения (II.48) получаем

$$G_{II} = G_f \frac{x_f - x}{x_p - x}. \quad (II.49)$$

Скорость отбора продукта G_p можно выразить в виде производной

$$G_p = \frac{dG_{II}}{d\tau}. \quad (II.50)$$

Согласно уравнению (II.49) равенство (II.50) можно представить в виде

$$G_p = \frac{d \left(G_f \frac{x_f - x}{x_p - x} \right)}{d\tau} = -G_f \frac{(x_p - x_f)}{(x_p - x)^2} \frac{dx}{d\tau}, \quad (II.51)$$

откуда

$$G_p d\tau = -G_f \frac{(x_p - x_f)}{(x_p - x)^2} dx. \quad (II.52)$$

На основании материального баланса

$$G = G_p + G_p R = G_p (R + 1), \quad (II.53)$$

где G — количество испаряемой жидкости в единицу времени — скорость испарения, кг-моль/ч; R — переменное флегмовое число, кг-моль/кг-моль.

Из уравнения (II.53)

$$G_p = \frac{G}{R + 1}. \quad (II.54)$$

Подставив значение G_p из уравнения (II.54) в уравнение (II.51), получим

$$\frac{G}{R + 1} d\tau = -G_f \frac{(x_p - x_f)}{(x_p - x)^2} dx. \quad (II.55)$$

Интегрируя уравнение (II.55) в пределах изменения состава жидкости от состава начальной загрузки x_f до состава кубового остатка x_w , получаем полное время отгонки τ (ч), равное

$$\tau = \int_0^{\tau} d\tau = \int_{x_f}^{x_w} \frac{-G_f (R + 1) (x_p - x_f) dx}{G (x_p - x)^2} = \frac{G_f (x_p - x_f)}{G} \int_{x_w}^{x_f} \frac{(R + 1) dx}{(x_p - x)^2}. \quad (II.56)$$

или для любого времени τ при любом составе кубовой жидкости x и соответствующем флегмовом числе R :

$$\tau = \frac{G_f (x_p - x_f)}{G} \int_x^{x_f} \frac{(R+1) dx}{(x_p - x)^2}, \quad (II.57)$$

где x — содержание летучего в кубовой жидкости при данном флегмовом числе.

Уравнение (II.57) получено без учета удерживающей способности колонны, поэтому оно справедливо только тогда, когда загрузка в куб значительно превышает количество жидкости, удерживаемой в колонне. Тем не менее в практике эксплуатации заводских периодических ректификационных колонн обычно загрузка в куб значительно превышает количество удерживаемой жидкости в колонне, поэтому при приближенных расчетах можно пользоваться уравнением (II.57).

При расчете по уравнению (II.57) основным этапом является определение флегмового числа R , необходимого для поддержания постоянного состава дистиллята при изменении состава кубовой смеси. Практически не составляет затруднений выполнение расчетов колонны методом «от тарелки к тарелке» при известном составе пара, покидающем верхнюю тарелку, и фиксированном значении флегмового числа, проводя расчет сверху вниз. Однако если интеграл в уравнении (II.57) находится численно, то, как правило, используются формулы с равноотстоящими узловыми точками. Поэтому потарелочный расчет колонны должен производиться итерационно, когда при фиксированном значении концентрации определяется соответствующее значение флегмового числа. Такой подход не является единственным, так как существуют методы вычисления определенного интеграла, для которых не требуется разбиения функции на равные интервалы по переменной интегрирования.

Исходя из заданного количества загруженной в куб смеси G_f (кг-моль), состава исходной смеси x_f (мол. доли), состава дистиллята x_p (мол. доли), состава кубового остатка x_w (мол. доли) и скорости испарения — отгонки G (кг-моль/ч) алгоритм расчета процесса периодической ректификации при отборе дистиллята постоянного состава состоит из следующих этапов:

1. Определяется число тарелок, необходимых для разделения в заданных пределах от x_p до x_w . Требуемая степень разделения может быть достигнута при различных сочетаниях числа тарелок и флегмового числа. Поэтому необходимо определить их оптимальное сочетание исходя из экстремума некоторого критерия, например минимума капитальных и эксплуатационных затрат на организацию и ведение процесса. При наличии математической модели процесса ректификации эта задача может быть решена проведением целенаправленных расчетов колонны при различных сочетаниях указанных параметров и выбора наилучшего варианта.

Математическое описание колонны состоит из уравнений общего материального баланса, уравнений покомпонентного материального баланса и уравнений паро-жидкостного равновесия. Примем, что: а) потоки пара и жидкости постоянны по высоте колонны; б) используется полный конденсатор; в) куб эквивалентен по разделительной способнос-

ти теоретической тарелке. Эти допущения, особенно первое, не снижая общности задачи, существенно упрощают ее. При фиксированном числе тарелок n и известном к. п. д. тарелки η алгоритм расчета колонны при счете тарелок снизу вверх состоит в следующем:

- а) задается некоторое начальное значение флегмового числа R ;
- б) определяется равновесная концентрация легколетучего компонента по уравнению $y_i^* = K_i x_i$ ($i = 1, 2, \dots, n$), где K_i — константа фазового равновесия, в общем случае функция температуры и состава;
- в) определяется состав пара, покидающего i -ю тарелку, по уравнениям

$$y_i = \begin{cases} y_i^* & i = 0 \\ (1 - \eta_i) y_{i-1} + \eta_i y_i^* & i = 1, 2, \dots, n; \end{cases}$$

г) определяется концентрация компонента на вышележащей тарелке по уравнению материального баланса для произвольного сечения колонны.

Расчеты повторяются для всех тарелок колонны, согласно пп. б, в, г.

После того как будет определен состав дистиллята, полученное значение флегмового числа необходимо сравнить с требуемым по условию задачи. При расхождении, превышающем заданную точность расчета, необходимо каким-либо образом изменить значение флегмового числа R и повторить расчеты, начиная с п. б. Для уточнения флегмового числа можно воспользоваться одним из методов уточнения корней уравнений с одним неизвестным. В частности, удовлетворительные результаты по сходимости решения обеспечивает метод секущих. После расчета флегмового числа нужно произвести оценку этого варианта и при необходимости расчеты повторить при другом числе тарелок.

2. Определяются величина интеграла и время отгонки при различных составах кубового остатка. Для вычисления интеграла можно воспользоваться формулой Симпсона с переменным шагом интегрирования. Как следует из уравнения (II.57), для каждого значения x_w необходимо иметь соответствующее значение флегмового числа R . Расчет флегмового числа при заданном составе кубовой смеси удобно производить по методу секущих, предварительно очертив область возможных решений. Для этого целесообразно вычисления интегралов начинать с минимально допустимой концентрации легколетучего компонента в кубе, поскольку полученное при этом флегмовое число будет верхней границей для следующего значения концентрации. Для расчета R можно воспользоваться алгоритмом, рассмотренным в первом этапе. Блок-схема алгоритма расчета времени отгонки при отборе дистиллята постоянного состава приведена на рис. 25.

Отбор дистиллята переменного состава. Основным параметром процесса в этом случае является количество отогнанного продукта или время отгонки (τ_R), которые вычисляются по соотношениям:

$$\ln \frac{G_f}{G_c} = \int_x^{x_f} \frac{dx}{x_p - x}, \quad (\text{II.58})$$

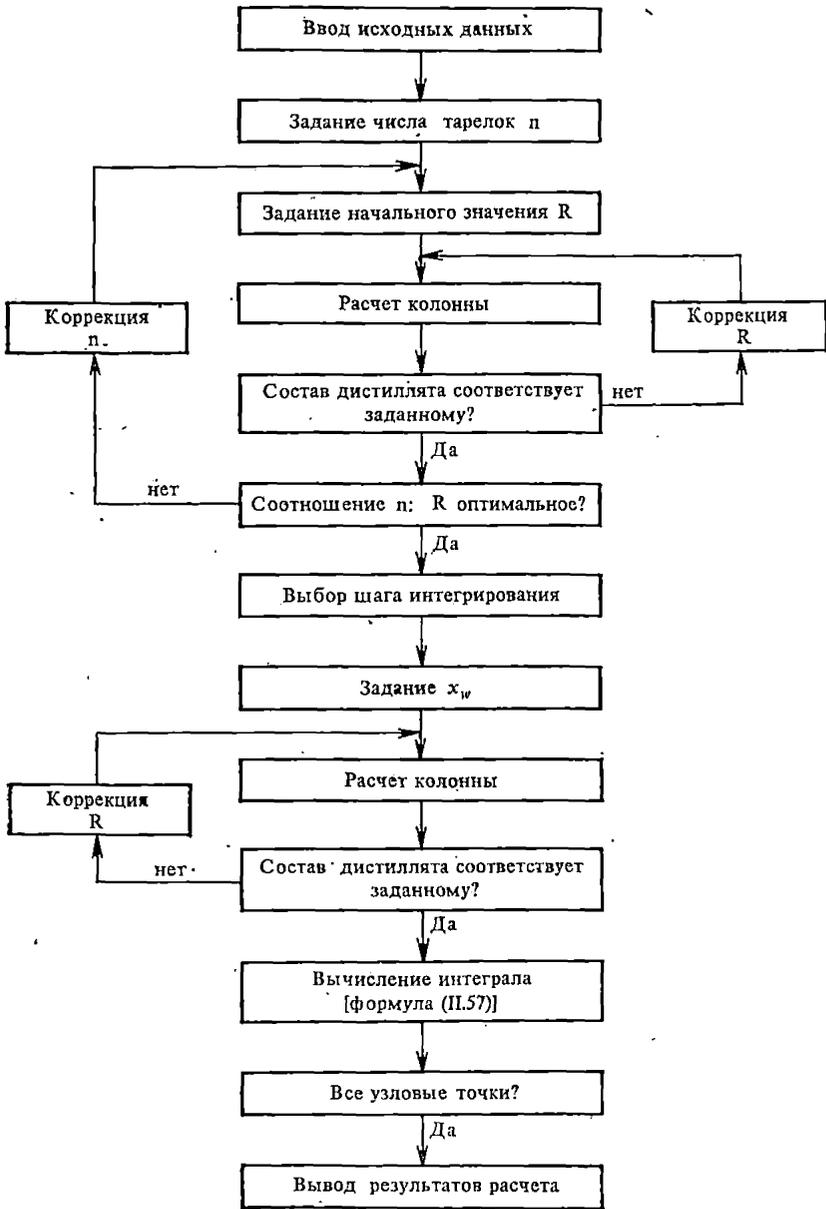


Рис. 25. Блок-схема расчета периодической ректификации с отбором дистиллята постоянного состава

$$\tau_R = \frac{R+1}{G_n} [G_f - G_w] = \frac{R+1}{G_n} G_p. \quad (II.59)$$

Прежде чем перейти к расчету количества продукта или времени отгонки, необходимо вычислить требуемое флегмовое число при заданных технологических параметрах и числе тарелок. Как и при отборе дистиллята постоянного состава, эта задача должна решаться как задача оптимизации для нахождения оптимальных значений R и n .

Расчет периодической ректификации при отборе дистиллята переменного состава состоит в следующем.

1. Определяются число тарелок и флегмовое число, необходимые для разделения в заданных пределах составов. Этот этап выполняется аналогично соответствующему этапу режима отбора дистиллята постоянного состава.

2. Определяется состав дистиллята по уравнению (II.58) при фиксированных значениях концентрации легколетучего компонента в кубе. Поскольку наклон рабочей линии в начальный момент не известен, расчет колонны должен производиться итерационно с уточнением состава дистиллята. Таким образом, всякий раз необходимо для фиксированного значения x_w также задаваться и значением состава дистиллята. Последний в процессе итераций будет уточняться.

Для расчета состава дистиллята можно воспользоваться алгоритмом моделирования колонны, рассмотренным выше. Отличие в данном случае состоит в том, что в процессе итераций должно уточняться не флегмовое число, а состав дистиллята. При этом стратегия уточнения может остаться без изменения.

Для вычисления интеграла в уравнении (II.58) можно воспользоваться формулой Симпсона. Поскольку точность интегрирования зависит от числа узловых точек, к алгоритму расчета колонны предъявляются жесткие требования по быстродействию.

Вычисление интеграла целесообразно производить, начиная с максимально допустимой концентрации дистиллята. Для последующих точек эта величина будет верхней границей. Блок-схема алгоритма расчета ректификации с отбором состава переменного состава аналогична приведенной на рис. 24. Отличие состоит в том, что при вычислении интеграла по формуле (II.58) при расчете колонны производится уточнение не флегмового числа, а состава дистиллята.

Оптимальная стратегия изменения флегмового числа. В процессах периодической ректификации эта стратегия определяется как задача получения необходимого количества дистиллята заданного состава за минимальное время при известных начальных условиях. Такого рода задачи часто относятся к проблеме оптимального времени и могут рассматриваться с позиции принципа максимума Понтрягина.

Пусть имеется система дифференциальных уравнений

$$\frac{dx_i}{d\tau} = f_i(x_1, x_2, \dots, x_n, u_1, u_2, \dots, u_n), \quad (II.60)$$

$$i = 1, 2, \dots, n$$

с заданными смешанными граничными условиями

$$x_i(0) = x_i^0 \text{ и } x_i(T) = x_i^1, \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (\text{II.61})$$

Из всех возможных управлений $u = u(\tau)$, $0 \leq \tau \leq T$ требуется выбрать такие, которые переводят систему из состояния x^0 в состояние x^1 за минимальное время. Для этого целесообразно воспользоваться принципом максимума, который устанавливает следующее: пусть $u(\tau)$, $0 \leq \tau \leq T$ — допустимое управление, которое переводит систему из состояния x^0 в состояние x^1 и пусть $x(\tau)$ — соответствующая траектория, такая, что $x(0) = x^0$ и $x(T) = x^1$, тогда для оптимальности $u(\tau)$ и $x(\tau)$ во времени необходимо существование ненулевой непрерывной векторной функции $p(\tau)$, определяемой по условиям:

1) для всех τ , $0 \leq \tau \leq T$ гамильтониан

$$H(p, x, u) = \sum_{j=1}^n p_j f_j(x, u) \quad (\text{II.62})$$

достигает максимума в точке $\dot{u} = u(\tau)$, т. е.

$$\dot{H}(p, \tau, x(\tau), u(\tau)) = 0 [p(\tau), x(\tau); \quad (\text{II.63})$$

2) для конечного момента времени выполняется неравенство

$$0 [p(\tau), x(\tau)] \gg 0. \quad (\text{II.64})$$

Можно показать, что условие (II.64) выполняется для всех $0 \leq \tau \leq T$.

Заметим, что для вспомогательной векторной функции $p = (p_1, p_2, \dots, p_n)$ справедливо

$$\frac{dp_i}{d\tau} = \sum_{j=1}^n p_j \frac{\partial f_j}{\partial x_i}, \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (\text{II.65})$$

Исходя из условий материального баланса для колонны можно записать

$$G_w(\tau) + G_p(\tau) = G_f, \quad (\text{II.66})$$

$$G_w(\tau) x_w(\tau) + G_p(\tau) x_p(\tau) = G_f x_f. \quad (\text{II.67})$$

Полагая, что пар, покидающий верхнюю тарелку, полностью конденсируется, для конденсатора можно записать

$$G_u = (R + 1) \frac{dG_p}{d\tau} \quad (\text{II.68})$$

Уравнения (II.66) и (II.67) включают четыре переменные G_w , x_w , G_p , x_p , из которых две переменные состояния являются независимыми и выбираются произвольно. Комбинируя (II.66) и (II.68), одну из переменных состояния можно выразить как функцию времени, т. е.

$$\frac{dG_w}{d\tau} = - \frac{G_u}{R + 1} = - \frac{dG_p}{d\tau} \quad (\text{II.69})$$

Записав уравнение баланса верхней тарелки колонны

$$G_u y_N - L y_N = \frac{d}{d\tau} (G_p x_p) = - \frac{d}{d\tau} (G_w x_w) \quad (\text{II.70})$$

и объединяя (II.68), (II.69) и (II.70), для второй переменной состояния можно записать

$$\frac{dx_w}{d\tau} = \frac{y_N - x_w}{G_w} \cdot \frac{G_u}{R + 1} \quad (\text{II.71})$$

Уравнения (II.69) и (II.71) определяют две переменные состояния как функции времени. При определении оптимального времени требуется, чтобы в конце ректификации в некоторый момент времени мы имели заданное количество дистиллята определенного состава. Это эквивалентно заданию G_f и x_f в момент времени T . Таким образом, проблема может рассматриваться как нахождение стратегии изменения флегмы, которая переводит систему из состояния (G_w, x_w) в состояние $(G_w^{\text{кон}}, x_w^{\text{кон}})$ за минимальное время. Две допустимые стратегии изменения флегмы, которые позволяют осуществить такой переход, хотя и не за минимальное время, соответствуют режимам отбора с постоянным и переменным составом.

Для сведения задачи к методу принципа максимума запишем вспомогательный вектор p_i в виде

$$\frac{dp_1}{d\tau} = -p_2 \frac{G_u}{R+1} \frac{y_N - x_w}{G_w^2} \quad (\text{II.72})$$

и

$$\frac{dp_2}{d\tau} = p_2 \frac{G_u}{R+1} \cdot \frac{1}{G_w} \left[\frac{dy_N}{dx_w} - 1 \right] \quad (\text{II.73})$$

и функцию Гамильтона

$$H(p_1, p_2, G_w, x_w, R) = p_1 \left(-\frac{G_u}{R+1} \right) + p_2 \left(-\frac{y_N - x_w}{G_w} \cdot \frac{G_u}{R+1} \right). \quad (\text{II.74})$$

Для получения оптимальной стратегии изменения флегмы необходимо найти p_1 , p_2 , G_w и x_w как функции времени в интервале $(0, T)$, удовлетворяющие следующим условиям:

а) уравнения (II.69), (II.71), (II.72), (II.74) удовлетворяются вместе с начальными и конечными условиями по переменным состояниям G_w и x_w ;

б) флегмовое число в каждый момент времени должно соответствовать максимальному значению гамильтониана при постоянных значениях p_1 , p_2 , G_w и x_w ;

в) максимальное значение гамильтониана в п. б должно быть постоянным и положительным во всем интервале $(0, T)$.

Вычисление минимального времени протекания процесса начинается с задания начальных значений вспомогательных переменных p_1 и p_2 в момент времени $\tau = 0$ и интегрирования уравнений (II.69), (II.71), (II.72) и (II.73), обеспечивая выполнение условия п. б на каждом шаге. Гамильтониан является однородной функцией p_1 и p_2 , так что задавать необходимо лишь их отношение (p_1 задается равным 1). Поскольку $dx_w/d\tau$ всегда отрицательная, концентрация x_w должна в конечном итоге уменьшиться до значения $x_w^{\text{кон}}$ в некоторый момент времени T . Так как G_w не будет равно конечному значению $G_w^{\text{кон}}$, то начальное отношение вспомогательных переменных необходимо уточнить вновь до

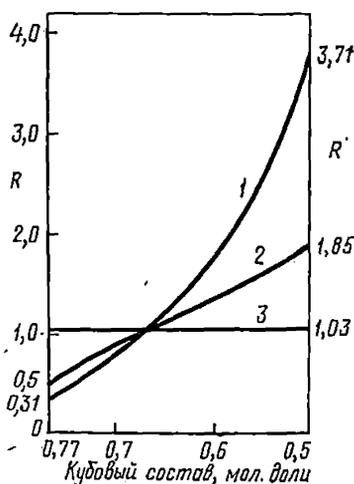


Рис. 26. Зависимость флегмового числа от состава смеси в кубе колонны для трех режимов эксплуатации:

1 — дистиллят постоянного состава; 2 — оптимальное изменение флегмового числа; 3 — дистиллят переменного состава.

совпадения этих значений с заданной точностью. При этом оптимальное время протекания процесса периодической ректификации равно значению, соответствующему такому приближению по $p_2(0)$, при котором $G_w = G_w^{\text{кон}}$ и $x_w = x_w^{\text{кон}}$.

Программа расчета минимального времени процесса содержит в основном три алгоритма. Первый используется для интегрирования системы дифференциальных уравнений. Второй необходим для расчета состава дистиллята при заданных значениях флегмового числа и состава кубовой смеси. Третий алгоритм предназначен для максимизации гамильтониана.

На рис. 26 приведены результаты расчета на ЦВМ зависимости флегмового числа для различных режимов отбора дистиллята от состава смеси в кубе.

2. Определение числа теоретических тарелок в пределах малых и больших концентраций летучего компонента

Для идеальных бинарных систем имеем уравнение

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (\text{II.75})$$

При малых концентрациях, когда x стремится к нулю, уравнение (II.75) приводится к виду

$$y = \alpha x. \quad (\text{II.76})$$

В логарифмических координатах уравнение (II.76) есть уравнение прямой с углом наклона α . На рис. 27 в логарифмических координатах представлено уравнение (II.76). Равновесные линии при малых значениях x становятся прямыми и для различных величин α — параллельными с углом наклона, равным единице.

При больших концентрациях, т. е. при $x \sim 1$, будем иметь следующее соотношение [см. уравнение (I.14)]:

$$y = \alpha x \frac{1-y}{1-x}. \quad (\text{II.77})$$

Сравнивая уравнения (II.75) и (II.77), получим

$$(1-y) = \frac{1-x}{1+(\alpha-1)x}. \quad (\text{II.78})$$

Так как x стремится к единице, то знаменатель правой части уравнения (II.78) приближается к значению α и уравнение приводится к виду

$$1-y = \frac{1-x}{\alpha}. \quad (\text{II.79})$$

Уравнение (II.79) может быть представлено и в следующем виде:

$$y = \frac{1}{\alpha} (x-1) + 1. \quad (\text{II.80})$$

Уравнение (II.80) в логарифмических координатах представлено на рис. 28.

Приближенный аналитический метод. В основу метода положены соотношения тангенсов угла наклона линии равновесия и рабочих линий.

При очень больших концентрациях летучего тангенс угла наклона кривой равновесия согласно уравнению (II.80) равен $1/\alpha$. Тангенс угла наклона верхней рабочей линии k равен $R/(R + 1)$. Тогда, начиная с

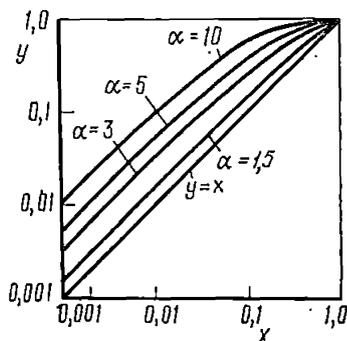


Рис. 27. Представление линий равновесия при $x \rightarrow 0$

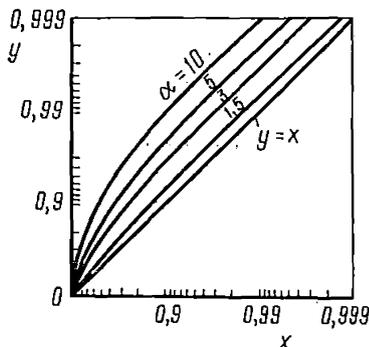


Рис. 28. Представление линий равновесия при $x \rightarrow 1$

верхней тарелки (состав дистиллята x_p), можно написать систему уравнений:

$$\Delta x_1 = x_p - x_1 = (1 - x_p) (\alpha - 1).$$

$$\Delta x_2 = x_1 - x_2 = k\alpha (x_p - x_1),$$

$$\Delta x_3 = x_2 - x_3 = k\alpha (x_1 - x_2) = k^2\alpha^2 (x_p - 1),$$

$$\sum_1^n \Delta x = x_p - x_1 + k\alpha (x_p - x_1) + k^2\alpha^2 (x_p - x_1) + \dots +$$

$$+ k^{n-1}\alpha^{n-1} (x_p - x_1) = x_p - x_A = \frac{k^n\alpha^n - 1}{k\alpha - 1} (x_p - x_1) =$$

$$= (1 - x_p) (\alpha - 1) \frac{k^n\alpha^n - 1}{k\alpha - 1}. \quad (II.81)$$

После логарифмирования, решая уравнение (II.81) относительно числа теоретических тарелок, получим

$$n = \frac{1}{\lg k\alpha} \lg \left[\frac{(x_p - x_A) (k\alpha - 1)}{(1 - x_p) (\alpha - 1)} + 1 \right], \quad (II.82)$$

где x_A — состав жидкости, стекающей с тарелки, для которой справедливо линейное изменение равновесного состава. Если вместо состава жидкости ввести состав паров, уравнение (II.82) переписывается в виде

$$n = \frac{1}{\lg k\alpha} \lg \left[\frac{(y_p - y_A) (k\alpha - 1)}{k (1 - y_p) (\alpha - 1)} + 1 \right]. \quad (II.83)$$

Аналогично для очень малых концентраций летучего компонента в кубовой жидкости при $k' = \frac{R+F}{R+1}$ и x_{ak} — составе жидкости в нижней части колонны, где справедливо линейное изменение равновесного состава, получим

$$n' = \frac{1}{\lg\left(\frac{\alpha}{k'}\right)} \lg \left[\frac{k'(x_{ah} - x_w) \left(\frac{\alpha}{k'} - 1\right)}{x_w(\alpha - 1)} + 1 \right], \quad (\text{II.84})$$

или

$$n' = \frac{1}{\lg\left(\frac{\alpha}{k'}\right)} \lg \left[\frac{(g_{ah} - y_w) \left(\frac{\alpha}{k'} - 1\right)}{y_w(\alpha - 1)} + 1 \right]. \quad (\text{II.85})$$

Графический метод. При графическом методе определения числа теоретических тарелок n для разделения смесей в пределах очень высоких или очень низких концентраций летучего компонента используется диаграмма $y - x$, построенная в логарифмических координатах.

При очень больших концентрациях, т. е. при значениях x , близких к единице, на графике, построенном в логарифмических координатах $y - x$, кривые равновесия представляются в виде прямых линий с тангенсом угла наклона, равным единице.

Линия равновесия в логарифмических координатах при недостаточном количестве опытных данных может быть построена только по одной опытной точке, через которую проводится прямая с наклоном, равным единице, или под углом 45° . Если содержание летучего компонента меньше 0,01 мол. доли и больше чем 0,95 мол. доли, то равновесная линия имеет тангенс угла наклона, равный единице.

Определение числа теоретических тарелок на диаграмме $y - x$ в логарифмических координатах при очень малых и очень больших концентрациях проводится в следующей последовательности:

1. Участки кривой равновесия в пределах очень больших и очень малых концентраций строятся по уравнениям (II.79) и (II.76). Так, например, при заданном значении состава верхнего продукта 99,95 мол. % строим участок равновесной линии в пределах значений $x = 0,990$ и $x = 0,999$. По уравнению (II.79), соответственно получим $y = 0,998333$ и $y = 0,999833$ (рис. 29).

При заданном значении состава нижнего продукта 0,05 мол. % согласно уравнению (II.76), задавая x в пределах $x = 0,010$ и $x = 0,0001$, получим $y = 0,60$ и $y = 0,0006$; на основании этих данных построен график (рис. 30).

2. Рабочая линия верхней части колонны строится по уравнению

$$y = Ax + B$$

при данных $A = \frac{R}{R+1}$, $B = \frac{x_p}{R+1}$, задавая ряд значений x , например

в пределах от 0,9995 до 0,9000, получаем соответствующие значения y , которые и наносятся на график (см. рис. 29).

Рабочую линию верхней части колонны можно построить, соединяя значение y , полученное на обычной диаграмме $y - x$ для точки пере-

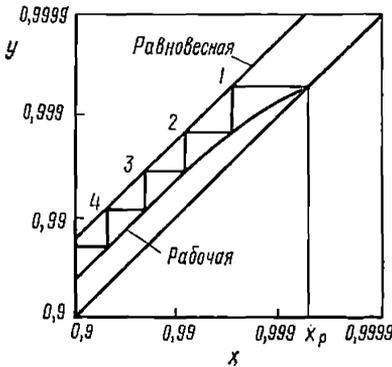


Рис. 29. К определению числа теоретических тарелок при $x \rightarrow 1$

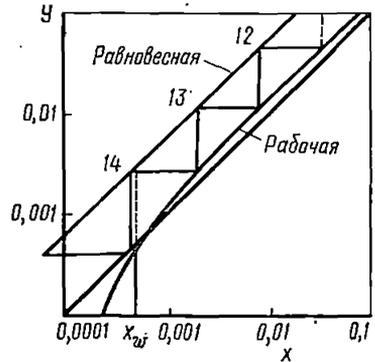


Рис. 30. К определению числа теоретических тарелок при $x \rightarrow 0$

сечения верхней и нижней рабочих линий процесса, с точкой $x = y = x_p$.

Рабочая линия нижней части колонны соответственно строится по уравнению (II.27)

$$y = A_1 x - B_1$$

при данных $A_1 = \frac{R+F}{R+1}$ и $B_1 = \frac{Wx_w}{R+1}$, задавая ряд значений x , например, в пределах от 0,0005 до 0,01, получаем соответствующие значения y , которые наносятся на график (рис. 30).

3. Число теоретических тарелок, необходимое для разделения в заданных пределах, определяется построением числа ступеней; начиная от заданного значения дистиллята x_p по диаграмме высоких концентраций (см. рис. 29), далее в пределах средних концентраций по обычной диаграмме $y - x$ и, наконец, в пределах низких концентраций по диаграмме, приведенной на рис. 30, вплоть до достижения заданного состава кубовой жидкости x_w .

3. Процессы разделения многокомпонентных систем

Наличие в смеси более чем двух компонентов существенно изменяет расчет процессов разделения таких систем. Для двухкомпонентной системы достаточно помимо давления, под которым ведется процесс, задать содержание летучего компонента в одной из фаз, чтобы состояние равновесной системы однозначно определялось. В многокомпонентной же системе помимо постоянного внешнего давления необходимо за-

фиксировать ($k - 1$) других параметров. Поэтому соотношение между составами данного компонента в жидкой и паровой фазах помимо давления зависит от содержания других компонентов системы в жидкости и паре.

В отличие от бинарной смеси при разделении многокомпонентной смеси не все компоненты, которые находятся в исходной смеси, присутствуют в верхнем и нижнем продуктах. Наиболее легкие компоненты концентрируются в дистилляте, наиболее тяжелые — в остатке, и только компоненты промежуточной летучести в определенных соотношениях распределяются между обоими целевыми продуктами. Между тем на питающей тарелке присутствуют все компоненты исходной смеси. Здесь возникает необходимость в увязке расчета распределения концентраций верхней и нижней частей колонны с положением питающей тарелки.

При дистилляции многокомпонентных систем вводится условное понятие ключевых компонентов, определяющих ход процесса разделения. Ключевыми компонентами называются условно такие, которые определяют границу разделения смеси на две части; все компоненты исходной смеси более летучие, чем легкий ключевой компонент, попадают только в дистиллят, а все компоненты менее летучие, чем тяжелый ключевой компонент, попадают только в кубовую жидкость. Легкий и тяжелый компоненты не обязательно должны быть смежными, непосредственно примыкающими друг к другу компонентами на шкале летучести. Между ними могут оказаться и другие компоненты промежуточной летучести, различным образом распределяющиеся между дистиллятом и остатком. Так, например, при разделении многокомпонентной смеси углеводородов (от метана до гептана включительно) при выборе в качестве легкого ключевого компонента пропана и тяжелого ключевого компонента n -бутана в смеси может оказаться изобутан, летучесть которого лежит между летучестью ключевых компонентов. Этот компонент объединяют с близлежащими к нему ключевым компонентом (в приведенном примере с n -бутаном). Состав тяжелого ключевого компонента определяют по разности между 1 и суммой составов легкого ключевого компонента и легких компонентов.

Минимальная флегма в колоннах разделения двухкомпонентной системы соответствует минимальной движущей силе процесса или соответственно минимальному изменению концентраций. *Зона минимального изменения концентраций или зона условно постоянных концентраций* располагается в окрестности питающей тарелки. Для двухкомпонентной системы существует одна такая зона. При разделении многокомпонентных систем (более чем трех) зон постоянных концентраций уже две.

Небольшое число тарелок, расположенных выше тарелки питания, резко уменьшает концентрацию тех компонентов, летучесть которых меньше летучести тяжелого ключевого компонента, а выше располагается верхняя зона постоянной концентрации (рис. 31). Небольшое число тарелок, расположенных ниже тарелки питания, резко уменьшает концентрацию тех компонентов, летучесть которых больше летучести легкого ключевого компонента, а ниже располагается вторая зона по-

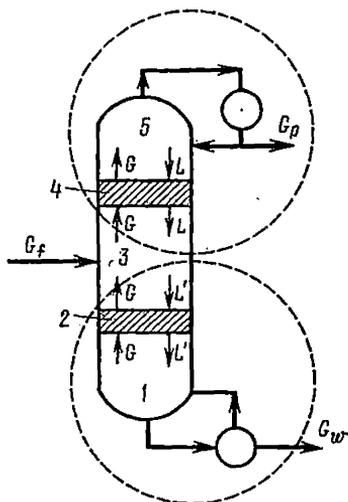


Рис. 31. Зоны, возникающие при разделении многокомпонентных смесей:

1 — кубовая зона; 2 — зона постоянной концентрации; 3 — промежуточная зона; 4 — зона постоянной концентрации; 5 — зона дистиллята; G — поток пара; L, L' — поток жидкости; G_f, G_p, G_w — количество исходной смеси, дистиллята, кубовой жидкости

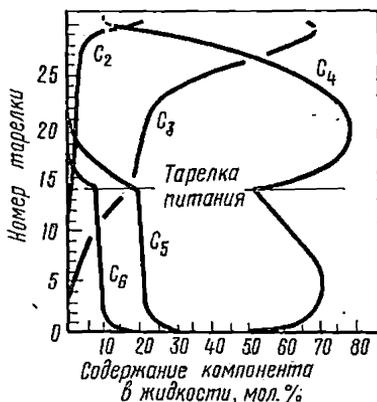


Рис. 32. Распределение компонентов по тарелкам при разделении многокомпонентной системы

стоянной концентрации. Таким образом, для многокомпонентной системы при минимальной флегме колонна делится на пять зон (рис. 31):

1. Зона, прилегающая к кубу. Здесь сконцентрированы тяжелый ключевой компонент, концентрация которого в кубовой жидкости задана, и все компоненты с меньшей летучестью. Снизу вверх отношение концентрации $x_{лк}$ к концентрации $x_{тк}$ и других труднолетучих компонентов увеличивается.

2. Зона постоянной концентрации, где концентрации $x_{лк}$ и менее летучих компонентов постоянны.

3. Промежуточная зона, где дается питание и где концентрации компонентов менее летучих, чем $x_{тк}$, уменьшаются до незначительной величины, а концентрации компонентов более летучих, чем $x_{лк}$, увеличиваются.

4. Выше третьей зоны расположена вторая зона постоянной концентрации, где концентрации $x_{тк}$ и более летучих постоянны.

5. Верхняя зона, где отношение концентрации $x_{тк}$ к концентрации более летучих компонентов снизу вверх уменьшается до достижения заданного состава дистиллята.

Если в смеси, подлежащей разделению, отсутствуют компоненты, летучесть которых больше летучести $x_{лк}$, то все компоненты смеси будут представлены в кубовой жидкости, и нижняя зона постоянной концентрации (зона 2) окажется смежной, примыкающей к тарелке питания. Если отсутствуют компоненты более тяжелые, чем $x_{тк}$, то все компоненты будут представлены в дистилляте, а верхняя зона постоянной концентрации (зона 4) непосредственно будет примыкать к тарелке питания.

Разделение бинарной смеси при минимальной флегме является предельным случаем: здесь обе зоны постоянной концентрации непосредственно примыкают к тарелке питания.

Типичный график распределения компонентов по тарелкам при разделении многокомпонентных систем представлен на рис. 32. Так, на рис. 32 представлено отделение пропана (C_3) и более легких компонентов (C_2) от бутана (C_4) и более тяжелых компонентов (C_5 , C_6), при этом верхний продукт отводится в виде газа. Концентрация компонентов более легких, чем пропан, ниже тарелки питания падает очень быстро, а концентрация компонентов более тяжелых, чем бутан, падает быстро выше нее. В результате содержание компонентов более легких, чем пропан, ничтожно в кубовом продукте и содержание компонентов более тяжелых, чем бутан, ничтожно в верхнем продукте.

Расчет обычно ведут от нижнего и верхнего концов колонны к тарелке питания. Если требования к составам продуктов довольно жесткие, то составы, полученные на тарелке питания, при расчете сверху и снизу должны точно увязываться. Чтобы быстрее достичь сходимости между фактическим и рассчитанным составом, перед тем как начать расчет от тарелки к тарелке, необходимо точно задать концентрации компонентов, которыми можно пренебречь в верхнем и кубовом продуктах. Например, концентрация какого-либо тяжелого компонента рассчитывается на какой-либо ступени ректификации приблизительно пропорционально концентрации, принятой для него в верхнем продукте. Так, если корректируется концентрация тяжелого компонента, величина которой в верхнем продукте составляет 10^{-6} мол. доли, а была принята в расчетах 10^{-5} мол. доли, то все рассчитываемые концентрации этого компонента в верхней части колонны должны быть выше в 10 раз. Аналогичный прием должен быть использован и для исчерпывающей части колонны (стриппинг колонны). Даже небольшие ошибки в концентрациях «пренебрежимых» компонентов в продуктах могут, следовательно, вызвать большие отклонения в вычисленных составах вблизи тарелки питания, где действительные концентрации всех компонентов могут быть существенными (см. рис. 31). К сожалению, отсутствуют методы, позволяющие точно предсказать в общем случае, как распределяются неключевые компоненты в верхнем и нижнем продуктах. Поэтому принятое в начале расчета распределение достигается только после использования итерационных процедур расчета «от тарелки к тарелке».

Проектирование ректификационных колонн для разделения многокомпонентных смесей предполагает определение шести проектных переменных — число тарелок, номер тарелки питания, флегмовое число, доля отбора дистиллята, доля парового потока в питании, давление в колонне, обеспечивающих получение продуктов разделения заданного качества при минимальном значении целевой функции.

Среди проектных переменных наиболее трудноопределяемыми являются флегмовое число и общее число тарелок.

В настоящее время расчет процессов разделения многокомпонентных смесей производится на вычислительных машинах методом математического моделирования (см. гл. X).

§ 2. Процессы экстракции

1. Экстракция путем однократного контакта

Схема процесса экстракции путем однократного контакта приведена на рис. 33. Если жидкости взаимно нерастворимы, интегрирование уравнения материального баланса (II.1) проводится в пределах

$$-L \int_{x_0}^{x_1} dx = G \int_0^{y_1} dy,$$

откуда

$$-L(x_1 - x_0) = Gy_1,$$

или

$$\frac{y_1}{x_1 - x_0} = -\frac{L}{G}, \quad (\text{II.86})$$

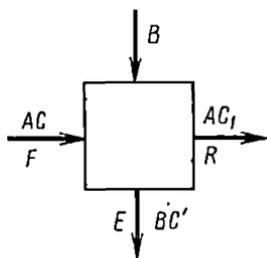


Рис. 33. Схема однократного контакта:

A — жидкость, в которой растворено экстрагируемое вещество; *B* — растворитель; *E* — экстракт; *C* — экстрагируемое вещество; *R* — рафинат; *F* — исходная смесь

где x_0 — начальное содержание экстрагируемого компонента *C* в *A*; x_1 — конечное содержание экстрагируемого компонента *C* в *A*; y_1 — конечное содержание компонента в растворителе.

Как следует из уравнения (II.86), в координатах $y - x$ рабочая линия есть прямая с отрицательным тангенсом угла наклона (рис. 34,а). Если линия равновесия — прямая с тангенсом угла наклона m , т. е. справедлив линейный закон распределения, то совместное решение двух уравнений (равновесия и рабочей линии) приводит к соотношению

$$Lx_0 = Lx_1 + mGx_1, \quad (\text{II.87})$$

или

$$x_1 = \frac{L}{L + mG} x_0. \quad (\text{II.88})$$

Уравнение (II.88) позволяет непосредственно вычислить состав жидкости после экстрагирования (состав рафината).

Статические параметры однократного контакта наиболее полно можно проанализировать на тройной диаграмме как для частично смешивающихся, так и несмешивающихся жидкостей. На рис. 34,б представлена графическая интерпретация процесса при условии, если растворителем служит компонент *B*, а исходная смесь (точка *F*) содержит компонент *C*, растворенный в *A*; компоненты *A* и *B* при малых концентрациях взаимнорастворимы. Точка *M* представляет состав, образующийся в результате смешения исходной смеси *F* с растворителем; (*BM : FB*) и дающий экстракт (точка *E*) и рафинат *R* (*MR : EM*). Линия *FB* — рабочая линия процесса, линия *RE* — равновесная ли-

ния. Количество растворителя, необходимое для экстракции, определяется соответствующим положением точки M на прямой FV , не выходящей за пределы пограничной кривой, где двухфазная система становится однофазной. В результате однократного контакта образуются два слоя: один экстрактивный слой (на ветви пограничной кривой, расположенной на стороне растворителя B) и рафинатный слой, содержащий

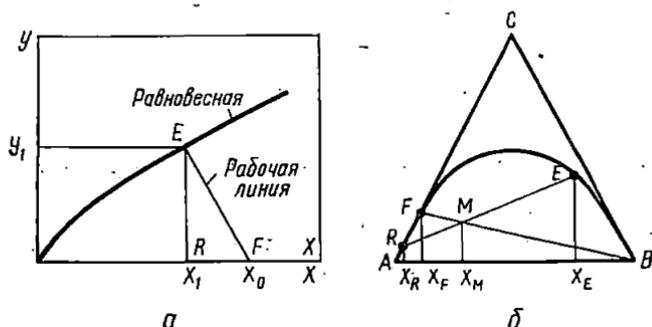


Рис. 34. Экстракция при однократном контакте:
 а — положение рабочей линии; б — расчет по треугольной диаграмме

щий меньшее количество компонента C , чем исходная смесь F , и расположенный на левой ветви пограничной кривой. Если рафинат удалить из аппарата и вновь обработать его свежим растворителем, то при этом содержание C в рафинате будет еще меньшим. Таким образом будет осуществляться принцип многократного контактирования, позволяющий практически полностью выделить продукт C .

Количество экстрактивного и рафинатного слоев может быть определено или по треугольной диаграмме по соотношению соответствующих отрезков, или из материального баланса экстрагируемого компонента.

При рассмотрении материального баланса в соответствии с рис. 34, б приходим к следующим соотношениям:

$$F + B = M = R + E. \quad (II.89)$$

Если через x_F и x_M обозначить содержание экстрагируемого компонента C в исходной смеси и в точке M , то по балансу

$$Fx_F = Mx_M, \quad (II.90)$$

откуда

$$x_M = \frac{Fx_F}{M} = \frac{Fx_F}{F+B} \quad (II.91)$$

и количество расходуемого растворителя определится из соотношения

$$B = \frac{F(x_F - x_M)}{x_M}. \quad (II.92)$$

Если через y обозначить содержание экстрагируемого компонента в экстракте и через x — в рафинате, то можно записать

$$Ey + Rx = Fx_F, \quad (II.93)$$

откуда с учетом уравнения (II.92) количество экстракта составит

$$E = \frac{Fx_F - (F + B)x}{y - x} \quad (II.94)$$

и количество рафината

$$R = F + B - E. \quad (II.95)$$

2. Многократный контакт с подачей свежего растворителя в каждую ступень

Схема процесса многократного контакта с подачей свежего растворителя в каждую ступень приведена на рис. 35. Принимая количество

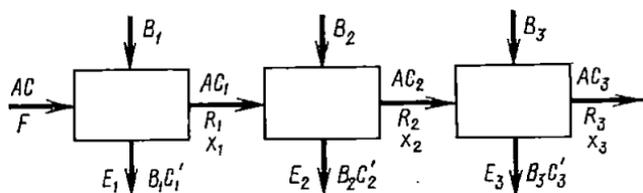


Рис. 35. Схема многократного контакта с подачей свежего растворителя в каждую ступень:

A — жидкость, в которой растворено экстрагируемое вещество; B — растворитель; C — экстрагируемое вещество; E — экстракт; R — рафинат; F — исходная смесь

растворителя G , подаваемое в каждую ступень, одинаковым и считая, что система следует линейному закону распределения, на основании уравнения (II.88) для одной ступени будем иметь

$$x_1 = \frac{L}{L + mG} x_0.$$

Для второй ступени при изменении концентраций от x_1 до x_2 аналогично получим

$$x_2 = \frac{L}{L + mG} x_1 = \left(\frac{L}{L + mG} \right)^2 x_0$$

и для любой n -й ступени

$$x_n = \left(\frac{L}{L + mG} \right)^n x_0. \quad (II.96)$$

Логарифмируя уравнение (II.96), получим число теоретических ступеней контакта n , необходимое для изменения концентраций в рафинате от x_0 до x_n :

$$n = \frac{\lg\left(\frac{x_n}{x_0}\right)}{\lg\left(\frac{L}{L+mG}\right)} \quad (\text{II.97})$$

Графически уравнение (II.97) представлено на рис. 36,а.

Графическое представление экстракции в тройной диаграмме с подачей свежего растворителя в каждую ступень (три ступени) показано на рис. 36,б. Как следует из рис. 36,б, после трехступенчатой экстракции в рафинате R_3 остается незначительное количество извлекаемого компонента С. Наибольшая степень разделения достигается на

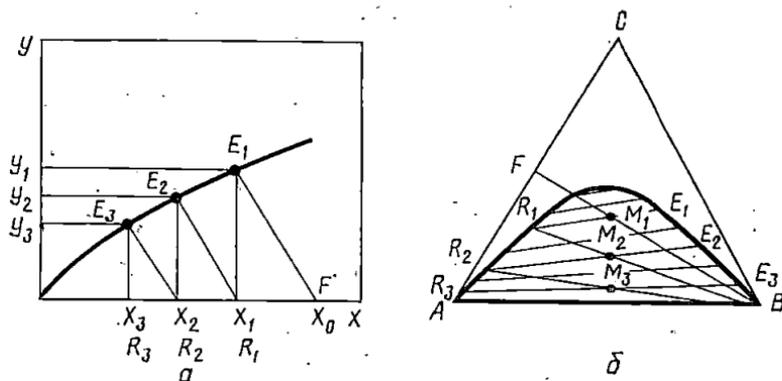


Рис. 36. К расчету экстракции при многократном контакте с подачей свежего растворителя в каждую ступень:

а — расчет по диаграмме $y-x$; б — расчет по треугольной диаграмме

первой ступени, сильно уменьшаясь на последующих. Экстракция в каждой ступени может быть проведена различными количествами растворителя. При большем числе ступеней можно получить практически чистый компонент А, и, таким образом, трехкомпонентная смесь АВС делится на компонент А и смесь ВС.

Подобное построение в тройной диаграмме справедливо для систем с любой взаимной растворимостью жидкостей, и поэтому этот метод является наиболее общим методом расчета экстракции.

3. Противоточная экстракция

Несмешивающиеся жидкости. Схема процесса противоточной экстракции приведена на рис. 37,а. Для несмешивающихся жидкостей применимо общее дифференциальное уравнение материального баланса (II.1).

$$-Ldx = +Gdy.$$

Уравнение материального баланса в конечном виде получим, подставив соответствующие противоточной схеме пределы интегрирования:

$$-L \int_{x_H}^{x_K} dx = G \int_{y_H}^{y_K} dy,$$

откуда

$$L(x_H - x_K) = G(y_K - y_H),$$

$$\frac{L}{G} = \frac{y_K - y_H}{x_H - x_K}. \quad (II.98)$$

Уравнение (II.98) аналогично уравнению рабочей линии процесса абсорбции и в прямоугольных координатах характеризует прямую, проходящую через две точки с тангенсом угла наклона, равным L/G (рис. 37, б). Согласно уравнению (II.98) состав экстракта, покидающего любую n -ю ступень, является линейной функцией состава рафината, стекающего с той же ступени, т. е. изменение концентраций в каждой фазе на каждой ступени происходит линейно, что и отражается соответствующими отрезками прямых, соединяющих рабочую линию с кривой равновесия (ступени контакта).

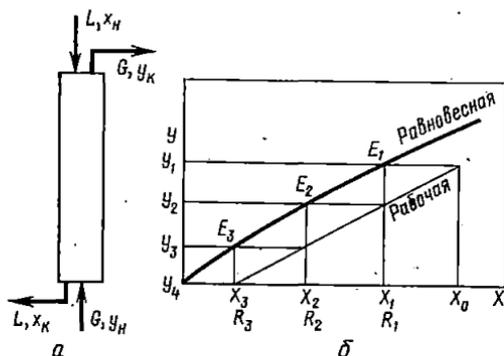


Рис. 37. Схема процесса противоточной экстракции (а) и определение числа контактов при противоточной экстракции (б)

Определение статических параметров процесса экстракции можно провести непосредственно по треугольной диаграмме. При заданном составе исходной смеси (точка F на рис. 38) и заданном составе конечного рафината (точка R_K) расход растворителя определяется положением точки M . Продолжение прямой $R_K M$ до пересечения с правой ветвью пограничной кривой дает конечный состав экстракта (точка E_1)*. Пересечение прямых $E_1 F$ и BR_K , ограничивающих процесс экстракции в заданных условиях, происходит вне поля треугольной диаграммы в точке O , называемой полюсом диаграммы. Точка E_i лежит одновременно на равновесной линии сопряжения и ей соответствует равновесный состав R_1 . Соединяя точку R_1 с полюсом диаграммы O и продолжая прямую до пересечения с правой ветвью пограничной кривой, получим состав экстракта E_2 после второй теоретической ступени контакта. Этому составу экстракта отвечает равновесный состав рафината

* Построение может быть произведено без нахождения точки M , для этого должен быть задан состав экстракта E_1 .

R_2 . Соединяя точку R_2 с полюсом O и продолжая прямую до пересечения с правой ветвью, получим точку E_3 , которой соответствует равновесный рафинатный состав R_3 (третья теоретическая ступень контакта). Соединяя точку R_3 с полюсом O и продолжая прямую до пересечения с пограничной кривой, получим состав экстракта после четвертой ступени контакта E_4 . Точка E_4 должна лежать на равновесной линии сопряжения, отвечающей составу рафината R_4 . Далее аналогично получаем точки E_5 и R_5 . Соединяя точку R_5 с полюсом на пересечении с пограничной кривой, получим состав экстракта E_n , которому соответствует заданный конечный состав рафината R_n . Если такого совпадения не наблюдается, то расчет должен быть повторен при другом заданном составе рафинатного слоя, т. е. необходимо задать другие значения R_n .

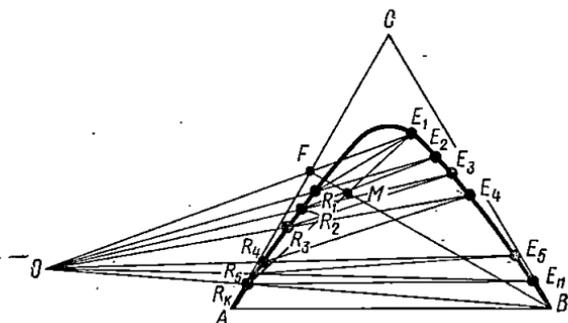


Рис. 38. Определение числа контактов при противоточной экстракции по треугольной диаграмме

Если линии, исходящие из полюса O , совпадут с равновесными линиями сопряжения, то потребуются бесконечное число ступеней контакта. Так как линия $R_n B$ не совпадает с равновесной линией сопряжения, то предельное положение полюса O может быть определено по наиболее удаленной от треугольника точке пересечения равновесной линии сопряжения с продолжением $R_n B$. Точки пересечения, лежащие близко к треугольнику, отвечают условию бесконечного числа ступеней. Если точка O расположена за предельным положением, то потребуются большое количество растворителя.

Физико-химические свойства обрабатываемых систем в значительной степени определяют выбор метода их разделения. Так, например, из рис. 39,а следует, что для представленной на диаграмме системы

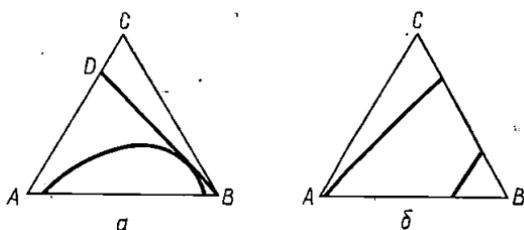


Рис. 39. Диаграммы для систем, при разделении которых используют флегму

можно получить лишь рафинатный слой достаточной степени чистоты (прямая $DВ$ характеризует максимальную степень очистки). Вторая система, представленная на рис. 39,б, обеспечивает получение более чистых рафината и экстракта. В этом случае при разделении смеси целесообразно вводить флегму. Флегму можно подавать с обоих концов колонны, хотя рафинатная форма используется редко.

4. Экстракция двумя растворителями

При экстракции двумя растворителями исходная смесь, содержащая компоненты A и D , вводится примерно в среднюю часть колонны, в которой противотоком движутся два растворителя: C (легкий) и B (тяжелый). Распределение компонентов A и D между растворителями C и B зависит от селективной растворимости компонентов. Если коэффициент активности компонента A в растворителе B меньше, чем в растворителе C , то растворитель B будет иметь большее сродство к компоненту A . Таким образом может быть определено распределение между фазами:

$$x_{A-B} / x_{A-C} = \gamma_{A-C} / \gamma_{A-B}, \quad (II.99)$$

где x_{A-B} — концентрация компонента A в растворителе B ; x_{A-C} — концентрация компонента A в растворителе C ; γ_{A-C} — коэффициент активности компонента A в растворителе B . Аналогично для распределения компонента D будем иметь

$$x_{D-B} / x_{D-C} = \gamma_{D-C} / \gamma_{D-B}, \quad (II.100)$$

где x_{D-B} — концентрация компонента D в растворителе B ; x_{D-C} — концентрация компонента D в растворителе C ; γ_{D-B} — коэффициент активности компонента D в растворителе B ; γ_{D-C} — коэффициент активности компонента D в растворителе C .

Следовательно, если компонент A преимущественно растворим в растворителе B , то растворитель C был бы предпочтительнее для извлечения D ; т. е. коэффициент активности γ_{D-B} должен быть по возможности больше коэффициента γ_{D-C} . Как уже указывалось, соотношение этих коэффициентов называется коэффициентом селективности:

$$\beta = \frac{\gamma_{A-C} / \gamma_{A-B}}{\gamma_{D-C} / \gamma_{D-B}} = \frac{x_{A-B} / x_{A-C}}{x_{D-B} / x_{D-C}}, \quad (II.101)$$

или

$$\beta = \frac{\gamma_{A-C} / \gamma_{D-C}}{\gamma_{A-B} / \gamma_{D-B}} = \frac{x_{A-B} / x_{D-B}}{x_{A-C} / x_{D-C}}. \quad (II.102)$$

Если вещества A и D не взаимодействуют и, следовательно, их распределение в растворителях остается неизменным, а также если раст-

ворители не смешиваются или их взаимная растворимость не изменяется от присутствия обрабатываемых веществ, то определение числа теоретических ступеней производится обычным графическим методом. Если эти условия не выполняются, то расчет проводится на ЭВМ с применением метода математического моделирования.

§ 3. Циклические режимы массообменных процессов

В настоящее время для интенсификации массообменных процессов стали так организовывать их проведение, чтобы обеспечить интенсивное обновление поверхности контакта между фазами и тем самым повысить движущую силу процесса. Это, в частности, достигается попеременным изменением нагрузок по пару (газу) и жидкости.

Рабочий цикл колонны, работающей в циклическом режиме, состоит из двух частей: периода подачи пара, когда пар проходит вверх по колонне, а жидкость остается на каждой тарелке, и периода подачи жидкости, когда пар не подается, в колонну поступают флегма и питание, и жидкость с каждой тарелки перетекает на нижележащую. При работе в циклическом режиме значительно увеличивается эффективность тарельчатых колонн по сравнению с обычным стационарным.

При выводе уравнений для расчета идеальных ректификационных колонн*, работающих в циклическом режиме, введены следующие допущения: 1) массовое количество пара в колонне мало по сравнению с количеством жидкости; 2) расход пара во время парового периода постоянен; 3) количество жидкости в укрепляющей и отгонной части колонны постоянно и равно; 4) бинарная смесь разделяется; 5) на тарелках достигается равновесие; 6) равновесная зависимость линейна; 7) жидкость во время жидкостного периода перетекает с тарелки на тарелку в режиме вытеснения.

Условия 1—5 являются обычными упрощающими допущениями. Условие 6 обычно не соблюдается для ректификации. Однако всю линию равновесия можно заменить несколькими прямыми.

Рассмотрим колонну, работающую в циклическом режиме, показанную на рис. 40. В этой колонне пар подается в паровой период с мгновенной скоростью G_i . Во время жидкостного периода доля ϵ жидкости,

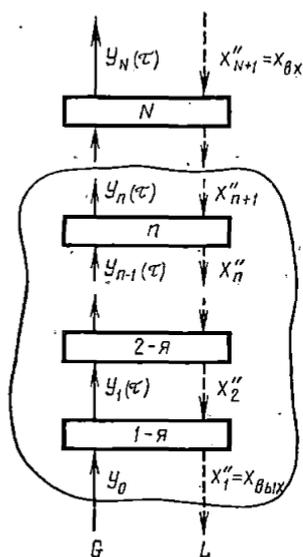


Рис. 40. Схема материальных потоков колонны, работающей в циклическом режиме

* См. Rivas O. R. An. analytical solution of cyclic mass transfer operations. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 1977, 16, № 3.

удерживаемой на тарелке φ , перемещается на ступень ниже, где смешивается с оставшейся долей $1 - \varepsilon$ жидкости на этой тарелке. Средние расходы жидкости L и пара G за цикл определяются по уравнениям

$$L = \frac{\varphi \varepsilon}{t_{\Pi}} \cdot \quad (\text{II.103})$$

$$G = G_i \left(\frac{t_{\Pi}}{t_{\Pi}} \right), \quad (\text{II.104})$$

где t_{Π} и t_n — общее время цикла и продолжительность парового периода, с.

Во время парового периода жидкость не течет, и материальный баланс для выделенной на рис. 40 части колонны имеет вид

$$G_i (y_0 - y_n) = \varphi \frac{dx_1}{dt} + \varphi \frac{dx_2}{dt} + \dots + \frac{dx_n}{dt}, \quad (\text{II.105})$$

где y_0 и y_n — мгновенные концентрации легколетучего компонента в паре, поступающем из куба и уходящем с n -й тарелки, мол. %; x — мгновенная концентрация легколетучего компонента в жидкости, мол. %.

Определим безразмерное время:

$$\tau = t/t_{\Pi}. \quad (\text{II.106})$$

Значение τ изменяется от 0 до 1 в течение парового периода. Перепишем уравнение (II.105) в следующем виде:

$$G_i t_{\Pi} (y_0 - y_n) d\tau = \varphi (dx_1 + dx_2 + \dots + dx_n). \quad (\text{II.107})$$

Интегрируя обе части уравнения (II.107) в пределах от $\tau = 0$ до $\tau = 1$ и учитывая, что средний состав пара за паровой период $\bar{y}_n = \int_0^1 y_n d\tau$, получим

$$G_i t_{\Pi} (\bar{y}_0 - \bar{y}_n) = \varphi (x'_1 - x''_1 + x''_2 - x'_2 + \dots + x''_n - x'_n), \quad (\text{II.108})$$

где x' и x'' — составы жидкости на тарелке в начале и в конце парового периода, мол. %; \bar{y}_0 — средний состав пара, поступающего из куба, мол. %.

Условие периодичности для циклической колонны имеет вид

$$x'_n = \varepsilon x''_{n+1} + (1 - \varepsilon) x''_n. \quad (\text{II.109})$$

Подставив уравнение (II.109) в (II.108), получим

$$G_i t_{\Pi} (\bar{y}_0 - \bar{y}_n) = \varphi \varepsilon (x''_1 - x''_{n+1}). \quad (\text{II.110})$$

Из уравнений (II.103) и (II.104), исходя из средних расходов, получим

$$\frac{G}{L} (\bar{y}_0 - \bar{y}_n) = (x''_1 - x''_{n+1}). \quad (\text{II.111})$$

и, учитывая, что $x''_i = x_{\text{вых}}$, имеем

$$\bar{y}_n = \frac{L}{G} (x''_{n+1} - x_{\text{вых}}) + \bar{y}_0 \quad (\text{II.112})$$

Уравнение (II.112) — уравнение рабочей линии для циклической противоточной тарельчатой колонны. Если в уравнении (II.112) заменить \bar{y}_n на y_n , x''_{n+1} и $x'_i(x_{\text{вых}})$ на x_{n+1} и x_i , получим уравнение рабочей линии для стационарной противоточной тарельчатой колонны.

$$y_n = \left(\frac{L}{G}\right)(x_{n+1} - x_i) + y_0 \quad (\text{II.113})$$

В стационарном режиме y_n и x_n находятся в равновесии, и уравнение (II.113) вместе с соотношением равновесия $y = f(x)$ можно использовать для расчета эффективности стационарной колонны. В циклическом режиме \bar{y}_n и x''_n не находятся в равновесии, поэтому уравнения (II.112) вместе с соотношением равновесия недостаточно для определения эффективности колонны. Необходимо знать течение процесса в колонне во время цикла.

Материальный баланс для n -й ступени циклической колонны во время парового периода

$$\varphi \frac{dx_n}{dt} = G_i (y_{n-1} - y_n) \quad (\text{II.114})$$

Перейдем к средним расходам и безразмерному времени:

$$\frac{dx_n}{d\tau} + \frac{G}{L} \varepsilon (y_n - y_{n-1}) = 0 \quad (\text{II.115})$$

Поскольку y_n и y_{n-1} — неизвестные функции времени, то найдем аналитическое решение уравнения (II.115), принимая следующие допущения о свойствах профиля концентраций:

1. В течение парового периода каждая тарелка непрерывно обедняется легколетучим компонентом, и содержание его в жидкой фазе монотонно уменьшается.

2. Дифференциальное уравнение для первой тарелки решается при постоянном значении состава пара y_0 , поступающего на эту тарелку. Предположим, что в малой области концентраций кривую равновесия можно заменить прямой

$$y = mx + b \quad (\text{II.116})$$

Получим следующее дифференциальное уравнение для первой тарелки:

$$\frac{dx_1}{d\tau} + \varepsilon \frac{G}{L} (mx_1) = \text{const.} \quad (\text{II.117})$$

Общее решение уравнения (II.117) имеет вид

$$x_1 = A_1 + C_1 e^{-\lambda\tau} \quad (\text{II.118})$$

где A и C — постоянные, а

$$\lambda = \frac{mG}{L}. \quad (\text{II.119})$$

3. Для очень большой колонны ($n \rightarrow \infty$) профиль концентраций на последних тарелках должен стремиться к прямой линии, так как составы жидкости в начале и в конце парового периода почти одинаковы. Поэтому

$$x_{\infty} = A_{\infty} + B_{\infty}\tau. \quad (\text{II.120})$$

На основе допущений 2 и 3 профиль на любой ступени представим общей функцией вида

$$x_n = A_n + B_n\tau + C_n e^{-\lambda\tau}. \quad (\text{II.121})$$

Уравнение (II.121) описывает граничные профили, устанавливаемые допущениями 2 и 3, если $B_1 = C_{\infty} = 0$. Коэффициенты A_n, B_n и C_n для каждой тарелки находятся из условия, что функция удовлетворяет следующим соотношениям:

а) концентрация в начале периода подачи пара

$$x_n(0) = x'_n; \quad (\text{II.122})$$

б) концентрация в конце парового периода

$$x_n(1) = x''_n; \quad (\text{II.123})$$

в) площадь под кривой среднего состава

$$\int_0^1 x_n d\tau = \bar{x}_n. \quad (\text{II.124})$$

Из этих условий получим:

$$\begin{aligned} A_n &= x'_n \left(1 + \frac{d}{2}\right) + \frac{d}{2} x''_n - d\bar{x}_n, \\ B_n &= f\bar{x}_n + \left(1 - \frac{f}{2}\right) x''_n - \left(1 + \frac{f}{2}\right) x'_n, \end{aligned} \quad (\text{II.125})$$

$$C_n = d\bar{x}_n - \frac{d}{2} x''_n - \frac{d}{2} x'_n,$$

где

$$d = \frac{1}{\left(\frac{1}{2} + \frac{1}{\lambda}\right)(1 - e^{-\lambda}) - 1}. \quad (\text{II.126})$$

$$f = d(1 - e^{-\lambda}). \quad (\text{II.127})$$

Уравнение (II.121) с коэффициентами, определяемыми соотношениями (II.125), дает монотонное уменьшение концентрации x в интервале $0 \leq \tau \leq 1$. Поэтому эта общая функция удовлетворяет также допуще-

нию 1. Таким образом, уравнение (II.121) описывает профиль концентраций на любой ступени. Из уравнения (II.121) получим

$$\frac{dx_n}{d\tau} = B_n - \lambda C_n e^{-\lambda\tau}. \quad (\text{II.128})$$

Подставим уравнение (II.128) в уравнение (II.115):

$$B_n - \lambda C_n e^{-\lambda\tau} + \frac{G}{L} \varepsilon y_n(\tau) = \frac{G}{L} \varepsilon y_{n-1}(\tau). \quad (\text{II.129})$$

Уравнение (II.129) справедливо для всего интервала $0 \leq \tau \leq 1$.
При $\tau = 0$

$$B_n - \lambda C_n + \frac{G}{L} \varepsilon y'_n = \frac{G}{L} \varepsilon y'_{n-1}, \quad (\text{II.130})$$

но $y'_n = mx'_n + b$; $y'_{n-1} = mx'_{n-1} + b$.

Поэтому уравнение (II.130) примет вид

$$B_n - \lambda C_n + \lambda \varepsilon x'_n = \lambda \varepsilon x'_{n-1}. \quad (\text{II.131})$$

Используя соотношения (II.125) и (II.131), получим

$$(f - \lambda d) \bar{x}_n + \left(\lambda \frac{d}{2} + 1 - \frac{f}{2} \right) x''_n + \left(\lambda \varepsilon + \lambda \frac{d}{2} - \frac{f}{2} - 1 \right) x'_n = \lambda \varepsilon x'_{n-1}. \quad (\text{II.132})$$

Из условия равновесия

$$\bar{x}_n = \frac{\bar{y}_n - b}{m}. \quad (\text{II.133})$$

Исключим \bar{y}_n в уравнении (II.133), используя уравнение (II.112):

$$\bar{x}_n = \frac{1}{\lambda} \left(x''_{n+1} - x_{\text{вых}} \right) + \left(\frac{\bar{y}_0 - b}{m} \right). \quad (\text{II.134})$$

Подставим уравнение (II.134) в (II.132):

$$\begin{aligned} & \left(\frac{f - \lambda d}{\lambda} \right) x''_{n+1} + \left(\lambda \frac{d}{2} + 1 - \frac{f}{2} \right) x''_n + \left(\lambda \varepsilon + \lambda \frac{d}{2} - \frac{f}{2} - 1 \right) x'_n + \\ & + (f - \lambda d) \left[\frac{(\bar{y}_0 - b)}{m} - \frac{x_{\text{вых}}}{\lambda} \right] = \lambda \varepsilon x'_{n-1}. \end{aligned} \quad (\text{II.135})$$

Введем в уравнение (II.135) условие периодичности (II.109). Рассмотрим два случая: $\varepsilon = 1$ и $\varepsilon \neq 1$:

I. $\varepsilon = 1$. Тогда из уравнения (II.109)

$$x_n'' = x_{n-1}' \quad \text{или} \quad x_{n+1}'' = x_n'. \quad (\text{II.136})$$

Подставим соотношение (II.136) в уравнение (II.135):

$$x_n' = P + Qx_{n-1}', \quad (\text{II.137})$$

где
$$P = \frac{(f - \lambda d) \left(\frac{x_{\text{вых}}}{\lambda} - \frac{\bar{y}_0 - b}{m} \right)}{\left(\frac{\lambda}{2} - 1 \right) d + \left(\frac{1}{\lambda} - \frac{1}{2} \right) f + (\lambda - 1)}, \quad (\text{II.138})$$

$$Q = \frac{\left(1 - \frac{d}{2} \right) \lambda + \left(\frac{f}{2} - 1 \right)}{\left(\frac{\lambda}{2} - 1 \right) d + \left(\frac{1}{\lambda} - \frac{1}{2} \right) f + (\lambda - 1)}. \quad (\text{II.139})$$

Используя уравнение (II.137) для тарелок 1, 2, 3, ..., N, получим:

$$x_1' = P + Qx_0'$$

$$x_2' = P + Qx_1' = P + PQ + Q^2x_0'$$

.....

$$x_N' = P(1 + Q + Q^2 + \dots + Q^{N-1}) + Q^N x_0'$$

или
$$x_N' = P \sum_{i=0}^{N-1} Q^i + Q^N x_0'. \quad (\text{II.140})$$

Если $|Q| < 1$, то сумма равна

$$\sum_{i=0}^{N-1} Q^i = \frac{1 - Q^N}{1 - Q}. \quad (\text{II.141})$$

Уравнение (II.140) примет вид

$$x_N' = \frac{P(1 - Q^N)}{(1 - Q)} + Q^N x_0'. \quad (\text{II.142})$$

Учитывая, что $x_N'' = x_{N+1}'' = x_{\text{вых}}$, получим окончательно при $|Q| < 1$:

$$N = \frac{\ln[(1 - Q)x_{\text{вых}} - P] - \ln[(1 - Q)x_0' - P]}{\ln Q}. \quad (\text{II.143})$$

При $|Q| > 1$ аналогично получим

$$N = \frac{\ln [(Q-1)x_{\text{вх}} + P] - \ln [(Q-1)x'_0 + P]}{\ln Q} \quad (\text{II.144})$$

При $Q = 1$

$$N = \frac{x_{\text{вх}} - x'_0}{P} \quad (\text{II.145})$$

В уравнениях (II.140)—(II.145) x'_0 — фиктивная концентрация, так как нулевой тарелки не существует, и уравнение (II.137) неприменимо для первой тарелки. Получим выражение для x'_0 , используя уравнение (II.132) для первой тарелки с $\varepsilon = 1$:

$$(f - \lambda d)\bar{x}_1 + \left(\lambda + \lambda \frac{d}{2} + \frac{f}{2} - 1\right)x'_1 = \left(\frac{f}{2} - \lambda \frac{d}{2} - 1\right)x''_1 + \lambda \bar{x}_0, \quad (\text{II.146})$$

где \bar{x}_0 — концентрация жидкости, равновесная с концентрацией пара, поступающего в колонну, мол. %.

Уравнение (II.146) — истинное уравнение материального баланса для первой тарелки. Уравнение (II.137) получено подстановкой условия (II.109) в (II.135). Для первой тарелки это означает, что

$$x''_1 = x'_0 = \bar{x}_0. \quad (\text{II.147})$$

Но это неверно, поскольку нулевой тарелки нет. Значение \bar{x}_0 будет равно x''_1 ($x_{\text{вых}}$) только тогда, когда число тарелок бесконечно. Подставим (II.147) в (II.146):

$$(f - \lambda d)\bar{x}_1 + \left(\lambda + \lambda \frac{d}{2} - \frac{f}{2} - 1\right)x'_1 = \left(\lambda + \frac{f}{2} - \lambda \frac{d}{2} - 1\right)x'_0. \quad (\text{II.148})$$

Определим теперь x'_0 так, чтобы уравнение (II.148) было справедливым для первой тарелки. Приравняем правые части уравнений (II.146) и (II.148):

$$\left(\frac{f}{2} - \lambda \frac{d}{2} - 1\right)x''_1 + \lambda \bar{x}_0 = \left(\lambda + \frac{f}{2} - \lambda \frac{d}{2} - 1\right)x'_0. \quad (\text{II.149})$$

Разрешим относительно x'_0 , учитывая, что $x''_1 = x_{\text{вых}}$:

$$x'_0 = \frac{\left[\left(\frac{f}{2} - 1 - \lambda \frac{d}{2}\right)x_{\text{вых}} + \lambda \bar{x}_0\right]}{\left[\left(1 - \frac{d}{2}\right)\lambda + \left(\frac{f}{2} - 1\right)\right]}. \quad (\text{II.150})$$

Уравнение (II.145) с x'_0 , определяемой по (II.150), используют в расчетах, когда степень разделения задана, а число тарелок неизвестно.

II. $\varepsilon \neq 1$. Условие периодичности выглядит так:

$$x'_n = \varepsilon x''_{n+1} + (1 - \varepsilon) x''_n, \quad (\text{II.151})$$

$$x'_{n-1} = \varepsilon x''_n + (1 - \varepsilon) x''_{n-1}.$$

Подставим соотношение (II.151) в уравнение (II.135):

$$P_2 x''_{n+1} - P_1 x''_n - P_0 x''_{n-1} = Q, \quad (\text{II.152})$$

где

$$\begin{aligned} P_2 &= \left[\left(\frac{1}{\lambda} - \frac{\varepsilon}{2} \right) f + \left(\lambda \frac{\varepsilon}{2} - 1 \right) d + (\varepsilon \lambda - 1) \varepsilon \right], \\ P_1 &= \left[\left(\frac{\lambda}{2} \varepsilon - \lambda \right) d + \left(1 - \frac{\varepsilon}{2} \right) f + (2\lambda \varepsilon - \lambda - 1) \varepsilon \right], \\ P_0 &= \lambda \varepsilon (1 - \varepsilon), \\ Q &= (f - \lambda d) \left[\frac{x_{\text{вых}}}{\lambda} - \frac{(\bar{y}_0 - b)}{m} \right]. \end{aligned} \quad (\text{II.153})$$

Общее решение уравнения (II.152) имеет вид

$$x''_n = C_1 \beta_1^n + C_2 \beta_2^n + \frac{Q}{(P_2 - P_1 - P_0)}, \quad (\text{II.154})$$

$$\text{где } \beta_1 = \frac{P_1 + \sqrt{P_1^2 + 4P_2P_0}}{2P_2},$$

$$\beta_2 = \frac{P_1 - \sqrt{P_1^2 + 4P_2P_0}}{2P_2}. \quad (\text{II.155})$$

Постоянные C_1 и C_2 найдем, записав уравнение (II.154) для нулевой и первой тарелок:

$$C_1 = \frac{\beta_2 x''_0}{(\beta_2 - \beta_1)} - \frac{x_{\text{вых}}}{(\beta_2 - \beta_1)} - \frac{(\beta_2 - 1) Q}{(\beta_2 - \beta_1) (P_2 - P_1 - P_0)}, \quad (\text{II.156})$$

$$C_2 = \frac{x_{\text{вых}}}{(\beta_2 - \beta_1)} + \frac{(\beta_1 - 1) Q}{(\beta_2 - \beta_1) (P_2 - P_1 - P_0)} - \frac{\beta_1 x''_0}{(\beta_2 - \beta_1)}.$$

Концентрация x''_0 рассчитывается из условия периодичности

$$x''_0 = \frac{\bar{x}_0 - \varepsilon x_{\text{вых}}}{(1 - \varepsilon)}. \quad (\text{II.157})$$

Применим уравнение (II.154) для тарелки N :

$$x_{\text{вх}} = C_1 \beta_1^{N+1} + C_2 \beta_2^{N+1} + \frac{Q}{(P_2 - P_1 - P_0)}, \quad (\text{II.158})$$

где $x_{\text{вх}}$ — концентрация жидкости, поступающей в колонну.

Уравнение (II.158) позволяет определять число тарелок N методом проб и ошибок. Однако учитывая, что $\beta_2 \ll \beta_1$, с достаточной степенью точности число тарелок N может быть рассчитано по уравнению

$$N = \frac{\left[\ln \left(x_{\text{вх}} + \frac{Q}{(P_0 + P_1 - P_2)} \right) - \ln C_1 \right]}{\ln \beta_1} - 1. \quad (\text{II.159})$$

Соотношения (II.158) и (II.159) нарушаются, когда $(P_2 - P_1 - P_0) = 0$, и для $\lambda = 1$ имеем

$$x_{\text{вх}} = C_1 + C_2 \beta_2^{N+1} + (N+1) \frac{Q}{(P_2 + P_0)}. \quad (\text{II.160})$$

Так как величиной β_2 можно пренебречь, то

$$N = \frac{(x_{\text{вх}} - C_1)(P_2 + P_0)}{Q} - 1. \quad (\text{II.161})$$

при этом

$$C_1 = \frac{\beta_2 x_0''}{(\beta_2 - 1)} - \frac{x_{\text{вых}}}{(\beta_2 - 1)} + \frac{Q}{(\beta_2 - 1)(P_2 + P_0)}, \quad (\text{II.162})$$

$$C_2 = \frac{(x_{\text{вых}} - x_0'')}{(\beta_2 - 1)} - \frac{Q}{(\beta_2 - 1)(P_2 + P_0)}$$

Рассмотренный метод расчета применим для циклических режимов противоточных абсорбционных и стриппинг-колонн. Для дистилляции необходимо учитывать условия на верхней и нижней тарелках и тарелке питания.

Рассмотрим циклическую дистилляционную колонну (рис. 41). Во время парового периода пар из куба поступает в колонну, а пары с N -й тарелки укрепляющей части конденсируются в сборнике. Во время жидкостного периода часть конденсата отбирается как готовый продукт, а часть возвращается на N -ю тарелку в качестве флегмы. Питание подается в колонну во время жидкостного периода, если это жидкость, и в паровой период, если это паровая смесь.

1. $e = 1$. *Укрепляющая секция.* Для этой секции приведенные уравнения можно использовать без изменения, ес-

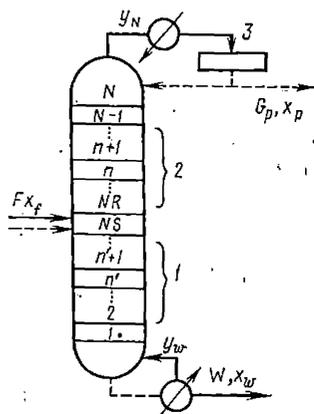


Рис. 41. Схема дистилляционной колонны при циклическом режиме работы:

1 — укрепляющая часть; 2 — исчерпывающая часть; 3 — сборник.

ли ввести соответствующие значения концентраций на входе и выходе и фактора λ .

Величина \bar{y}_0 определяется из материального баланса укрепляющей части колонны за один цикл. Полагая, что $(\bar{y}_0)_{\text{укр}} = (\bar{y}_N)_{\text{исч}}$, получим

$$(\bar{y}_0)_{\text{укр}} = (\bar{y}_N)_{\text{исч}} = \left(\frac{L}{G}\right)_{\text{укр}} [(x_{\text{вых}})_{\text{укр}} - x_p] + x_p. \quad (\text{II.163})$$

При полной конденсации $(x_{\text{вх}})_{\text{укр}} = x_p$. Отметим также, что $(x_{\text{вых}})_{\text{укр}} = (x_0')_{\text{укр}} = (x_N)_{\text{укр}}$.

Исчерпывающая секция. Для этой секции колонны используют уравнения (II.138), (II.139), (II.143) — (II.146). Необходимо только заменить \bar{y}_0 на y_w и $x_{\text{вх}}$ на $(x_N)_{\text{исч}}$ и определить $x_{\text{вых}}$, введя граничное условие для нижней тарелки:

$$(x_{\text{вых}})_{\text{исч}} = \left(\frac{W}{L}\right)_{\text{исч}} x_w + \left(\frac{G}{L}\right)_{\text{исч}} y_w, \quad (\text{II.164})$$

где x_w — концентрация кубового продукта, мол. %; w — количество кубового продукта, моль/с; y_w — состав пара, равновесный x_w , мол. %.

Тарелка питания. Питание подается в виде жидкости. Жидкость поступает в колонну во время жидкостного периода, и концентрация на тарелке питания $(x'_N)_{\text{исч}}$ определяется соотношением

$$(x'_N)_{\text{исч}} = \frac{F x_f + L_{\text{укр}} (x'_N)_{\text{укр}}}{(F + L_{\text{укр}})}, \quad (\text{II.165})$$

где F — количество исходной смеси, моль/с; x_f — концентрация исходной смеси, мол. %.

Во время жидкостного периода происходит смешение исходной смеси (состава x_f) с жидкостью с вышележащей тарелки (состава $(x'_N)_{\text{укр}}$), что определяет состав жидкости на тарелке ниже тарелки питания $(x'_N)_{\text{исч}}$. Оптимальное положение тарелки питания соответствует ступени, где не происходит смешения потоков с разными составами, т. е.

$$(x''_N)_{\text{укр}} = (x'_N)_{\text{исч}} = x_f. \quad (\text{II.166})$$

Если питание — паровая смесь, то она поступает в колонну в паровой период, и оптимальное положение тарелки питания соответствует $(\bar{y}_N)_{\text{исч}} = x_f$. Концентрацию $(x'_N)_{\text{укр}}$ определим из выражения

$$(x'_N)_{\text{укр}} = \frac{(F/L)_{\text{укр}} (x_f - m (x'_N)_{\text{исч}})}{\left(\lambda_{\text{укр}} + \frac{f}{2} - \lambda_{\text{укр}} \frac{d}{2} - 1\right)} + (x'_N)_{\text{исч}} \quad (\text{II.167})$$

Так как $(x'_N)_{\text{исч}} = (x_{\text{вых}})_{\text{укр}}$, то можно найти $(x'_N)_{\text{исч}}$ из уравнения (II.163):

$$(x'_N)_{\text{исч}} = (G/L)_{\text{укр}} (\bar{y}_N)_{\text{исч}} + [1 - (G/L)_{\text{укр}}] x_p \quad (\text{II.168})$$

II. $\varepsilon \neq 1$. Уравнения для этого случая легко получить из уравнения (II.158) при помощи аналогичных рассуждений.

Пример. Определим число теоретических тарелок при циклической ректификации смеси бензол—толуол для следующих условий: $\varepsilon = 1$; $x_p = 0,95$ (концентрации даны в молярных долях бензола); $x_{\text{вх}} = 0,05$; $x_f = 0,50$; $(L/G)_{\text{укр}} = 1,57$; $(G/G_p)_{\text{укр}} = 2,57$; $(L/G_p)_{\text{исч}} = 3,57$; $(G/G_p)_{\text{исч}} = 2,57$; кривая равновесия приведена на рис. 42. Как видно из рис. 42, кривую равновесия можно заменить четырьмя прямыми:

$$y = 2,2x \quad \text{при } 0 \leq x \leq 0,18;$$

$$y = 1,5x + 0,08 \quad \text{при } 0,18 \leq x \leq 0,35;$$

$$y = 0,85x + 0,30 \quad \text{при } 0,35 \leq x \leq 0,60;$$

$$y = 0,457x + 0,525 \quad \text{при } 0,60 \leq x \leq 1.$$

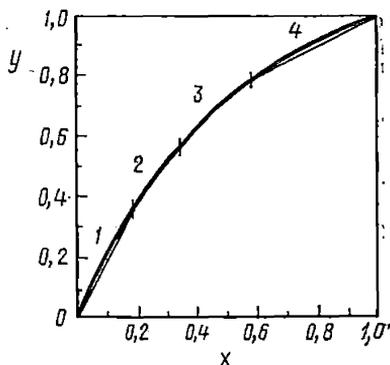


Рис. 42. Кривая равновесия смеси бензол—толуол

Количество тарелок в исчерпывающей отгонной секции $N_{\text{исч}}$ определим, используя три участка кривой равновесия, а в укрепляющей $N_{\text{укр}} = 2$.

Исчерпывающая секция. Так как $\varepsilon = 1$, применим уравнения (II.143) — (II.145). Для первого участка $m = 2,2$; $b = 0,0$; $(G/L)_{\text{исч}} = (G/G_p)_{\text{исч}} (L/G_p)_{\text{исч}} = 2,57/3,57 = 0,72$. Из уравнения (II.119) $\lambda = m(G/L) = 2,2 \times 0,72 = 1,58$; $(y_0)_1 = y_w = mx_w = 2,2 \times 0,05 = 0,11$; $(x_{\text{вх}})_1 = 0,18$. Значение $(x_{\text{вых}})_1$ найдем по уравнению (II.164). Так, $L_{\text{исч}} = w + V_{\text{исч}}$, следовательно, $(W/L)_{\text{исч}} = 1 - (G/L)_{\text{исч}} = 1 - 0,72 = 0,28$. Поэтому $(x_{\text{вых}})_1 = 0,28 \times 0,05 + 0,72 \times 0,11 = 0,093$. Из уравнений (II.126), (II.127) $d = -9,96$ и $f = -7,91$. По уравнениям (II.138), (II.139) рассчитаем $P = 0,43$, $Q = 2,77$. Из уравнения (II.150) $x'_0 = 0,0779$. Так как $|Q| > 1$, то из (II.144) получим $(N_{\text{исч}})_1 = 0,68$.

На втором участке $m = 3/2$; $b = 0,08$; $\lambda = 0,72 \times 1,5 = 1,08$; $(x_{\text{вых}})_2 = (x'_0)_2 = (x_{\text{вх}})_1 = 0,18$ и $(x_{\text{вх}})_2 = 0,35$. Отметим, что $(y_0)_2 = (y_n)_1$. Величину $(y_n)_1$ определяем из уравнения (II.112) при условии, что $(x'_{n+1})_1 = (x_{\text{вх}})_1 = 0,18$. Получим $(\bar{y}_n)_1 = (\bar{y}_0)_2 = 0,231$. По аналогии с первым участком $(N_{\text{исч}})_2 = 0,82$.

На третьем участке достигается тарелка питания. Так как исходная смесь — кипящая жидкость, то по уравнению (II.166) $(x_{\text{вх}})_3 = (x'_N)_{\text{исч}} = x_f = 0,50$. Для данного участка $m = 0,85$; $b = 0,30$; $\lambda = 0,612$; $(x'_0)_3 = (x_{\text{вых}})_3 = (x_{\text{вх}})_2 = 0,35$; $(y_0)_3 = (\bar{y}_n)_2 = 0,467$. Подставляя полученные значения в соответ-

зующие уравнения, рассчитаем $(N_{исч})_3 = 1,1$. Общее число тарелок в отгонной секции $N_{исч} = (N_{исч})_1 + (N_{исч})_2 + (N_{исч})_3 = 2,6$.

Укрепляющая секция. На первом участке $m = 0,85$; $b = 0,30$ $(G/L)_{укр} = (G/G_p)_{укр} / (L/G_p)_{укр} = 2,57/1,57 = 1,64$. Отсюда $\lambda = 1,39$; $(x_{вых})_1 = (x'_0)_1 = (x''_N)_{укр} = 0,50$ и $(x_{вх})_1 = 0,60$. Из уравнения (II.163) получим $(\bar{y}_0)_1 = (0,50 - 0,95)/1,64 + 0,95 = 0,675$. Используя полученные величины, найдем $(N_{укр})_1 = 0,54$.

На втором участке $m = 0,475$; $b = 0,525$; $\lambda = 0,78$; $(x_{вых})_2 = (x'_0)_2 = 0,60$; $(x_{вх})_1 = x_p = 0,95$; из уравнения (II.163) $(\bar{y}_0)_2 = 0,736$. Подставляя в расчетные уравнения, получим $(N_{укр})_2 = 2,13$. Следовательно, $N_{укр} = 0,54 + 2,13 = 2,67$.

Общее число теоретических тарелок $N = N_{укр} + N_{исч} = 5,27$.

Общее количество тарелок, необходимое для такого разделения в стационарной колонне, составляет 11,5. Это говорит о том, что для данной смеси при указанных условиях циклический режим работы увеличивает теоретическую эффективность разделения более чем в два раза.

Глава III

Гидродинамика однофазных потоков

§ 1. Основные закономерности гидродинамики однофазных потоков

Процессы массопередачи при наличии свободных поверхностей протекают в потоках газов или жидкостей. Вещество должно пройти в пределах данной фазы к поверхности раздела фаз, проникнуть через поверхность раздела и распространиться в пределах второй фазы.

В потоках газов или жидкостей перенос вещества осуществляется как за счет непосредственного соприкосновения молекул и их взаимодействия (*молекулярный перенос, определяемый законами микрокинематики*), так и за счет переноса вещества частицами жидкости — конгломератами молекул, — перемещающимися из одной точки данной среды в другую (*вихревой перенос, определяемый законами макрокинематики*).

Преимущественное влияние того или иного механизма определяется гидродинамической обстановкой процесса. Механизм переноса в пределах каждой фазы непосредственно связан с гидродинамикой однофазного потока, механизм же переноса через поверхность раздела фаз — с гидродинамикой двухфазного потока. Поэтому при макропереносе вещества важное значение приобретает вихревое движение жидкости, так как вихри являются переносчиками энергии и вещества в потоке. Анализ вихревого движения жидкости объясняет механизм перемещения частиц и многие факты, наблюдаемые в процессах переноса массы.

В процессе движения жидкости происходит изменение некоторых физических величин, по которым можно оценивать сам процесс движения.

Изменение физической величины в общем случае может происходить как в данной точке со временем (*локальное изменение*), так и при переходе от одной точки пространства к другой (*конвективное изменение*). Если в качестве изменяющейся физической величины взять линейную скорость жидкости и рассматривать ее в направлении оси x , то локальное изменение скорости за промежуток времени dt выразится как $\frac{\partial w_x}{\partial t} dt$, а конвективное — при переходе расстояния dx как $\frac{\partial w_x}{\partial x} dx$.

Производная данной величины по времени, которая одновременно учитывает как локальное изменение по времени, так и конвективное

по времени, называется *полной* или *субстанциональной производной* данной величины. Из ее определения следует и форма записи:

$$\frac{Dw_x}{d\tau} = \frac{\partial w_x}{\partial \tau} \cdot \frac{d\tau}{d\tau} + \frac{\partial w_x}{\partial x} \cdot \frac{dx}{d\tau} + \frac{\partial w_x}{\partial y} \cdot \frac{dy}{d\tau} + \frac{\partial w_x}{\partial z} \cdot \frac{dz}{d\tau}$$

или после преобразований, учитывая, что

$$\frac{dx}{d\tau} = w_x; \quad \frac{dy}{d\tau} = w_y; \quad \frac{dz}{d\tau} = w_z;$$

$$\frac{Dw_x}{d\tau} = \frac{\partial w_x}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial w_x}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_x}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_x}{\partial z}. \quad (III.1)$$

Первое слагаемое правой части уравнения (III.1) представляет локальную производную скорости, взятую относительно оси x , сумма остальных трех выражает конвективную производную скорости.

Уравнения, аналогичные уравнению (III.1), могут быть написаны для других осей координат (y и z). Если в потоке жидкости происходит изменение концентрации вещества, то соответственно выражение полной производной концентрации примет вид

$$\frac{Dc}{d\tau} = \frac{\partial c}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z}. \quad (III.2)$$

Установившееся и неустановившееся движение. Из понятия полной производной непосредственно следует определение установившегося и неустановившегося движения. Если данная физическая величина, определяющая движение жидкости, не меняется в данной точке со временем (локальная производная равна нулю), то движение будет установившимся. Таким образом установившееся движение можно охарактеризовать равенством

$$\frac{\partial w}{\partial \tau} = 0. \quad (III.3)$$

Если $\frac{\partial w}{\partial \tau} \neq 0$, то движение будет неустановившимся и фактор времени будет одним из определяющих параметров процесса. При движении жидкостей искомыми величинами являются скорость течения и давление или соответственно распределение скоростей и давлений в потоке. Согласно уравнению (III.3) при установившемся движении скорость и давление для любой точки жидкости будут лишь функциями координат точки, т. е.

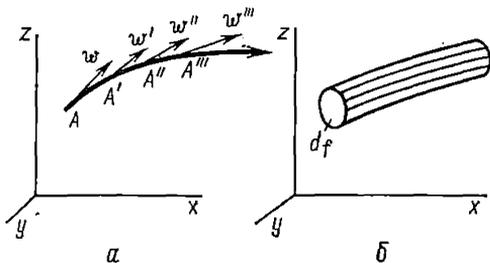
$$\begin{aligned} \omega &= f_0(x, y, z), \\ P &= f(x, y, z). \end{aligned} \quad (III.4)$$

При неустановившемся движении скорость и давление в любой точке зависят не только от координат, но и от времени.

Линия тока. Возьмем некоторую элементарную частицу потока в точке A (рис. 43,а), обозначим скорость потока в точке A через w (на рис. 43,а она изображена в виде вектора). Через некоторый промежу-

ток времени Δt рассматриваемая частица потока переместится, заняв новое положение A' со скоростью w' . Через каждый равный промежуток времени частица потока будет занимать последовательно положения A', A'', A''' и т. д. Проведя касательную к векторам скорости в отмеченных точках в пределе, получим огибающую к направлениям

скоростей, которая называется **линией тока**.



Таким образом, линию тока можно определить как линию, в каждой точке которой в данный момент вектор скорости жидкости к ней касателен. Дифференциальное уравнение линий тока будет

$$\frac{dx}{w_x} = \frac{dy}{w_y} = \frac{dz}{w_z} \quad (\text{III.5})$$

Рис. 43. Линия тока (а) и трубка тока (б) в жидкости

или в виде двух совокупных уравнений:

$$w_y dx = w_x dy; \quad w_z dy = w_y dz; \quad (\text{III.6})$$

при установившемся движении линии тока совпадают с траекториями частиц жидкости, при неустановившемся движении такого совпадения не происходит.

Трубкой тока называется часть жидкости, ограниченная линиями тока, проведенными через все точки какого-нибудь бесконечно малого замкнутого контура, находящегося в области, занятой жидкостью (рис. 43, б). Для установившегося движения трубка тока будет одновременно являться и трубкой траекторий.

Жидкость, текущая внутри трубки, называется *стружкой*. Совокупность всех движущихся элементарных струек называется *потокom жидкости*.

Площадь поперечного сечения потока f , нормального к направлению движения жидкости, называется *живым сечением потока*.

Периметр живого сечения, соприкасающийся со стенками, ограничивающими поток, называется *смоченным периметром* (Π).

Отношение площади живого сечения потока f к смоченному периметру Π называется *гидравлическим радиусом* r_r и служит одной из важнейших характеристик потока. Учетверенное значение гидравлического радиуса называется эквивалентным диаметром d_g . Таким образом,

$$r_r = f/\Pi, \quad (\text{III.7})$$

$$d_g = 4r_r = 4f/\Pi. \quad (\text{III.8})$$

Расход жидкости. Расходом называется количество жидкости, протекающее через живое сечение потока в единицу времени. Если рассматривать поток жидкости конечных размеров как совокупность бесконечно большого числа элементарных струек с поперечным сече-

нием df , движущихся с различными скоростями, то расход потока V_c , будет равен

$$V_c = \int_f w_n df, \quad (III.9)$$

где w_n — истинная скорость, т. е. скорость в данной точке, м/с.

Закон распределения скоростей по сечению потока зависит от ряда условий и часто представляет собой сложную функцию. Вследствие этого практически оказалось удобным ввести понятие средней скорости потока, под которой понимают отношение объема действительно пропущенной жидкости к данному сечению, т. е.

$$w_{cp} = \frac{V_c}{f} = \frac{\int_f w_n df}{f}. \quad (III.10)$$

Выражая расход жидкости через среднюю скорость, будем иметь

$$V_c = w_{cp} f. \quad (III.11)$$

Соотношение между массовым и объемным расходом описывается зависимостью

$$V_c = \frac{L}{3600\rho} = w_{cp} f, \quad (III.12)$$

где L — расход жидкости, кг/ч; ρ — плотность жидкости, кг/м³.

1. Уравнение сплошности или неразрывности потока (уравнение постоянства расхода)

Применим закон сохранения массы к движущемуся потоку жидкости. Для этого выделим в потоке жидкости бесконечно малый объем ее, ограниченный параллелепипедом с гранями dx , dy , dz (рис. 44).

Рассмотрим, какая масса жидкости поступает в параллелепипед за бесконечно малый промежуток времени dt и какая масса жидкости вытекает из него, если плотность жидкости равна ρ . Для упрощения зависимости рассмотрим изменение массы, происходящее вдоль оси x .

Масса жидкости, втекающая в грань $dydz$, составит

$$dM_1 = \rho_x w_x dydzd\tau. \quad (III.13)$$

Масса жидкости, вытекающая через противоположную грань, за счет изменения плотности и скорости составит

$$dM_2 = \left(\rho_x + \frac{\partial \rho_x}{\partial x} dx \right) \left(w_x + \frac{\partial w_x}{\partial x} dx \right) dydzd\tau. \quad (III.14)$$

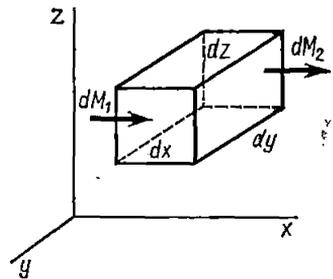


Рис. 44. К выводу уравнения сплошности потока

Разность между поступившим и вышедшим количеством жидкости составит

$$\begin{aligned} & \rho_x w_x dydzd\tau - \left(\rho_x + \frac{\partial \rho_x}{\partial x} dx \right) \left(w_x + \frac{\partial w_x}{\partial x} dx \right) dydzd\tau = \\ & = \rho_x w_x dydzd\tau - \rho_x w_x dydzd\tau - \rho_x \frac{\partial w_x}{\partial x} dx dydzd\tau - w_x \frac{\partial \rho_x}{\partial x} dx dydzd\tau - \\ & \quad - \frac{\partial \rho_x}{\partial x} dx \frac{\partial w_x}{\partial x} dx dydzd\tau. \end{aligned} \quad (III.15)$$

После сокращений и пренебрегая величинами малого порядка, получим

$$- \left(\rho_x \frac{\partial w_x}{\partial x} + w_x \frac{\partial \rho_x}{\partial x} \right) dx dydzd\tau. \quad (III.16)$$

Но так как выражение, стоящее в скобках, есть производная произведения, то можно написать

$$- \frac{\partial (\rho_x w_x)}{\partial x} dx dydzd\tau. \quad (III.17)$$

Соответственно для всех трех осей будем иметь

$$- \left[\frac{\partial (\rho_x w_x)}{\partial x} + \frac{\partial (\rho_y w_y)}{\partial y} + \frac{\partial (\rho_z w_z)}{\partial z} \right] dx dydzd\tau. \quad (III.18)$$

Этот избыток массы при неизменных размерах параллелепипеда возникает за счет изменения плотности элементарного объема во времени, что может быть выражено следующим образом:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} d\tau dx dy dz. \quad (III.19)$$

Приравнявая выражения (III.18) и (III.19), получаем

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial (\rho_x w_x)}{\partial x} + \frac{\partial (\rho_y w_y)}{\partial y} + \frac{\partial (\rho_z w_z)}{\partial z} = 0. \quad (III.20)$$

Уравнение (III.20) и есть дифференциальное уравнение сплошности, или неразрывности потока.

Для установившегося движения

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} = 0, \quad (III.21)$$

и дифференциальное уравнение сплошности принимает вид

$$\frac{\partial (\rho_x w_x)}{\partial x} + \frac{\partial (\rho_y w_y)}{\partial y} + \frac{\partial (\rho_z w_z)}{\partial z} = 0. \quad (III.22)$$

Интегрирование уравнения (III.22) для каждого данного сечения $f_1, f_2, f_3, \dots, f_n$ приводит к зависимости

$$\rho_1 \omega_1 f_1 = \rho_2 \omega_2 f_2 = \rho_3 \omega_3 f_3 = \dots = \rho_n \omega_n f_n. \quad (\text{III.23})$$

Если жидкость несжимаема (капельная)

$$\frac{\partial \rho_x}{\partial x} = \frac{\partial \rho_y}{\partial y} = \frac{\partial \rho_z}{\partial z} = 0, \quad (\text{III.24})$$

дифференциальное уравнение сплошности для установившегося движения примет вид

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0. \quad (\text{III.25})$$

Интегрирование уравнения (III.25) для каждого данного сечения $f_1, f_2, f_3, \dots, f_n$ приводит к зависимости

$$\omega_1 f_1 = \omega_2 f_2 = \omega_3 f_3 = \dots = \omega_n f_n. \quad (\text{III.26})$$

Но так как согласно уравнению (III.11) произведение скорости жидкости на площадь сечения есть расход жидкости, то уравнение (III.26) может быть определено как *уравнение постоянства расхода*.

Таким образом, из уравнения (III.26) следует, что в несжимаемой жидкости во время движения объем, занимаемый любой частью жидкости, остается постоянным, т. е. он заполнен средой сплошь, без пустот и разрывов между отдельными ее частицами; поэтому уравнение называется *уравнением сплошности или неразрывности потока*.

2. Дифференциальные уравнения движения жидкости

Зависимость между силами, действующими в жидкости, устанавливается в форме уравнений движения жидкости.

Сначала установим эту связь для жидкости, движущейся без трения (идеальная жидкость) и находящейся под действием сил тяжести и сил

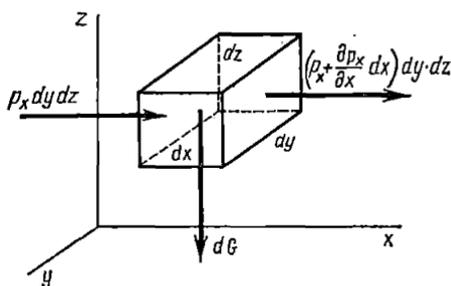


Рис. 45. К выводу уравнения движения

давления. Для вывода уравнения применим основной принцип механики, согласно которому тело находится в состоянии движения, если сумма проекций всех сил, действующих на тело, равна произведению массы движущегося тела на его ускорение.

Выделим в движущейся жидкости элементарный параллелепипед с гранями $dx dy dz$ (рис. 45), выразим проекции сил, действующих на него, при этом силу тяжести dG направим по оси z . Будем иметь для осей x , y и z соответственно

$$\begin{aligned} \rho_x dy dz - \left(p_x + \frac{\partial p_x}{\partial x} dx \right) dy dz &= \rho \frac{Dw_x}{d\tau} dx dy dz, \\ \rho_y dx dz - \left(p_y + \frac{\partial p_y}{\partial y} dy \right) dx dz &= \rho \frac{Dw_y}{d\tau} dx dy dz, \\ -dG + p_z dx dy - \left(p_z + \frac{\partial p_z}{\partial z} dz \right) dx dy &= \rho \frac{Dw_z}{d\tau} dx dy dz. \end{aligned} \quad (\text{III.27})$$

После сокращений и приведения к единице объема получим

$$\begin{aligned} - \frac{\partial p_x}{\partial x} &= \rho \frac{Dw_x}{d\tau}, \\ - \frac{\partial p_y}{\partial y} &= \rho \frac{Dw_y}{d\tau}, \\ - \gamma - \frac{\partial p_z}{\partial z} &= \rho \frac{Dw_z}{d\tau}. \end{aligned} \quad (\text{III.28})$$

Раскрывая полные производные в правой части уравнений (III.28), получим

$$\begin{aligned} - \frac{\partial p_x}{\partial x} &= \rho \left(\frac{\partial w_x}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial w_x}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_x}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_x}{\partial z} \right), \\ - \frac{\partial p_y}{\partial y} &= \rho \left(\frac{\partial w_y}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial w_y}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_y}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_y}{\partial z} \right), \\ - \gamma - \frac{\partial p_z}{\partial z} &= \rho \left(\frac{\partial w_z}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial w_z}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_z}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_z}{\partial z} \right). \end{aligned} \quad (\text{III.29})$$

Данная система дифференциальных уравнений называется *дифференциальными уравнениями движения Эйлера*.

Интеграл уравнений движения Эйлера — уравнение Бернулли. Для установившегося режима движения жидкости при условии, что компоненты скорости изменяются только в направлении соответствующих осей, уравнения (III.29) будут иметь вид

$$\begin{aligned} - \frac{\partial p_x}{\partial x} &= \rho w_x \frac{\partial w_x}{\partial x}, \\ - \frac{\partial p_y}{\partial y} &= \rho w_y \frac{\partial w_y}{\partial y}, \\ - \gamma - \frac{\partial p_z}{\partial z} &= \rho w_z \frac{\partial w_z}{\partial z}. \end{aligned} \quad (\text{III.30})$$

Уравнения (III.30) выражают действие сил в точке движущейся жидкости. Чтобы выразить действие сил по всей длине граней параллелепипеда (рис. 45), необходимо левые и правые части уравнений (III.30) умножить на длину соответствующих граней, тогда получим

$$\begin{aligned} -\frac{\partial p_x}{\partial x} dx &= \rho w_x \frac{\partial w_x}{\partial x} dx, \\ -\frac{\partial p_y}{\partial y} dy &= \rho w_y \frac{\partial w_y}{\partial y} dy, \\ -\gamma dz - \frac{\partial p_z}{\partial z} dz &= \rho w_z \frac{\partial w_z}{\partial z} dz. \end{aligned} \quad (\text{III.31})$$

Полное изменение действия сил во всем объеме элементарного параллелепипеда получим, сложив уравнения (III.31):

$$\begin{aligned} \gamma dz + \left(\frac{\partial p_x}{\partial x} dx + \frac{\partial p_y}{\partial y} dy + \frac{\partial p_z}{\partial z} dz \right) + \\ + \rho \left(w_x \frac{\partial w_x}{\partial x} dx + w_y \frac{\partial w_y}{\partial y} dy + \frac{\partial w_z}{\partial z} dz \right) = 0. \end{aligned} \quad (\text{III.32})$$

Выражения, стоящие в скобках, представляют полные дифференциалы давления dP и квадрата скорости, так как в последнем случае любое слагаемое можно представить как

$$w_x \frac{\partial w_x}{\partial x} dx = d \left(\frac{w_x^2}{2} \right). \quad (\text{III.33})$$

Вследствие уравнения (III.33) выражение (III.32) можно записать в форме суммы полных дифференциалов:

$$\gamma dz + dP + \rho d \left(\frac{w^2}{2} \right) = 0. \quad (\text{III.34})$$

Интегралом уравнения (III.34) соответственно будет

$$\gamma z + P + \rho \frac{w^2}{2} = \text{const} \quad (\text{III.35})$$

или

$$z + \frac{P}{\gamma} + \frac{w^2}{2g} = \text{const}, \quad (\text{III.36})$$

где z — положение рассматриваемой точки в текущей жидкости относительно уровня сравнения (нивелирная высота, м); P/γ — статический напор в рассматриваемой точке, м; $w^2/2g$ — скоростной или динамический напор в рассматриваемой точке, м.

Уравнение (III.36) и есть уравнение движения в конечном виде, или *уравнение Бернулли*. Для двух рассматриваемых точек жидкости, расположенных на разных уровнях, уравнение Бернулли записывается в следующем виде:

$$z_1 + \frac{P_1}{\gamma} + \frac{\omega_1^2}{2g} = z_2 + \frac{P_2}{\gamma} + \frac{\omega_2^2}{2g}. \quad (\text{III.37})$$

Согласно уравнению Бернулли, закон движения жидкости можно интерпретировать: 1) при установившемся движении идеальной жидкости для любой точки потока сумма статического и динамического напоров остается величиной постоянной; 2) при установившемся движении идеальной жидкости в той точке потока, где скорость больше, давление меньше; 3) при установившемся движении идеальной жидкости сумма потенциальной ($z + P/\gamma$) и кинетической энергии ($\omega^2/2g$) остается величиной постоянной.

Хотя уравнение Бернулли получено для ограниченных условий (установившееся движение, жидкость без трения), тем не менее оно позволяет решать основные задачи движения жидкостей, связывая скорость и давление в потоке.

Дифференциальные уравнения движения жидкости с учетом трения — уравнения Навье — Стокса. При учете сил трения в дифференциальное уравнение движения жидкости Эйлера необходимо ввести дополнительное слагаемое, которое получаем из уравнения Ньютона. Сила внутреннего трения τ_0 при одномерном движении жидкости на единицу поверхности выражается, по Ньютону, как

$$\tau_0 = \mu \frac{\partial \omega_x}{\partial z}, \quad (\text{III.38})$$

где μ — вязкость жидкости.

Так как в уравнения (III.27) входят проекции действующих сил в движущейся жидкости на соответствующие оси координат, то для силы трения относительно оси z получим выражение

$$-\tau_0 dx dy + \left(\tau_0 + \frac{\partial \tau_0}{\partial z} dz \right) dx dy. \quad (\text{III.39})$$

С учетом (III.38) и (III.39) дифференциальные уравнения неустановившегося движения вязкой жидкости при изменении компонентов скоростей по всем направлениям получим в виде

$$\begin{aligned} -\frac{\partial p_x}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 \omega_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \omega_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \omega_x}{\partial z^2} \right) &= \rho \frac{D\omega_x}{dt}, \\ -\frac{\partial p_y}{\partial y} + \mu \left(\frac{\partial^2 \omega_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \omega_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \omega_y}{\partial z^2} \right) &= \rho \frac{D\omega_y}{dt}, \\ -\gamma - \frac{\partial p_z}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 \omega_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \omega_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \omega_z}{\partial z^2} \right) &= \rho \frac{D\omega_z}{dt}. \end{aligned} \quad (\text{III.40})$$

Уравнения (III.40) называются уравнениями Навье — Стокса для несжимаемой жидкости.

В общем виде уравнения (III.40) не могут быть решены аналитически, так как невозможно определить граничные условия в неустановившемся движении вязкой жидкости. В то же время эти уравнения мате-

матемически выражают целый класс движения жидкостей и являются математической моделью этого движения.

Основное уравнение гидродинамики — уравнение движения жидкости — характеризует лишь силы, которые действуют в движущейся жидкости, но не дает ответа на вопрос, как при этом движутся частицы жидкости, т. е. не вскрывает механизма движения, так как при движении жидкости согласно приведенным уравнениям частицы ее могут испытывать помимо поступательного движения, растяжения или сжатия еще и вращательное движение. Вращательное движение частиц жидкости называется *вихревым движением жидкости*, поэтому к рассмотренным уравнениям необходимо добавить уравнения, описывающие вращательные движения жидкости.

3. Возникновение вихревого движения в жидкости

Условие равновесия сил, действующих в направлении течения, определяется уравнением Бернулли

$$\frac{P}{\gamma} + \frac{w^2}{2g} = H, \quad \frac{dH}{dn} = 0, \quad (\text{III.41})$$

где H — напор жидкости (постоянная уравнения Бернулли); dn — расстояние по вертикали между двумя струями жидкости.

Условие $\frac{dH}{dn} = 0$ является условием безвихревого движения. Однако при движении жидкости могут возникнуть силы, направленные перпендикулярно направлению течения, и тогда постоянная в уравнении Бернулли не будет сохранять своего значения. Эти силы могут породить вращение частиц жидкости и образование центробежных сил.

При движении однофазного потока (за счет вязкости жидкости) по сечению потока образуется сдвиг одного слоя жидкости относительно другого и возникают силы, направленные перпендикулярно течению, что может привести к образованию вихревого движения жидкости. Таким образом, вязкость является источником вихревого движения жидкости. Следовательно, вихревое движение жидкости может возникать лишь в реальных вязких жидкостях.

Чтобы такое движение возникало, необходимо наличие так называемых *поверхностей раздела* с разными значениями H , т. е. градиент $\frac{dH}{dn}$ должен отличаться от нуля.

Поверхности раздела часто наблюдаются в действительности. Достаточно небольшого случайного возмущения, чтобы вызвать быстрое искривление поверхности раздела, нарастание разностей скоростей в одних и, наоборот, уменьшение этих разностей в других местах. Это приводит к быстрому беспорядочному разрушению поверхности раздела на большое число вихрей — образованию вихревого слоя.

При противоточном движении жидкостей возникает граница раздела, которая сначала волнообразна. На основании уравнения Бернулли на гребнях волн каждого отдельного потока давление повышено, а во впадинах, наоборот, оно понижено. Такое распределение давлений по-

казывает, что поверхность не может быть устойчивой; из тех мест, где давление повышено, жидкость будет перетекать туда, где давление понижено, но это означает, что возникшие ранее волны начнут увеличиваться. В результате этого поверхность раздела распадается на отдельные вихри. В действительности первоначальные небольшие возмущения искажают поверхность раздела обычно не в виде равномерно следующих друг за другом волн, а совершенно беспорядочно, и поэтому в ко-

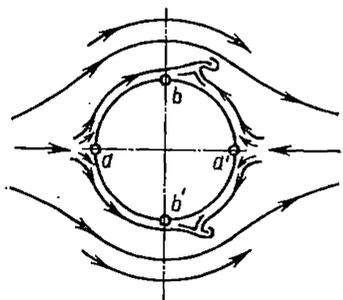


Рис. 46. Обтекание цилиндра

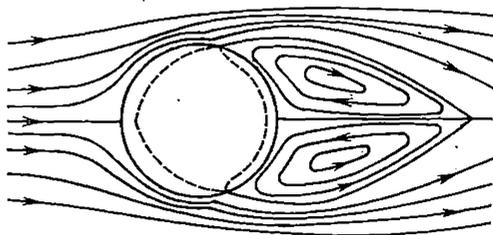


Рис. 47. Обтекание шаровой растворимой частицы

нечной стадии распада образуется в большинстве случаев беспорядочная последовательность больших и малых вихрей.

Образование вихрей при обтекании тел любой формы происходит потому, что возникают поверхности раздела.

Для примера опишем обтекание цилиндра (рис. 46) равномерно движущимся бесконечным потоком. Поступающая жидкость разделяется надвое, плавно обтекая цилиндр вплоть до миделевого сечения $b - b'$ (наибольшего сечения, перпендикулярного к направлению движения). Скорость этого обтекания увеличивается от точки разветвления до миделевого сечения, где она достигает наибольшего значения. По теореме Бернулли, там, где существует увеличенная скорость, будет пониженное давление и, следовательно, в точках b и b' будет по отношению к точкам a и a' пониженное давление.

При наличии в жидкости трения около тела, которое обтекается жидкостью, образуется так называемый *пограничный слой*. Толщина этого слоя зависит от вязкости данной жидкости, и чем больше вязкость, тем больше толщина пограничного слоя. Пограничный слой служит своего рода прослойкой (поверхностью раздела) между всем остальным потоком и омываемым цилиндром, и если в точках a и a' имеется повышенное давление, то оно передается телу через пограничный слой. Этой разностью давления пограничный слой как бы «выжимается» к точкам b и b' , отчего возникают течения от a к b и b' и от a' к b и b' ; с другой стороны, основная масса потока обтекает нормальную зону пограничного слоя. От этих противоположных потоков за точками b и b' начинают образовываться вихри, которые смываются потоком жидкости, а вместо них точно таким же образом образуются новые.

На рис. 47 показано обтекание шаровой частицы, растворимой в жидкости. Поверхности раздела создают неоднородные потоки, в результате чего растворение происходит неравномерно по всей поверхности. После короткого промежутка времени сфера принимает форму, показанную пунктирной линией, т. е. не происходит равномерного растворения шаровых частиц.

При истечении жидкости через круглое отверстие с острыми краями в плоской стенке (рис. 48) возникает поверхность раздела, которая начинает закручиваться и образует вихревое кольцо, увлекаемое струей жидкости. Такие вихри возникают в тарельчатых аппаратах при истечении газа или жидкости из отверстий тарелок.

Поверхности раздела, порождающие вихри, могут образоваться за счет изменения давления и плотности (или удельного объема) жидкости при ее течении, так как при этом постоянная в уравнении Бернулли не сохраняет своего значения. В теории вихревых движений это известно под названием теоремы Бьеркнеса, согласно которой *пересечение изобарических* ($p = \text{const}$) и *изостерических* (удельный объем $v = \text{const}$) *поверхностей порождает циркуляцию жидкости, меняющуюся во времени, т. е. создает вихревое движение.*

Это пересечение поверхностей происходит потому, что удельный объем не является функцией давления (иначе поверхности наложись бы без пересечения), а зависит от меняющихся концентраций C или температур T , т. е. существует функция $v = f_0(C, T)$. Это имеет исключительное значение для процессов тепло- и массообмена, поскольку поверхности раздела движущихся фаз представляют типичный случай пересечения изобарно-изостерических поверхностей.

Для упрощения анализа вихревого движения жидкости его основные характеристики рассматриваются в условиях идеальной жидкости. Если w_x, w_y, w_z — составляющие скорости движения жидкости (рис. 49), то, чтобы произошло вращение жидкости относительно соответствующих осей координат, необходимо изменение только двух составляющих скорости движения w . При этом исключается составляющая рассматриваемой оси, вокруг которой возникает вращение. Так, например, чтобы возникло вращение вокруг оси x , необходимо изменить компоненту скорости w_z в положительном направлении оси y , т. е. изменить $\frac{\partial w_z}{\partial y}$, причем изменение компоненты w_y должно происходить

в отрицательном направлении оси z , т. е. $\left(-\frac{\partial w_y}{\partial z}\right)$. Таким обра-

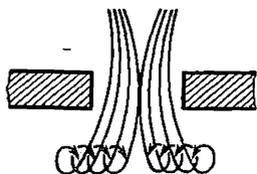


Рис. 48. Завихрение при истечении жидкости

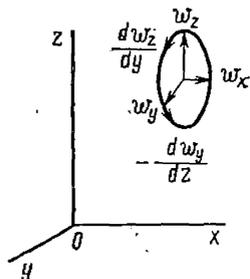


Рис. 49. Компоненты вихря

зом, необходимым условием вращения относительно оси x должно быть наличие разности

$$\left(\frac{\partial \omega_z}{\partial y} - \frac{\partial \omega_y}{\partial z} \right). \quad (\text{III.42})$$

Аналогично для осей y и z получим

$$\left(\frac{\partial \omega_x}{\partial z} - \frac{\partial \omega_z}{\partial x} \right), \quad (\text{III.43})$$

$$\left(\frac{\partial \omega_y}{\partial x} - \frac{\partial \omega_x}{\partial y} \right). \quad (\text{III.44})$$

Выражения (III.42)—(III.44) отражают вращение жидкости вокруг соответствующей оси и поэтому называются *компонентами вихря*.

4. Дифференциальные уравнения движения жидкости с учетом вращения частиц и основные закономерности вихревых движений

Чтобы учесть вращение частиц жидкости при ее движении, воспользуемся уравнением движения жидкости Эйлера. Разделим правую и левую части равенств (III.29) на плотность жидкости ρ , тогда уравнения примут вид

$$\begin{aligned} \frac{\partial \omega_x}{\partial \tau} + \omega_x \frac{\partial \omega_x}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial \omega_x}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial \omega_x}{\partial z} &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p_x}{\partial x}, \\ \frac{\partial \omega_y}{\partial \tau} + \omega_x \frac{\partial \omega_y}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial \omega_y}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial \omega_y}{\partial z} &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p_y}{\partial y}, \\ \frac{\partial \omega_z}{\partial \tau} + \omega_x \frac{\partial \omega_z}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial \omega_z}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial \omega_z}{\partial z} &= -g - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p_z}{\partial z}. \end{aligned} \quad (\text{III.45})$$

Чтобы учесть в уравнениях движения вращение жидкости, введем следующие преобразования. Полная скорость частицы жидкости, выраженная через составляющие, равна

$$\omega^2 = \omega_x^2 + \omega_y^2 + \omega_z^2. \quad (\text{III.46})$$

Частные производные от обеих частей уравнения (III.46) по x , y и z будут

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{1}{2} \omega^2 \right) &= \omega_x \frac{\partial \omega_x}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial \omega_y}{\partial x} + \omega_z \frac{\partial \omega_z}{\partial x}, \\ \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{1}{2} \omega^2 \right) &= \omega_x \frac{\partial \omega_x}{\partial y} + \omega_y \frac{\partial \omega_y}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial \omega_z}{\partial y}, \\ \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{1}{2} \omega^2 \right) &= \omega_x \frac{\partial \omega_x}{\partial z} + \omega_y \frac{\partial \omega_y}{\partial z} + \omega_z \frac{\partial \omega_z}{\partial z}. \end{aligned} \quad (\text{III.47})$$

Вычитая из обеих частей уравнений Эйлера (III.45) равенства (III.47), получим

$$\begin{aligned} \frac{\partial \omega_x}{\partial \tau} + \omega_y \frac{\partial \omega_x}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial \omega_x}{\partial z} - \omega_y \frac{\partial \omega_y}{\partial x} - \omega_z \frac{\partial \omega_z}{\partial x} &= \\ &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p_x}{\partial x} - \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{1}{2} \omega^2 \right), \\ \frac{\partial \omega_y}{\partial \tau} + \omega_x \frac{\partial \omega_y}{\partial x} + \omega_z \frac{\partial \omega_y}{\partial z} - \omega_x \frac{\partial \omega_x}{\partial y} - \omega_z \frac{\partial \omega_z}{\partial y} &= \\ &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p_y}{\partial y} - \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{1}{2} \omega^2 \right), \\ \frac{\partial \omega_z}{\partial \tau} + \omega_x \frac{\partial \omega_z}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial \omega_z}{\partial y} - \omega_x \frac{\partial \omega_x}{\partial z} - \omega_y \frac{\partial \omega_y}{\partial z} &= \\ &= -g - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p_z}{\partial z} - \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{1}{2} \omega^2 \right). \end{aligned} \quad (\text{III.48})$$

Левые части уравнений (III.48) перепишем с учетом (III.42) — (III.44):

$$\begin{aligned} \frac{\partial \omega_x}{\partial \tau} + 2 \left[\frac{1}{2} \left(\frac{\partial \omega_x}{\partial z} - \frac{\partial \omega_z}{\partial x} \right) \omega_z - \frac{1}{2} \left(\frac{\partial \omega_y}{\partial x} - \frac{\partial \omega_x}{\partial y} \right) \omega_y \right] &= \\ &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p_x}{\partial x} - \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\omega^2}{2} \right), \\ \frac{\partial \omega_y}{\partial \tau} + 2 \left[\frac{1}{2} \left(\frac{\partial \omega_y}{\partial x} - \frac{\partial \omega_x}{\partial y} \right) \omega_x - \frac{1}{2} \left(\frac{\partial \omega_z}{\partial y} - \frac{\partial \omega_y}{\partial z} \right) \omega_z \right] &= \\ &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p_y}{\partial y} - \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{\omega^2}{2} \right), \\ \frac{\partial \omega_z}{\partial \tau} + 2 \left[\frac{1}{2} \left(\frac{\partial \omega_z}{\partial y} - \frac{\partial \omega_y}{\partial z} \right) \omega_y - \frac{1}{2} \left(\frac{\partial \omega_z}{\partial z} - \frac{\partial \omega_z}{\partial x} \right) \omega_x \right] &= \\ &= -g - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p_z}{\partial z} - \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\omega^2}{2} \right). \end{aligned} \quad (\text{III.49})$$

Введем в соответствии с уравнениями (III.42)—(III.44) и (III.49) обозначения для составляющих по осям угловой скорости вращения частицы ω :

$$\omega_x = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial \omega_z}{\partial y} - \frac{\partial \omega_y}{\partial z} \right), \quad (\text{III.50})$$

$$\omega_y = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial \omega_x}{\partial z} - \frac{\partial \omega_z}{\partial x} \right), \quad (\text{III.51})$$

$$\omega_z = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial \omega_y}{\partial x} - \frac{\partial \omega_x}{\partial y} \right). \quad (\text{III.52})$$

В соответствии с (III.42)—(III.44) выражения (III.50)—(III.52) называются компонентами вихря и представляют собой проекции угловой скорости ω на оси координат.

Уравнения движения жидкости с учетом вращения ее частиц (уравнения движения в компонентах вихря) принимают вид

$$\begin{aligned} \frac{\partial \omega_x}{\partial \tau} + 2(\omega_y \omega_z - \omega_z \omega_y) &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p_x}{\partial x} - \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{1}{2} \omega^2 \right), \\ \frac{\partial \omega_y}{\partial \tau} + 2(\omega_z \omega_x - \omega_x \omega_z) &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p_y}{\partial y} - \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{1}{2} \omega^2 \right), \\ \frac{\partial \omega_z}{\partial \tau} + 2(\omega_x \omega_y - \omega_y \omega_x) &= -g - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p_z}{\partial z} - \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{1}{2} \omega^2 \right). \end{aligned} \quad (\text{III.53})$$

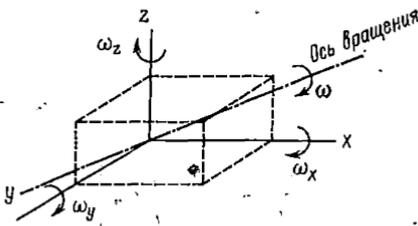


Рис. 50. Угловые скорости вращения частиц жидкости

Как следует из уравнений (III.53)*, для каждой данной оси отсутствует проекция вихря на эту ось, т. е., например, в уравнении движения относительно оси x происходит вращение частицы жидкости относительно двух других осей y и z .

Полное вращение частицы по величине и направлению может быть определено, как диагональ ω прямоугольного параллелепипеда с ребрами ω_x , ω_y , ω_z ; направленными по осям координат x , y , z (рис. 50), причем за положительное направление вращения принимают вращение по часовой стрелке для наблюдателя, стоящего в начале координат в направлении оси вращения. Согласно рис. 50 полное вращение по величине равно

$$\omega^2 = \omega_x^2 + \omega_y^2 + \omega_z^2. \quad (\text{III.54})$$

Из выражений компонентов вихрей (III.50)—(III.52) следует, что

$$\frac{\partial \omega_x}{\partial x} + \frac{\partial \omega_y}{\partial y} + \frac{\partial \omega_z}{\partial z} = 0, \quad (\text{III.55})$$

т. е. уравнение (III.55) подобно уравнению неразрывности для капельной жидкости при $\rho = \text{const}$ [см. уравнение (III.25)]. Поэтому для капельных жидкостей вихри можно уподоблять компонентам полной скорости частицы жидкости и производить над ними одинаковые операции.

* Уравнения (III.53) выведены проф. Казанского университета И. С. Громекой в 1882 г. и называются уравнениями вихревого движения Громеки.

Таким образом, вихревое движение жидкости определяется полем векторных величин, которое представляет собой поле угловых скоростей вращения частиц жидкости, находящихся в рассматриваемой части пространства, заполненного жидкостью.

В вихревом поле выделяются вихревые линии и вихревые трубки, при этом понятие о вихревой линии (рис. 51, а) аналогично понятию о линии тока, в которой вместо скоростей w по касательным откладываются векторы ω , а понятие о вихревой трубке (рис. 51, б) аналогично понятию о трубке тока.

Вихревой скоростью называется мгновенная угловая скорость бесконечно малой жидкой частицы.

Вихревой линией называется линия, в каждой точке которой в данный момент вектор вихревой скорости жидкости к ней касателен (рис. 51, а).

Дифференциальное уравнение вихревых линий имеет вид

$$\frac{\partial x}{\omega_x} = \frac{\partial y}{\omega_y} = \frac{\partial z}{\omega_z} \quad (III.56)$$

или в виде двух совокупных уравнений:

$$\omega_y dx = \omega_x dy; \quad \omega_z dy = \omega_y dz. \quad (III.57)$$

Вихревой трубкой (вихревым шнуром, вихревой нитью) называется часть жидкости, ограниченная вихревыми линиями, проведенными через все точки какого-нибудь бесконечно малого замкнутого контура, находящегося в области, занятой жидкостью. Вихревая трубка представляет собой циркуляционный поток жидкости бесконечно малого сечения df .

Вихревой поверхностью называется поверхность, ограничивающая вихревую трубку.

Интенсивностью или напряжением вихревых трубок называется удвоенное произведение угловой скорости на площадь поперечного сечения трубки:

$$J = 2\omega df. \quad (III.58)$$

Важнейшим свойством вихревой трубки является постоянство напряжения по длине трубки, т. е. аналогично постоянству расхода имеем

$$\omega_1 df_1 = \omega_2 df_2 = \omega_3 df_3 \quad (III.59)$$

или

$$J_1 = J_2 = J_3. \quad (III.60)$$

Согласно уравнению (III.60) в меньшем сечении трубки возникает большая угловая скорость. Вследствие этого вихревая трубка не может

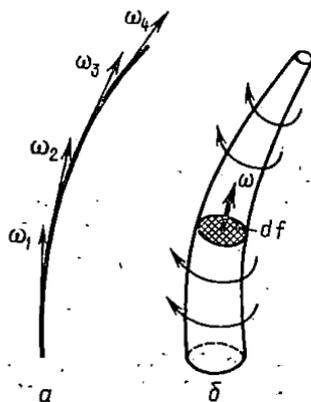


Рис. 51. Вихревая линия (а) и вихревая трубка (б)

оканчиваться в жидкости, так как при уменьшении сечения трубки до нуля угловая скорость стала бы бесконечно большой.

Вихревые трубки внутри ограниченного объема жидкости заканчиваются или на стенках сосуда, или на свободной поверхности жидкости, или же образуют замкнутые вихревые кольца.

Интенсивность вихревой трубки может оцениваться также циркуляцией скорости. Это аналогично понятию работы сил в теоретической механике.

Возьмем в жидкости точку A , принадлежащую замкнутому контуру длиной l (рис. 52); вектор скорости жидкости \vec{w} в точке A , а касательная к контуру K . Угол, образованный между вектором скорости \vec{w} и касательной K , обозначим через α . Если взять сумму произведений проекций скорости на соответствующую касательную в каждой точке контура на элемент длины линии контура dl , то получим так называемую циркуляцию по контуру:

$$\Gamma = \oint_l \vec{w} \cos \alpha dl. \quad (\text{III.61})$$

Если обозначим углы между направлением касательной и осями координат через $\alpha_1, \beta_1, \gamma_1$, а углы между направлением скорости и осями координат — через $\alpha_2, \beta_2, \gamma_2$, то между этими углами и углом α будет существовать следующая зависимость:

$$\cos \alpha = \cos \alpha_1 \cos \alpha_2 + \cos \beta_1 \cos \beta_2 + \cos \gamma_1 \cos \gamma_2.$$

Выразим косинусы через скорость и элементы дуги и их проекции на оси координат:

$$\cos \alpha = \frac{w_x}{w} \frac{dx}{dl} + \frac{w_y}{w} \frac{dy}{dl} + \frac{w_z}{w} \frac{dz}{dl}. \quad (\text{III.62})$$

Подставляя (III.62) в уравнение циркуляции, получим

$$\Gamma = \oint_l (w_x dx + w_y dy + w_z dz). \quad (\text{III.63})$$

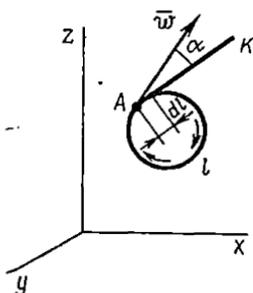


Рис. 52. К понятию о циркуляции скорости

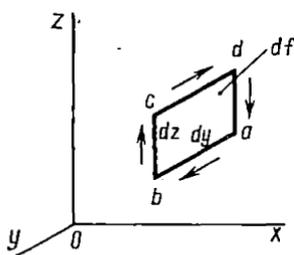


Рис. 53. Циркуляция по контуру

Уравнение (III.63) аналогично уравнению суммы элементарных работ в механике, только здесь роль силы играет скорость. Исходя из выражения (III.63) циркуляцию скорости Γ можно определить как работу скорости на замкнутом контуре:

$$\Gamma = \oint_l \omega dl. \quad (\text{III.64})$$

Для установления связи между циркуляцией и интенсивностью вихревой трубки выделим внутри жидкости бесконечно малый замкнутый контур $abcd$ со сторонами dy и dz (рис. 53). Допустим, что в точке $a(x, y, z)$ этого контура скорости $\omega_x, \omega_y, \omega_z$. На сторонах ab и cd действуют скорости соответственно ω_y и $-\left(\omega_y + \frac{\partial \omega_y}{\partial z} dz\right)$, а их сумма $\left(-\frac{\partial \omega_y}{\partial z} dz\right)$; на сторонах bc и da действуют скорости соответственно ω_z и $-\left(\omega_z + \frac{\partial \omega_z}{\partial y} dy\right)$, а их сумма $\left(-\frac{\partial \omega_z}{\partial y} dy\right)$. Составляя выражение для циркуляции по всему бесконечно малому контуру $abcd$ согласно уравнению (III.63), надо просуммировать произведения скорости на длины отдельных сторон:

$$\Gamma = -\frac{\partial \omega_y}{\partial z} dz dy + \frac{\partial \omega_z}{\partial y} dy dz. \quad (\text{III.65})$$

Согласно уравнению (III.50)

$$\frac{\partial \omega_z}{\partial y} - \frac{\partial \omega_y}{\partial z} = 2 \omega_x.$$

Поэтому

$$\Gamma = 2 \omega_x dy dz = 2 \omega_x df, \quad (\text{III.66})$$

но по уравнению (III.58)

$$2 \omega_x df = J$$

и, следовательно,

$$\Gamma = J. \quad (\text{III.67})$$

Таким образом, циркуляция по контуру равна напряжению вихревой трубки, проходящей через этот контур.

Аналогичное соотношение между интенсивностью и циркуляцией получаем для контура любых конечных размеров, что формулируется в виде теоремы Стокса: *циркуляция скорости по замкнутому контуру равна сумме напряжений всех вихревых трубок, проходящих через этот контур.*

В соответствии с постоянством напряжения по длине трубки для замкнутого контура производная циркуляции по времени равна нулю:

$$\frac{\partial \Gamma}{\partial \tau} = 0, \quad (\text{III.68})$$

т. е. циркуляция по контуру не зависит от времени (теорема В. Томсона). С течением времени может меняться скорость и площадь сечения вихревой трубки, но произведение их остается постоянным, т. е. напряжение вихревой трубки во время движения остается постоянным.

Для идеальной жидкости можно сформулировать принцип сохранения вихрей: в идеальной жидкости жидкая масса, образующая вихревую трубку, движется, оставаясь все время вихревой трубкой, напряжение которой постоянно по всей длине, и не изменяется с течением времени. Согласно принципу сохранения вихрей если вихрь существует, то он сохраняется вечно. Однако этот вывод относится только к идеальной жидкости. В вязкой реальной жидкости вихри возникают и затухают под влиянием вязкости.

В реальных жидкостях принцип сохранения вихрей переходит в принцип устойчивости форм вихревого движения. Во всех практических случаях вихри обладают значительной устойчивостью.

Наличие в жидкости вихрей вызывает появление в ней добавочных скоростей, что увеличивает перенос субстанции и существенно влияет на природу процессов массообмена. Обозначим скорость жидкости в любой точке C (рис. 54), которая вызывается действием элементарного отрезка вихря dl , через dw и расстояние этой точки C от вихря — через A ; угол, составленный прямой OC и осью вращения $z-z$, — через θ . Если интенсивность вихревой трубки равна J и циркуляция скорости — Γ , то вычисление скоростей движения, порождаемого вихрями, в общем случае производится по уравнению

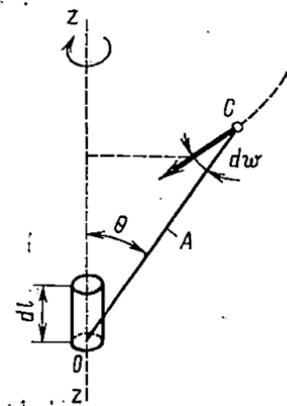


Рис. 54. К определению скорости, порождаемой вихрем

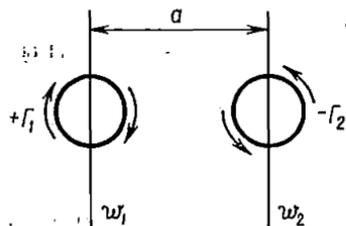


Рис. 55. Схема взаимодействия двух вихрей

$$dw = \frac{\Gamma \sin \theta dl}{4\pi A^2} \quad (III.69)$$

Если имеется несколько вихрей, то, взаимодействуя между собой, они создают перемещение вихревых систем в пространстве.

Если в точке C (рис. 54) будет находиться второй вихрь с противоположно направленной циркуляцией Γ_2 , то схему взаимодействия двух вихрей можно представить рис. 55. Приняв длину элементарных отрезков вихрей $dl = 2\pi a$ и расстояние между двумя вихрями $A = a$ при $\theta = 90^\circ$, на основании уравнения (III.68) получим, что один вихрь будет возбуждать перемещение второго со скоростью

$$w_1 = \frac{\Gamma_2}{2\pi a}, \quad (\text{III.70})$$

в то время как второй будет возбуждать перемещение первого со скоростью

$$w_2 = \frac{\Gamma_1}{2\pi a}. \quad (\text{III.71})$$

При этом положительной циркуляции Γ_1 отвечает движение по окружности, по часовой стрелке.

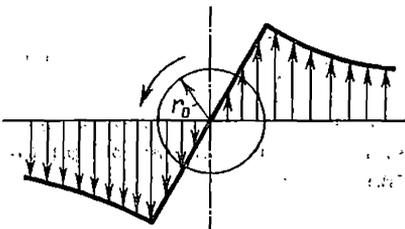


Рис. 56. Поле скоростей, создаваемое вихрем

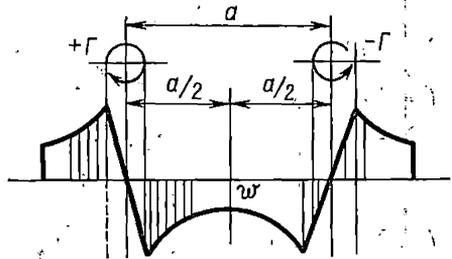


Рис. 57. Поле скоростей, создаваемое двумя вихрями

В области вихревой трубки вся масса жидкости будет получать от вихря скорость (рис. 56), которая будет максимальной на поверхности вихревой трубки радиусом r_0 , а затем по мере увеличения расстояния от оси скорости постепенно уменьшаться. Если будем иметь вихревую пару, то распределение скорости в поле действия этой пары будет таким, как показано на рис. 57. Под влиянием скорости движения, возбуждаемого вихрем,

$$w = \frac{\Gamma}{2\pi a},$$

вихревая пара будет перемещаться поступательно в пространстве по прямолинейному направлению перпендикулярно к кратчайшей прямой a , соединяющей оба вихря. При различном направлении вихрей они будут перемещаться относительно общего центра наподобие планет. Если же вихревая пара имеет циркуляцию по одному направлению, то центр вращения пары лежит на середине расстояния.

Для процессов массообмена, осуществляемых в промышленных аппаратах, часто характерным является обтекание потоком различных элементов аппарата. Поэтому представляет практический интерес движение образуемых вихрей за обтекаемым телом.

При некоторой скорости, зависящей от вязкости и ширины обтекаемого тела, позади него начинают отрываться вихри поочередно справа и слева. На некотором расстоянии за телом устанавливаются определенные расстояния между вихрями, причем вихри в зависимости от

формы обтекаемого тела располагаются как симметрично, так и в шахматном порядке (рис. 58); вихри обоих рядов имеют противоположное вращение, т. е. $\Gamma_1 = -\Gamma_2$. Расстояние h между рядами вихрей (ширина вихревого слоя) не зависит от скорости, а зависит от ширины тела. Один ряд вихрей называется вихревой цепочкой. Скорость перемещения вихревых цепочек: при симметричном расположении

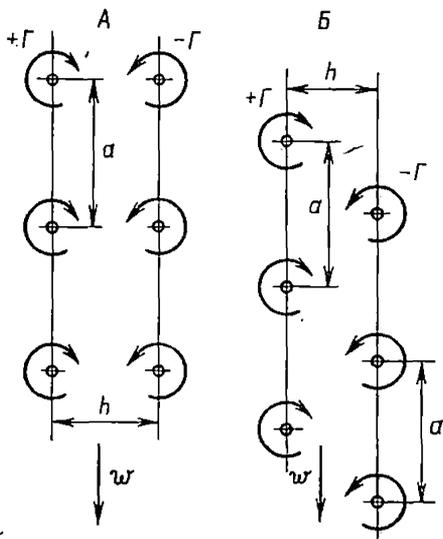


Рис. 58. Схема расположения вихрей за обтекаемым телом:

А — симметричное расположение; Б — шахматное расположение

$$\omega = \frac{\Gamma}{2a} \operatorname{ctg} \frac{\pi h}{a}, \quad (\text{III.72})$$

при шахматном расположении

$$\omega = \frac{\Gamma}{2a} \operatorname{tg} \frac{\pi h}{a}. \quad (\text{III.73})$$

Условием устойчивости вихревых цепочек является равенство

$$\frac{h}{a} = 0,2806. \quad (\text{III.74})$$

Так как вихри вызывают появление в жидкости добавочных скоростей, то эти скорости в свою очередь сообщают жидкой массе количество движения, определяемое уравнением Жуковского:

$$M_d = \beta \Gamma a h, \quad (\text{III.75})$$

где M_d — количество движения, равное $M_d = m\omega$; m — масса жидкости; ω — скорость жидкости; ρ — плотность жидкости; Γ — циркуляция; a — расстояние между двумя соседними вихрями каждой цепочки; h — ширина вихревых слоев.

Уравнение (III.75) представляет собой математическое выражение теоремы Н. Е. Жуковского; количество движения, сообщаемое безграничной массе жидкости двумя параллельными между собой, прямолинейными и непрерывными вихревыми слоями конечной ширины, одинакового напряжения и противоположного вращения, равно плотности жидкости, умноженной на циркуляцию вихрей, расстояние между слоями и на их ширину.

Это количество движения сообщается жидкости только в направлении по нормали к плоскостям слоев или параллельно направлению вихревых слоев или по продолжению. Из этой теоремы следует, что один изолированный вихревой слой конечной ширины не сообщает жидкости никакого количества движения и не действует на жидкость как сила.

5. Теорема Жуковского о подъемной силе и направлении движения вихрей

Рассмотрим обтекание вращающегося цилиндра. Пусть цилиндр вращается в движущейся жидкости по часовой стрелке (рис. 59). На той стороне цилиндра, где скорость по окружности суммируется со скоростью потока, вихри образуются не будут или их будет небольшое количество. С диаметрально противоположной стороны образуется область, заполненная вихрями.

Следовательно, процесс обтекания не будет симметричным. Рассматривая сечение цилиндра по нормали к оси, можно видеть, что над цилиндром скорости потока будут больше, чем под ним. В соответствии с уравнением Бернулли там, где скорость больше, давление меньше, и, следовательно, вверху будет пониженное давление, а внизу — повышенное. В результате неравенства давлений возникает подъемная сила, стремящаяся двигать цилиндр в направлении, перпендикулярном потоку. При вращении цилиндра в потоке возникают значительные усилия, направленные перпендикулярно движению потока, при этом величина поперечной силы зависит от соотношения между скоростью потока и скоростью вращения цилиндра.

Подъемная сила, возникающая у вращающегося в потоке круглого цилиндра, отражает частный случай теоремы Жуковского; подъемная сила обязана своим происхождением наличию циркуляции скорости вокруг контура цилиндра.

Если через Γ обозначить циркуляцию скорости, через w — скорость движения жидкостного потока, через ρ — плотность жидкости и через l — длину цилиндра, то подъемная сила R может быть выражена

$$R = \rho \Gamma w l. \quad (\text{III.76})$$

Уравнение (III.76) формулирует теорему Жуковского по подъемной силе: *подъемная сила, возникающая вследствие циркуляции вихрей, перпендикулярная к оси потока, движущегося в бесконечности со скоростью w , равна плотности жидкости, помноженной на циркуляцию, на скорость потока и на длину цилиндра.*

Теорема Жуковского приложима к определению подъемной силы любых тел, движущихся в жидкости. Жуковский разработал теорию присоединенных вихрей, основная идея которой заключается в том, что обтекаемые тела могут быть заменены вихрями. Поэтому можно воспользоваться теоремой Жуковского о подъемной силе применительно к движению самих вихрей. На вихрь должна действовать та же сила, которая действовала на твердый цилиндр, т. е. сила Жуковского.

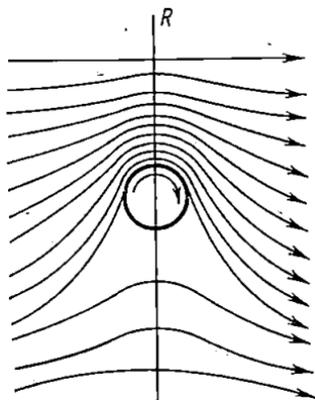


Рис. 59. Обтекание вращающегося цилиндра

Таким образом, на любой вихрь, когда он перемещается внутри жидкости или обтекается жидкостью, всегда действует сила, направленная так же, как и сила Жуковского, т. е. нормально к оси вихря и скорости обтекающего вихрь потока.

Кинетическая энергия частиц, из которых состоит вихрь, равна $\frac{m\omega^2}{2}$, где m — масса частиц; ω — скорость слоя, из которого образовался вихрь. Часть этой кинетической энергии расходуется на кинетическую энергию вращательного движения, равную $\frac{I\omega^2}{2}$, где I — момент инерции ядра вихря; ω — угловая скорость вращения ядра вихря. Если некоторая доля кинетической энергии вихря убавляется, то поступательная скорость движения вихря должна также уменьшаться. Вихрь при этом должен отставать от того слоя, из которого он образовался. Перемещение вихря относительно окружающей его жидкости должно создавать силу Жуковского. Последняя будет смещать вихри в направлении, где скорость больше, т. е. от периферии к оси потока, и если движение происходит в трубе, то эта сила будет направлена от стенки трубы внутрь жидкости. Это положение в полной мере относится к вихрям, отрывающимся от шероховатых стенок.

Вихрь, двигаясь в направлении, перпендикулярном к оси потока, подвергается также действию сил трения, и поэтому его путь не будет прямой линией, а будет изогнут в виде дуги, обращенной своей выпуклостью навстречу потоку. Кроме того, вихри взаимодействуют между собой и создают определенное поле скоростей в жидкостях. В результате создается сложная траектория движения частиц жидкости. Поскольку вихри образуются в слоях с малыми скоростями (в слоях, расположенных близко к поверхности стенки), то, попадая в слои с большими скоростями, они будут тормозить движение этих слоев и, следовательно, уменьшать их скорость. Таким образом, вихри будут выравнивать скорости в поперечном сечении потока, что имеет громадное значение для процессов массообмена, где определяющим является выравнивание скоростей и концентраций в поперечном сечении потока.

Можно определить соотношение между подъемной силой вихря и силой сопротивления, испытываемой им при перемещении в жидкости. Заменяя циркуляцию скорости (III.76) работой силы на поверхности вихревого шнура диаметром d , получим

$$R = C_a l d \rho \frac{\omega^2}{2}, \quad (\text{III.77})$$

где C_a — коэффициент подъемной силы, определяемый опытным путем.

При подъеме или перемещении вихря необходимо преодолеть силу сопротивления, которая при обтекании тел выражается следующим образом:

$$R_c = \zeta l d \rho \frac{\omega_B^2}{2}. \quad (\text{III.78})$$

где ζ — коэффициент сопротивления, зависящий от числа Re; ld — площадь миделевого сечения вихря. Приравнявая силы

$$C_a ld \rho \frac{w^2}{2} = \zeta ld \rho \frac{w_B^2}{2}, \quad (III.79)$$

получим скорость подъема вихря:

$$w_B = \sqrt{\frac{C_a}{\zeta}} w. \quad (III.80)$$

В качестве первого приближения можно принять, что наименьшие вихри будут существовать тогда, когда их инерционные силы уравновешиваются вязкостными силами, т. е. когда число Рейнольдса для них равно 1. Для малых вихрей, когда $Re \ll 1$, в соответствии с законом Стокса

$$\zeta = \frac{c}{Re} \quad (III.81)$$

Подставляя ζ в уравнение (III.80), получаем

$$w_B = \sqrt{\frac{C_a}{C}} Re^{0,5} w. \quad (III.82)$$

При квадратичном законе сопротивления, т. е. для вихрей больших размеров, $\zeta = \text{const} = C_0$, скорость подъема вихря будет

$$w_B = \sqrt{\frac{C_a}{C_0}} w. \quad (III.83)$$

В последнем случае порядок величины скорости подъема вихря можно установить из следующих сопоставлений. Коэффициент сопротивления для шара $C_0 = 0,10$ — $0,30$, для цилиндра $C_0 = 0,50$ — $0,60$. Судя по опытам Прандтля, порядок величины коэффициента C_a такой же, как и C_0 , поэтому можно полагать, что скорость w_B будет соизмеримой со скоростью w .

Мощность вихря определяют по уравнению

$$N_B = R_c w_B = C_a ld \rho \frac{w^2}{2} \sqrt{\frac{C_a}{C_0}} w = C_a \sqrt{\frac{C_a}{C_0}} ld \rho \frac{w^3}{2}. \quad (III.84)$$

Поэтому потеря напора вихревого потока жидкости может быть выражена

$$H_B = \frac{N_B}{V_{c\Gamma}} = \frac{C_a \sqrt{\frac{C_a}{C_0}} ld w^3}{2V_{c\Gamma}}, \quad (III.85)$$

где V_c — расход жидкости.

Потери энергии в потоке возникают с каждым всплывающим вихрем. Применительно ко всему вихревому слою с числом вихрей n и поверхностью вихря ld , который находится в трубе длиной l_T и диаметром d_T , потери напора будут пропорциональны площади $F = nld_T$ и

отношению $\frac{l_T}{d_T}$. Тогда потеря напора в вихревом слое, заполняющем трубу, определяется как

$$H \approx \frac{C_a}{2} \sqrt{\frac{C_a}{C_0}} \cdot \frac{F w^2}{V_{cg}} \cdot \frac{l_T}{d_T} \approx \frac{C_a}{2} \sqrt{\frac{C_a}{C_0}} \cdot \frac{\omega^2 l_T}{g d_T}, \quad (\text{III.86})$$

или в безразмерном виде

$$\frac{H}{l_T} \approx \frac{C_a}{2} \sqrt{\frac{C_a}{C_0}} \cdot \frac{\omega^2}{g d_T} \approx \frac{C_a}{2} \sqrt{\frac{C_a}{C_0}} Fr. \quad (\text{III.87})$$

Равенство (III.86) легко приводится к уравнению потери напора

$$H = \lambda \frac{\omega^2}{2g} \cdot \frac{l_T}{d_T}, \quad (\text{III.88})$$

где $\lambda = C_a \sqrt{\frac{C_a}{C_0}}$.

6. О связи между вихревым движением и турбулентностью

Перенос завихренности. В результате взаимодействия вихрей может возникнуть турбулентность. При сближении вихрей, вращающихся в противоположных направлениях, вихри взаимно притягиваются и сливаются. При слиянии вихрей возникают струйки различных размеров, которые движутся во всевозможных направлениях, по любым криволинейным траекториям и обладают различной скоростью. Затем эти струйки разбиваются на мелкие вихри и мелкие струйки, непрерывно перемешивающиеся (турбулентное перемешивание). Таким образом, при слиянии вихрей различных размеров с различным количеством движения, которые вращаются во взаимно противоположных направлениях, в месте их слияния возникает турбулентность. На рис. 60 представлено возникновение и развитие турбулентности.

Длина пути слияния вихрей может быть определена по модели турбулентности Тейлора. Длина пути слияния или смещения будет равна среднему пути движущегося вихря до его исчезновения и потери им индивидуальности. Этот вихрь отдает потоку свою энергию, а при массообмене переносит массу вещества.

Физическая модель турбулентности Тейлора заключается в предположении, что в потоке возникают турбулентные касательные напряжения за счет поперечного переноса вихрей. При молекулярном переносе (ламинарный поток) наблюдается лишь продольный перенос количества энергии, а также массы вещества, в то время как в турбулентном потоке существует не только продольный перенос, но и поперечный, что и приводит к возникновению дополнительного касательного напряжения и соответственно дополнительного переноса вещества (рис. 61). Так, например, пусть струи a и b движутся с продольными скоростями ω_{y_1} и ω_{y_2} . Разность скоростей $\Delta\omega_y = \omega_{y_1} - \omega_{y_2}$ вызы-

дает обычное ньютоновское касательное напряжение, выражаемое уравнением

$$\tau_M = -\mu \frac{dw_y}{dx} = -\rho\nu \frac{dw_y}{dx}. \quad (III.89)$$

При турбулентном движении помимо продольного существует поперечное движение со скоростью w_x , вызываемое наличием вихрей, создающих касательное напряжение τ_T :

$$\tau_T = -\rho\varepsilon_p \frac{dw_y}{dx}, \quad (III.90)$$

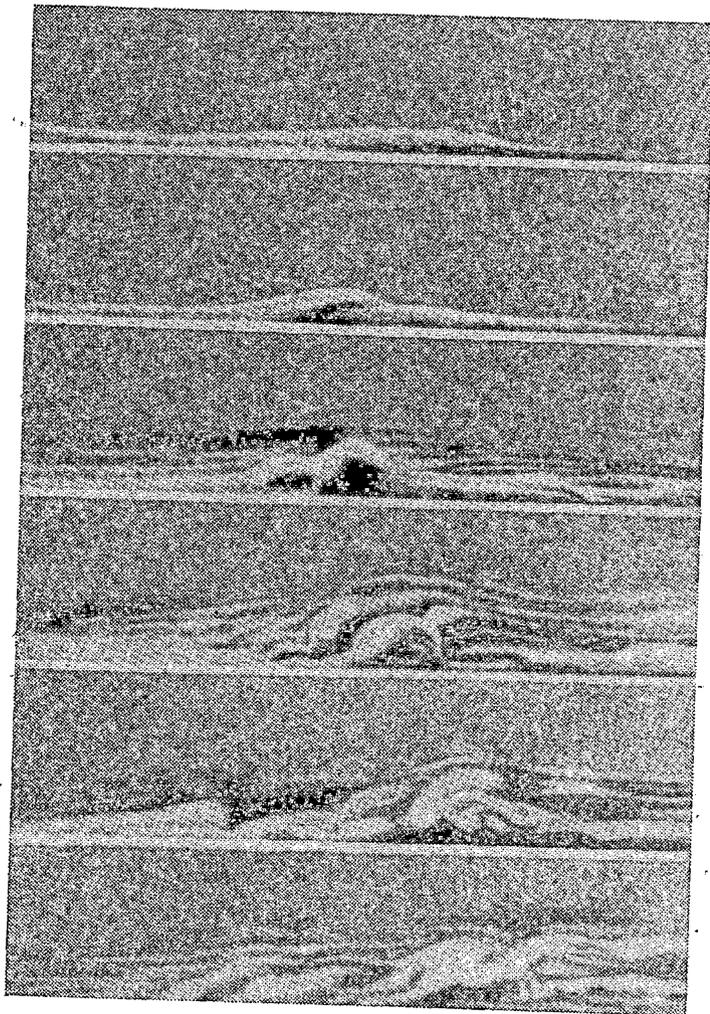


Рис. 60. Возникновение турбулентности

где ε_p — коэффициент вихревой вязкости, не являющийся физической константой, а зависящий от гидродинамической обстановки процесса и прежде всего скорости движения потока.

При одновременном наличии молекулярного и турбулентного переноса касательное напряжение τ выражается в виде

$$\tau = \tau_m + \tau_t = -\rho (\nu + \varepsilon_p) \frac{d\omega_y}{dx}. \quad (III.91)$$

Турбулентное касательное напряжение может быть получено непосредственно из уравнений Громеки. Для этого необходимо найти корреляцию между ω_x , ω_y , ω_z и соответствующими значениями скоростей w_x , w_y , w_z или между поперечными и продольными скоростями.

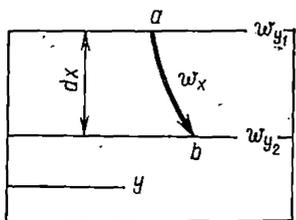


Рис. 61. К выводу уравнения переноса завихренности

Эту корреляцию можно представить в виде соотношения (для одной оси)

$$2\omega_z w_x = \omega_x l \frac{\partial^2 w_y}{\partial x^2}, \quad (III.92)$$

$$-\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} = \omega_x l \frac{\partial^2 w_y}{\partial x^2}, \quad (III.93)$$

где l — длина пути смешения, на котором вихрь ω_z теряет свою индивидуальность, смешиваясь с жидкостью и сообщая ее частицам поперечную скорость w_x .

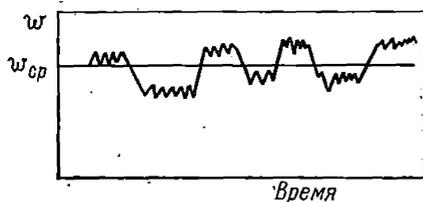


Рис. 62. Пульсация скоростей

В результате при турбулентном движении жидкости возникают пульсации скоростей — скорость пульсирует около некоторой средней величины (рис. 62).

Мгновенной пульсационной скоростью называется разность между истинной и средней скоростью:

$$w_{ист} - w_{cp} = \Delta w. \quad (III.94)$$

Мгновенная пульсационная скорость Δw может принимать как положительные, так и отрицательные значения. Поэтому в какой-то момент времени скорость w в любой точке турбулентного потока выражается как

$$w = w_{cp} \pm \Delta w. \quad (III.95)$$

Пульсация осредняется по времени и по закону среднего квадратичного:

$$\Delta \bar{w} = \frac{\sqrt{\sum (\Delta w)^2}}{n}, \quad (III.96)$$

де n — число слагаемых под знаком суммы.

Отношение

$$\Delta \bar{w} / w_{cp} = I_T \quad (\text{III.97})$$

характеризует интенсивность турбулентности и является мерой пульсации в точке потока. Интенсивность турбулентности обычно выражается в процентах. Так, в пограничном турбулентном слое $I_T = 20$ — 30% , в атмосферном воздухе I_T порядка $0,2\%$. Если пульсации скорости одинаковы по величине по всем направлениям, то такая турбулентность называется *изотропной турбулентностью*.

Помимо интенсивности турбулентности, турбулентность характеризуется *масштабом*, который может быть выражен через длину пути смешения.

Осреднение величин по времени, входящих в уравнение (III.93), можно представить в следующем виде:

$$-\frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial P}{\partial y} = \bar{w}_x l \frac{\partial^2 \bar{w}_y}{\partial x^2} \quad (\text{III.98})$$

Поперечную пульсацию можно принять равной

$$w_x = l_1 \frac{\partial w_y}{\partial x} \quad (\text{III.99})$$

Составив осредненное по времени значение $w_x l_1$, будем иметь

$$\bar{w}_x l_1 = - \left| \bar{l}_1 \frac{\partial \bar{w}_y}{\partial x} \right| \quad (\text{III.100})$$

Внося значение $\bar{w}_x l_1$ в уравнение (III.94) и заменив \bar{l}_1 через l_w^2 , получим

$$\frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial P}{\partial y} = l_w^2 \left| \frac{\partial \bar{w}_y}{\partial x} \right| \frac{\partial^2 \bar{w}_y}{\partial x^2} \quad (\text{III.101})$$

Введем теперь турбулентное касательное напряжение. Учитывая соотношение

$$-\frac{\partial P}{\partial y} + \frac{\partial \tau}{\partial x} = 0, \dots \quad (\text{III.102})$$

можно заменить левую часть уравнения (III.101) через $\left(\frac{1}{\rho}\right) \left(\frac{\partial \tau}{\partial y}\right)$, тогда будем иметь

$$\frac{\partial \tau}{\partial x} = \rho l_w^2 \left| \frac{\partial \bar{w}_y}{\partial x} \right| \frac{\partial^2 \bar{w}_y}{\partial x^2} \quad (\text{III.103})$$

Если принять, что l_w не зависит от x , то после интегрирования получим

$$\tau = \frac{1}{2} \rho l_w^2 \left| \frac{\partial \bar{w}_y}{\partial x} \right| \frac{\partial \bar{w}_y}{\partial x} \quad (\text{III.104})$$

Чтобы уравнение (III.104) привести к виду, аналогичному уравнению (III.89), выражение $\frac{1}{2} l_w^2 \frac{\partial w_y}{\partial x}$ обозначают через коэффициент вихревой вязкости ϵ_p , и тогда для потока, в среднем установившегося, получают

$$\tau = \rho \epsilon_p \frac{\partial w_y}{\partial x}.$$

Если за длину пути смещения l принять путь, на котором переносится не завихренность, а количество движения (модель турбулентности Прандтля), то между l_w и l устанавливается соотношение

$$l_w = \sqrt{2} l. \quad (\text{III.105})$$

Модель Тейлора дает лучшее соответствие между опытными и расчетными значениями, чем модель Прандтля для тепловых и диффузионных процессов.

7. Свободная турбулентность. Развитие турбулентности

Модель Тейлора оказалась наиболее плодотворной при анализе так называемой свободной турбулентности. Под свободной турбулентностью понимаются такие турбулентные течения, которые не ограничиваются какими-либо стенками и, соответственно, условиями, возникающими при наличии твердых стенок. Отсутствие твердых границ потока исключает наличие ламинарного подслоя, что позволяет полностью пренебречь влиянием вязкости при свободной турбулентности, и объясняет автомодельность таких течений.

При свободной турбулентности профиль скоростей, температур и концентраций на основании принципа соответственных состояний определяется постоянством параметров:

$$\left(\frac{\rho_0}{\rho}\right)^{1/2} \left(\frac{w}{w_0}\right) = \text{const}; \quad \frac{\Delta t}{\Delta t_0} = \left(\frac{w_0}{w}\right)^{1/2}; \quad \frac{\Delta C_m}{\Delta C_0} = \left(\frac{w_0}{w}\right)^{1/2} \quad (\text{III.106})$$

При свободной турбулентности границы свободных струй не гасят турбулентных пульсаций и нормальная составляющая скорости, температуры и концентраций не равна нулю.

Свободная турбулентность наблюдается при истечении струй в неподвижную жидкость или в поток жидкости, в спутном течении за движущимся телом (или в следе за неподвижным телом, обтекаемым безграничным потоком), а также при определенных гидродинамических условиях в двухфазных потоках, когда молекулярный перенос мало влияет на процесс обмена.

При наличии двухфазных потоков (газ — жидкость, пар — жидкость, жидкость — жидкость) на границе раздела всегда возникает свободная поверхность, гидродинамические условия которой принципиально отличаются от гидродинамической обстановки у твердой границы (стенки). У свободной поверхности может не происходить гаше-

ния турбулентных пульсаций, как у стенки. У свободной поверхности может возникнуть развитая свободная турбулентность, когда развитие турбулентности в пределах каждой из фаз приводит к тому, что в турбулентные пульсации вовлекается свободная поверхность.

Теорию изотропной турбулентности развил Колмогоров. Согласно этой теории на осредненный поток накладываются «пульсации первого порядка», состоящие в беспорядочном перемещении друг относительно друга отдельных объемов жидкости с диаметром порядка $l' = l$, где l — длина пути перемешивания. Порядок скоростей этих относительных перемещений $\omega^{(1)}$, при этом пульсации первого порядка оказываются при больших скоростях неустойчивыми и на них накладываются «пульсации второго порядка» с длиной пути перемешивания $l^{(2)} < l^{(1)}$ и относительной скоростью $\omega^{(2)} < \omega^{(1)}$. Такой процесс последовательного измельчения турбулентных пульсаций происходит до тех пор, пока для пульсаций какого-либо достаточно большого порядка n число Рейнольдса Re , характеризующее турбулентность

$$Re^{(n)} = \frac{l^{(n)} \omega^{(n)}}{\nu}, \quad (III.107)$$

не окажется достаточно малым. Если влияние вязкости на пульсацию n -го порядка становится существенным, то образование накладывающихся на них пульсаций $n + 1$ -го порядка будет отсутствовать.

С энергетической точки зрения процесс турбулентного перемешивания представляется так: пульсации первого порядка поглощают энергию очередного движения и передают ее последовательно пульсации более высоких порядков, энергия же самых мелких пульсаций рассеивается в тепловую за счет вязкости.

В силу хаотического механизма передачи движения от пульсаций низших порядков к пульсациям более высоких порядков естественно допустить, что в пределах малых по сравнению с $l^{(1)}$ областей пространства мелкие пульсации высших порядков подчинены приближенно пространственно изотропному статистическому режиму. В пределах малых промежутков времени этот режим естественно считать приближенно стационарным, даже если поток в целом не стационарен.

Так как при очень больших значениях Re разности компонентов скоростей в близких точках определяются исключительно пульсациями высших порядков, то это и приводит к гипотезе об изотропной турбулентности.

Размеры наименьших вихрей l_s , которые составляют турбулентный поток и в которых энергия турбулентного движения преобразуется (диссипирует) в теплоту, для изотропной турбулентности могут быть определены по уравнению Эйнштейна

$$l_s = \nu^{3/4} \varepsilon^{-1/4}, \quad (III.108)$$

где ν — кинематическая вязкость; ε — скорость диссипации энергии.

Исходя из положения Колмогорова об изотропной турбулентности уравнение (III.108) можно приложить и к неизотропной турбулентности.

Основные параметры смешения при диффузии CO_2 в различные среды [15°C, 9,8·10⁴ Па (1 ата)]

Среда	Кинематическая вязкость ν , м ² /с	Коэффициент молекулярной диффузии CO_2 D_M , м ² /с	Масштаб турбулент- ности, L_T , м	Скорость пульсации ΔW , м/с	Шкала наименьших вихрей		Минимальное время смешения для CO_2 в см' с
					уравнение (III.110)	уравнение (III.112)	
Воздух	$14,6 \cdot 10^{-6}$	$0,14 \cdot 10^{-4}$	0,061 0,61	0,305 1,22 1,22 3,05	0,25 0,09 0,16 0,08	0,05 0,012 0,012 0,005	0,0020 0,0002 0,0008 0,0002
Водород	$102,5 \cdot 10^{-6}$	$0,606 \cdot 10^{-4}$	0,061	0,305 1,22	1,10 0,30	0,34 0,08	0,0098 0,0012
Вода	$1,141 \cdot 10^{-6}$	$1,59 \cdot 10^{-8}$	0,0305 0,061	0,0305 0,122 0,0305 0,122	0,16 0,06 0,19 0,07	0,03 0,008 0,03 0,008	7,67 0,96 10,85 1,36
Этиловый спирт	$1,625 \cdot 10^{-6}$	$0,32 \cdot 10^{-10}$	0,0305	0,0305 0,122	0,24 0,08	0,05 0,014	17,17 2,12

Из уравнения Кармана — Ховарта скорость диссипации энергии определяется следующим образом:

$$\varepsilon \approx 1,65 (\Delta\bar{\omega})^3 / L_T, \quad (\text{III.109})$$

где $\Delta\bar{\omega}$ — скорость пульсации; L_T — масштаб турбулентности, полученный из измерений корреляционного коэффициента между подобными скоростями в двух точках. Комбинируя уравнения (III.108) и (III.109), получаем

$$l_s = \left(\frac{L_T}{1,65} \right)^{1/4} \left(\frac{\nu}{\Delta\bar{\omega}} \right)^{3/4}. \quad (\text{III.110})$$

В качестве первого приближения можно принять, что наименьшие вихри будут существовать тогда, когда их инерционные силы уравновешиваются вязкостными силами, т. е. когда число Рейнольдса для них равно 1:

$$\text{Re} = \frac{\Delta\bar{\omega} l_s}{\nu} = 1, \quad (\text{III.111})$$

$$l_s \approx \nu / \Delta\bar{\omega}. \quad (\text{III.112})$$

Из уравнения диффузии Эйнштейна (III.108) следует, что время смешения вихря $\theta_{\text{см}}$ с массой жидкости равно

$$\theta_{\text{см}} = l_s^2 / (2D_M), \quad (\text{III.113})$$

где l_s — размер вихря; D_M — коэффициент молекулярной диффузии. Пользуясь уравнениями (III.110), (III.112) и (III.113), можно оценить минимальное время смешения, т. е. время, которое необходимо, чтобы турбулентное смешение завершилось молекулярным.

В табл. 3 приведены данные по масштабу турбулентности, размерам наименьших вихрей и минимальному времени смешения для двуокиси углерода, диффундирующей в турбулентно движущиеся газы и жидкости при 1 ата и 15°C. Как следует из табл. 3, несмотря на разницу в значениях кинематической вязкости газов и жидкостей, размеры наименьших вихрей в них сравнимы. Однако вследствие более низких значений коэффициентов молекулярной диффузии в жидкостях время смешения в них больше, чем при диффузии в газы.

8. Принцип подобия как основа физического моделирования однофазных систем

Принцип подобия позволяет из класса явлений, описываемых дифференциальными уравнениями, выделить при помощи приведения их к безразмерному виду группу подобных между собой явлений.

Подобие явлений. Подобными называются явления, у которых все характеризующие их величины в любой точке пространства находятся в одинаковых отношениях между собой. В этом случае подобие называется полным. Если же подобие соблюдается лишь для некоторых величин, то оно называется *частичным*.

Так как всякий процесс протекает в определенном геометрическом контуре, то прежде всего устанавливают *подобие геометрическое* и затем *подобие физическое*, характеризующее данный процесс.

Геометрическое подобие. Простейшее представление о геометрическом подобии двух фигур известно из геометрии. Если рассматривать линейные размеры фигуры не только как скалярные величины, но и как имеющие определенное направление, то подобные фигуры должны быть так расположены в пространстве, чтобы их аналогичные размеры были параллельны друг другу.

Отношение аналогичных размеров модели и натурального объекта называется *масштабом модели*. Взяв какой-либо линейный размер модели l_M и разделив его на соответствующий размер натуры l_N , получим линейный масштаб модели

$$a_l = l_M / l_N. \quad (\text{III.114})$$

Так, например, если рассматривать два аппарата с мешалками, диаметры которых соответственно равны D_1 и D_2 , высоты слоя перемешиваемой жидкости H_1 , H_2 , диаметры лопастей мешалок d_{M_1} и d_{M_2} , высоты лопастей h_{M_1} и h_{M_2} , то, чтобы аппараты были подобны, необходимо соблюдение равенств

$$a_D = \frac{D_1}{D_2}; \quad a_H = \frac{H_1}{H_2}; \quad a_d = \frac{d_{M_1}}{d_{M_2}}; \quad a_h = \frac{h_{M_1}}{h_{M_2}}. \quad (\text{III.115})$$

В условиях геометрического подобия

$$a_D = a_H = a_d = a_h. \quad (\text{III.116})$$

Однако геометрическое подобие аппаратов удобнее выражать, вводя *определяющий геометрический размер*. Так, если в рассматриваемой модели аппарата с мешалкой за определяющий размер принять диаметр лопасти мешалки d_M и с ним сравнивать в данной модели все основные размеры:

$$\frac{D_1}{d_{M_1}} = i_D; \quad \frac{H_1}{d_{M_1}} = i_H; \quad \frac{h_{M_1}}{d_{M_1}} = i_h, \quad (\text{III.117})$$

то геометрическое подобие будет соблюдаться, если в любом другом аппарате при той же определяющей характеристике сохранится одинаковое значение безразмерных отношений i_D , i_H , i_h , т. е.

$$i_D = \frac{D_2}{d_{M_2}} = \frac{D_1}{d_{M_1}}, \quad \frac{H_2}{d_{M_2}} = \frac{H_1}{d_{M_1}} = i_H, \quad \frac{h_2}{d_{M_2}} = \frac{h_1}{d_{M_1}} = i_h. \quad (\text{III.118})$$

Безразмерные отношения i_D , i_H , i_h и т. д., сохраняющие одно и то же значение в модели и натуре, называются *инвариантами геометрического подобия*.

Таким образом, геометрическое подобие будет соблюдаться тогда, когда инварианты геометрического подобия в сравнимых системах сохраняют одно и то же значение, т. е.

$$i_D = \text{idem},$$

$$i_H = \text{idem}, \quad (\text{III.119})$$

$$i_h = \text{idem}.$$

Между собой инварианты геометрического подобия могут быть численно и не равны. Безразмерность инвариантов подобия позволяет переносить условия геометрического подобия на аппараты любых размеров, важно лишь, чтобы отношение данного размера к определяющему следовало равенству (III.118). При движении потоков в трубах, каналах или промышленных аппаратах за определяющий размер принимают эквивалентный диаметр $d_э$, который для круглых труб совпадает с диаметром трубы.

Физическое подобие. По аналогии с геометрическим подобием физическое подобие соблюдается тогда, когда инварианты его в сравнимых системах сохраняют одно и то же значение.

Инварианты физического подобия так же, как и инварианты геометрического подобия, должны быть величинами безразмерными. Но поскольку физическое явление характеризуется рядом физических величин (скорость, плотность, вязкость и т. д.), то составление из этих величин безразмерных отношений представляет основную задачу метода подобия.

Решение этой задачи осуществляется двумя путями: 1) при помощи преобразования дифференциальных уравнений к безразмерному виду; 2) при помощи анализа размерностей.

Преобразование дифференциальных уравнений к безразмерному виду. На примере уравнения движения вязкой жидкости можно показать, как осуществляется подобное преобразование дифференциальных уравнений к безразмерному виду. Для этого система уравнений (III.40) запишется для одномерного установившегося движения относительно оси z :

$$-\gamma - \frac{\partial P_z}{\partial z} + \mu \frac{\partial^2 w_z}{\partial z^2} = \rho \frac{dw_z}{d\tau}. \quad (\text{III.120})$$

Умножим все члены уравнения (III.120) на dz , что равносильно изменению всех параметров по длине dz :

$$-\gamma dz - \frac{\partial P_z}{\partial z} dz + \mu \frac{\partial^2 w_z}{\partial z^2} dz = \rho \frac{dw_z}{d\tau} dz = \rho w_z dw_z. \quad (\text{III.121})$$

Уравнение (III.121) представляет математическую модель движущейся вязкой жидкости, обладающей силой инерции $\rho w_z dw_z$ и движущейся под действием сил тяжести γdz , сил давления $\frac{\partial P_z}{\partial z} dz$ и сил трения $\mu \frac{\partial^2 w_z}{\partial z^2} dz$. В уравнении (III.121) силы отнесены к единице объема и действуют они на длине dz .

Аналогично представлению об инвариантах геометрического подобия проведем сопоставление всех действующих сил с силой инерции. Отношение этих сил к силе инерции (или наоборот) должно привести к получению безразмерных отношений. Заменим дифференциальные выражения конечными:

$$\text{сила инерции} \quad \rho \omega_z d\omega_z \sim \rho \omega^2, \quad (\text{III.122})$$

$$\text{сила тяжести} \quad \gamma dz \sim \gamma l, \quad (\text{III.123})$$

$$\text{сила давления} \quad \frac{\partial P_z}{\partial z} dz \sim \Delta P, \quad (\text{III.124})$$

$$\text{сила трения} \quad \mu \frac{\partial^2 \omega_z}{\partial z^2} dz \sim \mu \frac{\omega}{l^2} l \sim \mu \frac{\omega}{l}. \quad (\text{III.125})$$

Взяв отношение сил инерции к силе тяжести, получим

$$\frac{\text{сила инерции}}{\text{сила тяжести}} = \frac{\rho \omega^2}{\gamma l} = \frac{\omega^2}{gl}. \quad (\text{III.126})$$

Если в сравниваемых системах движущихся жидкостей безразмерный комплекс (III.126) сохраняет одно и то же значение, т. е.

$$\frac{\omega_1^2}{gl_1} = \frac{\omega_2^2}{gl_2} = \frac{\omega_3^2}{gl_3} = \dots = \frac{\omega^2}{gl} = \text{idem}, \quad (\text{III.127})$$

то этот комплекс является инвариантом физического подобия по действию сил тяжести и называется числом Фруда:

$$\frac{\omega^2}{gl} = Fr = N_{Fr}. \quad (\text{III.128})$$

Взяв отношение сил давления к силе инерции, получим

$$\frac{\text{сила давления}}{\text{сила инерции}} = \frac{\Delta P}{\rho \omega^2}. \quad (\text{III.129})$$

Если в сравниваемых системах движущихся жидкостей безразмерный комплекс (III.129) сохраняет одно и то же значение, т. е.

$$\frac{\Delta P_1}{\rho_1 \omega_1^2} = \frac{\Delta P_2}{\rho_2 \omega_2^2} = \frac{\Delta P_3}{\rho_3 \omega_3^2} = \dots = \frac{\Delta P}{\rho \omega^2} = \text{idem}, \quad (\text{III.130})$$

то этот комплекс является инвариантом физического подобия по действию сил давления и называется числом Эйлера:

$$\frac{\Delta P}{\rho \omega^2} = Eu = N_{Eu}. \quad (\text{III.131})$$

Наконец, взяв отношение силы инерции к силе трения, получим

$$\frac{\text{сила инерции}}{\text{сила трения}} = \frac{\rho \omega^2}{\mu \omega / l} = \frac{\rho \omega l}{\mu}. \quad (\text{III.132})$$

Если в сравниваемых системах движущихся жидкостей безразмерный комплекс (III.132) сохраняет одно и то же значение, т. е.

$$\frac{\rho_1 \omega_1 l_1}{\mu_1} = \frac{\rho_2 \omega_2 l_2}{\mu_2} = \frac{\rho_3 \omega_3 l_3}{\mu_3} = \dots = \frac{\rho \omega l}{\mu} = \text{idem}, \quad (\text{III.133})$$

то этот комплекс является инвариантом физического подобия по дейст-

вию сил внутреннего трения или сил молекулярной вязкости и называется числом Рейнольдса:

$$\frac{\rho \omega l}{\mu} = Re = N_{Re} \quad (III.134)$$

Так как отношение вязкости жидкости к ее плотности $\mu/\rho = \nu$ представляет кинематическую вязкость, то число Рейнольдса можно представить в следующем виде:

$$N_{Re} = Re = \frac{\omega l}{\nu} \quad (III.135)$$

Таким образом, выполненное преобразование позволяет дифференциальное уравнение движения заменить уравнением, выраженным в безразмерных числах в виде функции

$$f(Fr, Eu, Re) = f(N_{Fr}, N_{Eu}, N_{Re}) \quad (III.136)$$

Вид функциональной связи (III.136) может быть установлен только опытным путем*.

Представление уравнений связи между параметрами в безразмерном виде расширяет возможности их использования для широкого класса физических явлений, т. е. позволяет использовать основной принцип математики — принцип изоморфности. Этот принцип заключается в том, что функциональные зависимости можно распространять на широкий класс задач математического описания процессов, реализуемых в аппаратах различных размеров с различными физическими параметрами при сохранении инвариантности безразмерных комплексов. Поэтому уравнения типа (III.136) позволяют осуществлять масштабный перенос рассматриваемых явлений и процессов, реализовать физическое подобие или физическое моделирование.

Основные принципы анализа размерностей. Анализ размерностей физических величин, характеризующих данное явление, позволяет составить безразмерные комплексы и получить вид уравнения, аналогичный уравнению (III.136). К этому способу прибегают, если явление настолько мало изучено, что его не представляется возможным описать дифференциальным уравнением.

Анализ размерностей позволяет функциональную зависимость самого общего вида свести к строго определенному числу безразмерных комплексов физических величин, а при наличии подобия — к строго определенному числу инвариантов подобия. В основе этого способа лежит понятие размерности физической величины, под которой пони-

* Уравнения типа (III.136) называют также «критериальными», а безразмерные комплексы «критериями подобия». Чтобы уравнения вида (III.136) выражали связь между критериями подобия, необходимо наличие строгих аналитических зависимостей между параметрами изучаемого процесса, а не простого приведения уравнения к безразмерному виду. Поэтому безразмерные комплексы, входящие в уравнение (III.136), правильнее называть не критериями подобия, а соответствующими безразмерными числами.

мается представление ее в виде зависимости от основных единиц измерения.

Основными единицами измерения служат единицы длины L , единицы времени T , единицы массы M и т. п. Таким образом, размерность скорости ω может быть представлена в виде формулы размерности

$$\omega = \left[\frac{L}{T} \right] = [LT^{-1}].$$

Понятие размерности физических величин позволяет представлять их в виде степенных уравнений. При соблюдении принципа однородности в уравнениях связи между физическими величинами эти уравнения также могут быть представлены в виде степенных от основных единиц измерения, причем характер зависимости не изменяется при изменении масштабов применяемых единиц.

Число безразмерных комплексов, которое может быть получено из данной функциональной зависимости, устанавливается при помощи π -теоремы, согласно которой: если в исходную функциональную зависимость самого общего вида входит n характеризующих процесс физических величин, которые выражаются через m основных единиц измерения, то эта зависимость может быть сведена к $(n - m)$ числу безразмерных отношений, так называемых π -отношений.

Приведение исходных функциональных зависимостей самого общего вида к зависимости между безразмерными π -комплексами можно представить следующим примером. Предположим, что на основании опытных измерений установлено, что сила сопротивления тела R , движущегося вблизи свободной поверхности вязкой жидкости, зависит от величин

$$R = f(l, \omega, \rho, \mu, g),$$

где R — сила сопротивления, Н; l — линейный размер тела, м; ω — скорость жидкости, м/с; ρ — плотность жидкости, кг/м³; μ — вязкость жидкости, Па·с; g — ускорение силы тяжести, м/с².

Выписываем размерности величин, входящих в исходную зависимость в виде формул размерности:

$$[R] = [H] = [LMT^{-2}],$$

$$[l] = [m] = [L],$$

$$[\omega] = [m/c] = [LT^{-1}],$$

$$[\rho] = [кг/м^3] = [ML^{-3}],$$

$$[\mu] = [Па \cdot с] = [L^{-1}MT^{-1}],$$

$$[g] = [m/c^2] = [LT^{-2}].$$

Подставляем в исходную зависимость формулы размерности соответствующих физических величин. Далее эту зависимость выразим в виде степенного уравнения с постоянным коэффициентом a и показателями степеней:

$$[LMT^{-2}] = a (L)^x (LT^{-1})^y (ML^{-3})^z (L^{-1}MT^{-1})^p (LT^{-2})^q$$

откуда

$$LMT^{-2} = aL^{x+y-3z-p+q} T^{-y-p-2q} M^{z+p}. \quad (\text{III.137})$$

При сравнении показателей степеней при одинаковых основаниях в левой и правой частях равенства (III.137) получим три уравнения, содержащих пять переменных:

$$x + y - 3z - p + q = 1,$$

$$y + p + 2q = 2,$$

$$z + p = 1.$$

На основании π -теоремы устанавливаем, что при числе физических величин $n = 6$, которые выражаются через три основные единицы измерения (M, L, T), т. е. $m = 3$, исходная функциональная зависимость может быть сведена к трем безразмерным отношениям. В соответствии с этим полученную систему трех уравнений решаем относительно трех переменных x, y, z , полагая, что p и q заданы. Тогда получим

$$z = 1 - p,$$

$$y = 2 - p - 2q,$$

$$x = 2 - p + q.$$

Подставляя показатели степеней в степенное уравнение, получим

$$R = a l^{2-p+q} \omega^{2-p-2q} \rho^{1-p} \mu^p g^q.$$

Произведя перегруппировку множителей, объединяя величины с одинаковыми показателями степеней и учитывая, что $R/l^2 = \Delta P$, получим формулу сопоставления в виде безразмерного уравнения

$$\frac{\Delta P}{\rho \omega^2} = a \left(\frac{\omega l \rho}{\mu} \right)^{-p} \left(\frac{\omega^2}{gl} \right)^{-q}.$$

Принимая во внимание, что $\Delta P/\rho \omega^2$ — число Эйлера; $\omega l \rho/\mu$ — число Рейнольдса; ω^2/gl — число Фруда; a — безразмерный коэффициент пропорциональности, будем иметь

$$Eu = a Re^{-p} Fr^{-q}.$$

Таким образом, анализ размерностей позволяет получать степенные уравнения из безразмерных чисел при наличии подобия, аналогичных инвариантам подобия. Использование принципа размерности дает возможность находить зависимости между физическими величинами, выраженными в безразмерных комплексах, только в том случае, если известны все величины, входящие в эту зависимость. Поэтому метод размерности сам по себе может оказаться недостаточным для определения зависимостей между физическими величинами и требуется хорошее понимание сущности процесса.

Обычно уравнения связи между инвариантами подобия (III.136) представляются в виде степенных уравнений, при этом широко используется метод нанесения опытных точек в логарифмических координатах,

что позволяет получать графики зависимостей в виде прямых. По методу наименьших квадратов определяется положение прямой, около которой группируются опытные точки. Тангенс угла наклона полученной прямой выражает показатель степени n при определяющем безразмерном комплексе, а отсекаемый отрезок — множитель или коэффициент пропорциональности A в степенном уравнении.

$$\lambda = ARe^{-n}. \quad (III.138)$$

Однако коэффициент пропорциональности A обычно определяют не только по отсекаемому отрезку, а при полученном показателе степени n задаются рядом значений Re и рассчитывают соответствующие значения Re^{-n} . По графику при заданных числах Re берут соответствующий ряд значений λ и степенное уравнение решают относительно величины A :

$$A = \frac{\lambda}{Re^{-n}} = \lambda Re^n. \quad (III.139)$$

Если на графике, выражающем связь между безразмерными комплексами, появляется горизонтальный или вертикальный ход прямой, это указывает на возникновение так называемого автомодельного режима. Так, например, автомодельный режим появляется в шероховатых трубах при больших числах Рейнольдса, при этом коэффициент сопротивления становится постоянной величиной ($\lambda = \text{const}$), не зависящей от Re .

Автомодельный режим может возникать в различных процессах. Автомодельность может характеризоваться независимостью процесса от любого параметра, т. е. он может быть автомодельным в смысле независимости от линейных размеров системы, от некоторых физических свойств системы и т. п. Так, например, режим эмульгирования в насадочных колоннах является автомодельным в смысле независимости от молекулярных характеристик процесса, таких, как молекулярная вязкость и молекулярная диффузия. Распределение жидкости по сечению насадочной колонны в режиме эмульгирования становится автомодельным, так как не зависит от диаметра колонны. Наличие автомодельных условий, т. е. исключение влияния одного или нескольких параметров на процесс, значительно упрощает задачу моделирования процесса в целом (например, моделирование процесса ректификации в насадочных эмульгационных колоннах). Режим так называемого захлебывания в диффузионных аппаратах является автомодельным режимом двухфазных систем.

При физическом моделировании изучение данного явления происходит при его воспроизведении в разных масштабах и анализе влияния физических особенностей и линейных размеров. Эксперимент проводится непосредственно на изучаемом физическом процессе. Опытные данные представляются в форме зависимостей безразмерных комплексов, составленных комбинацией различных физических величин и линейных размеров.

Физическое моделирование сводится к воспроизведению постоянства определяющих безразмерных комплексов в модели и объекте. Прак-

тически это означает, что надо в несколько этапов воспроизводить исследуемый физический процесс, т. е. переходить от меньших масштабов осуществления данного физического процесса к большим. Таким образом, деформация физической модели осуществляется непосредственно на самом физическом процессе. Такой подход требует воспроизведения физического процесса во все больших и больших масштабах (вплоть до заводских).

Для сравнительно простых систем, таких, как гидравлические или тепловые с однофазным потоком, принцип подобия и физическое моделирование оправдывают себя, поскольку оперируют с ограниченным числом параметров. Для сложных систем и процессов, описываемых сложной системой уравнений с большим набором безразмерных комплексов, которые становятся одновременно несовместимыми, использование принципов физического моделирования наталкивается на трудности принципиального характера. Не представляется возможным составить такие безразмерные комплексы, которые бы учитывали наличие многофазности. Поэтому использование уравнений вида (III.136) даёт хорошие результаты при обработке опытных данных лишь для однофазных систем. Попытки же заменить описание двухфазных систем введением безразмерных комплексов, полученных для каждой фазы раздельно, являются научно необоснованными, так как при этом не учитывается взаимодействие фаз.

В настоящее время методы физического моделирования приобретают новое качество — они могут быть использованы для определения границ деформации коэффициентов, входящих в уравнения математической модели, и тем самым позволяют масштабировать математически описанный процесс и устанавливать адекватность модели изучаемому объекту.

9. Закон сопротивления при движении однофазного потока

При исследовании сопротивления, возникающего в установившемся потоке вязкой жидкости, используется уравнение

$$E_{\Pi} = f(\text{Re}).$$

При анализе сопротивления в трубах и аппаратах дополнительно вводится инвариант геометрического подобия l/d_3 , где l — длина трубы (канала), d_3 — определяющий размер, эквивалентный диаметр,

$$E_{\Pi} = f_0 \left[(\text{Re}) \frac{l}{d_3} \right]. \quad (\text{III.140})$$

Уравнение (III.140) выражает закон сопротивления в трубах и аппаратах. Приведем уравнение (III.140) к виду, удобному для расчета. Для этого числа E_{Π} и Re выразим через соответствующие физические величины:

$$\frac{\Delta P}{\rho \omega^2} = f_0 \left(\frac{w d}{\nu} \right) \frac{l}{d_3} \quad (\text{III.141})$$

или

$$\Delta P = 2f_0 \left(\frac{\omega d}{\nu} \right) \frac{l}{d_0} \frac{\omega^2 \rho}{2}. \quad (\text{III.142})$$

Вводя в уравнение (III.142) вместо плотности удельный вес жидкости $\gamma = g\rho$ и функцию $2f_0 \left(\frac{\omega d}{\nu} \right) = f \left(\frac{\omega d}{\nu} \right)$, равенство (III.142) приведем к виду

$$\Delta P = f \left(\frac{\omega d}{\nu} \right) \frac{l}{d_0} \frac{\omega^2 \gamma}{2g}. \quad (\text{III.143})$$

Обозначая $f \left(\frac{\omega d}{\nu} \right) = \lambda$, получим

$$\Delta P = \lambda \frac{l}{d_0} \frac{\omega^2 \gamma}{2g}. \quad (\text{III.144})$$

В уравнении (III.144) безразмерная величина λ называется коэффициентом внешнего трения. Объединяя две безразмерные величины λ и l/d_0 в одну, так называемый коэффициент трения ζ , получим перепад давления, затрачиваемый на трение в долях от скоростного или динамического напора:

$$\Delta P = \zeta \frac{\omega^2 \gamma}{2g}, \quad (\text{III.145})$$

где

$$\zeta = \lambda \frac{l}{d_0}. \quad (\text{III.146})$$

Уравнения вида (III.145) или (III.146) были получены на основе теоремы Жуковского (см. с. 105).

Закон сопротивления в форме уравнений (III.145) и (III.146) широко используется в технических расчетах. Основным при расчете является определение вида зависимости:

$$\lambda = f(\text{Re}). \quad (\text{III.147})$$

В зависимости от характера движения жидкости вид функции (III.147) меняется. При малых скоростях потока и большом влиянии молекулярной вязкости величина λ в значительной степени зависит от числа Re , при этом сохраняется зависимость

$$\lambda = \frac{C}{\text{Re}}. \quad (\text{III.148})$$

Если показатель степени при числе Рейнольдса равен 1, то этому закону подчиняется ламинарное движение жидкостей в трубах и движение тел малых размеров в потоке жидкости (закон осаждения Стокса). Чем меньше влияет молекулярная вязкость на характер движения жидкости, тем меньше степень при числе Re . Чем меньше степень при числе Re , тем интенсивнее развита турбулентность. Так, для турбулентного движения в трубах уравнение (III.147) принимает вид

$$\lambda = \frac{C_1}{Re^{0,25}} \quad (III.149)$$

В предельном случае может оказаться, что степень при Re станет равной 0, тогда режим движения не зависит от Re , т. е. не зависит от влияния молекулярной вязкости. Такой режим называется **автомоделным**, он представляет собой режим развитой турбулентности. Автомоделный режим устанавливается в шероховатых трубах, при осаждении тел достаточно больших размеров и с большой скоростью (закон осаждения Ньютона), при вращении тел в жидкостях с большой скоростью (мешалки) и др.

Таким образом, показатель степени при числе Рейнольдса в зависимости от гидродинамического режима может меняться в пределах от 1 до 0.

Графическое представление этой зависимости (рис. 63) показывает, что в однофазном потоке принципиально возможно осуществление трех гидродинамических режимов*: 1) режим *I* — ламинарный режим с преобладающим влиянием молекулярной вязкости; 2) режим *II* — турбулентный режим с относительно малым влиянием молекулярной вязкости; 3) режим *III* — режим развитой турбулентности (автомоделный режим), где молекулярная вязкость не влияет. В соответствии с этим перепад давления в однофазном потоке согласно уравнению (III.144) и рис. 63 будет следующим образом зависеть от скорости потока:

- I* — ламинарный режим $\Delta P \sim \omega$;
- II* — турбулентный режим $\Delta P \sim \omega^{1,75}$;
- III* — режим развитой турбулентности $\Delta P \sim \omega^2$.

§ 2. Модельные представления о структуре потоков (Распределение частиц потока во времени и в пространстве)

Для процессов массообмена и их полноты завершения необходимо знать распределение частиц потока в аппарате по времени, ибо некоторые доли потока могут задерживаться в аппарате, другие, наоборот, проскакивать, что непосредственно связано со временем контакта и диффузией.

Распределение времени пребывания частиц потока в аппарате (РВП) имеет стохастическую природу и оценивается статистическим распределением.

* При переходе от ламинарного к турбулентному режиму возможно возникновение дополнительного промежуточного режима.

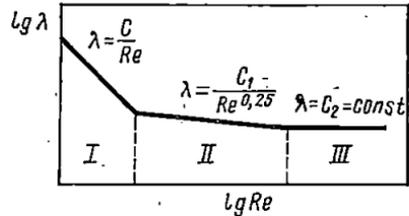


Рис. 63. Зависимость коэффициента трения λ от Re

Наиболее существенные источники неравномерности распределения элементов потока по времени пребывания в промышленных аппаратах: 1) неравномерность профиля скоростей системы; 2) турбулизация потоков; 3) молекулярная диффузия; 4) наличие застойных областей в потоке; 5) каналобразование, байпасные и перекрестные токи в системе; 6) температурные градиенты движущихся сред; 7) тепло- и массообмен между фазами и т. п.

Перечисленные причины, существующие в технологических аппаратах и действующие в различных сочетаниях, обуславливают специфический характер неравномерностей в каждом конкретном случае. Для оценки неравномерности потоков вводится ряд так называемых функций распределения, каждая из которых является результатом установления однозначного соответствия между произвольной частицей потока и некоторым характерным для нее промежутком времени.

Может оказаться, что истинное время пребывания в аппарате частиц потока будет недостаточным для осуществления процессов диффузии, а от этого будет зависеть эффективность диффузионного процесса в целом. Поэтому в настоящее время для составления математических описаний сложных процессов стали широко использовать модельные представления о внутренней структуре потоков. С одной стороны, это облегчает постановку граничных условий для уравнений, а с другой, позволяет наметить определенные экспериментальные исследования, необходимые для нахождения параметров уравнения движения потоков.

Для процессов массопередачи описание структуры потоков имеет еще и тот смысл, что позволяет установить перемещение и распределение веществ в этих потоках. Поэтому все гидродинамические модели потоков будут записываться преимущественно в виде уравнений, определяющих изменение концентрации вещества в потоке.

Математическое описание моделей структуры потоков обычно представляет собой дифференциальные уравнения. Коэффициенты математических моделей называют параметрами моделей. Неизвестные параметры моделей определяются экспериментально. На входе потока в аппарат вводится индикатор (возмущение) и определяется функция отклика потока на выходе. Чаще всего используются импульсное возмущение и ступенчатое, соответственно функции отклика обозначают $C(\tau)$ или $F(\tau)$.

Если принятая модель соответствует реальной структуре потоков, то экспериментальная функция отклика может рассматриваться как график решения уравнений модели при соответствующих начальных и граничных условиях. Сравнивая решение с экспериментальной функцией отклика на типовое возмущение, можно определить неизвестные параметры модели.

Все многообразие взаимодействующих диффузионных и тепловых потоков с учетом РВП можно формализовать в виде типовых математических моделей: идеального перемешивания, идеального вытеснения, ячеечной, диффузионной, комбинированной и т. п.

Модель идеального перемешивания. Условия физической реализуемости этой модели выполняются, если во всем потоке или на рассмат-

риваемом его участке происходит полное (идеальное) перемешивание частиц потока. Вещество на входе в зону ячейки идеального перемешивания мгновенно распределяется по всему объему этой ячейки. Уравнение, описывающее изменение концентрации в зоне идеального перемешивания

$$V_a \frac{dC}{d\tau} = V(C_0 - C), \quad (\text{III.150})$$

где V_a — объем зоны идеального перемешивания; V — объемная скорость потока, поступающего и выходящего из зоны идеального перемешивания; C_0, C — концентрация вещества на входе и в зоне идеального перемешивания; τ — время.

В химической технологии часто стремятся приблизиться к условиям идеального перемешивания размещением в аппаратах специальных мешалок, отражательных перегородок и т. п.

Концентрация в зоне идеального перемешивания, а следовательно, и на выходе из этой зоны для любого момента времени может быть рассчитана по уравнению

$$C(\theta) = C/C_0 = e^{-\theta}, \quad (\text{III.151})$$

где $\theta = \frac{\tau V}{V_a}$ — безразмерное время.

Модель идеального вытеснения. Условия физической реализуемости этой модели выполняются при поршневом потоке, когда предполагается, что в направлении движения потока перемешивание полностью отсутствует, а в направлении, перпендикулярном движению, происходит идеальное перемешивание. Уравнение, описывающее изменение концентрации в зоне идеального вытеснения,

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = -w \frac{\partial C}{\partial x}, \quad (\text{III.152})$$

где $w = V/F$ — линейная скорость потока.

Модель идеального вытеснения используется в химической технологии при описании аппаратов, работающих по принципу вытеснения, например колонных аппаратов с большим отношением длины к диаметру, в насадочных колоннах при режиме эмульгирования. Достоинством модели идеального вытеснения является относительная простота решения уравнений математического описания и вместе с тем приемлемая, во многих случаях, точность воспроизведения реальных гидродинамических условий.

Уравнение (III.152) включает две переменные: время τ и длину l , т. е. $C(x, \tau)$. Его решение при начальных условиях

$$C(x, 0) = C_0 \quad 0 \leq x \leq l \quad (\text{III.153})$$

и граничном условии

$$C(0, \tau) = C_0(\tau) \quad \tau > 0 \quad (\text{III.154})$$

записывается в виде

$$C(x, \tau) = \begin{cases} C_0 & \tau < \frac{x}{\omega} \\ C_0 \left(\tau - \frac{l}{\omega} \right) & \tau > \frac{x}{\omega} \end{cases}, \quad (III.155)$$

где l — длина зоны идеального вытеснения.

Любое изменение концентрации на входе в зону идеального вытеснения появляется на ее выходе через время:

$$\tau = \frac{l}{\omega} = \frac{lF}{\omega F} = \frac{V_a}{V}. \quad (III.156)$$

Ячеечная модель. Физическая сущность понятия ячейечной модели заключается в том, что поток разбивается на ряд последовательно соединенных ячеек. Принимается, что в каждой из этих ячеек происходит идеальное перемешивание потока, а перемешивание между ячейками отсутствует. Количество таких идеальных ячеек n является параметром, характеризующим модель реального потока; когда $n = 1$, модель идеального перемешивания; когда $n = \infty$, модель идеального вытеснения.

Ячеечная модель при условии, что объемы всех ячеек одинаковы, сумма их равна объему аппарата и объемная скорость потока постоянна, описывается системой уравнений

$$\frac{dC_i}{d\tau} = \frac{V}{V_a} (C_{i-1} - C_i), \quad i = 1, 2, 3 \dots \quad (III.157)$$

Решение системы уравнений (III.157) для различных начальных условий и различных видов возмущений, подаваемых на вход, имеют вид:

импульсное возмущение

$$C(0) = \frac{C}{C_0} = \frac{n^n \theta^{n-1}}{(n-1)!} \exp(-n\theta), \quad (III.158)$$

ступенчатое возмущение

$$F(\theta) = \left[1 + n\theta + \frac{n^2 \theta^2}{1 \cdot 2} + \dots + \frac{n^{n-1} \theta^{n-1}}{(n-1)!} \exp(-n\theta) \right]. \quad (III.159)$$

Диффузионная модель. Различают однопараметрическую и двухпараметрическую диффузионную модели.

Однопараметрическая модель. Основой данной модели служит модель вытеснения, осложненная обратным перемешиванием, следующим формальному закону диффузии. Параметром, характеризующим модель, служит коэффициент турбулентной диффузии, или коэффициент продольного перемешивания D_L . При составлении однопараметрической диффузионной модели принимаются следующие допущения: изменение концентрации субстанции является непрерывной функцией координаты (расстояния); концентрация субстанции в данном сечении постоянна; объемная скорость потока и коэффициент продольного перемешивания не изменяются по длине и сечению потока.

При таких допущениях модель описывается уравнением

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = -w \frac{\partial C}{\partial x} + D_L \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}. \quad (\text{III.160})$$

Уравнение (III.160) отличается от уравнения (III.152) введением дополнительного члена $D_L \partial^2 C / \partial x^2$, учитывающего турбулентную диффузию или перемешивание. Величина D_L определяется опытным путем.

Двухпараметрическая модель. В этой модели учитывается перемешивание потока в продольном и радиальном направлении, причем модель характеризуется коэффициентом продольного (D_L) и радиального (D_R) перемешивания. При этом принимается, что величины D_L и D_R не изменяются по длине и сечению аппарата, а скорость постоянна.

При движении потока в аппарате цилиндрической формы радиуса R с постоянной по длине и сечению скоростью уравнение двухпараметрической модели имеет вид

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = -w \frac{\partial C}{\partial x} + D_L \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{D_R}{R} \frac{\partial}{\partial R} \left(R \frac{\partial C}{\partial R} \right). \quad (\text{III.161})$$

При опытном определении коэффициентов продольного и радиального перемешивания D_L и D_R обычно их представляют в виде безразмерных комплексов — чисел Пекле: $Pe = wL/D_L$ или $Pe_R = wL/D_R$, где L — определяющий линейный размер системы. Тогда уравнение диффузионной модели также приводится к безразмерному виду. Для этого вводятся безразмерная длина $x/L = z$ и время $\tau = L^2/w = V/V_c$, где V — объем системы; V_c — объемная скорость потока.

Учитывая, что объемная скорость принимается постоянной, уравнение (III.160) приводится к виду

$$-\frac{dC}{dz} + \frac{D_L}{wL} \frac{d^2 C}{dz^2} = 0. \quad (\text{III.162})$$

Если $D_L/wL = 0$ ($Pe = \infty$), диффузионная модель переходит в модель идеального вытеснения; если D_L/wL ($Pe = 0$), диффузионная модель переходит в модель идеального смешения.

Комбинированные модели. При описании движения реальных потоков может случиться, что ни одна из перечисленных гидродинамических моделей не позволит достаточно точно воспроизвести свойства потока. В таких случаях используются сложные гидродинамические комбинированные модели. В основу комбинированных моделей положены простейшие модели с добавлением застойных зон, а также с введением байпасирования и рециркуляции отдельных частей потоков. Математическое описание процесса существенно усложняется, однако за счет этого удастся получить необходимую точность воспроизведения свойств объекта моделирования.

Выражение «застойная зона» — условное понятие. Обычно к этим зонам относят объемы системы, в которых среднее время пребывания вещества в 3—10 и более раз превышает среднее время пребывания основного потока.

В процессах массообмена в насадочных колоннах такие области представляют собой мертвые зоны, т. е. практически нерабочие объемы аппарата.

Аналогично тому как в реальных системах отсутствуют идеальные застойные зоны, в них не может быть и мгновенного байпасирования, поскольку время прохождения сосуда элементами среды конечно. Практически если среднее время пребывания некоторой части системы составляет 0,1—0,3 от времени пребывания основного потока, то считается, что система содержит байпасный поток.

В основе обоих типов неоднородностей лежит, по существу, одно и то же физическое явление — движение отдельных частей потока, объемных друг от друга различными объемами скоростями. Поэтому одна и та же по структуре система может рассматриваться, с одной стороны, как система с застойными зонами, а с другой — как система с байпасированием в зависимости от того, какая область потока считается рабочей, основной.

Эффективным средством для выявления в потоках различного типа неоднородностей являются следующие функции распределения времен пребывания:

- 1) дифференциальная функция распределения $f(t)$,
- 2) интегральная функция распределения $F(t)$:

$$F(t) = \int_0^t f(t) dt,$$

- 3) функция интенсивности $\lambda(t)$:

$$\lambda(t) = - \frac{d}{dt} \ln [\bar{\tau}_{cp} (1 - F(t))].$$

Параметрами комбинированных моделей являются объемы отдельных ячеек (идеального перемешивания, идеального вытеснения, застойных зон) и отношения потоков, связывающих эти ячейки (доля байпасного потока, доля рециркуляционного потока).

Из комбинированных моделей, наиболее часто применяемых при анализе процессов массопередачи, осуществляемых в секционированных аппаратах (колоннах), используется ячеечная модель с обратным перемешиванием между ячейками. Количество рециркуляционного потока характеризует интенсивность заброса вещества в направлении, обратном направлению движения основного потока. Практическое использование ячеечной модели с обратным перемешиванием между ступенями связано с разработкой методов расчета временных характеристик этой модели, а также с получением расчетных зависимостей, связывающих параметры модели с числовыми характеристиками функции распределения.

Глава IV

Гидродинамика двухфазных потоков

§ 1. Основные понятия и определения

Двухфазные потоки представляют собой неоднородные системы с поверхностью раздела фаз, называемой для систем газ — жидкость, пар — жидкость и жидкость — жидкость *свободной поверхностью*.

При движении двухфазных систем проявляются те силы, которые были рассмотрены при анализе гидродинамических явлений, протекающих в однофазных потоках. Однако наличие двух фаз изменяет не только формы движения таких систем, но и их природу, так как решающее влияние оказывает *взаимодействие между фазами*. Поэтому невозможно описать режимы обычными для однофазных потоков понятиями, такими, как «ламинарный» или «турбулентный» поток. Двухфазную систему необходимо рассматривать как физико-химическую систему, которая может быть определена как многофазная многокомпонентная сплошная среда, распределенная в пространстве и переменная во времени, в каждой точке гомогенности которой и на границе раздела фаз происходит перенос вещества, энергии и импульса при наличии источников (стоков) последних.

Рассматривая совокупность физико-химических эффектов и явлений, возникающих в процессе стесненного движения ансамбля капель жидкой или пузырьков газовой фазы в сплошной жидкой среде, естественно выделить пять ступеней иерархии этих эффектов: 1) совокупность явлений на атомарно-молекулярном уровне; 2) эффекты в масштабе надмолекулярных или глобулярных структур; 3) множество физико-химических явлений, связанных с движением единичного включения дисперсной фазы и явлений межфазного энерго- и массопереноса; 4) физико-химические процессы в ансамбле включений, перемещающихся стесненным образом в слое сплошной фазы; 5) совокупность процессов, определяющих макрогидродинамическую обстановку в масштабе аппарата.

1. Первый уровень иерархии эффектов физико-химической системы характеризуется физико-химическими взаимодействиями на уровне молекул. Система считается однородной, т. е. идеально перемешанной на уровне индивидуальных атомов и молекул, а характер развития и протекания физико-химических процессов определяется исключительно физическими свойствами перечисленных частиц, значениями молекулярной вязкости, теплопроводности и коэффициентами молекулярной диффузии.

Из внешних причин, влияющих на физико-химические взаимодействия между частицами первого уровня, существенный вклад вносят эффекты воздействия окружающей среды. Они проявляются в виде кинетических, диффузионных, термодинамических и топологических эффектов изменения физико-химических свойств среды.

2. Второй уровень иерархии физико-химической системы составляет

совокупность физико-химических эффектов на уровне молекулярных глобул.

Усложнение строения химически однородной системы (т. е. систем первого уровня) с гидродинамической точки зрения связано с образованием в ней надмолекулярных структур или глобул, под которыми понимаются агрегаты близко расположенных молекул, обладающие от носительной термодинамической устойчивостью (целостностью) при воздействии гидродинамических возмущений. Каждая глобула ведет себя как «элементарная» физико-химическая система, где представлен весь комплекс тепловых и диффузионных явлений. Система, полностью разделенная на отдельные агрегаты молекул, равномерно распределенные по объему аппарата, называется полностью сегрегированной. Явление сегрегации характерно как для сплошной, так и для дисперсной фазы.

Сегрегация и ее воздействие на процессы переноса особенно проявляются в системах с повышенной вязкостью.

Рассмотренная совокупность явлений первого и второго уровней входит составной частью в эффекты высших ступеней иерархической структуры физико-химической системы.

3. К третьему уровню иерархии физико-химической системы можно отнести следующие явления. Элемент дисперсной фазы (пузырь, капля), в котором протекает массообмен как в объеме, так и на межфазной границе, движется в объеме сплошной фазы под действием сил Архимеда, инерционных сил и сил сопротивления, подвергаясь одновременно воздействию механизма переноса массы, энергии и импульса через границу раздела фаз. В качестве исходной причины возникновения межфазных потоков субстанций, обуславливающей всю совокупность явлений, составляющих механизм межфазного переноса, естественно принять неравновесность гетерогенной системы, которая делится на несколько видов: неравновесность по составу, неравновесность по температуре, скоростная неравновесность, т. е. несовпадение скоростей фаз. Каждый вид неравновесности обуславливает прежде всего перенос соответствующей субстанции и одновременно оказывает перекрестное (косвенное) влияние на перенос других субстанций.

Потоки массы и энергии обуславливают изменение энтальпии сплошной и дисперсной фаз, а также других физических и термодинамических характеристик фаз: вязкости, плотности, теплоемкости, состава, температуры и т. п. Изменения физико-химических характеристик фаз влияют на степень удаления гетерогенной системы от равновесия.

Перенос массы и энергии через границу раздела фаз нарушает равновесие сил на межфазной границе и обуславливает местные неравномерности ее поверхностного натяжения. Локальные изменения поверхностного натяжения являются основной причиной возникновения межфазной спонтанной конвекции, которую можно подразделить на две категории: упорядоченную и неупорядоченную. Последний эффект влияет на массоперенос между фазами, а также приводит к деформации границы раздела фаз, т. е. к изменению ее формы и кривизны.

Поток импульса через границу раздела фаз в каждой точке поверхности является векторной суммой двух составляющих: потока импульса сил, нормальных к поверхности раздела, и потока импульса сил, касательных (тангенциальных) к поверхности, которые ответственны за генерацию циркуляционных токов внутри включения. Циркуляционные токи интенсифицируют процессы массо- и теплоотдачи в элементе дисперсной фазы. Нормальные и касательные напряжения на границе раздела фаз переориентируют включение в пространстве, изменяя траекторию его движения, а также деформируют поверхность раздела фаз.

Существенный вклад в деформацию границы раздела фаз вносят различия в динамическом напоре турбулентных вихрей в отдельных точках межфазной поверхности. Деформации могут быть настолько велики, что граница раздела разрывается и включение дробится на более мелкие элементы. Дробление может происходить лишь под действием относительно малых по величине вихрей. При крупномасштабных вихрях, которые не изменяются на расстояниях порядка диаметра включения, вероятность сильных деформаций и дробления уменьшается.

Скоростная неравномерность фаз приводит к появлению поверхностной диффузии, в результате которой поверхностно-активное вещество «сдувается к корме» движущегося включения, создавая тем самым неравномерность распределения поверхностно-активного вещества по поверхности включения. Эффект вносит существенный вклад в неравномерность поверхностного натяжения межфазной границы, обуславливает появление дополнительных сил сопротивления (конкурирующих с тангенциальными напряжениями движения), гасящих циркуляционные токи внутри включения.

Деформация границы раздела фаз связана с целым рядом эффектов, из которых к наиболее существенным можно отнести следующие: а) дробление капель или пузырей и связанное с этим изменение площади межфазной поверхности; б) развитие межфазной турбулентности, спонтанного эмульгирования и явления поверхностной эластичности; в) изменение термодинамических характеристик в объеме включения: давления насыщения, температуры, состава, степени отклонения от химического равновесия и т. п. Перечисленные эффекты, связанные с деформацией границы раздела фаз, интенсифицируют процессы межфазного переноса массы энергии и импульса.

4. К четвертому уровню иерархической структуры физико-химической системы относятся следующие эффекты. Каждый элемент дисперсной фазы при стесненном движении включений в ограниченном объеме сплошной среды оставляет в ней турбулентный след. Под действием главным образом сил Жуковского вихри от отдельных следов взаимодействуют друг с другом, вызывая турбулизацию всей сплошной фазы. Поверхность включений, находящихся в зоне взаимодействия турбулентных следов, охватывается вихрями сплошной фазы и вовлекается в турбулентное движение. Это сказывается на всей совокупности физико-химических эффектов третьего уровня иерархии. В частности, изменение траектории движения включений обуславливает возможность их столкновения, коалесценции и, как следствие, перераспределение полей концентраций, температур и давлений внутри элементов дисперс-

ной фазы. Одновременно происходит гашение турбулентных пульсаций сплошной фазы за счет диссипации их энергии в теплоту, что вызывает изменение теплосодержания сплошной фазы.

При движении единичного включения в неограниченном объеме сплошной среды в последней наводятся соответствующие тензорные поля концентраций, температур, скоростей, давлений и других физико-химических характеристик. В реальной технологической аппаратуре объем сплошной фазы ограничен размерами аппарата, а движение элементов дисперсной фазы носит массовый характер. Это приводит к деформации полей концентраций, температур и скоростей. Описанная совокупность явлений составляет существо сложного процесса, который называется эффектом стесненности.

Явления четвертого уровня иерархии физико-химической системы определяют гидродинамическую обстановку в локальном объеме аппарата, и для их характеристики естественно использовать термин «локальная гидродинамика». Локальная гидродинамика проявляется в некотором объеме (вследствие малых его размеров по отношению к всему объему аппарата считается элементарным), однако размеры его таковы, что в выделенном элементе объема содержится достаточно много включений дисперсной среды. Основными количественными характеристиками физико-химической системы данного уровня иерархии являются нормальные и касательные напряжения, значения деформаций и скоростей деформации, коэффициенты вязкости, диффузии теплопроводности, скорости фазовых превращений и т. п.

Обычно полуэмпирическая концепция локальности основывается на определении отношения коэффициента турбулентного обмена к величине кинематической вязкости. Способы разделения области интегрирования и определения коэффициента турбулентного обмена у поверхности раздела фаз определяют специфику той или иной теории межфазного переноса.

Рассмотренные эффекты первого, второго, третьего и четвертого уровня иерархической структуры физико-химической системы находятся в тесной взаимосвязи друг с другом и образуют совокупность так называемых микрогидродинамических факторов, влияющих на процессы переноса субстанций в гетерофазной многокомпонентной системе:

5. Пятый уровень иерархической структуры физико-химической системы составляет совокупность явлений, которые определяют так называемую гидродинамическую обстановку на макроуровне в аппарате. Эта совокупность явлений характеризует гидродинамическую структуру потоков в аппарате в целом (а не в отдельном локальном его объеме).

Исходным фактором, определяющим специфику эффектов пятого уровня иерархии, служат конструктивные особенности технологического аппарата. К последним можно отнести геометрические особенности аппарата, тип перемешивающих и теплообменных устройств, расположение входных и выходных патрубков, наличие и форму отражательных перегородок, диффузоров, тарелок, распределительных устройств и т. п. Непосредственно конструктивными особенностями аппарата определяются подвод внешней механической энергии, идущей на

создание механического перемешивания в системе; обмен (подвод или отвод) тепловой энергии, связанный с конструктивными особенностями теплообменных устройств и режимом подачи теплоносителей; гидродинамические, концентрационные и тепловые возмущения, вносимые с входными потоками исходных реагентов.

Совместное влияние трех факторов механического перемешивания, возмущений, вносимых с входными потоками, и геометрических особенностей формы рабочего объема аппарата приводит к формированию определенной топологии потоков в масштабе аппарата. Топология потоков в масштабе аппарата, или гидродинамическая структура потоков в аппарате, определяется характером и расположением в пространстве его рабочего объема макрогидродинамических неоднородностей потоков: застойных зон, байпасов, зон ламинарного и турбулентного течения, циркуляционных токов и т.п.

В процессе изменения гидродинамической структуры потоков в масштабе аппарата изменяются и ее основные количественные характеристики: распределения частиц сплошной и дисперсной фаз по траекториям, по времени пребывания в аппарате; удерживающие способности аппарата по сплошной и дисперсной фазам, распределение включений дисперсной фазы по размерам и т.п. Особенности гидродинамической структуры потоков и геометрии аппарата сказываются на формировании полей концентраций и температур в масштабе аппарата. Кроме того, существенный вклад вносят возмущения от входных потоков и режим подвода тепловой энергии в аппарат.

Каждый уровень рассмотренной иерархической структуры физико-химической системы характеризуется соответствующей формой математического описания. Основу описания первого уровня составляют феноменологические и статистические методы физико-химической кинетики и химической термодинамики. Центральная проблема этого уровня — расшифровка механизмов молекулярных взаимодействий и расчет кинетических констант — коэффициентов молекулярной диффузии.

На втором уровне иерархии информация предыдущего уровня обогащается и преломляется с учетом данных о степени сегрегации системы и структуры надмолекулярных образований. Рабочий аппарат этого уровня составляют математические модели сегрегации потоков, а также различные теории гетерофазных процессов.

Основу описания эффектов третьего уровня составляют методы механики мелкомасштабных течений около включения дисперсной фазы, термодинамика поверхностных явлений, методы описания равновесия многокомпонентных систем, различные теории межфазного переноса.

Для описания явлений четвертого уровня иерархической структуры физико-химической системы могут быть использованы методы статистической теории сплошных сред, методы механики дисперсных систем; модели, построенные на основе математических методов кинетической теории газов, и др.

Уравнения первого, второго, третьего и четвертого уровней иерархической структуры эффектов физико-химической системы входят составной частью в математическое описание явлений пятого уровня как

Поверхностное натяжение σ может быть вычислено по уравнению

$$\sigma = \left[\frac{[\rho](\rho_{ж} - \rho_{п})}{M} \right]^4, \quad (IV.1)$$

где $\rho_{ж}$, $\rho_{п}$ — плотность жидкости и пара данного вещества; M — молекулярная масса данного вещества; $[\rho]$ — парахор данного вещества. Парахор $[\rho]$ является аддитивной функцией состава и строения молекул данного вещества, т. е.

$$[\rho] = \sum n p_a, \quad (IV.2)$$

где p_a — составляющие парахоры для различного вида атомов, связей или группировок; n — число данного вида атомов, связей или группировок в молекуле.

Пренебрегая плотностью пара по сравнению с плотностью жидкости, формула (IV.1) может быть упрощена:

$$\sigma = \left[\frac{[\rho] \rho_{ж}}{M} \right]^4. \quad (IV.3)$$

Можно рекомендовать также приближенное уравнение

$$\sigma \approx 1,085 T_{кип} \left[\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{M} \right]^{2/3}, \quad (IV.4)$$

где $T_{кип}$ — температура кипения данного вещества при нормальных условиях, К.

Изменение поверхностного натяжения с температурой может быть вычислено по следующему эмпирическому уравнению, дающему хорошее согласие с опытом при температуре, далекой от критической:

$$\frac{\sigma_2}{\sigma_1} = \left(\frac{T_k - T_2}{T_k - T_1} \right)^{1/2}, \quad (IV.5)$$

где T_k — критическая температура данного вещества, К.

Формула (IV.5) приложима к смесям жидкостей, если вместо T_k подставить псевдокритическую температуру смеси $T_{к.см}$, рассчитываемую по уравнению

$$T_{к.см} = T_{к_1} x_1 + T_{к_2} x_2 + \dots, \quad (IV.6)$$

где x_1 , x_2 — содержание компонентов в смеси, мол. доли.

Поверхностное натяжение для смеси жидкостей может быть вычислено также по эмпирическому соотношению

$$\sigma_{см} = \frac{\sigma_1 \sigma_2}{\sigma_1 x_1 + \sigma_2 x_2}. \quad (IV.7)$$

При гидродинамическом анализе двухфазных потоков поверхностное натяжение вводится в виде так называемого числа Вебера We , представляющего собой отношение силы инерции к силе поверхностного натяжения:

$$N_{We} = We = \frac{\rho \omega^2 l}{\sigma}. \quad (IV.8)$$

Вид числа Вебера может меняться в зависимости от конкретных условий проведения процессов. Так, при проведении процесса механического перемешивания двух несмешивающихся жидкостей числу Вебера придают вид

$$We = \frac{\rho_{см} n_{об}^2 d_m^3}{\sigma}, \quad (IV.9)$$

где $n_{об}$ — частота вращения мешалки; d_m — диаметр лопасти мешалки; $\rho_{см}$ — плотность смеси жидкостей.

При анализе движения капель дисперсной фазы в потоке сплошной фазы в полых экстракционных колоннах число Вебера представляется в более сложном виде:

$$We = \frac{\rho_c \left(\frac{w_d}{\varphi} + \frac{w_c}{1-\varphi} \right)^2 d_k}{\sigma}, \quad (IV.10)$$

где ρ_c — плотность сплошной фазы; w_d , w_c — линейные скорости дисперсной и сплошной фаз, отнесенные к полному сечению аппарата; φ — удерживающая способность по дисперсной фазе; d_k — диаметр капель дисперсной фазы.

Межфазное натяжение может быть введено в анализ также в виде относительной величины

$$\frac{\sigma_{1-2}}{\sigma_{1-в} + \sigma_{2-в}}, \quad (IV.11)$$

где σ_{1-2} — межфазное натяжение; $\sigma_{1-в}$ — поверхностное натяжение на границе первая жидкость — воздух; $\sigma_{2-в}$ — поверхностное натяжение на границе вторая жидкость — воздух.

Для большинства органических жидкостей на границе с воздухом при комнатной температуре значения σ лежат в пределах $25 \cdot 10^{-3}$ — $40 \cdot 10^{-3}$ Н/м. Исключение составляют фторпроизводные углеводородов (σ от $15 \cdot 10^{-3}$ до $25 \cdot 10^{-3}$ Н/м) и полигидрированные спирты (σ около $65 \cdot 10^{-3}$ Н/м). Поверхностное натяжение для жидких металлов изменяется в пределах от 0,3 до 0,6 Н/м (для ртути при 20°C $\sigma = 0,476$ Н/м). Поверхностное натяжение для системы вода — воздух при 20°C $\sigma = 0,07275$ Н/м.

Межфазное натяжение меняется в широких пределах; так, на границе вода — дипропиламин $1,66 \cdot 10^{-3}$ Н/м (20°C), а на границе вода — *n*-гексан $51,1 \cdot 10^{-3}$ Н/м.

Поверхностное натяжение уменьшается почти линейно с температурой, становясь равным нулю при критической температуре.

§ 2. Межфазная турбулентность

Источником межфазной турбулентности является возникновение вихрей, порождаемых нестабильностью свободной поверхности или поверхности раздела. В настоящее время представляется возможным сформулировать необходимые и достаточные условия для возникновения межфазной турбулентности:

1. Скорости движения каждой фазы отличаются по величине и направлению. Вследствие вязкости жидкости последняя будет оказывать тормозящее действие противоположно направленному потоку. Так как у поверхности раздела имеются разнонаправленные векторы скоростей,

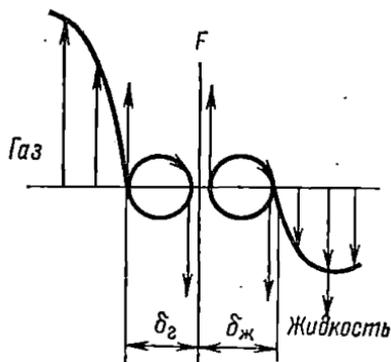


Рис. 64. Развитие вихревых слоев у границы раздела фаз

образующие пары сил, то происходит вращение слоев потоков у поверхности раздела (рис. 64) с последующим вымыванием этих слоев в вихри. Интенсивность торможения потока пропорциональна энергии основных возмущений торможения. Таким образом, трение между потоками поведет к тому, что пограничные слои газа и жидкости будут пронизываться вихрями. В газовом и в жидкостном потоках возникающие на поверхности вихри под действием силы Жуковского проникают в глубь газового и жидкостного потоков и тем усиливают интенсивность вихревого поля. За

счет вихреобразования поверхность фазового контакта в единице объема резко возрастает (рис. 65).

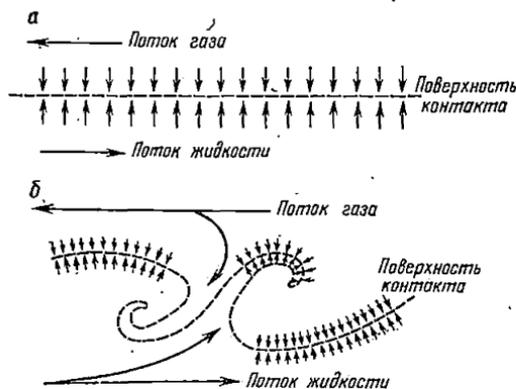


Рис. 65. Изменение поверхности фазового контакта при вихреобразовании:

а — поверхность контакта в отсутствие вихреобразования; б — поверхность контакта при вихреобразовании

При перекрестных потоках, например при движении жидкости в горизонтальном направлении и газа (пара) в вертикальном, как это происходит в тарельчатых колоннах, создаются благоприятные условия для вихреобразования на границе раздела фаз. В этом случае результирующая сила движения действует под некоторым углом к горизонтали в направлении потока жидкости, вызывая появление значительных касательных напряжений

на границе раздела фаз. Угол, под которым эта сила действует, зависит от формы и типа тарелок, от того, как направлены жидкостный и газовый потоки. В зависимости от этого угла энергия жидкости накладывается на поток образуемой пены или паро-жидкостной эмульсии, так что высота пены и парораспределение вдоль тарелки являются функцией этого угла.

Явления, происходящие на свободной поверхности, принципиально отличаются от явлений, происходящих у твердой границы — стенки, где принимается, что значение скорости жидкости падает до нуля и газнут турбулентные пульсации. В двухфазных системах развитие вихревого движения приводит к взаимному проникновению вихрей в обе фазы, которое сопровождается как бы «эмульгированием» жидкости. В этих условиях двухфазной системе становятся присущи основные особенности свободной турбулентности: отсутствие гашения турбулентных пульсаций, наличие нормальных составляющих скорости, отличных от нуля, и, наконец, отсутствие заметного влияния молекулярных характеристик.

Турбулентность, которая возникает на границе раздела движущихся фаз (на свободных поверхностях) и распространяется в фазы непрерывно возникающими и разрушающимися вихрями, может быть определена как *развитая свободная турбулентность*. Возникающая при этом гидродинамическая система газо-жидкостной эмульсии принципиально отличается от так называемых пен*.

Газо-жидкостная эмульсия представляет собой подвижную систему газо-жидкостных вихрей. Она возникает в объеме жидкости вследствие столкновения пузырьков и струй газов, движущихся с большой скоростью. Столкновение пузырьков и газонаполнение жидкости обусловлено кинетической энергией газа, поэтому при достаточно высокой скорости газа вся жидкость может превращаться в газо-жидкостную эмульсию независимо от наличия адсорбционных слоев на поверхности раздела газа и жидкости.

В газо-жидкостной эмульсии на поступательное движение газа, движущегося с большой скоростью, превосходящей в несколько раз скорость всплывания пузырька, накладываются вихревые движения. В результате происходят массовые столкновения пузырьков и струй газа, сопровождающихся их слиянием и разбиванием, переходом от пузырьков к вихревым струям и обратным образованием пузырьков. При этом жидкость может растягиваться в тончайшие пленки, затем снова собираться в капли или слои, снова растягиваться в пленки т. п.

Таким образом, в слое газо-жидкостной эмульсии обеспечивается значительное развитие межфазной поверхности при быстром обновлении ее и особенно сильном перемешивании газовой фазы, которая обладает значительно меньшей вязкостью, чем жидкая. Эти факторы обеспечивают сильное увеличение интенсивности процессов массо- и теплообмена по сравнению с барботажным слоем при одинаковых потоках жидкости.

* Пена представляет собой устойчивую структурированную систему пленок жидкости и газа. Она обычно возникает при выходе газовых пузырей из слоя жидкости с малой скоростью и образуется за счет адсорбционных слоев, обеспечивающих некоторую механическую прочность и соответствующий срок жизни ячеек. Она имеет достаточно прочную ячеистую структуру, напоминающую соты. Пузыри газа, всплывающие с малой скоростью, не могут преодолеть механическую прочность поверхностной пленки из-за малой кинетической энергии.

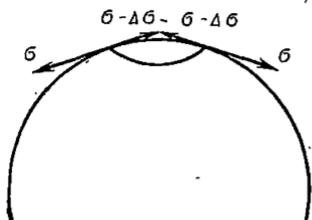


Рис. 66. Возникновение усилий на поверхности капли за счет появления разности поверхностного натяжения

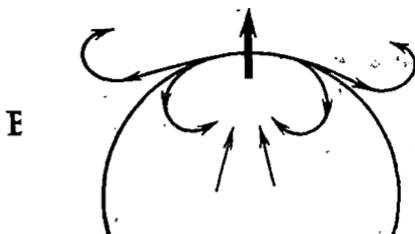


Рис. 67. Направление действия сил, приводящих к разрушению капли

2. Так как движущиеся потоки имеют разные плотности и в пределах каждого потока плотность может изменяться, поскольку она является функцией концентраций и температур, что особенно характерно для процессов массообмена, то на границе раздела двухфазного потока будет наблюдаться пересечение изобарических и изостерических поверхностей или образование поверхностей раздела, приводящее к интенсивному образованию вихрей.

3. Изменение поверхностного натяжения за счет изменения концентраций и температур ведет к интенсивному вихреобразованию на границе раздела фаз. В процессе диффузии через поверхность концентрация распределяемого вещества у поверхности раздела может быть неоднородной, что приводит к локальному изменению поверхностного натяжения и, как следствие, к неустойчивости поверхности.

Соотношение между давлением на внутренней поверхности капли P_1 и на наружной поверхности капли P_2 при поверхностном натяжении σ и радиусе кривизны r представится в виде уравнения

$$P_1 - P_2 = \frac{2\sigma}{r}. \quad (IV.12)$$

Вследствие флуктуаций концентраций у поверхности изменяется поверхностное натяжение на величину, равную $\Delta\sigma$, тогда для вновь образуемой поверхности получим

$$P_1 - P_2 = 2(\sigma - \Delta\sigma)/r \quad (IV.13)$$

или

$$P_1 + (2\Delta\sigma/r) - P_2 = 2\sigma/r. \quad (IV.14)$$

Из уравнения (IV.14) следует, что уменьшение поверхностного натяжения эквивалентно увеличению давления P_1 . Так как $\Delta\sigma$ возникает почти мгновенно, то увеличение P_1 проявляется как импульс в направлении повышенных концентраций распределяемого вещества. На рис. 66 показано возникновение усилий в результате появления разности в силах поверхностного натяжения на поверхности капли. Силы вязкости жидкости стремятся уменьшить интенсивность токов, вызываемых разностью $\Delta\sigma$, в результате происходит разрушение поверхнос-

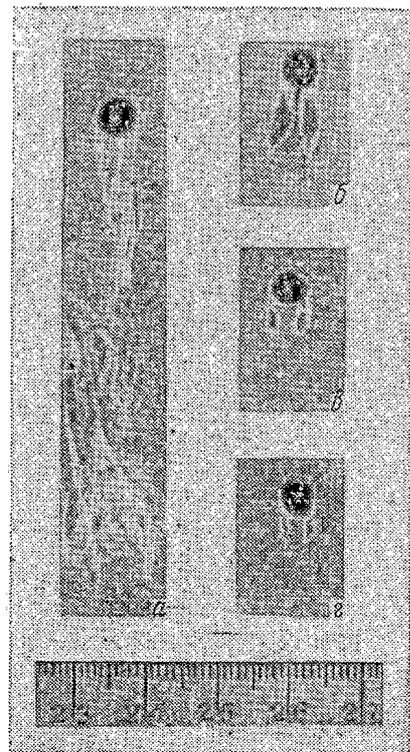
и капли (рис. 67). На рис. 68 представлено образование вихрей на поверхности капли четыреххлористого углерода, находящейся в воде, с ее последующим разрушением в процессе экстракции уксусной кислотой. На рис. 69 представлено образование вихрей и их вымывание. Последовательность разрушения капель с интенсивным образованием вихрей приведена на рис. 70.

Специально проведенные наблюдения поверхности раздела двух несмешивающихся фаз во время экстракции показали непрерывное возникновение на границе раздела значительной турбуликации. Это



Рис. 68. Вихреобразование на поверхности капли при экстракции; система 40%-ный водный раствор уксусной кислоты — четыреххлористый углерод

возникновение на границе раздела может быть обусловлено неодинаковыми значениями поверхностного натяжения в близких расположенных точках поверхности вследствие образования концентрационных и температурных градиентов на ней. Интенсивная межфазная турбулентность наблюдается также в процессах абсорбции (рис. 71, 72).



Поверхностное натяжение на границе раздела газ — жидкость убывает по мере возрастания давления, так как при переходе молекул из одной фазы в другую различие в межмолекулярных взаимодействиях становится меньше. Таким образом, растворение газа приводит к уменьшению поверхностного натяжения и возрастанию

Рис. 69. Образование вихрей при экстракции уксусной кислоты из бензола водой:

а — чистая вода; б — вода с добавлением 0,3 мг/л полиэтиленгликоля (мол. масса 4000); в — вода с добавлением 15 мг/л полиэтиленгликоля; г — вода с добавлением 500 мг/л полиэтиленгликоля

линейно с составом, то разность между поверхностным натяжением у поверхности и в основной массе будет зависеть от величины концентрационной движущей силы. Так как последняя проходит через максимум в той же самой точке, в которой состав изменяется в пределах $0 < x < 1$, значение коэффициента массопередачи тоже должно пройти через максимум. Однако существенное влияние будет оказывать на развитие турбулентности в пределах каждой фазы соотношение кинематических вязкостей.

Градиент поверхностного натяжения может возникнуть не только как результат разности концентраций, но так же как результат теплопередачи. Это наблюдается, например, в процессе дистилляции. В этом случае при передаче тепла от пара к жидкости тонкие пленки более нагреты, чем поверхность основной массы жидкости. Так как поверхностное натяжение уменьшается с повышением температуры, создается разность температур в основной массе жидкости и на границе раздела.

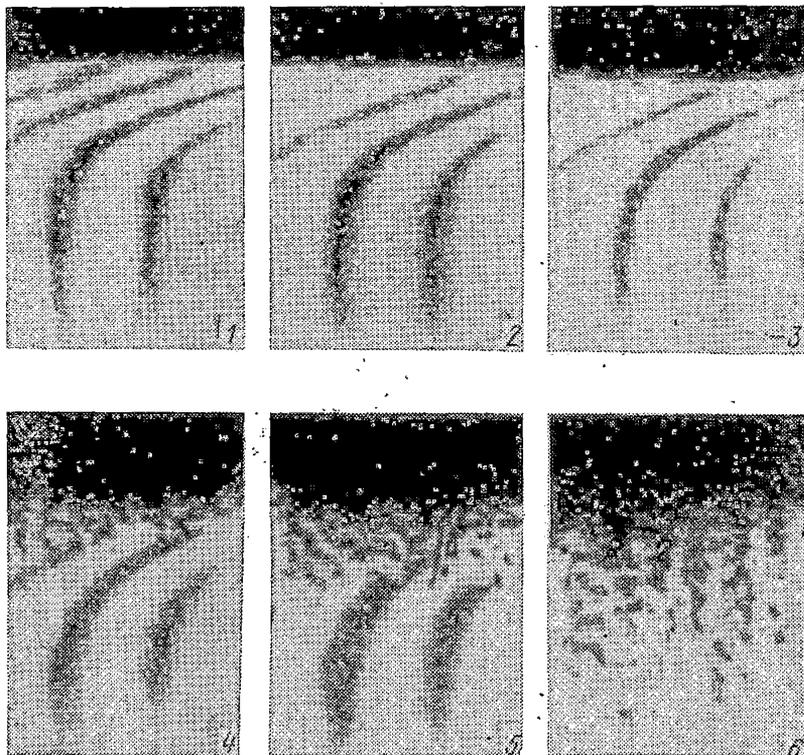


Рис. 72. Последовательность развития межфазной турбулентности при абсорбции двуокиси углерода моноэтаноламином (1,01 г-моль/л) при продолжительности взаимодействия:

1 — 11 с; 2 — 12 с; 3 — 13 с; 4 — 14 с; 5 — 15 с; 6 — 16,5 с

Когда два пузыря приходят в контакт, тонкая пленка, разделяющая их, относительно быстро приходит в равновесие с паром и, если более летучий компонент имеет меньшее поверхностное натяжение, напряжение в пленке относительно основной массы жидкости будет увеличиваться. Возникающая разница в поверхностном натяжении приводит к увеличению небаланса сил, что вызывает движение у границы раздела. Там, где пленка находится в соприкосновении с основной массой жидкости, к пленке будет подводиться свежая масса жидкости. Толщина пленки будет увеличиваться, коалесценция уменьшаться, а пена стабилизироваться. Наоборот, если более летучий компонент обладает повышенным поверхностным натяжением, возникающее у границы раздела движение способствует дренажу пленки, ускоряет коалесценцию и затрудняет образование пены.

Помимо указанных двух причин появления градиента поверхностного натяжения: разности концентраций и разности температур, градиент поверхностного натяжения может возникнуть также за счет так называемой «поверхностной эластичности». Поверхностная эластичность — результат разности в поверхностном натяжении между увеличенной поверхностью и статической. Вещества, которые понижают поверхностное натяжение, находятся у поверхности в максимальной концентрации. Если поверхность увеличивается, концентрация этих веществ моментально уменьшается, в результате повышается поверхностное натяжение. Это изменение зависит от того, как быстро увеличивается поверхность и скорость диффузии материала к поверхности. Результирующим эффектом является стабилизация пленок и отсутствие коалесценции благодаря возникновению сил, действующих в обратном направлении силам механического разрушения, стремящимся растянуть, уменьшить толщину пленки и разрушить ее. Поверхностная эластичность будет наиболее заметна тогда, когда один из компонентов смеси обладает поверхностной активностью.

Изменение поверхности S в результате изменения $\Delta\sigma$ при эффекте поверхностной эластичности для двух взаиморастворимых жидкостей может быть определено из соотношения

$$\Delta\sigma = \frac{1}{\rho_M RT} \theta(x) \left(\frac{d\sigma}{dx} \right)^2 \sqrt{\frac{\pi S}{2D_M}}, \quad (IV.15)$$

$$\theta(x) = \frac{x(1-x)}{(1-x+bx)},$$

где x — молярная доля компонента с более низким поверхностным натяжением; ρ_M — молярная плотность жидкости; D_M — коэффициент молекулярной диффузии; R — газовая постоянная; b — отношение молярных объемов компонента с низким поверхностным натяжением к компоненту с высоким поверхностным натяжением.

Максимальное пенообразование наблюдается у смесей, для которых $\theta(x) \left(\frac{d\sigma}{dx} \right)$ имеет наибольшее значение. Для смесей с резко выраженной способностью к пенообразованию максимальное пенообразование характерно для значений $x < 0,05$. Ярко выраженное пенообразование

проявляется только тогда, когда $\theta(x) \left(\frac{d\sigma}{dx}\right)^2$ достигает $10^4 \text{дин}^2/\text{см}^2$, и довольно заметное, когда $\theta(x) \left(\frac{d\sigma}{dx}\right)^2$ порядка $10^3 \text{дин}^2/\text{см}^2$. Турбулентность на свободных поверхностях усиливается при следующих условиях: 1) вещество диффундирует из фазы с более высокой вязкостью; 2) вещество диффундирует в фазу с меньшим поверхностным натяжением; 3) при наличии большой разности кинематических вязкостей жидкостей, составляющих фазы, и коэффициентов молекулярной диффузии; 4) при наличии высокого градиента концентраций у поверхности; 5) поверхностное натяжение сильно изменяется с концентрацией; 6) жидкости обеих фаз обладают малыми вязкостями и поверхностным натяжением; 7) отсутствие поверхностно-активных агентов; 8) поверхность фазового контакта велика.

Рассмотренные условия образования вихрей на границе раздела потоков фаз проявляются одновременно в сложном взаимодействии. Исключительное влияние может оказать гидродинамическая обстановка процесса, создаваемая в том или ином диффузионном аппарате, и режим движения потоков. Так, в аппаратах с фиксированной поверхностью контакта поверхностное натяжение может влиять на процесс иначе, чем в аппаратах, где поверхность фазового контакта создается в процессе движения потоков. Жидкие пленки стабилизируются, когда поверхностное натяжение орошающей жидкости (флегмы) увеличивается в нижней части колонны, тогда как при уменьшении поверхностного натяжения жидкие пленки разрушаются на струи и капли.

Поверхность фазового контакта, образуемая при разбрызгивании жидкости, мало изменится с изменением поверхностного натяжения. Для данной жидкой смеси разрушение или стабилизация пленок может сказываться на массообмене: величина эффекта определяется градиентом поверхностного натяжения в орошающей жидкости по высоте колонны.

В аппаратах с фиксированной поверхностью контакта (пленочного типа) скорость массопередачи для смесей, в которых поверхностное натяжение орошающей жидкости возрастает, может увеличиваться вдвое и более по сравнению со смесями, в которых поверхностное натяжение орошающей жидкости уменьшается. Для аппаратов промышленных масштабов, в которых поверхность фазового контакта создается диспергированием жидкости, это влияние менее заметно.

В ситчатых колоннах с малым свободным сечением и малой перфорацией может образоваться стабильная ячеистая пена, и в этом случае влияние поверхностного натяжения существенно. В колоннах же с большим свободным сечением и большим размером перфораций, где происходит интенсивное эмульгирование жидкости, влияние поверхностного натяжения становится менее заметным.

На основании теории вихревого движения можно принять, что в сравнимых точках турбулентного потока, не ограниченного твердой стенкой, возникают вихри равной величины с одинаковыми скоростями циркуляции. Поскольку массообмен происходит на свободных поверхностях фаз и допускается турбулентная природа обмена, то пере-

пад давления в двухфазной системе, который характеризует интенсивность образования вихрей, должен быть взят с учетом лишь той энергии, которая затрачивается на взаимодействие между потоками. Эта энергия будет пропорциональна разности сопротивлений двухфазного ($\Delta P_{г-ж}$) и однофазного ($\Delta P_{г}$) потоков при одной и той же скорости однофазного потока. Если в аппарате имеется гидростатический столб жидкости, то результирующая разность должна быть представлена за вычетом давления гидростатического столба жидкости.

Чем больше разность между сопротивлением орошаемого и неорошаемого аппарата при данной плотности орошения, тем большее количество энергии затрачивается на взаимодействие между потоками фаз, на развитие их турбулентности, а следовательно, и на количество передаваемого вещества. Соответственно возрастает и значение свободной турбулентности.

Для малых плотностей орошения разность между сопротивлением орошаемого и неорошаемого аппарата будет относительно малой величиной, поэтому незначительное количество энергии будет использоваться для передачи массы. При малых плотностях орошения сопротивление орошаемого аппарата зависит в основном от сопротивления трения газа о геометрическую поверхность канала. При малых плотностях орошения массопередача будет осуществляться в пленке жидкости на геометрически фиксированной поверхности.

При относительно больших плотностях орошения и больших нагрузках по газу (пару) массообмен происходит не на геометрически фиксированной поверхности, а во всем объеме газо-жидкостной эмульсии, на сильно развитой поверхности контакта фаз, что соответствует большим значениям разности $\Delta P_{г-ж} - \Delta P_{г}$.

Таким образом, количественный учет межфазной турбулентности может быть произведен при помощи результирующего безразмерного фактора — фактора гидродинамического состояния двухфазной системы.

§ 3. Сопротивление в двухфазном потоке. Фактор гидродинамического состояния двухфазной системы

Перепад давления на единицу высоты аппарата в двухфазном потоке будет определяться не только сопротивлением, возникающим при движении газовой фазы, но также и тем напором, который нужно дополнительно сообщить газовому потоку, чтобы компенсировать трение жидкостного потока. Таким образом, можно написать

$$\left(\frac{\Delta P}{l}\right)_{г-ж} = \lambda_{г} \frac{w_{г}^2 \gamma_{г}}{2gd_{эг}} + \lambda_{ж} \frac{w_{ж}^2 \gamma_{ж}}{2gd_{эж}} \quad (IV.16)$$

Если обозначить через ϵ долю сечения, занятую жидкой фазой, то доля сечения, занятая газовой фазой, составит $1 - \epsilon$; скорость движения жидкой фазы, выраженную через ее массовую скорость L , отнесенную к полному сечению аппарата, можно представить в виде

$$\omega_{\text{ж}} = \frac{L}{\epsilon \rho_{\text{ж}} 3600}, \quad (IV.17)$$

где $\omega_{\text{ж}}$ — линейная скорость движения жидкости, м/с; L — массовый расход жидкости, кг/ч·м²; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости, кг/м³. Соответственно скорость газовой фазы можно выразить в виде

$$\omega_{\text{г}} = \frac{G}{(1 - \epsilon) \rho_{\text{г}} 3600}, \quad (IV.18)$$

где $\omega_{\text{г}}$ — линейная скорость движения газа, м/с; G — массовый расход газа, кг/ч·м²; $\rho_{\text{г}}$ — плотность газа, кг/м³. Эквивалентный диаметр для газового и жидкого потока

$$d_{\text{эг}} = \frac{4(1 - \epsilon)}{s}, \quad (IV.19)$$

$$d_{\text{эж}} = \frac{4\epsilon}{s}, \quad (IV.20)$$

где s — удельная поверхность взаимодействия потоков, м²/м³.

Если отнести перепад давления в двухфазном потоке к перепаду давления газового потока при прохождении через сечение, равное $(1 - \epsilon)$, уравнение (IV.16) примет вид

$$\frac{(\Delta P/l)_{\text{г-ж}}}{\left(\frac{\Delta P}{l}\right)_{\text{г}}} = 1 + \frac{\lambda_{\text{ж}}}{\lambda_{\text{г}}} \left(\frac{\omega_{\text{ж}}}{\omega_{\text{г}}}\right)^2 \left(\frac{\gamma_{\text{ж}}}{\gamma_{\text{г}}}\right) \frac{1 - \epsilon}{\epsilon}. \quad (IV.21)$$

В рассматриваемых условиях двухфазного потока число Рейнольдса для жидкостного потока может быть представлено в виде

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{L d_{\text{эж}}}{3600 \epsilon \mu_{\text{ж}}} = \frac{4L}{3600 s g \mu_{\text{ж}}} \quad (IV.22)$$

и, соответственно, для газового потока

$$\text{Re}_{\text{г}} = \frac{4G}{3600 s g \mu_{\text{г}}} \quad (IV.23)$$

Коэффициенты сопротивления в общем виде могут быть представлены следующим образом: для жидкостного потока

$$\lambda_{\text{ж}} = \frac{c}{\left(\frac{4L}{3600 s g \mu_{\text{ж}}}\right)^m} \quad (IV.24)$$

и для газового потока

$$\lambda_{\text{г}} = \frac{c}{\left(\frac{4G}{3600 s g \mu_{\text{г}}}\right)^m} \quad (IV.25)$$

Подставляя значения коэффициентов сопротивления, а также зна-

чения скоростей из уравнений (IV.17) и (IV.18) в уравнение (IV.21), получим

$$\frac{(\Delta P/l)_{г-ж}}{(\Delta P/l)_г} = 1 + \left(\frac{L}{G}\right)^{2-m} \left(\frac{\gamma_г}{\gamma_ж}\right) \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^m \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon}\right)^3. \quad (IV.26)$$

В уравнении (IV.26) отношение $(1-\epsilon)/\epsilon$ характеризует относительную величину свободной площади поперечного сечения аппарата, занятой газом, по сравнению с площадью поперечного сечения, занятой жидкостью. Однако доли свободного сечения, занятые потоками $(1-\epsilon)$ и ϵ , обычно неизвестны. Задачу о перепаде давления можно решить следующим образом. Если перепад давления в двухфазном потоке $(\Delta P/l)_{г-ж}$ отнести к перепаду давления при движении однофазного газового потока $(\Delta P/l)_г$ через полное сечение аппарата при одной и той же скорости газа $w_г$ и соответственно безразмерный комплекс в правой части уравнения (IV.26) заменить комплексом

$$\left(\frac{L}{G}\right)^{2-m} \left(\frac{\gamma_г}{\gamma_ж}\right) \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^m \eta,$$

то при данных опытных значениях $\frac{L}{G}$, $\frac{\gamma_г}{\gamma_ж}$ и $\frac{\mu_ж}{\mu_г}$, соответствующих опытному значению $(\Delta P/l)_{г-ж}$, можно установить зависимость

$$\eta = f \left[\left(\frac{L}{G}\right)^{2-m} \left(\frac{\gamma_г}{\gamma_ж}\right) \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^m \right] \quad (IV.27)$$

или, обозначая

$$\left(\frac{L}{G}\right)^{2-m} \left(\frac{\gamma_г}{\gamma_ж}\right) \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^m = \Phi, \quad (IV.28)$$

получим

$$\eta = f(\Phi). \quad (IV.29)$$

Уравнение (IV.26) приводится к виду

$$\frac{(\Delta P/l)_{г-ж}}{(\Delta P/l)_г} = 1 + \left(\frac{L}{G}\right)^{2-m} \left(\frac{\gamma_г}{\gamma_ж}\right) \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^m \eta, \quad (IV.30)$$

или

$$\frac{(\Delta P/l)_{г-ж}}{(\Delta P/l)_г} = 1 + \Phi \eta. \quad (IV.31)$$

При решении уравнения (IV.31) необходимо иметь опытные данные для установления зависимости (IV.29). При этом они обрабатываются в следующей последовательности.

Для заданного гидродинамического режима однофазного потока устанавливается показатель степени m , при числе Рейнольдса из соотношения

$$\lambda = c/Re^m. \quad (IV.32)$$

При чисто молекулярном переносе ламинарный поток $m = 1$ при развитой турбулентности, в условиях автомодельного режима $m = 0$.

Для турбулентного режима в гладких трубах $m = 0,25$, в трубах с заполнением $m = 0,2$. При принятом значении m по опытным значениям $L, G, \gamma_r, \gamma_{ж}, \mu_{ж}, \mu_r$ рассчитывается параметр

$$\Phi = \left(\frac{L}{G}\right)^{2-m} \left(\frac{\gamma_r}{\gamma_{ж}}\right) \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_r}\right)^m. \quad (IV.33)$$

При данном опытном значении L/G , при той же линейной скорости газа (или одной и той же массовой скорости газа G при данном гидродинамическом режиме), которой соответствует сопротивление сухого аппарата $\left(\frac{\Delta P}{l}\right)_r$, замеряется сопротивление орошаемого аппарата и по уравнению (IV.31) определяется значение параметра η и строится логарифмический график зависимости (IV.29).

На основании полученного графика устанавливается уравнение связи между η и Φ :

$$\eta = B\Phi^{-z}. \quad (IV.34)$$

Полученное значение η подставляется в уравнение (IV.31):

$$\frac{\Delta P_{г-ж}}{\Delta P_r} = 1 + \Phi (B\Phi^{-z}). \quad (IV.35)$$

Тогда уравнение для перепада давления в окончательном виде после подстановки значения Φ из уравнения (IV.33) в (IV.35) может быть представлено следующим образом:

$$\left(\frac{\Delta P}{l}\right)_{г-ж} = \left(\frac{\Delta P}{l}\right)_r \left[1 + \beta \left(\frac{L}{G}\right)^a \left(\frac{\gamma_r}{\gamma_{ж}}\right)^b \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_r}\right)^c \right]. \quad (IV.36)$$

Из уравнения (IV.36) может быть рассчитан так называемый фактор гидродинамического состояния двухфазной системы:

$$f = \frac{\Delta P_{г-ж} - \Delta P_r}{\Delta P_r} = \beta \left(\frac{L}{G}\right)^a \left(\frac{\gamma_r}{\gamma_{ж}}\right)^b \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_r}\right)^c. \quad (IV.37)$$

Следует иметь в виду, что помимо отношения L/G необходимо знать абсолютные значения массовых скоростей газа G или жидкости L , так как при одном и том же L/G могут существовать различные гидродинамические режимы двухфазного потока. Поэтому дополнительно необходимо иметь уравнение связи между скоростью газа (или жидкости) и параметром Φ .

В уравнении (IV.36) порядок величин L и G должен быть одним и тем же (т. е. $L/G < 10$), так как при больших значениях L/G существенным становится влияние на $\Delta P_{г-ж}$ гидростатического столба жидкости.

На основе принципа соответственных состояний гидродинамический режим двухфазной системы может быть охарактеризован отношением $\omega/\omega_{инв}$, где ω — результирующая скорость газа в данном гидродинамическом режиме; $\omega_{инв}$ — результирующая скорость газа в приведенном режиме (точка инверсии). Величина β , входящая в фактор f , является однозначной функцией $\omega/\omega_{инв}$, и поэтому фактор f характеризует гидродинамическое состояние двухфазной системы.

Если в процессе движения потоков действует межфазное натяжение (система жидкость — жидкость); то в фактор гидродинамического состояния двухфазной системы необходимо ввести межфазное натяжение, например, в виде отношения (IV.26). Тогда формула (IV.37) приводится к виду

$$f = \beta \left(\frac{L}{G} \right)^a \left(\frac{\gamma_{\Gamma}}{\gamma_{\text{ж}}} \right)^b \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\Gamma}} \right)^c \left(\frac{\sigma_{1-2}}{\sigma_{1-В} + \sigma_{2-В}} \right)^d \quad (\text{IV.38})$$

Для систем жидкость — пар и жидкости — газ комплекс $\frac{\sigma_{1-2}}{\sigma_{1-В} + \sigma_{2-В}}$ равен 1. Фактор гидродинамического состояния двухфазной системы может быть получен также исходя из теории турбулентных двухфазных потоков.

§ 4. Линейная скорость потока в двухфазной системе

Линейная скорость газа, пара и жидкости как результат взаимодействия потоков фаз должна определяться из соотношения тех же величин, которые характеризуют гидродинамическое состояние двухфазной системы, хотя количественные соотношения могут быть иными. Результирующую линейную скорость потока, отнесенную к полному сечению аппарата, при определяющем геометрическом размере d_3 , при наличии движущей силы, создаваемой силой тяжести, целесообразно представить в безразмерной форме в виде аналога числа Фруда: $\omega_0^2 / (F_c^2 g d_3)$, где ω_0 — линейная скорость потока, отнесенная к полному сечению аппарата; F_c — доля свободного сечения аппарата; d_3 — эквивалентный диаметр.

При выводе уравнения сопротивления в двухфазном потоке было показано, что соотношение сечений двухфазного потока, занятого газом и жидкостью, является функцией параметра Φ согласно (IV.33)

$$\Phi = \left(\frac{L}{G} \right)^{2-m} \left(\frac{\gamma_{\Gamma}}{\gamma_{\text{ж}}} \right) \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\Gamma}} \right)^m$$

и межфазного натяжения $\sigma_{1-2} / \sigma_{1-В} + \sigma_{2-В}$.

Результирующая линейная скорость газа будет функцией тех же величин, т. е.

$$\omega_0 = f_0 \left[\left(\frac{L}{G} \right)^{2-m} \left(\frac{\gamma_{\Gamma}}{\gamma_{\text{ж}}} \right) \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\Gamma}} \right)^m \left(\frac{\sigma_{1-2}}{\sigma_{1-В} + \sigma_{2-В}} \right)^z \right] \quad (\text{IV.39})$$

В безразмерной форме, вводя аналог числа Фруда, зависимость представится в виде

$$\frac{\omega_0^2}{F_c^2 g d_3} = f_1 \left[\left(\frac{L}{G} \right)^{2-m} \left(\frac{\gamma_{\Gamma}}{\gamma_{\text{ж}}} \right) \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\Gamma}} \right)^m \left(\frac{\sigma_{1-2}}{\sigma_{1-В} + \sigma_{2-В}} \right)^z \right] \quad (\text{IV.40})$$

При $m = 0$ для систем газ — жидкость и пар — жидкость параметр двухфазного потока Φ приводится к виду

$$\Phi' = \left(\frac{L}{G}\right)^2 \left(\frac{\gamma_{\Gamma}}{\gamma_{\text{ж}}}\right). \quad (\text{IV.41})$$

Параметр Φ' является аналогом кинетической энергии жидкостного и газового потока. В самом деле кинетическая энергия определяется уравнением

$$K_{\text{э}} = m\omega^2/2. \quad (\text{IV.42})$$

Вводя вместо массы m плотность для единицы объема ρ , получим

$$K_{\text{э}} = \rho\omega^2/2 \quad (\text{IV.43})$$

или

$$K_{\text{э}} = \gamma\omega^2/(2g). \quad (\text{IV.44})$$

Но так как линейная скорость пропорциональна массовому расходу, соответственно для двух потоков получим

$$K_{\text{э. г}} = G^2\gamma_{\Gamma}/(2g), \quad (\text{IV.45})$$

$$K_{\text{э. ж}} = L^2\gamma_{\text{ж}}/(2g).$$

Отношение кинетических энергий потоков выражается равенством

$$\frac{K_{\text{э. ж}}}{K_{\text{э. г}}} = \left(\frac{L}{G}\right)^2 \left(\frac{\gamma_{\text{ж}}}{\gamma_{\Gamma}}\right). \quad (\text{IV.46})$$

Уравнение (IV.46) отличается от (IV.41) обратным отношением удельных весов, что не может отразиться на энергетическом смысле этих равенств. Поэтому параметр Φ' может быть определен как аналог кинетической энергии жидкостного и газового потока в двухфазной системе.

При расчете скорости пара или газа в насадочных, тарельчатых и других типах аппаратов параметру Φ' в уравнении (IV.41) придают вид

$$\Phi'' = \left(\frac{L}{G}\right) \left(\frac{\gamma_{\Gamma}}{\gamma_{\text{ж}}}\right)^{1/2} \quad (\text{IV.47})$$

или

$$\Phi''' = \left(\frac{L}{G}\right)^{1/2} \left(\frac{\gamma_{\Gamma}}{\gamma_{\text{ж}}}\right)^{1/4}. \quad (\text{IV.48})$$

§ 5. Однонаправленное движение потоков в двухфазных системах

Однонаправленное движение потоков в двухфазных системах пар — жидкость, газ — жидкость наблюдается в некоторых типах кипяильников, конденсаторов, абсорбционных и ректификационных колоннах, химических реакторах.

Отличительной особенностью однонаправленных движений в двухфазных системах является то, что они в большинстве случаев движутся не как одно целое, а одна фаза движется относительно другой; причем

фаза, имеющая большой удельный вес, движется медленнее, тормозя движения легкой фазы. Существует несколько видов движения таких систем в зависимости от массовой скорости каждой фазы (газонасыщенности), а также от горизонтального или вертикального направления их движения. Однако для горизонтально и вертикально направленных потоков могут быть одинаковые виды движения.

На рис. 73 представлены виды движения для горизонтально и вертикально направленных газо-жидкостных потоков. Установлены следующие режимы движения потоков.

1. *Пузырьковый режим I.* В этом режиме газ движется в жидкости в виде отдельных пузырей со скоростью, превышающей скорость жид-

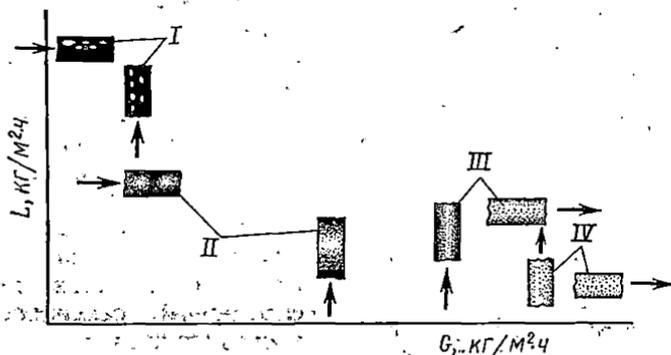


Рис. 73. Виды движения однонаправленных двухфазных систем

кости. Такой режим может возникнуть, например, когда при постоянной скорости жидкости в нее вводится относительно небольшое количество газа, который разбивается на маленькие пузыри, остающиеся дискретными во время движения системы.

2. *Пробковый режим II.* В этом режиме пузыри объединяются в своего рода газовые пробки, напоминающие по своей форме снаряды с головкой параболического очертания. Таким образом, по трубе движутся чередующиеся друг за другом газовые и жидкостные пробки, причем последние содержат включения из газовых пузырьков.

3. *Кольцевой режим III.* Газ движется по центру, а жидкость, пронизываемая газовыми пузырями, — по стенкам.

4. *Режим эмульгирования, или эмульсионный режим IV.* При достижении значительных массовых скоростей пара (газа) происходит инверсия фаз: газ становится сплошной фазой, а жидкость диспергируется в нем. При этом система движется в виде сплошной однородной диспергированной массы жидкости и мелких пузырьков газа, представляя газо-жидкостную эмульсию.

Приведенная классификация режимов дает наиболее типичные формы течения газо-жидкостных смесей; однако могут встречаться и переходные виды движения: *стержневое, полукольцевое, пленочно-эмульсионное, капельное* и др. При сравнительно малых нагрузках по газу и

жидкости в горизонтальной трубе может происходить расслоение системы на жидкость и газ, движущийся по ней, без волнообразования и с волнообразованием, стержневое течение и др.

На рис. 74 представлены изменения перепада давления в двухфазной системе $(\Delta P/l)_{г-ж}$ и удерживающей способности φ_R через соотношение

$$\varphi_R = \frac{V_{г}(1-q)}{q}, \quad (IV.49)$$

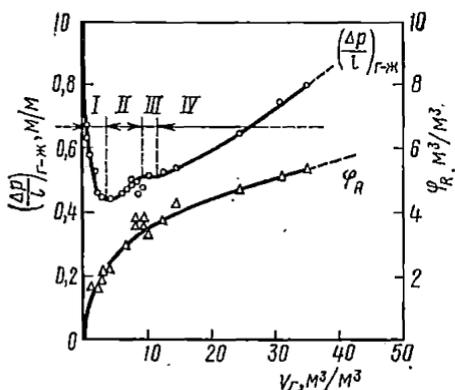


Рис. 74. Изменение $(\Delta P/l)_{г-ж}$ и удерживающей способности в различных режимах при однонаправленном вертикальном движении двухфазной системы: I — пузырьковый режим; II — пробковый режим; III — кольцевой режим; IV — эмульсионный режим

где $V_{г}$ — объемная нагрузка по газу; q — объемная доля газа для различных режимов при однонаправленном вертикальном движении при постоянной скорости жидкости ($\sim 0,62$ м/с). Как следует из рис. 74, только в режиме эмульгирования (режим IV) наблюдается одинаковый или во всяком случае близкий характер изменения различных количественных характеристик двухфазного потока, что находится в соответствии с ранее рассмотренными особенностями движения двухфазных систем.

В качестве безразмерного комплекса, определяющего переход из одного режима течения системы в другой, для вертикальных труб может быть взято, например, так называемое число Фруда для смеси:

$$Fr_{см} = \frac{w_{см}^2}{gd_T}, \quad (IV.50)$$

$$w_{см} = \frac{v_{ж} + v_{г}}{\pi d_T^2/4}, \quad (IV.51)$$

где $v_{ж}$, $v_{г}$ — объемные скорости жидкости и газа, м³/с; d_T — внутренний диаметр трубы, м.

Функцией числа Фруда будет так называемое объемное газосодержание:

$$\varphi_{ог} = \frac{v_{г}}{v_{г} + v_{ж}}. \quad (IV.52)$$

Было установлено, что для границы между пузырьковым и пробковым режимами (между I и II) справедлива зависимость

$$\varphi_{ог} = 0,05 Fr_{см}^{0,2}. \quad (IV.53)$$

Для границы между II и III режимами

$$\varphi_{ог} = 0,12 \div 0,5 Fr_{см}^{0,15-0,10} \quad (IV.54)$$

Для границы между III и IV режимами

$$\varphi_{ог} = 0,65 \div 0,85 Fr_{см}^{0,05-0,02} \quad (IV.55)$$

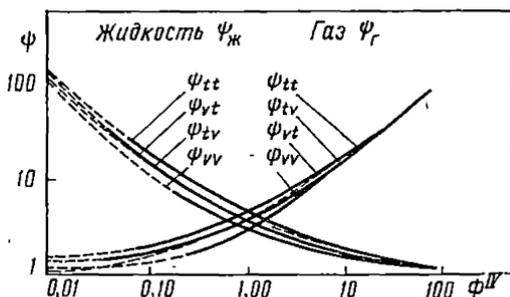


Рис. 75. Зависимость ψ от Φ :

ψ_{vv} — обе фазы движутся ламинарно; ψ_{zv} — газ движется турбулентно, жидкость ламинарно или наоборот; ψ_{vt} , ψ_{tt} — газ и жидкость движутся турбулентно

На рис. 75 представлено изменение отношения перепада давления в двухфазном потоке $\Delta P_{г-ж}$ к перепаду давления в однофазном потоке соответственно для газовой фазы

$$\psi_g = \left(\frac{\Delta P_{г-ж}}{\Delta P_g} \right)^{1/2}$$

или жидкой фазы

$$\psi_{ж} = \left(\frac{\Delta P_{г-ж}}{\Delta P_{ж}} \right)^{1/2}$$

при условии, если газ или жидкость двигалась при тех же скоростях, температуре и давлении, что в двухфазном потоке.

Перепад давления в двухфазном однонаправленном потоке можно определить через видоизмененный фактор Φ , который может быть выражен следующим образом:

$$\Phi^{IV} = \left(\frac{\Delta P_{ж}}{\Delta P_g} \right)^{1/2} \quad (IV.56)$$

или

$$\Phi^{IV} = \left[\left(\frac{\omega_{ж}}{\omega_g} \right)^m \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_{ж}} \right)^n \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_g} \right)^c \right]^{0,5}, \quad (IV.57)$$

где показатели m , n и c зависят от того, в каком режиме движутся фазы. Предварительно рассчитываются числа Рейнольдса для каждой

фазы и по уравнению сопротивления для однофазного потока определяются раздельно ΔP_{Γ} и $\Delta P_{\text{ж}}$. Определив таким образом параметр Φ^{IV} по (IV.56), при помощи рис. 75 определяют ψ для каждой фазы, откуда вычисляется перепад давления в двухфазном потоке:

$$\Delta P_{\Gamma-\text{ж}} = \psi_{\Gamma}^2 \Delta P_{\Gamma} \quad (\text{IV.58})$$

и

$$\Delta P_{\Gamma-\text{ж}} = \psi_{\text{ж}}^2 \Delta P_{\text{ж}}. \quad (\text{IV.59})$$

Для определения перепада давления при однонаправленном движении воздушно-водяных смесей в шероховатых горизонтальных трубах можно воспользоваться уравнением

$$\frac{\Delta P_{\Gamma-\text{ж}}}{\Delta P_{\text{ж}}} = 1 + c \left(\frac{G}{L} \right)^{0,875m} \left(\frac{\nu_{\Gamma}}{\nu_{\text{ж}}} \right)^{0,125m} \left(\frac{\gamma_{\text{ж}}}{\gamma_{\Gamma}} \right)^{0,5m}, \quad (\text{IV.60})$$

где $\Delta P_{\Gamma-\text{ж}}$ — перепад давления в двухфазном потоке; $\Delta P_{\text{ж}}$ — перепад давления при движении только жидкости; c , m — постоянные, определяемые опытным путем.

Перепад давления в двухфазном потоке на входе в канал (вертикальную трубу) можно рассчитать по уравнению

$$\frac{\Delta P_{\Gamma-\text{ж}}}{\Delta P_{\Gamma}} = 1 + 5,4 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,7} \left(\frac{\gamma_{\Gamma}}{\gamma_{\text{ж}}} \right)^{0,4} \left(\frac{\nu_{\text{ж}}}{\nu_{\Gamma}} \right)^{0,1}. \quad (\text{IV.61})$$

Если вертикальную трубу расположить таким образом, что нижний ее край будет находиться в непосредственной близости к зеркалу поверхности жидкости, то при втекании газа в трубу под ней образуется зона пониженного статического давления. Понижение статического давления на поверхности жидкости под трубой вызывает подъем жидкости по оси трубы. Столб жидкости захватывается газовым потоком, ускоряется в зоне расширения газовой струи до одного или двух диаметров и интенсивно эмульгируется.

§ 6. Гидродинамические параметры барботажного слоя

Барботажный слой — одна из наиболее характерных двухфазных систем, реализуемых в промышленных аппаратах (различного вида тарельчатых колоннах, барботажных аппаратах).

Барботажный слой имеет чрезвычайно сложную структуру, так как он негомогенен, некоторые его физические параметры (например, вязкость) не определены, отсутствует фиксированная поверхность раздела фаз (она непрерывно меняет свою величину и форму), всплывающие пузыри и струи газа создают мощные циркуляционные токи жидкости, поэтому точное количественное описание барботажного слоя до настоящего времени не разработано. Параметрами слоя, характеризующими его структуру, служат плотность и высота газо-жидкостного слоя, размеры и скорость пузырей, поверхность контакта фаз, продольное перемешивание жидкой и газовой фаз.

Хотя в настоящее время четкая классификация режимов процесса барботажного отсутствует, тем не менее можно определенно выделить два режима: барботажный и струйный, или факельный.

Для барботажного режима характерно: а) пузыри на выходе из барботера отрываются равномерно через равные промежутки времени; б) после ускорения на очень коротком пути пузыри поднимаются в слое жидкости прямолинейно, вертикально и равномерно, т. е. с постоянной скоростью, и сохраняется расстояние между ними. Предполагая шарообразность пузыря и отсутствие взаимодействия между ними, диаметр пузыря может быть получен исходя из равновесия сил, действующих на пузырь в момент отрыва из отверстий барботера:

$$d_{\text{п}} = \sqrt[3]{\frac{6d_0\sigma}{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})g}}, \quad (\text{IV.62})$$

где $d_{\text{п}}$ — диаметр пузыря; d_0 — диаметр отверстия барботера; σ — поверхностное натяжение жидкости; $\rho_{\text{ж}}$, $\rho_{\text{г}}$ — плотность жидкости и газа соответственно; g — ускорение силы тяжести.

Уравнение (IV.62) дает удовлетворительное совпадение с экспериментальными данными в широком диапазоне изменения физических свойств жидкости, расходов газа и диаметров отверстия барботера.

Для струйного, или факельного, режима характерно: а) расстояние между пузырями становится настолько малым, что они сливаются в непрерывную струю; б) скорость поднимающихся пузырей изменяется мало, зависит от расхода газовой фазы, а путь может отклоняться от вертикали; в) диаметр пузырей зависит от расхода газовой фазы, а их форма подвергается деформации.

При образовании цепочки шарообразных пузырей и при их касании можно принять, что скорость образования пузыря будет равна скорости отрыва предыдущего пузыря. Тогда для диаметра пузыря $d_{\text{п}}$, исходя из равновесия действующих на него сил, получаем

$$d_{\text{п}} = \sqrt[3]{\frac{6V_{\text{г}}}{\pi\omega_0}}, \quad (\text{IV.63})$$

где $V_{\text{г}}$ — объемный расход газа; ω_0 — скорость одиночного пузыря. Из уравнений (IV.62) и (IV.63) может быть рассчитан критический объемный расход газа, определяющий границу барботажного и струйного режимов:

$$V_{\text{г.кр}} = \frac{\pi\omega_0}{6} \left[\frac{6d_0\sigma}{g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})} \right]^{2/3}. \quad (\text{IV.64})$$

Уравнения (IV.62)—(IV.64) являются приближенными, так как не учитываются взаимодействия пузырей между собой и их взаимодействие с жидкостью. С увеличением расхода газа частота образования пузырей становится постоянной величиной (17—40 с⁻¹). Пристеночный эффект сказывается при диаметрах аппарата меньше 200 мм. При увеличении диаметра аппарата уменьшается средний диаметр пузырей при одной и той же скорости. На диаметр пузырей практически не

вливают диаметр отверстий барботера и его свободное сечение (увеличение диаметра отверстий в 100 раз увеличивает диаметр пузырей только в 2 раза).

При динамическом взаимодействии газа и жидкости происходит дробление и коалесценция пузырей, вследствие чего в барботажном слое образуются энергетически более устойчивые пузыри, размеры которых не зависят от условий внедрения газа в жидкость. Средний радиус пузыря r определяют по уравнению

$$r = \xi w_g^2 / (2g), \quad (IV.65)$$

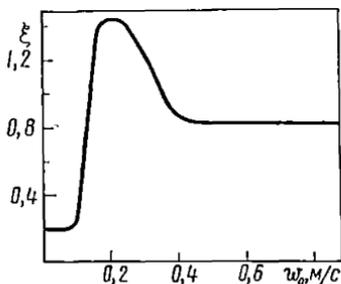


Рис. 76. Зависимость коэффициента сопротивления от скорости газа

где ξ — коэффициент сопротивления относительному движению пузыря. Коэффициент сопротивления определяется графически (рис. 76).

На рис. 77 представлено изменение диаметра пузырей по высоте слоя жидкости в аппарате при различных скоростях газа. На рис. 78 приведена зависимость скорости подъема пузыря от его диаметра.

Весь диапазон изменения скорости подъема пузырей ориентировочно можно подразделить на четыре области:

1) $d_n < 0,7$ мм. Пузырьки ведут себя как твердые частицы, скорость их

подъема подчиняется закону Стокса;

2) $0,7 \text{ мм} < d_n < 1,4$ мм. Пузырьки сохраняют сферическую форму, но уже возникает внутренняя циркуляция газа, приводящая к уменьшению напряжения на межфазной поверхности. Скорость подъема превышает расчетную по закону Стокса;

3) $1,4 \text{ мм} < d_n < 6,0$ мм. Пузырьки уже не сферические и поднимаются зигзагообразно. Сопротивление движению несколько возрас-

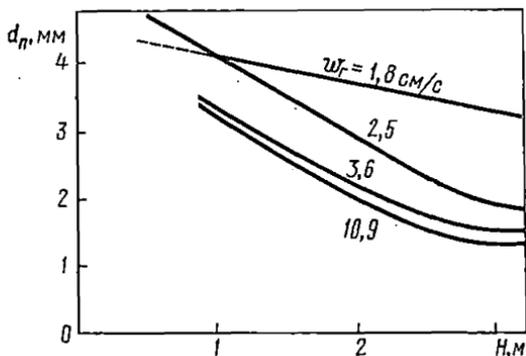


Рис. 77. Зависимость среднего диаметра пузырей от высоты барботажного аппарата при различных скоростях газа

тает из-за образования гидродинамического следа. Скорость подъема при изменении диаметра пузырька изменяется не существенно;

4) $d_{\text{п}} > 0,006$ м. Пузырьки имеют чашеобразную форму. Предельная скорость подъема возрастает при увеличении диаметра пузырьков.

При массовом барботаже пузыри имеют форму сплющенного эллипсоида, короткая ось которого расположена в направлении движения. Для расчета скорости подъема таких пузырей применимо уравнение

$$\omega_0 = \left(\frac{\sigma^2 g}{3\pi\mu} \frac{1}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{1,5} \quad (\text{IV.67})$$

Поверхность контакта фаз a в барботажном аппарате увеличивается с ростом газовой нагрузки $a \sim \omega^{0,5 \div 0,7}$. Установлено также влияние физических параметров фаз на поверхность контакта. С повышением плотности сплошной фазы ($\rho_{\text{ж}}$) поверхность фазового контакта увеличивается пропорционально $\rho_{\text{ж}}^{0,2 \div 0,5}$ и уменьшается пропорционально $\sigma^{-(0,6 \div 1,0)}$.

Газосодержание барботажного слоя. Для барботажного режима, в котором не происходит взаимодействия пузырей, их движение аналогично осаждению твердых сферических частиц. Зависимость газосодержания от скорости газа в полном сечении аппарата описывается уравнением

$$\omega = \alpha \varphi (1 - \varphi); \quad (\text{IV.68})$$

где ω — скорость газа на полное сечение аппарата, см/с; α — коэффициент, соответствующий скорости одиночного пузыря (практически составляет 30—32 см/с); φ — газосодержание слоя.

Зависимость газосодержания от скорости газовой фазы и плотностей жидкой и газовой фаз описывается эмпирической формулой

$$\varphi = 1 - \exp \left[- \frac{0,2\omega/\omega_0 \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,2}}{1 + 0,00875 \left(\frac{\omega}{\omega_0} \right)^{0,95} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,75}} \right] \quad (\text{IV.69})$$

В аппаратах малого диаметра, для которых отношение $D/d_{\text{п}} < 40$, влияет пристеночный эффект. Высота газо-жидкостного слоя также сказывается на газосодержании, поскольку движение пузырей является нестационарным процессом по высоте слоя; в начале слоя пузыри движутся с большими скоростями, в конце слоя их движение замедляется, поэтому газосодержание барботажного слоя аппарата малой высоты существенно превышает газосодержание барботажного слоя аппарата большой высоты.

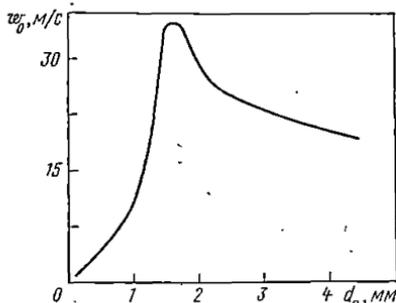


Рис. 78. Зависимость скорости подъема пузырька ω_0 от его диаметра $d_{\text{п}}$.

Влияние диаметра аппарата и высоты слоя на газосодержание барботажного слоя φ в аппарате учитывается поправочными коэффициентами K_D и K_H :

$$\varphi = 1 - K_D K_H \varphi_0, \quad (IV.70)$$

где

$$K_D = 1 - \exp \left[-1,1 \left(\frac{\omega_r}{\omega_0} \right)^{0,5} \left(\frac{\sqrt{gD}}{\omega_r} \right)^{0,75} \right], \quad (IV.71)$$

$$K_H = 1 - \exp \left[-0,405 \left(\frac{\omega_r}{\omega_0} \right)^{0,7} \left(\frac{\sqrt{gH}}{\omega_r} \right) \right], \quad (IV.72)$$

φ_0 — газосодержание барботажного слоя в аппарате малого диаметра и малой высоты слоя жидкости; D — диаметр аппарата, см; H — высота слоя светлой жидкости, см. Влияние диаметра аппарата на газосодержание становится несущественным, начиная с $D = 15-20$ см, а влияние высоты — с $H = 0,6$ м.

Значения газосодержания для системы с протоком жидкости могут быть получены из величин газосодержания для непроточной системы φ_0'' :

$$\varphi_w = (1 \pm 0,04 \omega_{ж}) \varphi_0'', \quad (IV.73)$$

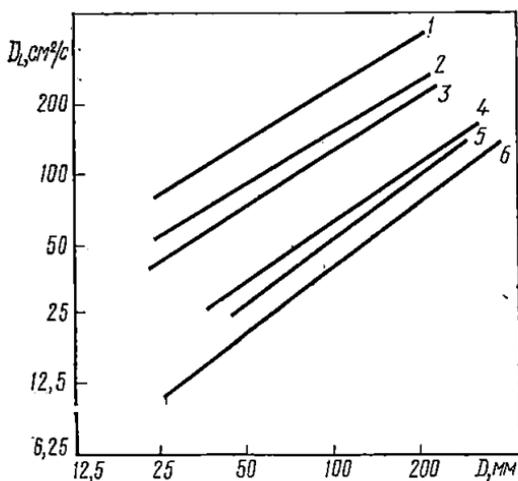


Рис. 79. Влияние диаметра аппарата на продольное перемешивание жидкой фазы при различных скоростях газа:

1 — 10 см/с; 2 — 8 см/с; 3 — 6 см/с; 4 — 3 см/с; 5 — 2,2 см/с; 6 — 1,5 см/с

где + для противотока жидкости; — для прямотока жидкости; $\omega_{ж}$ — скорость жидкости в полном сечении аппарата, см/с.

Уравнение (IV.73) справедливо для скоростей жидкостей, равных 0—20 см/с для прямотока и 0—10 см/с для противотока.

Секционирование барботажных аппаратов* существенно повышает газосодержание слоя.

Продольное перемешивание жидкой фазы. Структура жидкой фазы в барботажном аппарате достаточно хорошо описывается диффузионной моделью, разработанной на основании полуэмпирической теории продольного рассеяния вещества.

* Барботажными аппаратами принято называть аппараты с высоким слоем жидкости, которые снабжены специальными барботерами для ввода газа.

Коэффициент продольного перемешивания не зависит от высоты газо-жидкостного слоя. С увеличением диаметра аппарата усиливается поперечная неравномерность, что неизбежно повышает коэффициент продольного перемешивания, причем зависимость коэффициента продольного перемешивания от диаметра аппарата носит линейный характер (рис. 79). На коэффициент продольного перемешивания жидкой фазы D_L влияет диаметр отверстий барботера: при меньших диаметрах отверстий d_0 получаются меньшие пузыри, вследствие чего D_L снижается. Начиная с $d_0 = 1$ мм величина D_L становится независимой от d_0 . Скорость жидкой фазы $\omega_{ж}$ не влияет на D_L при скоростях $\omega_{ж} \leq \omega_{кр}(1 - \varphi)$; при скоростях $\omega_{ж} > \omega_{кр}(1 - \varphi)$ величина D_L линейно увеличивается с ростом $\omega_{ж}$. Значение критической скорости определяется

$$\omega_{кр} = \frac{\omega_{ж}}{1 - \varphi} \quad (IV.74)$$

С увеличением скорости газовой фазы ω возрастает степень циркуляции жидкой фазы, в результате чего повышается коэффициент продольного перемешивания D_L . Коэффициент продольного перемешивания жидкой фазы рассчитывается по эмпирическим зависимостям: при $\omega_{ж} \leq \omega_{кр}(1 - \varphi)$

$$D_L = D\omega_{кр} + 1,67D\omega_0 \left(\frac{\omega_{г}}{\omega_0} \right)^{2/3}, \quad (IV.75)$$

при $\omega_{ж} > \omega_{кр}(1 - \varphi)$

$$D_L = D\omega_{кр} + 12,1D \frac{\omega_{кр}}{1 - \varphi} \left(\frac{\omega_{г}}{\omega_0} \right)^{2/3} \quad (IV.76)$$

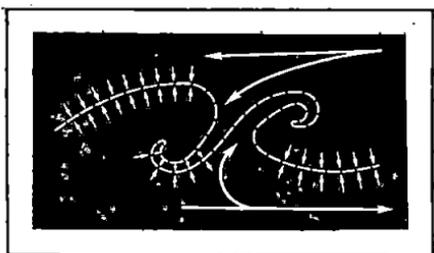
С увеличением давления величина D_L при небольших скоростях газа ($\omega_{г} < 10$ см/с) снижается, при больших скоростях газа она становится независимой от давления. С повышением температуры D_L значительно увеличивается при всех скоростях газа. С увеличением вязкости жидкой фазы D_L линейно возрастает.

Секционирование барботажных аппаратов существенно снижает продольное перемешивание жидкой фазы вследствие подавления циркуляции жидкости внутри аппарата. С уменьшением живого сечения перегородок продольное перемешивание жидкости понижается. Увеличение числа перегородок существенно уменьшает D_L . Диаметры отверстий перегородок практически не влияют на коэффициент продольного перемешивания жидкой фазы.

Продольное перемешивание газовой фазы. Во всем диапазоне газовых нагрузок структура потока газовой фазы близка к идеальному смешению. При малых газовых нагрузках ($\omega_{г} < 2,5$ см/с) структура потока газовой фазы описывается тремя — семью ячейками идеального смешения, при больших газовых нагрузках — идеальным смешением.

Установлено, что при более точном измерении концентрации газа — трассера при помощи малоинерционного газоанализатора инфракрасного поглощения структура потока газовой фазы описывается шестью — десятью ячейками идеального смешения во всем диапазоне газовых нагрузок. В аппаратах с малой высотой газо-жидкостного слоя вследствие усиления влияния концевых эффектов продольное перемешивание газовой фазы значительно повышается. При увеличении диаметра аппарата продольное перемешивание газовой фазы практически не меняется. Это имеет важное практическое значение, так как позволяет распространять экспериментальные данные о продольном перемешивании, полученные на опытных установках, на промышленные аппараты. При секционировании аппарата перегородками продольное перемешивание газовой фазы увеличивается вследствие задержки части пузырей возле перегородок.

III



Основы кинетики
процессов
массопередачи

Глава V

Механизм переноса вещества и законы диффузии

§ 1. Основные понятия и определения

Транспорт вещества осуществляется одновременно двумя видами переноса: молекулярной диффузией (микрокинетика) и вихревой диффузией (макрокинетика).

Молекулярная диффузия. Молекулярная диффузия представляет собой область микрокинетики, когда перенос массы вещества осуществляется молекулами. Молекулы газа непрерывно находятся в движении и сталкиваются друг с другом. Число таких столкновений вследствие больших скоростей и большого числа молекул очень велико. Молекулы как бы взаимно «расталкивают» друг друга, в результате чего направление и скорость движения молекул непрерывно меняются. Громадное число столкновений между молекулами приводит к тому, что они в массе не столько движутся в каком-либо направлении, сколько «толкуются» на месте. Этим и объясняется постоянное, самопроизвольное, медленное перемешивание молекул газа, перенос энергии и массы.

Рассмотрим поведение молекул растворенного вещества в растворе. Молекулы растворенного вещества постоянно сталкиваются с молекулами растворителя. Эти соударения приводят к беспорядочному движению молекул. Хотя и можно вычислить среднее расстояние, которое молекула могла бы пройти в данный интервал времени, однако нет метода предсказания ее действительного пути. Графическое представление вероятностного положения молекулы со временем дало бы ряд концентрических окружностей около ее начального положения.

Первая попытка установить соотношение между неупорядоченным движением молекул и диффузионным потоком была сделана Эйнштейном при анализе броуновского движения. Рассматривая движение только вдоль оси x и допуская, что положительное и отрицательное смещение равновероятно, Эйнштейн показал, что вероятность горизонтального смещения между x и $x + dx$ равна

$$N_p = \frac{1}{\sqrt{2\pi\Delta_l^2}} \exp(-x^2/2\Delta_l^2) dx, \quad (V.1)$$

где Δ_l — среднеквадратичная среднего линейного смещения.

Величина Δ_l^2 находится в простом соотношении с коэффициентом молекулярной диффузии D_M [см. уравнение (III.113)], представляющим

число молекул, проходящих единицу поперечного сечения в единицу времени, когда градиент концентраций равен единице:

$$D_M = \frac{1}{2} (\Delta l^2) / \tau. \quad (V.2)$$

Число частиц, проходящих через поверхность, составит $1/2(\Delta l)(C_2 - C_1)$ и уравнение (V.1) приводится к виду

$$N_p = \frac{1}{\sqrt{4\pi D_M \tau}} \exp(-x^2/4D_M \tau) dx; \quad (V.3)$$

Уравнение (V.3) справедливо, если начальное количество растворенного вещества соответствует граничным условиям при $x = 0$ и $\tau = 0$. Если правую часть уравнения (V.3) умножить на количество веществ, то получим распределение концентраций растворенного вещества за все время τ .

Первый закон Фика. Хотя статистическое толкование диффузии дает наглядное представление о природе ее, все же первой детерминистической формулировкой скорости диффузии является закон Фика. По аналогии с тепловым потоком Фик установил, что при данной температуре и давлении возникающая скорость транспорта пропорциональна только градиенту концентраций. Если q — диффузионный поток, т. е. скорость транспорта массы вещества на единицу площади, и dC/dz — градиент концентраций, то для однонаправленного потока справедливо уравнение

$$q = -D_M (dC/dz), \quad (V.4)$$

где D_M — коэффициент молекулярной диффузии для данной системы принимается постоянным и имеет размерность $L^2 T^{-1}$. Знак «—» указывает на то, что поток вещества направлен в противоположную сторону от направления градиента концентраций. Согласно понятию диффузионного потока количество вещества Q (кг-моль), прошедшее через площадь F (m^2) за время τ (ч), составит

$$q = \frac{Q}{F\tau} = -D_M \frac{dC}{dz}. \quad (V.5)$$

Так как диффузия обоих компонентов бинарной системы требует, чтобы поток одного компонента балансировался противоположным потоком другого компонента, то уравнение (V.5) может быть написано для каждого компонента. Обычно для выражения диффузии в бинарных системах при данных условиях используется только одно уравнение, подразумевая, что коэффициент остается таким же для каждого компонента. Коэффициенты диффузии идентичны только тогда, когда объемы компонентов А и В не изменяются в процессе диффузии.

Напишем уравнение диффузии для каждого вещества:

$$q_A = -D_A (dC_A / dz), \quad (V.6)$$

$$q_B = -D_B (dC_B / dz). \quad (V.7)$$

Пусть V_A и V_B — постоянные объемы, взятые за единицу измерения для определения концентраций А и В. Если изменение концентраций существенно не влияет на изменение объема, V_A и V_B будут пропорциональны молярным объемам. Объем диффундирующего компонента А за единицу времени через единицу площади поперечного сечения составит $-D_A V_A (dC_A/dz)$ и для компонента В будет $-D_B V_B (dC_B/dz)$. При постоянном объеме системы не будет возникать разность в диффундирующих объемах в рассматриваемом сечении, т. е.

$$D_A V_A (dC_A/dz) + D_B V_B (dC_B/dz) = 0. \quad (V.8)$$

Объем компонента А на единицу общего объема раствора составляет $V_A C_A$ и компонента В будет $V_B C_B$. Если присутствуют только А и В, то

$$V_A C_A + V_B C_B = 1. \quad (V.9)$$

Дифференцируя уравнение (V.9), получим

$$V_A (dC_A/dz) + V_B (dC_B/dz) = 0. \quad (V.10)$$

Из уравнений (V.8) и (V.10) следует, что $D_A = D_B$, или $V_A = 0$, или $V_B = 0$. Если V_A и V_B не могут рассматриваться как постоянные, тогда D_A не равно D_B . Для обычных органических систем D_A можно принять равным D_B , и коэффициент диффузии должен рассматриваться как коэффициент взаимной диффузии, т. е. $D_{AB} = D_M$. В векторной форме первый закон Фика для диффузии в одном направлении может быть представлен в виде

$$q = -D_M \text{grad } C = -D_M \nabla C. \quad (V.11)$$

Вывод первого закона Фика на основе гидродинамики. Если осмотическое давление принять в качестве движущей силы, то можно прийти к уравнению Фика. Сила, действующая на растворенную частицу в разбавленном растворе, может быть выражена уравнением

$$\vec{f} = -(m/C) \text{grad } P_{oc}, \quad (V.12)$$

где C — концентрация; m — масса частицы; P_{oc} — осмотическое давление. Так как $P = (CRT/mN_A)$, где N_A — число Авогадро, уравнение (V.12) может быть представлено в следующем виде:

$$\vec{f} = -(RT/N_A) [(\text{grad } C)/C]. \quad (V.13)$$

При установившемся движении, когда каждая частица обладает постоянной скоростью \vec{v} , $\vec{v} = B\vec{f}$, где B есть «мобильность» — фактор, зависящий от размера и формы частицы и вязкости распределяемой среды. Подставляя в выражение для \vec{f} , получим

$$\vec{v} = -(RT/N_A)(B) [(\text{grad } C)/C]. \quad (V.14)$$

Вводя поток \vec{q} ,

$$\vec{q} = C\vec{v} = -(RT/N_A)(B)(\text{grad } C) = -D_M \text{grad } C, \quad (\text{V.15})$$

где $D_M = (RT/N_A)(B)$.

Когда сопротивление потока $1/(B)$ равно стоксовскому сопротивлению $6\pi\mu r$, выражение (V.15) приводится к уравнению Стокса — Эйнштейна:

$$\frac{D_M\mu}{kT} = \frac{1}{6\pi r}, \quad (\text{V.16})$$

где D_M — коэффициент молекулярной диффузии; μ — вязкость раствора; k — константа Больцмана; r — радиус молекул растворенного вещества.

Вихревая диффузия. Этот вид диффузии связан с представлениями макрокинетики, когда перенос вещества осуществляется макрочастицами жидкости, определяется турбулентностью потока, его гидродинамическим состоянием. Вихревая диффузия также называется *турбулентной диффузией*. При вихревом движении жидкости возникает дополнительный перенос вещества в потоке. При этом количество переносимого вещества определяется аналогично количеству дополнительно переносимой энергии в потоке [уравнение (III.90)], т. е. из соотношения

$$q_B = -D_T \frac{dC}{dz}, \quad (\text{V.17})$$

где D_T — коэффициент вихревой или турбулентной диффузии; так же, как и коэффициент вихревой вязкости, он не является постоянной величиной и зависит от гидродинамической обстановки процесса.

Развитие вихревого движения приводит к интенсивному поперечному переносу, к развитию турбулентности и, следовательно, интенсивному перемешиванию в потоке. В то же время для осуществления процессов массопередачи необходимо наличие градиента концентраций вдоль потока от входа до выхода из аппарата, которые должны непрерывно изменяться. Интенсивное перемешивание в турбулентном потоке вызывает и продольное перемешивание, что снижает продольный градиент концентраций и ухудшает разделение. Чем больше будет коэффициент вихревой диффузии D_T , тем больше будет влиять эффект перемешивания. В этом смысле коэффициент D_T служит характеристикой интенсивности перемешивания в диффузионных процессах.

Поэтому развитие турбулентности не всегда может вести к необходимому повышению эффективности массопередачи. Соответственно необходимо так организовать процесс массопередачи в аппаратах, чтобы при развитии турбулентности эффект продольного перемешивания был сведен к минимуму. На практике, это достигается использованием мелкой насадки, созданием однонаправленного движения потоков газа и жидкости в тарельчатых колоннах специальных конструкций и, наконец, созданием аппаратов типа струйных колонн и т. п.

Суммарный перенос вещества молекулярной и вихревой диффузией соответственно будет равен

$$q = q_M + q_B = -(D_M + D_T) \frac{dC}{dz}. \quad (\text{V.18})$$

В практических расчетах процессов массопередачи суммарный перенос вещества обычно выражается уравнением суммарной диффузии

$$q = K \Delta C, \quad (\text{V.19})$$

где K — коэффициент массопередачи, размерность которого зависит от выбранных единиц измерения концентраций; ΔC — разность концентраций, или движущая сила процесса, осреднение которой производится различными методами. Выражая градиент концентраций уравнения (V.18) в конечных разностях, получим

$$q \cong (D_M + D_T) \frac{\Delta C}{\Delta z}. \quad (\text{V.20})$$

Сопоставляя уравнения (V.19) и (V.20), будем иметь

$$K \cong \frac{D_M + D_T}{\Delta z}. \quad (\text{V.21})$$

Из соотношения (V.21) следует, что коэффициент массопередачи учитывает молекулярный и вихревой механизмы переноса вещества.

Второй закон Фика. Введем в рассмотрение полную производную концентраций:

$$\frac{DC}{d\tau} = \frac{\partial C}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial C}{\partial x} + w_y \frac{\partial C}{\partial y} + w_z \frac{\partial C}{\partial z}. \quad (\text{V.22})$$

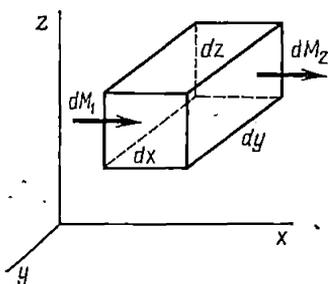


Рис. 80. К выводу уравнения (V.30)

Если составить материальный баланс количества подводимого и отводимого вещества к элементарному параллелепипеду с гранями $dx dy dz$ (рис. 80) в потоке жидкости, то получим следующие соотношения. Рассматривая перенос вещества вдоль оси x , выразим количество вещества, входящего и выходящего из параллелепипеда за счет молекулярной диффузии. Согласно уравнению (V.5) будет на входе

$$dM_1 = D_M \frac{\partial C}{\partial x} dy dz d\tau, \quad (\text{V.23})$$

на выходе

$$dM_2 = -D_M \frac{\partial}{\partial x} \left(C + \frac{\partial C}{\partial x} dx \right) dy dz d\tau, \quad (\text{V.24})$$

разность составит

$$D_M \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} dx dy dz d\tau. \quad (\text{V.25})$$

Для всех граней параллелепипеда в направлении всех трех осей координат получим

$$D_m \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right) dx dy dz d\tau. \quad (V.26)$$

Избыточное количество вещества будет выноситься из параллелепипеда потоком жидкости, изменение концентраций в котором определяется уравнением (V.22). Этот поток через параллелепипед объемом $dx dy dz$ за время $d\tau$ изменит концентрацию на величину

$$dx dy dz d\tau \frac{DC}{d\tau}. \quad (V.27)$$

Подставляя уравнение (V.27) в (V.26), получим

$$\frac{DC}{d\tau} = D_m \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right). \quad (V.28)$$

Заменяя $\frac{DC}{d\tau}$ его значением из уравнения (V.22), получим

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial C}{\partial x} + w_y \frac{\partial C}{\partial y} + w_z \frac{\partial C}{\partial z} = D_m \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right). \quad (V.30)$$

В левой части уравнения (V.30) имеем локальную и конвективные составляющие диффузии, в правой части — молекулярную диффузию.

Для установившегося процесса диффузии

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = 0 \quad (V.31)$$

Уравнение (V.30) называется *вторым законом Фика*.

Таким образом, если D_m не зависит от концентрации, второй закон Фика может быть представлен в виде

$$\frac{DC}{d\tau} = D_m \nabla^2 C. \quad (V.32)$$

В общем случае D_m является функцией концентрации, и второй закон Фика выражается так:

$$\frac{DC}{d\tau} = \text{div} (D_m \text{grad } C) = \nabla (D_m \nabla C). \quad (V.33)$$

§ 2. Диффузия в однофазной неподвижной среде

При стационарном состоянии для равномолекулярной диффузии вдоль оси

$$q = -D_{AB} \frac{dC}{dz}, \quad (V.34)$$

где q — поток вещества.

Уравнение (V.34) после разделения переменных примет вид

$$qdz = -D_{AB}dC,$$

для граничных условий $z = z_1, C = C_{A_1}, z = z_2, C = C_{A_2}$ получим

$$q = D_{AB} \frac{C_{A_1} - C_{A_2}}{z_2 - z_1}. \quad (V.35)$$

Уравнение (V.35) справедливо для сильно разбавленных систем при постоянной температуре. Для диффузии компонента А через неподвижный компонент В при постоянном давлении Р и температуре для идеальной газовой системы, если x_A — молярная доля компонента А, получим

$$q = - \frac{D_{AB}(P/RT)}{1-x_A} \cdot \frac{dC_A}{dz} = - \frac{D_{AB}(P/RT)}{P-p_A} \frac{dp_A}{dz} = \\ = - D_{AB}(P/RT) \frac{d \ln p_B}{dz}. \quad (V.36)$$

При $q = \text{const}$ уравнение (V.36) после интегрирования примет вид

$$q = \frac{D_{AB}(P/RT)}{z_2 - z_1} \ln \frac{p_{B_2}}{p_{B_1}} = D_{AB} \frac{(P/RT)}{z_2 - z_1} \frac{p_{A_1} - p_{A_2}}{p_{B_{\text{ср}}}}, \quad (V.37)$$

где p_{A_1}, p_{A_2} — парциальные давления компонента А в двух точках, находящихся на расстоянии $z_2 - z_1$ в направлении диффузии;

$p_{B_{\text{ср}}} = \frac{p_{B_2} - p_{B_1}}{\ln(p_{B_2}/p_{B_1})}$ — среднее логарифмическое парциального давления недиффундирующего газа.

Уравнение (V.37) используется для определения коэффициента диффузии в газах по методу Стефана и называется уравнением Стефана. Если парциальное давление компонента А весьма мало по сравнению с парциальным давлением компонента В, т. е. система сильно разбавленная, величина $p_{B_{\text{ср}}}$ практически равна Р и уравнение (V.37) приводится к виду

$$q = \frac{D_{AB}}{RT(z_2 - z_1)} (p_{A_1} - p_{A_2}). \quad (V.38)$$

Уравнение (V.38) может быть получено непосредственно из уравнения (V.35), если вместо концентрации компонента А подставить его парциальное давление $C_A = p_A/RT$.

§ 3. Стационарная диффузия в движущихся средах

Диффузия в падающей пленке. Для диффузии растворенного вещества А в жидкую пленку компонента В, движущуюся ламинарно, имеется несколько аналитических решений, точность которых зависит от принятых допущений. При наиболее простом аналитическом реше-

нии принимается, что время контакта очень мало и допустимы следующие условия: а) пленка движется с плоским профилем скоростей w_0 (рис. 81); б) пленка бесконечной толщины; в) концентрация у поверхности ($x = 0$) равна C_0 .

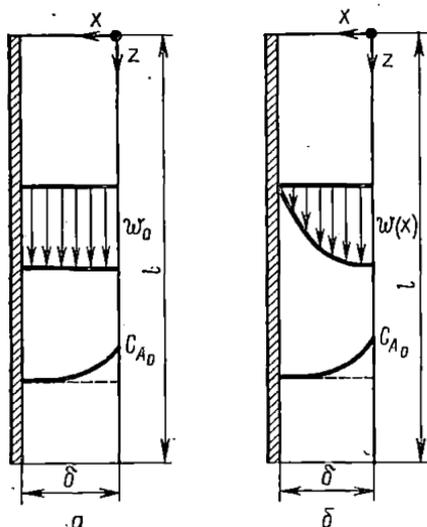


Рис. 81. К выводу уравнения диффузии в падающей пленке:

а — плоский профиль; б — параболический профиль

Уравнение диффузии берется в виде

$$w_0 \frac{\partial C_A}{\partial z} = D_{AB} \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2}, \quad (\text{V.39})$$

причем компонентой $\partial^2 C_A / \partial z^2$ в направлении потока можно пренебречь. При граничных условиях:

- а) при $x = 0$ $C_A = C_{A_0}$ при всех z ;
- б) при $x = \infty$ $C_A = C_{A_\infty}$ при всех z ;
- в) при $z = 0$ $C_A = C_{A_\infty}$ при всех x

решение уравнения (V.39) приводит к зависимости

$$\left(\frac{C_A - C_{A_\infty}}{C_{A_0} - C_{A_\infty}} \right) = 1 - \operatorname{erf} \frac{x}{\sqrt{4D_{AB}z/w_0}}. \quad (\text{V.40})$$

Уравнение (V.40) справедливо и для неустановившегося состояния диффузии в пленку при $\tau = z/w_0$. Уравнение (V.39) решено для диффузии в падающую пленку с плоским профилем скоростей при конечной толщине жидкой пленки при следующих граничных условиях:

- а) при $x=0$ $C_A = C_{A_0}$ при всех z ;
 б) при $x=\delta$ $\partial C_A / \partial x = 0$ при всех z ;
 в) при $z=0$ $C_A = C_{A_1}$ при всех x .

(V.41)■

Это решение имеет вид

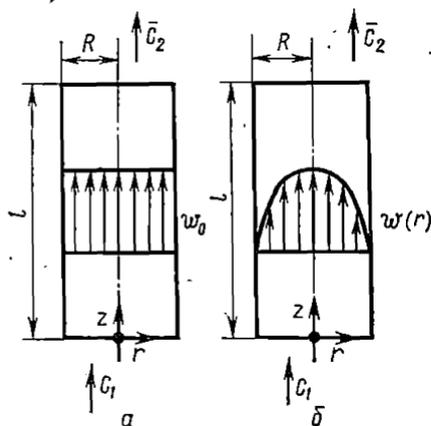
$$\frac{C_A - C_{A_1}}{C_{A_0} - C_{A_1}} = 1 - 2 \sum_{n=0}^{\infty} \frac{\sin(n+1/2)\pi x/\delta}{(n+1/2)\pi} \exp \left\{ - \left[\left(n + \frac{1}{2} \right) \pi / \delta \right]^2 \times \right. \\ \left. \times \frac{D_{AB} z^2}{\omega_0} \right\}. \quad (V.42) \blacksquare$$

Однако допущение о плоском профиле скоростей не достаточно обосновано. Более точное решение можно получить для установившегося ламинарного движения. В этом случае уравнение Навье—Стокса [см. уравнение (III.40)] приводится к виду

$$\rho g + \mu \frac{\partial^2 \omega_z}{\partial x^2} = 0. \quad (V.43)$$

Используя координатную систему (рис. 81) и принимая, что ρ и μ — величины постоянные при граничных условиях: $\omega_z = 0$, $x = \delta$ и $\frac{\partial \omega_z}{\partial x} = 0$ при $x = 0$, после интегрирования уравнения (V.43) получим

$$\omega_z(x) = \frac{\rho g \delta^2}{2\mu} \left[1 - \left(\frac{x}{\delta} \right)^2 \right] = \omega_{\max} \left[1 - \left(\frac{x}{\delta} \right)^2 \right], \quad (V.44)$$



где ω_{\max} — максимальная скорость в пленке (у поверхности);

$$\omega_{\text{ср}} = 2/3 \omega_{\max}. \quad (V.45)$$

Это приводит к тому, что толщина пленки определяется выражением

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\mu\Gamma}{\rho^2 g}} = \sqrt[3]{\frac{3\mu^2 \text{Re}}{4\rho^2 g}}, \quad (V.46)$$

где $\text{Re} = 4\Gamma/\mu$; $\Gamma = \rho \omega_{\text{ср}} \delta$ — массовая скорость потока в направлении z на единицу ширины смоченной стенки в направлении x .

Диффузия в жидкость, движущуюся по стенкам круглой трубы. Рассмотрим случай, когда у смоченных стенок газ движется с плоским

Рис. 82. К выводу уравнения диффузии в жидкость, движущуюся по стенкам круглой трубы:

а — плоский профиль; б — параболический профиль

профилем скоростей и с параболическим профилем (рис. 82). Если скорость жидкости по стенке постоянна по всему сечению трубы и компонент А диффундирует от стенки в поток компонента В, то уравнение диффузии представим в цилиндрических координатах:

$$\omega_0 \frac{\partial C_A}{\partial z} = D_{AB} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial C_A}{\partial r} \right), \quad (V.47)$$

где r — цилиндрическая координата, равная $r = \sqrt{x^2 + y^2}$.

Диффузией в направлении потока можно пренебречь по сравнению с конвективной составляющей $\omega_0 \frac{\partial C_A}{\partial z}$. Примем следующие граничные условия:

$$\begin{aligned} \text{а) } C_A &= C_{A_1} \text{ при } z=0 \text{ для всех } r; \\ \text{б) } C_A &= C_{A_R} \text{ при } z=R \text{ для всех } r. \end{aligned} \quad (V.48)$$

Введение бесселевых функций первого рода I_0 и I_1 приводит к выражению

$$\frac{C_A - C_{A_1}}{C_{A_R} - C_{A_1}} = 1 - 2 \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{a_n} \frac{I_0(a_n r/R)}{I_1(a_n)} \exp \left(- \frac{D_{AB} a_n^2 z}{\omega_0 R^2} \right). \quad (V.49)$$

Средняя концентрация \bar{C}_{A_R} на выходе из трубы при $z = l$ будет

$$\frac{\bar{C}_{A_R} - C_{A_1}}{C_{A_R} - C_{A_1}} = 1 - 4 \sum_{n=1}^n \frac{1}{a_n} \exp \left(- \frac{D_{AB} a_n^2 l}{\omega_0 R^2} \right), \quad (V.50)$$

где a_n — радиус, для которого $I_0(r) = 0$.

При параболическом распределении скоростей (рис. 82, б) в соответствии с решением уравнения Навье—Стокса

$$\omega_{\max} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \frac{\partial C_A}{\partial z} = D_{AB} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial C_A}{\partial r} \right). \quad (V.51)$$

С учетом граничных условий получим

$$\frac{\bar{C}_{A_R} - C_{A_1}}{C_{A_R} - C_{A_1}} = 1 - 2 \sum_{n=1}^{\infty} a_n \exp \left[- b_n \left(\frac{D_{AB}}{\omega_{cp} R^2} \right) l \right], \quad (V.52)$$

где $\omega_{cp} = 1/2 \omega_{\max}$; a_n и b_n — константы, имеющие значения:

n	1	2	3
a_n	0,820	0,0972	0,0135
b_n	3,658	22,178	53,05

Однако опытные данные лучше согласуются с уравнением (V.49), чем с уравнением (V.52), что объясняется влиянием конвекции, выравнивающей профиль скоростей. На практике такая диффузия на-

блюдается в аппаратах с фиксированной поверхностью контакта и в аппаратах со смоченными стенками.

Диффузия из точечного источника в движущуюся среду. Рассмотрим диффузию компонента А, инжектируемого в растворитель В, движущийся в направлении z с постоянной скоростью w_0 . В этом случае должно быть решено уравнение

$$w_0 \frac{\partial C_A}{\partial z} = D_{AB} \nabla^2 C_A \quad (V.53)$$

при следующих граничных условиях: $C_A = 0$ при $r \rightarrow \infty$:

$$-4\pi r^2 D_{AB} (\partial C_A / dr) = Q_A \quad \text{при } r \rightarrow 0,$$

где r — расстояние от источника ($r^2 = x^2 + y^2 + z^2$); z — расстояние вниз по потоку от источника; Q_A — скорость, с которой компонент А входит в систему. Решение уравнения (V.53) приводит к зависимости

$$C_A = \frac{Q_A}{4\pi r D_{AB}} e^{-\left(\frac{w_0}{2D_{AB}}\right)(r-z)} \quad (V.54)$$

Диффузия из точечного источника используется при анализе профиля концентраций и определении коэффициентов вихревой диффузии.

Диффузия в единичной капле. Крониг и Бринг, рассмотрев диффузию в капле, внутри которой происходит циркуляция с центром циркуляции, совпадающим с центром большого шара при $Re < 1$, получили следующее уравнение:

$$\begin{aligned} \frac{C_0 - C_A}{C_0 - C_{A_i}} &= 1 - \frac{3}{8} \sum_{n=1}^{\infty} A_n^2 \exp\left(1 - \frac{\varphi_n^6 64 D_m \tau}{d_p^2}\right) = \\ &= \left\{ 1 - \exp\left[\frac{-2,25 \cdot 4 \cdot D_m \pi \theta}{d_p^2}\right] \right\}^{0,8}, \end{aligned} \quad (V.55)$$

где A_n и φ_n — корни характеристического уравнения.

§ 4. Массоперенос в однофазном потоке

Для описания процесса диффузии при помощи уравнения (V.30) оно должно быть проинтегрировано совместно с уравнением движения и сплошности в заданных граничных условиях. Однако задание граничных условий в пределах турбулентного потока вызывает непреодолимые трудности, поэтому эта система уравнений заменяется уравнением, выраженным через безразмерные комплексы. Уравнение (V.30) для установившейся диффузии относительно одной оси x

$$w_x \frac{\partial C}{\partial x} = D_m \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (V.56)$$

Левая и правая части уравнения (V.56) в конечных разностях будут иметь вид

$$w_x \frac{\partial C}{\partial x} \sim w_x \frac{\Delta C}{l}, \quad (V.57)$$

$$D_m \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \sim D_m \frac{\Delta C}{l^2}. \quad (V.58)$$

Так как по своему физическому смыслу уравнение (V.56) выражает распределение концентрации за счет массового потока и молекулярной диффузии, то отношение конечных разностей приобретает смысл критерия. Разделив конечные разности (V.57) на (V.58), получим безразмерное число, так называемое число Пекле, для молекулярного переноса (если w_x выражено в м/с и D_m — в м²/с):

$$Pe_m = \frac{wl}{D_m}. \quad (V.59)$$

Число Пекле заменяется так называемым диффузионным числом Прандтля, получаемым исключением из уравнения (V.59) конвективной составляющей wl делением на $\frac{wl}{\nu}$. В результате преобразований получим диффузионное число Прандтля в следующем виде:

$$\frac{wl/D_m}{wl/\nu} = \frac{\nu}{D_m} = Pr_d. \quad (V.60)$$

Диффузионное число Прандтля выражает не просто отношение физических констант — молекулярной вязкости к молекулярной диффузии, — а имеет глубокий физический смысл. Профиль распределения скоростей в потоке жидкости определяется кинематической вязкостью жидкости ν , так как при большой вязкости он представляется в виде вытянутой параболы, а при развитой турбулентности в виде сплюснутой. Аналогично на профиль концентраций влияет коэффициент молекулярной диффузии D_m . Поэтому значение числа Прандтля сказывается на относительном распределении профилей скоростей и концентраций в потоке жидкости (рис. 83).

Для газов число Прандтля составляет порядка 1, а для капельных жидкостей — порядка 10^3 . Отсюда следует, что профили скоростей и концентраций в однофазном газовом потоке будут совпадать, в то время как в жидкости влияние вязкости будет сказываться сильнее, чем молекулярной диффузии, и поэтому профиль концентраций будет более вытянутым.

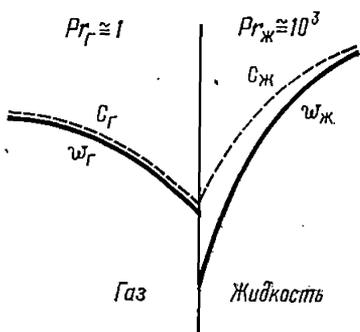


Рис. 83. Зависимость распределения профилей скоростей и концентраций от числа Прандтля

Наличие совпадающих профилей скоростей и концентраций (а для тепловых процессов и температур) и послужило основой для развития методов расчета тепло- и массопередачи по коэффициентам трения в однофазном газовом потоке, ограниченном твердыми стенками. Так, например, Колборн, воспользовавшись этой аналогией и введя безразмерный j -фактор, установил зависимость

$$j_h = j_d = \frac{\xi}{2} \quad (V.61)$$

где j_h — фактор для теплоотдачи; j_d — фактор для массопередачи; ξ — коэффициент трения. При этом

$$j_h = \frac{\alpha}{c_p \omega \rho} \left(\frac{v}{a} \right)^{2/3} \quad (V.62)$$

$$j_d = \frac{k_T \rho_{cp} M}{\omega \rho} \left(\frac{v}{D_M} \right)^{2/3} \quad (V.63)$$

где α — коэффициент теплоотдачи от газа к стенке; c_p — теплоемкость газа; ω — скорость газа; ρ — плотность газа, кг/м³; a — температуропроводность газа ($a = \lambda / c_p \rho$); k_T — коэффициент массоотдачи в газовом потоке; ρ_{cp} — среднее парциальное давление инертного газа; M — средняя молекулярная масса газового потока.

Аналогия между трением и переносом тепла и вещества получена для процессов сушки гранулированных твердых тел, испарения с твердой поверхности, с поверхности цилиндров, выполненных из твердых летучих веществ, и с поверхности промышленных насадок. Такая аналогия исключается в процессах, связанных с массопереносом в капельных жидкостях, так как при больших числах Re_d профили скоростей и концентраций не совпадают. Если необходимо учесть влияние макрокинетических параметров на распределение концентраций, таких, как величина обратного перемешивания или вихревая диффузия, то в знаменатель отношения (V.59) вводится коэффициент продольного перемешивания D_L или турбулентной диффузии D_T :

$$\frac{\omega l}{D_L} = \frac{\omega l}{D_T} = Pe. \quad (V.64)$$

Полученное безразмерное число называется числом Пекле для турбулентного переноса.

Если определяемой величиной в процессе массопереноса является коэффициент массоотдачи k , то его вводят в так называемое диффузионное число Нуссельта (Nu_d)^{*}, аналогичное тепловому числу Нуссельта. В этом случае получается безразмерное соотношение:

$$Nu_d = \frac{k l}{D_M} \quad (V.65)$$

* Вместо диффузионного числа Нуссельта часто вводят его аналог, называемый числом Шервуда.

С учетом уравнения (V.21)

$$Nu_d \approx \frac{D_M + D_T}{D_M}$$

Общее уравнение, описывающее массопередачу в однофазном потоке, можно представить в следующем виде:

$$Nu_d = A Re^m Pr_d^n \quad (V.66)$$

Режимы массообмена в однофазном потоке в зависимости от его турбулентности приведены на рис. 84. При малых значениях Re , когда молекулярные силы вязкости преобладают над инерционными силами, передача энергии и массы будет определяться молекулярными коэффициентами обмена (ν и D_M), которые зависят только от природы вещества и не зависят от скорости потоков. При $D_T \rightarrow 0$ число Nu_d будет стремиться к постоянному значению. Режим I (рис. 84) может быть определен как режим молекулярного переноса (ламинарный).

При развитии турбулентности инерционные силы становятся сравнимыми с вязкостными, и, следовательно, энергия и масса переносятся не только при помощи молекулярного, но и турбулентного обмена. С увеличением Re должно повышаться значение D_T и, следовательно, отношение $\frac{D_M + D_T}{D_M}$; соответственно будет возрастать значение Nu_d . При этом можно допустить существование двух режимов. Условие существования одного режима $D_M \geq D_T \geq 0$ и другого режима $D_T > D_M$. Учитывая пределы изменения D_T , режим II может быть определен как *промежуточный режим*.

При $D_T > D_M$ создаются условия преобладающего влияния коэффициентов турбулентного обмена. Поэтому режим III может быть определен как режим *турбулентного обмена*. Развиваемая при этом турбулентность по своему характеру будет турбулентностью, возникающей у твердой границы.

Режим IV, когда коэффициенты вихревой вязкости и вихревой диффузии достигают максимального значения, соответствует *автомоделльному режиму*, или *режиму развитой турбулентности*. В этом режиме перепад давления в потоке определяется квадратичным законом и сопротивление не зависит от молекулярной вязкости. Однако в процессе массопереноса возрастание коэффициента вихревой вязкости приводит к интенсивному продольному перемешиванию и снижает

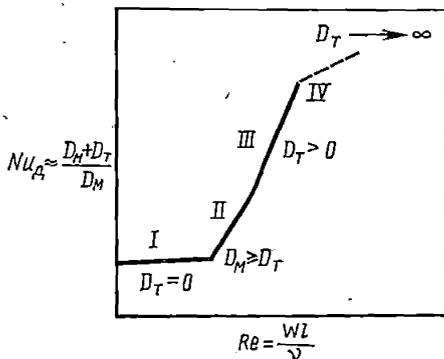


Рис. 84. К механизму массообмена в однофазном потоке

продольный градиент концентраций, поэтому коэффициент массоотдачи и число $N_{иd}$ не могут возрастать до бесконечности (пунктирная линия).

§ 5. Массоперенос в многокомпонентных системах

При исследовании процессов массопереноса чаще всего приходится иметь дело с многокомпонентными системами. В настоящее время вопросы, связанные с массопереносом в многокомпонентных системах, еще только начинают разрабатываться. Трудности заключаются прежде всего в том, что отсутствуют достаточно надежные модели механизма массопереноса. На основании теории идеальных газов предпринята попытка создания термодинамически обоснованной модели механизма массопереноса для многокомпонентных газовых и паро-жидкостных систем.

1. Диффузия в многокомпонентных газовых системах

Определим скорость дрейфа v_i каждого компонента смеси как отношение числа молекул вещества N_i , проходящих через данное сечение в единицу времени, к числу молекул вещества в единице объема смеси в этом сечении C_i , т. е.

$$v_i = N_i/C_i. \quad (V.67)$$

В этом случае средняя скорость потока всех молекул запишется как

$$v = \sum_{i=1}^n v_i y_i, \quad (V.68)$$

где $y_i = C_i/C$ — содержание компонента, мол. доля; C — общее число молекул в единице объема сечения.

Теперь, если определить относительную скорость дрейфа компонента как

$$u_i = v_i - v, \quad (V.69)$$

то, умножая уравнение (V.69) на C_i , получим

$$u_i C_i = v_i C_i - v C_i. \quad (V.70)$$

Обозначая через Φ_i относительный молярный поток компонента, уравнение (V.70) может быть переписано:

$$N_i = \Phi_i + v C_i = \Phi_i + N y_i, \quad (V.71)$$

где N — общее число молекул смеси, проходящих через данное сечение в единицу времени. Последний член в уравнении (V.71) определяет конвективный перенос компонента i , поскольку связан с общим переносом молекул смеси при $N \neq 0$. Слагаемое Φ_i определяет избыточную скорость переноса молекул i -го компонента относительно общей скорости переноса молекул смеси и поэтому может рассматриваться как

характеристика диффузионного переноса компонента. Для систем, находящихся в равновесии, в которых диффузионный перенос компонентов отсутствует, справедливо равенство

$$\Phi_i = 0. \quad (V.72)$$

и, следовательно,

$$N_i = Ny_i, \quad (V.73)$$

т. е. перенос компонента определяется только скоростью конвективного переноса. С другой стороны, суммирование уравнения (V.71) по всем компонентам смеси позволяет получить соотношение,

$$\sum_{i=1}^N \Phi_i = 0, \quad (V.74)$$

которое означает, что суммарный диффузионный перенос вещества в потоке отсутствует. Величина Φ_i , есть функция смещения равновесия по данному компоненту, которое определяется градиентами химических потенциалов всех компонентов, т. е.

$$\Phi_i = \Phi_i(\nabla\mu_1, \nabla\mu_2, \dots, \nabla\mu_n). \quad (V.75)$$

При постоянном давлении и температуре градиент химического потенциала компонента $\nabla\mu_i$ для идеальных газовых смесей пропорционален величине ∇C_i , поэтому выражение (V.75) можно представить в виде

$$\Phi_i = \Phi_i(\nabla C_1, \nabla C_2, \dots, \nabla C_n). \quad (V.76)$$

Разлагая в ряд Тейлора по степени ∇C_i с точностью до членов первого порядка малости, получим

$$\Phi_i = - \sum_{j=1}^n A_{ij} \nabla C_j, \quad (V.77)$$

где

$$A_{ij} = - \frac{\partial \Phi_i}{\partial (\nabla C_j)}.$$

Поскольку $\sum_{j=1}^n \nabla C_j = 0$, для бинарной системы уравнение (V.77) представляет собой закон Фика:

$$\Phi_1 = -(A_{11} - A_{12}) \nabla C_1 = -D_{12} \nabla C_1. \quad (V.78)$$

Для многокомпонентных систем

$$\Phi_1 = - \sum_{j=1}^{n-1} (A_{1j} - A_{1n}) \nabla C_j = - \sum_{j=1}^{n-1} D_{1j} \nabla C_j, \quad (V.79)$$

где D_{ij} — коэффициенты диффузии в многокомпонентной системе, которые в общем случае зависят от концентраций всех компонентов.

В соотношении (V.79) D_{ii} — главный коэффициент диффузии компонента i , определяющий перенос компонента под действием собственного градиента концентрации, всегда положителен. Величины $D_{ij} (i \neq j)$ — перекрестные коэффициенты диффузии, определяющие взаимодействие между компонентом i и другими компонентами смеси, могут быть как положительными, так и отрицательными. Таким образом, естественным обобщением закона Фика является уравнение (V.79), в котором все диффузионные потоки компонентов зависят от градиентов концентраций по всем компонентам смеси. Уравнение (V.79) аналогично уравнению Максвелла — Стефана

$$-\nabla C_i = \sum_{j=1}^n \frac{N_j C_j - N_i C_i}{CD_{ij}}, \quad (\text{V.80})$$

где D_{ij} — бинарные коэффициенты диффузии $D_{ij} = D_{ji}$.

Приняв во внимание, что $N_i = v_i C_i$, уравнение (V.80) может быть переписано:

$$-\nabla C_i = \sum_{j=1}^n (v_i - v_j) \frac{C_i C_j}{CD_{ij}}, \quad (\text{V.81})$$

или для бинарной системы

$$-\nabla C_1 = (v_1 - v_2) \frac{C_1 C_2}{CD_{12}}. \quad (\text{V.82})$$

Уравнение (V.82) есть другая форма записи закона Фика. Уравнения (V.79), (V.82) описывают движение компонентов смеси относительно друг друга. Движение смеси в целом учитывается уравнением непрерывности по i -му компоненту:

$$\frac{dC_i}{d\tau} + \nabla N_i = q_i. \quad (\text{V.83})$$

Объединяя уравнения (V.73), (V.79), (V.83), получим

$$\frac{dC_i}{d\tau} + \nabla(vC_i) = \nabla \sum_{j=1}^{n-1} D_{ij} \nabla C_j + q_i; \quad i=1, \dots, n-1, \quad (\text{V.84})$$

где q_i — интенсивность источника i -го компонента в потоке. Уравнение (V.84) является общим описанием диффузии в многокомпонентных системах.

Существенные особенности диффузии в газовых системах могут быть выяснены при анализе установившейся диффузии через границу раздела при отсутствии источников в потоке. Из уравнения (V.83) следует

$$\frac{dN_i}{dz} = 0$$

или

$$\frac{d \sum_1^n N_i}{dz} = \frac{dN}{dz} = \frac{d(vC)}{dz} = 0. \quad (\text{V.85})$$

Пусть на границе $N = 0$ и $v = 0$, что соответствует эквимольной диффузии через границу раздела. Тогда из уравнений (V.71) и (V.79) следует

$$N_i = \sum_{j=1}^{n-1} D_{ij} dC_j/dz. \quad (\text{V.86})$$

Если предположить, что $D_{ij} = \text{const}$, то уравнение (V.86) может быть записано как

$$N_i = \sum_{j=1}^{n-1} \frac{D_{ij}}{z} [C_j(0) - C_j(z)] = \frac{C}{z} \sum_{j=1}^{n-1} D_{ij} \Delta y_j, \quad (\text{V.87})$$

где

$$\Delta y_j = y_j(0) - y_j(z).$$

Для трехкомпонентной системы уравнение (V.87) запишется:

$$N_1 = \frac{C}{z} [D_{11}\Delta y_1 + D_{12}\Delta y_2], \quad (\text{V.88})$$

$$N_2 = -\frac{C}{z} [D_{21}\Delta y_1 + D_{12}\Delta y_2].$$

Для бинарной смеси уравнение (V.88) принимает вид

$$N_1 = \frac{D_{12}C}{z} \Delta y_1.$$

Рассматривая уравнения (V.88), можно отметить следующие особенности диффузии в тройных системах:

1. При $\Delta y_1 = 0$ и $\Delta y_2 = -\Delta y_3 \neq 0$

$$N_1 = \frac{C}{z} D_{12} \Delta y_2.$$

Следовательно, даже при отсутствии градиента концентраций по первому компоненту осуществляется перенос этого компонента. Такое явление называется *осмотической диффузией*.

2. При $D_{11}\Delta y_1 + D_{12}\Delta y_2 = 0$ даже при наличии градиента концентраций по первому компоненту отсутствует перенос последнего. Это явление называется *диффузионным барьером*.

3. Если величина $D_{12}\Delta y_2$ большего порядка и противоположного знака по отношению к $D_{11}\Delta y_1$, то компонент будет диффундировать в направлении, противоположном своему градиенту. Это явление называется *реверсивной диффузией*.

Таким образом, существует количественное и качественное различия между диффузией в бинарной и тройных системах. Эффект взаимо-

действия будет еще более ярко выражен, если коэффициенты D_{12} и D_{21} будут относительно велики по сравнению с коэффициентами D_{11} и D_{22} .

Коэффициенты многокомпонентной диффузии D_{ij} могут быть рассчитаны для идеальных газовых смесей из уравнений Максвелла—Стефана (V.80), допускающих выражение коэффициентов D_{ij} через бинарные коэффициенты диффузии D_{ij} и состав смеси.

2. Диффузия в многокомпонентных жидкостных системах

Для жидкостей, которые не могут рассматриваться как идеальные смеси, уравнения, аналогичные уравнениям Максвелла—Стефана, отсутствуют. Недостатки кинетической теории жидкостей более существенны для многокомпонентных смесей, чем для бинарных, поскольку для последних необходимо знание только одного коэффициента диффузии, который может быть измерен или предсказан полуэмпирическими методами, в то время как для многокомпонентной смеси число подлежащих определению коэффициентов диффузии значительно возрастает.

Как и для газовой смеси, можно предположить, что поток компонента для жидкой смеси в относительной системе координат при постоянном давлении и температуре есть функция градиентов химических потенциалов:

$$\Phi'_i = \Phi'_i (\nabla\mu_1, \nabla\mu_2, \dots, \nabla\mu_n). \quad (\text{V.89})$$

Предполагая, что высшие члены разложения уравнения (V.89) в ряд Тейлора по степени $\Delta\mu_j$ пренебрежимо малы, получим

$$\Phi'_i = - \sum_{j=1}^n Q'_{ij} \nabla\mu_j. \quad (\text{V.90})$$

Уравнение Гиббса—Дюгема

$$\sum_1^n C_i \nabla\mu_j = 0$$

позволяет исключить из уравнения (V.90) один из градиентов, например $\Delta\mu_n$. С другой стороны, каждый из градиентов $\Delta\mu_j$ при постоянном давлении и температуре зависит от $n-1$ градиентов концентраций ΔC_h и с точностью для членов первого порядка малости по ΔC_h может быть представлен в виде

$$\nabla\mu_j = \sum_1^{n-1} \frac{\partial\mu_j}{\partial C_h} \nabla C_h. \quad (\text{V.91})$$

Таким образом, уравнение (V.90) можно записать:

$$\Phi'_i = - \sum_{k=1}^{n-1} \left[\sum_{j=1}^{n-1} \left(Q'_{ij} - Q'_{in} \frac{C_i}{C_n} \right) \frac{\partial\mu_j}{\partial C_k} \right] \nabla C_k. \quad (\text{V.92})$$

Члены в квадратных скобках формально можно представить как коэффициенты многокомпонентной диффузии, т. е.

$$\Phi_i' = - \sum_{k=1}^{n-1} D_{ik} \nabla C_k. \quad (V.93)$$

Экспериментально установлено, что уравнение (V.93) удовлетворительно выражает диффузию в многокомпонентных жидкостных смесях. Уравнение (V.93) может быть использовано в инженерных расчетах, для чего входящие в него коэффициенты диффузии должны быть экспериментально определены как функции состава. Перекрестные коэффициенты диффузии D_{ij} для многокомпонентных жидких смесей пропорциональны разности между соответствующими бинарными коэффициентами, в то время как главные коэффициенты диффузии D_{ii} пропорциональны средним бинарным коэффициентам. Бинарные коэффициенты диффузии в жидкости изменяются в относительно небольших пределах; поэтому перекрестные коэффициенты диффузии в жидкости малы по сравнению с главными. Решение уравнения (V.93) для диффузии через границу раздела в стационарном состоянии приводит к тем же результатам, что и для газовых систем:

$$N_i = \frac{C}{z} \sum_{j=1}^{n-1} D_{ij} \Delta C_j \quad (V.94)$$

или для тройной системы:

$$\begin{aligned} N_1 &= \frac{D_{11}}{z} \Delta C_1 + \frac{D_{12}}{z} \Delta C_2, \\ N_2 &= \frac{D_{21}}{z} \Delta C_1 + \frac{D_{22}}{z} \Delta C_2. \end{aligned} \quad (V.95)$$

Для жидких смесей, так же как и для газовых, наблюдаются явления, обусловленные взаимодействием различных компонентов смеси, такие, как диффузионный барьер, осмотическая и реверсивная диффузии. Однако поскольку для жидкостей перекрестные коэффициенты диффузии D_{ij} меньше главных D_{ii} , то эти явления значительно ослаблены и в отношении диффузионных свойств многокомпонентные жидкие смеси более близки к бинарным, чем газовые.

3. Массопередача в многокомпонентных паро-жидкостных системах

Рассматривая совместно уравнения диффузии для газовых и жидкостных систем и материального баланса, можно получить математическое описание массопередачи в многокомпонентных двухфазных системах. При этом следует учитывать состояние поверхности раздела фаз, определяемое гидродинамическими условиями взаимодействия потоков и их физическими свойствами. Если предположить, что на поверхности раздела фаз существуют ламинарные пленки, а в ядре

потоков — развитый турбулентный режим, то основное сопротивление массопередаче будут оказывать диффузионные сопротивления жидкой и газовой пленок, находящихся на границе раздела фаз. В пределах каждой из этих пленок для описания диффузионного переноса вещества могут быть использованы уравнения (V.87), (V.93), определяющие диффузионный транспорт компонентов для каждой из фаз.

За пределами пограничных пленок перенос вещества осуществляется за счет турбулентной диффузии, величина которой существенно превосходит молекулярную диффузию. Поэтому можно принять, что в пределах потоков, исключая пограничные пленки, концентрации компонентов постоянны и их изменение происходит лишь в толщине пленок.

Общие уравнения массопереноса (V.84) при отсутствии источников в пограничных пленках ($q_i = 0$) записываются в виде

$$\frac{dC_i}{d\tau} + \nabla(vC_i) = \sum_{j=1}^{n-1} D_{ij} \nabla^2 C_j; \quad i = 1, \dots, n-1. \quad (V.96)$$

Если предположить, что в пределах пограничных пленок коэффициенты многокомпонентной диффузии D_{ij} изменяются незначительно, то система уравнений (V.96) может быть преобразована к виду, аналогичному уравнениям диффузии в бинарных смесях. Для этого используется линейное преобразование

$$\psi_k = \sum_{i=1}^{n-1} s_{ik} C_j, \quad (V.97)$$

посредством которого система уравнений (V.96) приводится к виду

$$\frac{d\psi_k}{d\tau} + \nabla(v\psi_k) = D_k^0 \nabla^2 \psi_k, \quad (V.98)$$

где величины ψ_k можно рассматривать как концентрации некоторых псевдокомпонентов, для которых справедливы бинарные уравнения диффузии (V.98). Коэффициенты диффузии D_k^0 для псевдокомпонентов определяются из решения характеристического уравнения

$$|D_{ij} - D^0 \delta_{ji}| = 0, \quad (V.99)$$

а коэффициенты линейного преобразования (V.97) могут быть найдены решением систем линейных уравнений:

$$\sum_{i=1}^{n-1} s_{ik} D_{ji} = s_{jk} D_k^0; \quad j = 1, \dots, n-1 \quad (V.100)$$

с различными значениями $D_k^0 (k = 1, \dots, n-1)$.

Для псевдокомпонентов, у которых изменение концентраций ψ_k в пределах пограничных пленок подчиняется бинарным соотношениям (V.98), справедливы бинарные соотношения массоотдачи, т. е. для потока N_{ψ_k} псевдокомпонента k к границе раздела фаз можно записать:

$$N_{\psi_k} = k(D_k^0) \Delta\psi_k, \quad (\text{V.101})$$

где $k(D_k^0)$ — коэффициент массоотдачи в бинарной смеси, являющийся известной функцией коэффициента диффузии D_k . Коэффициент массоотдачи $k(D_k^0)$ зависит от локальной гидродинамической обстановки на границе раздела фаз.

Существует обратное преобразование, позволяющее определить потоки исходных компонентов смеси через потоки псевдокомпонентов:

$$N_i = \sum_{j=1}^{n-1} k_{ij} \Delta C_j, \quad (\text{V.102})$$

где k_{ij} — коэффициенты многокомпонентной массоотдачи, образующие матрицу частных коэффициентов массоотдачи.

Соотношения типа (V.102) могут быть получены для обеих фаз, после чего матрица общих коэффициентов массопередачи через поверхность раздела фаз может быть рассчитана с использованием правила аддитивности фазовых сопротивлений по матричной формуле

$$[K]^{-1} = [k_y]^{-1} + [m] [k_x]^{-1}, \quad (\text{V.103})$$

где $[m]$ — матрица угловых коэффициентов, касательных к равновесной зависимости для многокомпонентной смеси; $[k_y]$ и $[k_x]$ — матрицы частных коэффициентов массоотдачи, определяемые для каждой из фаз.

Глава VI

Кинетика межфазного переноса

Основной вопрос теории массопередачи заключается в том, что происходит на межфазной поверхности. При этом необходимо не только выявить вид механизма переноса вещества через межфазную поверхность — молекулярный (молекулярная диффузия) или турбулентный (вихревая диффузия), но и выявить всю совокупность взаимодействий микро- и макроэффектов.

Ввиду сложности одновременно протекающих явлений в двухфазных системах (см. с. 131—137) до настоящего времени не представлялось возможным разработать строгую теорию массопередачи на подвижной границе раздела фаз, обладающей стохастико-детерминированной природой, и поэтому привлекаются упрощенные модельные представления.

§ 1. Двухпленочная модель массопередачи

Двухпленочная модель массопередачи, разработанная Льюисом и Уитменом, была заимствована из теории растворения твердых тел, предложенной ранее Нернстом. Основные положения двухпленочной модели Льюиса и Уитмена:

1. На границе раздела двух фаз (газ—жидкость, пар—жидкость, жидкость—жидкость) со стороны каждой фазы возникают пограничные пленки (газовая пленка, жидкостная пленка и т. п.), создающие основное сопротивление при переходе вещества из одной фазы в другую.

2. На границе раздела двух фаз, соответственно на границе раздела между пленками, создаются условия подвижного равновесия, т. е. достигаются стационарные условия массообмена.

3. Диффузионный поток компонента в пределах каждой фазы пропорционален разности концентраций или разности парциального давления компонента в основной массе ($C_{ж}, p_{г}$) и у границы (C_i, p_i).

Для десорбции идеальных газов диффузионный поток выразится как

$$q = k_{г}(p_i - p_{г}) = k_{ж}(C_{ж} - C_i), \quad (VI.1)$$

где $k_{г}$ и $k_{ж}$ — коэффициенты пропорциональности или *пленочные коэффициенты массоотдачи*:

$$k_{г} = \frac{D_{г}}{RT\delta_{г}}, \quad (VI.2)$$

$$k_{ж} = \frac{D_{ж}}{\delta_{ж}}, \quad (VI.3)$$

где $D_{г}, D_{ж}$ — коэффициенты молекулярной диффузии компонентов через газовую или жидкостную пленки; $\delta_{г}, \delta_{ж}$ — толщина газовой или жидкостной пленки.

Для диффузии одного компонента через неподвижный слой справедливы уравнения:

$$k_{г}^0 = \frac{D_{г}P}{RT\delta_{г}p_{ср}}, \quad (VI.4)$$

$$k_{ж}^0 = \frac{D_{ж}\rho_m}{\delta_{ж}C_{ср}}, \quad (VI.5)$$

где P — общее давление; $p_{ср}$ — среднее логарифмическое парциальное давление недиффундирующего компонента; $C_{ср}$ — средняя логарифмическая концентрация недиффундирующего компонента; ρ_m — молярная плотность жидкой фазы. Практически $P/p_{ср} = 1$ и $\rho_m/C_{ср} = 1$, поэтому $k_{г}^0 = k_{г}$ и $k_{ж}^0 = k_{ж}$.

Из уравнений (VI.2) и (VI.3) следует, что пленочные коэффициенты массоотдачи пропорциональны коэффициентам молекулярной диффузии в первой степени.

Так как поверхность фазового контакта в промышленных аппаратах непосредственно не поддается измерению, то в уравнения массоотдачи вводят *объемные коэффициенты*: для газовой пленки $k_{г}a$, для жидкостной пленки $k_{ж}a$, а вместо равновесных концентраций в качестве предельных берут концентрации у границы раздела (индексы i). Уравнения массоотдачи принимают вид

$$dG = k_{г}a(y_i - y)PfdH \quad (VI.6)$$

и

$$dG = k_{\text{ж}a} (x - x_i) \rho_m f dH. \quad (\text{VI.7})$$

Числа единиц переноса для газовой пленки N_{Γ} и для жидкостной пленки $N_{\text{ж}}$ выражаются через уравнения

$$\frac{k_{\Gamma} a P H}{G} \int \frac{dy}{y_i - y} = N_{\Gamma}, \quad (\text{VI.8})$$

$$\frac{k_{\text{ж}a} \rho_m H}{L} \int \frac{dx}{x - x_i} = N_{\text{ж}}. \quad (\text{VI.9})$$

Если один компонент диффундирует через неподвижную пленку, уравнения для N_{Γ} и $N_{\text{ж}}$ принимают вид

$$\frac{k_{\Gamma}^0 a (1-y)_m P H}{G} \int \frac{(1-y)_m dy}{(1-y)(y_i - y)} = N_{\Gamma}, \quad (\text{VI.10})$$

$$\frac{k_{\text{ж}a}^0 a (1-x)_m \rho_m H}{L} \int \frac{(1-x)_m dx}{(1-x)(x - x_i)} = N_{\text{ж}}, \quad (\text{VI.11})$$

где $(1-y)_m$ и $(1-x)_m$ — среднее логарифмическое разностей $(1-y)$ и $(1-x)$.

4. Массопередача в пределах каждой фазы рассматривается независимо и принимается аддитивность диффузионных сопротивлений. Поэтому общие коэффициенты массопередачи $K_{Oy}a$ и $K_{Ox}a$ выражаются через пленочные коэффициенты в следующем виде:

$$\frac{1}{K_{Oy}a} = \frac{1}{k_{\Gamma}a} + \frac{m \frac{P}{\rho_m}}{k_{\text{ж}a}} = \frac{m \frac{P}{\rho_m}}{K_{Ox}a}. \quad (\text{VI.12})$$

Соотношение (VI.12) непосредственно вытекает из принимаемой разности концентраций:

$$y^* - y = y^* - y_i - y = \frac{dG}{K_{Oy}a P f dH} = \frac{m dG}{k_{\text{ж}a} \rho_m f dH} + \frac{dG}{k_{\Gamma}a P f dH} = m(x - x^*) = \frac{m dG}{K_{Ox}a \rho_m f dH}, \quad (\text{VI.13})$$

при этом

$$y^* = mx + b, \quad (\text{VI.14})$$

где m — тангенс угла наклона линии равновесия.

При $P = 9,8 \cdot 10^4$ Па (1 атм) и концентрации жидкости, выраженной в кг/кг, соотношение между коэффициентами приводится к виду

$$\frac{1}{K_{Oy}a} = \frac{1}{k_{\Gamma}a} + \frac{m}{k_{\text{ж}a}} = \frac{m}{K_{Ox}a}, \quad (\text{VI.15})$$

соответственно для чисел единиц переноса

$$\frac{P H}{N_{Oy}G} = \frac{P H}{N_{\Gamma}G} + \frac{m P H}{N_{\text{ж}}L} = \frac{m P H}{N_{Ox}L} \quad (\text{VI.16})$$

$$\text{и} \quad \frac{-1}{N_{oy}} = \frac{1}{N_{\Gamma}} + \frac{1}{N_{\text{ж}}} \frac{mG}{L} = \frac{mG}{LN_{ox}}. \quad (\text{VI.17})$$

Если один компонент диффундирует через неподвижную пленку, то

$$\frac{1}{N_{oy}} = \frac{1}{N_{\Gamma}} + \frac{1}{N_{\text{ж}}} \frac{mG}{L} \frac{(1-x)_m}{(1-y)_m} = \frac{mG}{LN_{ox}} \frac{(1-x)_m}{(1-y)_m}. \quad (\text{VI.18})$$

Для разбавленных растворов среднее логарифмической разности концентраций близко к единице. Преимущественное влияние сопротивления газовой или жидкостной пленки определяется в зависимости от растворимости газа и жидкости. Если газ хорошо растворим в жидкости, то основное сопротивление сосредоточено в газовой пленке, если плохо растворим, то в жидкой пленке.

Для дистилляций, если m мало (близкокипящие смеси), определяющим является сопротивление в паровой пленке. Сопротивление в газовой пленке становится определяющим в следующих случаях: 1) абсорбция или десорбция хорошо растворимых газов; 2) дистилляция близкокипящих смесей; 3) испарение чистых жидкостей в движущийся инертный газ и конденсация жидкостей из инертного газа.

Сопротивление в жидкой пленке становится определяющим в следующих случаях: 1) абсорбция или десорбция труднорастворимых газов; 2) исчерпывание летучего из кубовой жидкости при больших значениях m ; 3) дистилляция систем с большой вязкостью жидкости.

Наибольшую трудность при анализе и обработке опытных данных при помощи пленочной теории вызывает определение концентраций на границе раздела y_i и x_i , которые практически не поддаются измерению. Поэтому расчет движущей силы процесса ведут по равновесным концентрациям и фактически получают не пленочные коэффициенты, а общие коэффициенты массопередачи.

Однако было предложено несколько условных приемов для разделения общего сопротивления на частные — пленочные. Пленочная модель не учитывает гидродинамического взаимодействия между фазами и рассматривает массопередачу по существу в каждой фазе в отдельности. При обобщении опытных данных при помощи пленочной теории получаются кинетические уравнения, аналогичные уравнениям для однофазного потока. Так, для процессов, определяемых сопротивлением в газовой фазе, получают

$$\text{Nu}_{\Gamma} = A \text{Re}_{\Gamma}^a \text{Pr}_{\Gamma}^b, \quad (\text{VI.19})$$

или

$$\frac{k_{\Gamma} l}{D_{\Gamma}} = A \left(\frac{\omega_{\Gamma} l \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma}} \right)^a \left(\frac{\mu_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} D_{\Gamma}} \right)^b. \quad (\text{VI.20})$$

Соответственно для процессов, определяемых сопротивлением в жидкой фазе,

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = A_1 \text{Re}_{\text{ж}}^{a_1} \text{Pr}_{\text{ж}}^{b_1}, \quad (\text{VI.21})$$

или

$$\frac{k_{\text{ж}} l}{D_{\text{ж}}} = A_1 \left(\frac{\omega_{\text{ж}} l \rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}} \right)^{a_1} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}} \right)^{b_1}. \quad (\text{VI.22})$$

Однако для наиболее важных в практическом отношении процессов массообмена, проводимых в абсорбционных и ректификационных аппаратах при высоких скоростях потоков газа и жидкости и непрерывно деформируемой границе раздела фаз, уравнения (VI.19) и (VI.21) оказываются недостаточными, так как не учитывают взаимодействия потока фаз.

§ 2. Модель пограничного диффузионного слоя

Для объяснения явлений, происходящих на границе раздела фаз, было введено понятие диффузионного пограничного слоя. Под диффузионным пограничным слоем понимают тонкий слой жидкости, прилегающий к поверхности раздела, в котором проявляется молекулярная диффузия и происходит резкое изменение концентрации вещества. Эффективная толщина этого пограничного слоя δ определяется из соотношения

$$\delta_{\text{сл}} \approx D_{\text{м}}^{1/6} \nu^{1/6} \sqrt{\frac{z}{\omega}}, \quad (\text{VI.23})$$

где ω — скорость потока; $D_{\text{м}}$ — коэффициент молекулярной диффузии; z — расстояние от точки набегания потока жидкости на тело; ν — кинематическая вязкость жидкости.

Каждому веществу с данным значением коэффициента диффузии отвечает свой пограничный слой. Если диффундирует одновременно несколько веществ при данных условиях перемешивания, существует несколько пограничных слоев. В отличие от обычных пленок в диффузионном пограничном слое учитывается: 1) движение жидкости и конвективный перенос вещества; 2) молекулярная и конвективная диффузия в поперечном и тангенциальном направлении; 3) отсутствие вырженной границы слоя.

При абсорбции газа жидкой турбулентно текущей пленкой коэффициент турбулентной (вихревой) диффузии пропорционален квадрату расстояния от свободной поверхности:

$$D_{\tau} \approx z^2 \frac{v_0}{\lambda}, \quad (\text{VI.24})$$

где v_0 — характерная пульсационная скорость, определяемая через напряжение трения; $\tau = \rho g \delta = a \rho v_0^2$; δ — толщина стекающей пленки, a — постоянная; ρ — плотность; λ — размер области затухания турбулентности у свободной поверхности, определяемый выражением

$$\lambda = \frac{\sigma}{\rho v_0^2},$$

где σ — поверхностное натяжение.

В соответствии с (VI.24) коэффициент турбулентной диффузии уменьшается по мере приближения к поверхности и при толщине пограничного слоя $\delta_{\text{сл}}$ оказывается равным коэффициенту молекулярной диффузии

$$\frac{v_0 \delta_{\text{сл}}^2}{\lambda} = D_{\Gamma} = D_M. \quad (\text{VI.25})$$

Таким образом, поток разбивается на две области: область, непосредственно прилегающую к поверхности раздела толщиной $\delta_{\text{сл}}$ (диффузионный слой), в которой коэффициент турбулентной диффузии меньше коэффициента молекулярной диффузии; и область, представляющую остальную часть потока, в которой коэффициент турбулентной диффузии больше коэффициента молекулярной диффузии. В первой области турбулентной диффузией по сравнению с молекулярной пренебрегают и рассматривают поток вещества, проходящий через нее, как чисто молекулярный. Это положение оказывается справедливым при наличии твердой фиксированной границы раздела.

§ 3. Модель проникания и обновления поверхности

Модель проникания Хигби. Принимая кратковременность контакта фаз и считая процесс диффузии неустановившимся, Хигби решил уравнение для движущейся пленки, выразив общее количество молей компонента А, проходящее через единицу времени, через единицу площади поперечного сечения, в виде равенства

$$G = \frac{\omega_0}{l} \int_0^{\infty} (C_{A_0} - C_{A_{\infty}})_{z=l} dz = \sqrt{\frac{4D_{AB}\omega_0}{\pi l}} (C_{A_0} - C_{A_{\infty}}). \quad (\text{VI.26})$$

Приняв в качестве движущей силы разность $(C_{A_0} - C_{A_{\infty}})$, Хигби представил уравнение (VI.26) в виде

$$G = \frac{\omega_0}{l} \int_0^{\infty} (C_{A_0} - C_{A_{\infty}})_{z=l} dz = k_{\text{ж}} (C_{A_0} - C_{A_{\infty}}) \quad (\text{VI.27})$$

и получил коэффициент массоотдачи в жидкую пленку равным

$$k_{\text{ж}} = \sqrt{\frac{4D_{\text{ж}}\omega_0}{\pi l}} = \sqrt{\frac{4D_{\text{ж}}}{\pi \tau_l}}, \quad (\text{VI.28})$$

где τ_l — время, необходимое для прохождения жидкой пленкой расстояния l , при изменении концентрации от C_A до $C_{A_{\infty}}$.

Основной вывод из уравнения Хигби заключается в том, что коэффициент массоотдачи пропорционален коэффициенту молекулярной диффузии в степени $1/2$:

$$k_{\Gamma} = \left(\frac{D_{\Gamma}}{\pi \tau}\right)^{1/2} \quad \text{и} \quad k_{\text{ж}} = \left(\frac{D_{\text{ж}}}{\pi \tau}\right)^{1/2}. \quad (\text{VI.29})$$

Из равенства (VI.29) видно, что соотношение $k_{\Gamma}/k_{\text{ж}}$ не зависит от времени. По Хигби, концентрации на границе раздела фаз также не зависят от времени и, следовательно, остаются постоянными на протяжении всего периода диффузии.

Модифицированные модели проникания и обновления поверхности.

Данквертц и независимо от него Кишеневский развили модель проникания Хигби, введя понятие об обновлении поверхности контакта фаз. Согласно этой теории пограничные пленки или слои отсутствуют, а межфазная поверхность непрерывно обновляется свежей жидкостью. Массопередача осуществляется не только молекулярной, но и турбулентной диффузией. В качестве кинетической характеристики принимается коэффициент эффективной диффузии D_3 , равный сумме коэффициентов молекулярной D_M и турбулентной D_T диффузий, т. е.

$$D_3 = D_M + D_T. \quad (\text{VI.30})$$

Из этой теории следует, что коэффициент массопередачи пропорционален коэффициенту молекулярной диффузии в степени, меньшей 1/2. Это положение соответствует процессам, осуществляемым при значительной турбулизации.

Для установления кинетических зависимостей необходимо учитывать распределение по возрастам разных элементов поверхности. По Данквертцу, функция распределения находится из предположения, что средняя скорость обновления поверхности постоянна на всех участках и что вероятность смены того или иного участка поверхности в заданный момент времени не зависит от его возраста. Исходя из этого предположения, получаем

$$\Phi = se^{-s\tau}, \quad (\text{VI.31})$$

где s — частота смены элементов поверхности, постоянная по всей поверхности раздела; τ — возраст рассматриваемого элемента поверхности.

Скорость абсорбции определяется выражением

$$q = \int_0^{\infty} \psi(\tau) se^{-s\tau} d\tau, \quad (\text{VI.32})$$

где $\psi(\tau)$ — мгновенная скорость абсорбции, зависящая от времени. Для физической абсорбции

$$q = \int_0^{\infty} (C_{A_0} - C_{A_{\infty}}) \sqrt{\frac{D_3}{\pi\tau}} se^{-s\tau} d\tau = \sqrt{D_3 s} (C_{A_0} - C_{A_{\infty}}), \quad (\text{VI.33})$$

так как мгновенная скорость равна

$$\psi(\tau) = (C_{A_0} - C_{A_{\infty}}) \sqrt{\frac{D_3}{\pi\tau}}. \quad (\text{VI.34})$$

Таким образом, коэффициент абсорбции в жидкой фазе будет

$$k_{ж} = \sqrt{D_3 s}. \quad (\text{VI.35})$$

Выражение (VI.35) аналогично принятому Хигби:

$$k_{ж} = \sqrt{\frac{4D_3}{\pi\tau_l}}, \quad (\text{VI.36})$$

так как $\tau_i = \frac{1}{s}$, $\sqrt{\frac{4}{\pi}} \sim 1$.

Величина s может быть представлена как фактор обновления по поверхности. Вводя эффективный коэффициент диффузии D_s с учетом (VI.36) и интегрируя (V.39), было получено уравнение для скорости абсорбции в следующем виде:

$$q = \sqrt{\frac{4D_s}{\pi\Delta\tau}} (C_{A_0} - C_{A_\infty}). \quad (\text{VI.37})$$

Для определения скорости абсорбции по (VI.37) необходимо знать значение $\Delta\tau$ (время обновления поверхности), что обычно затруднительно.

§ 4. Модель массопередачи с учетом явлений адсорбции

При анализе процесса массопередачи через поверхность раздела фаз принимают, что две концентрации вблизи поверхности раздела фаз находятся в состоянии равновесия. Это равновесие достигается не мгновенно, а по истечении некоторого времени. На основании этих исследований предложена модель массопередачи через границу раздела фаз с учетом этих явлений и адсорбции распределяемого вещества на самой границе раздела.

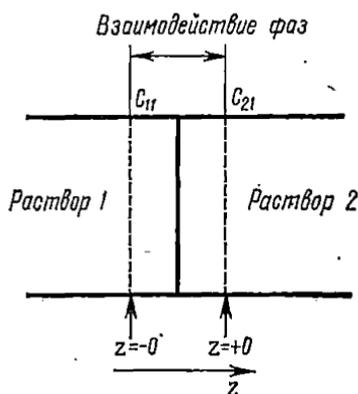


Рис. 85. Модель переноса вещества с адсорбцией

После контакта двух фаз происходит адсорбция распределяемого вещества на поверхности раздела фаз. В то же время изменяются концентрации вблизи границы раздела фаз, так что первоначальная однородность слоев нарушается. Скорость адсорбции уменьшается и количество адсорбированного вещества становится приблизительно постоянным. Это состояние обычно достигается очень быстро. Процесс переноса вещества подразделяется на две стадии. Первая стадия, когда скорость адсорбции велика, называется адсорбционной стадией; вторая, когда скорость адсорбции близка к нулю, — переходной стадией. Первая стадия заканчивается очень быстро, в то время как вторая длится до установления равновесия между слоями. Процессу адсорбции (десорбции) придается основная роль в процессе взаимодействия фаз.

Модель с адсорбцией показана на рис. 85. В растворах 1 и 2 перенос вещества осуществляется в соответствии с диффузионным уравнением. Граничные условия определяют условия взаимодействия фаз

и устанавливают связь между C_{11} и C_{21} . Уравнение скорости адсорбции представляется в виде

$$\begin{aligned}\frac{d\Gamma_1}{d\tau} &= K_{a1}C_{11}(1-\theta)e^{r_1\theta} - K_{d1}\theta e^{-q_1\theta}; \\ \frac{d\Gamma_2}{d\tau} &= K_{a2}C_{21}(1-\theta)e^{r_2\theta} - K_{d2}\theta e^{-q_2\theta},\end{aligned}\quad (\text{VI.38})$$

где Γ_1 и Γ_2 — количество адсорбированного вещества единицей поверхности раздела фаз из растворов 1 и 2 соответственно; τ — время; K_{a1} , K_{a2} — константы скорости адсорбции на поверхности раздела из растворов 1 и 2 соответственно; K_{d1} , K_{d2} — константы скорости десорбции с поверхности раздела фаз в растворы 1 и 2 соответственно; C_{11} , C_{21} — концентраций растворов 1 и 2 вблизи поверхности раздела фаз; θ — доля поверхности контакта фаз, покрытая адсорбированными молекулами; r_1 , q_1 , r_2 , q_2 — константы, учитывающие эффект взаимодействия между адсорбированными молекулами. Если принять, что $\Gamma = \text{const}$ (адсорбционная стадия закончилась), то

$$\frac{d\Gamma}{d\tau} = \frac{d\Gamma_1}{d\tau} + \frac{d\Gamma_2}{d\tau} = 0. \quad (\text{VI.39})$$

Из уравнений (VI.38) и (VI.39) устанавливают связь между C_{11} и C_{21} в виде

$$C_{21} = \alpha C_{11} + \beta, \quad (\text{VI.40})$$

где $\alpha = -\left(\frac{K_{a1}}{K_{a2}}\right)e^{(r_1-r_2)\theta}$ — всегда отрицательная величина; $\beta = \left(\frac{K_{d1}e^{-q_1\theta} + K_{d2}e^{-q_2\theta}}{K_{a2}e^{r_2\theta}}\right) \frac{\theta}{1-\theta}$ — всегда положительная величина.

Таким образом, система уравнений, выражающая процесс с граничными и начальными условиями, имеет вид

$$\frac{\partial C_1}{\partial \tau} = D_1 \frac{\partial^2 C_1}{\partial z^2}, \quad z < 0, \quad (\text{VI.41})$$

$$\frac{\partial C_2}{\partial \tau} = D_2 \frac{\partial^2 C_2}{\partial z^2}, \quad z > 0,$$

начальные условия:

$$C_1 = C_{1,0}; \quad z < 0, \quad \tau = 0; \quad (\text{VI.42})$$

$$C_2 = \xi e^{-\eta z}; \quad z > 0, \quad \tau = 0,$$

где ξ , η — адсорбционные константы; граничные условия:

$$\left. \begin{aligned} C_2 &= \alpha C_1 + \beta; \quad z = 0; \\ D_1 \frac{\partial C_1}{\partial z} &= D_2 \frac{\partial C_2}{\partial z}; \quad z = 0. \end{aligned} \right\} \quad (\text{VI.43})$$

Решая системы (VI.41), (VI.42) и (VI.43) и определяя поток вещества через границу фаз, получим

$$q_{11} = -D_1 \left(\frac{\partial C_1}{\partial z} \right)_{z=0} =$$

$$= \left(\frac{D_1}{\pi \tau} \right)^{1/2} [\alpha C_{10} + \beta - \xi + \xi \eta (\pi D_2 \tau)^{1/2} e^{D_2 \eta^2 \tau} \operatorname{erf} \eta [D_2 \tau]^{1/2}]. \quad (\text{VI.44})$$

Таким образом, скорость массопередачи определяется как функция коэффициентов диффузии вещества в обеих фазах, а также постоянными скорости адсорбции и десорбции распределяемого вещества на поверхности раздела фаз. Экспериментальные данные лучше согласуются для малоподвижных слоев.

§ 5. Модель процессов массопередачи на основе представлений о межфазной турбулентности

Наиболее общую форму уравнений массопередачи с учетом взаимодействия потоков фаз можно получить, используя принципы системного анализа, изложенные во введении, и, как следствие, явления межфазной турбулентности. С введением фактора гидродинамического состояния двухфазной системы f уравнения массопередачи для двухфазных потоков принимают вид: при разности концентраций, выраженной по газовой фазе;

$$\text{Nu}_{дг} = A \text{Re}_г^m \text{Pr}_г^n (1 + f); \quad (\text{VI.45})$$

$$\frac{K_{ог} l}{D_г} = A \left(\frac{\omega_г l \rho_г}{\mu_г} \right)^m \left(\frac{\mu_г}{\rho_г D_г} \right)^n (1 + f);$$

при разности концентраций, выраженной по жидкой фазе,

$$\text{Nu}_{дж} = A_1 \text{Re}_{ж}^{m_1} \text{Pr}_{ж}^{n_1} (1 + f); \quad (\text{VI.46})$$

$$\frac{K_{ож} l}{D_ж} = A_1 \left(\frac{\omega_{ж} l \rho_{ж}}{\mu_{ж}} \right)^{m_1} \left(\frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} D_{ж}} \right)^{n_1} (1 + f).$$

Раскрывая скобки в уравнениях (VI.45) и (VI.46), получим

$$\text{Nu}_{дг} = A \text{Re}_г^m \text{Pr}_г^n + A \text{Re}_г^m \text{Pr}_г^n f, \quad (\text{VI.47})$$

$$\text{Nu}_{дж} = A_1 \text{Re}_{ж}^{m_1} \text{Pr}_{ж}^{n_1} + A_1 \text{Re}_{ж}^{m_1} \text{Pr}_{ж}^{n_1} f. \quad (\text{VI.48})$$

Первые слагаемые уравнений (VI.47) и (VI.48) определяют количество вещества, переносимого в пределах данной фазы за счет молекулярной и вихревой диффузии, а вторые слагаемые — количество вещества, переносимого за счет взаимодействия потоков фаз. При $f = 0$ (VI.47) и (VI.48) переходят в уравнения массопередачи, получаемые из пленочной теории или, точнее, в уравнения массопередачи в однофазном потоке. Таким образом, уравнения (VI.47) и (VI.48) являются уравнениями общего вида для процессов массопередачи.

В соответствии со структурой уравнений массопередачи (VI.45) и (VI.46) количество передаваемого вещества определяется по пере-

носу вещества в той фазе, в которой оно происходит наиболее медленно, т. е. где сосредоточено основное сопротивление. Так, если газ легко растворим в жидкости, то используется уравнение (VI.45); если он трудно растворим в жидкости, то уравнение (VI.46). Соответственно коэффициенты массопередачи в числах Нуссельта отнесены к коэффициентам молекулярной диффузии той фазы, в которой наиболее медленно протекает процесс. Точно так же введено число Прандтля той фазы, где сосредоточено основное сопротивление, но так как коэффициент молекулярной диффузии входит в знаменатели левой и правой частей уравнений, то результирующее влияние его на коэффициент массопередачи будет зависеть от степени при числе Прандтля, и чем больше эта степень, тем меньше будет влияние молекулярной диффузии на коэффициент массопередачи.

Поскольку число Прандтля характеризует относительное соотношение профилей скоростей и концентраций, то следует ожидать, что влияние этого соотношения на процесс массопередачи должно меняться в зависимости от гидродинамической обстановки процесса, т. е. должен меняться показатель степени при числе Прандтля. При наиболее равномерном распределении жидкости и газа в двухфазном потоке в условиях развитой свободной турбулентности в соответствии со структурой уравнений (VI.45) и (VI.46) показатель степени n должен достигать максимального значения, равного единице. При снижении турбулизации потоков показатель степени n при числе Прандтля должен уменьшаться, становясь в пределе, когда движение прекратится, равным нулю. В последнем случае понятие о соотношении профилей скоростей и концентраций теряет свой смысл. Практически в соответствии с обычными гидродинамическими режимами проведения диффузионных процессов показатель степени n при числе Прандтля должен меняться в пределах от $1/3$ (ламинарный режим), если условно допустить применение этого термина к двухфазному потоку, до 1 (режим развитой свободной турбулентности). Таким образом, для различных гидродинамических режимов вид уравнений (VI.45) может быть уточнен.

Допуская аналогию между трением и массообменом в однофазном газовом потоке, можно определить порядок величин показателей степени m и n в уравнениях (VI.45). Расход энергии на трение в однофазном потоке определяется касательным напряжением [см. уравнение (III.91)], пропорциональным перепаду давления:

$$\Delta P_T = -\rho (\nu + \varepsilon_p) \frac{dw_y}{dz},$$

где ρ — плотность газа; ν и ε_p — коэффициенты молекулярной и вихревой вязкости соответственно. Диффузионный поток на основании уравнения (V.18) определяется следующим образом:

$$q = -(D_M + D_T) \frac{dC}{dz}.$$

Учитывая порядок величин, последние две зависимости могут быть представлены в следующем виде:

$$\Delta P_{\Gamma} = \rho (v + \varepsilon_p) \frac{\omega}{l}, \quad (\text{VI.49})$$

$$q = (D_M + D_T) \frac{\Delta C}{l}. \quad (\text{VI.50})$$

Разделив уравнение (VI.50) на уравнение (VI.49), приняв, что перенос вещества и энергии происходит на одной и той же длине l , и решив относительно $q/\Delta C$, получим

$$\frac{q}{\Delta C} = \frac{(D_M + D_T) \Delta P_{\Gamma}}{\rho (v + \varepsilon_p) \omega}. \quad (\text{VI.51})$$

Но так как $q/\Delta C = K$ (K — общий коэффициент массопередачи), то уравнение (VI.51) можно переписать в виде

$$K = \frac{(D_M + D_T) \Delta P_{\Gamma}}{\rho (v + \varepsilon_p) \omega}. \quad (\text{VI.52})$$

Для одного и того же значения фактора динамического состояния двухфазной системы f коэффициенты турбулентного переноса массы D_T и энергии ε_p — величины одного и того же порядка, поэтому устанавливается следующая пропорциональность между коэффициентом массопередачи K , перепадом давления ΔP_{Γ} и скоростью потока ω :

$$K \sim \frac{\Delta P_{\Gamma}}{\omega}. \quad (\text{VI.53})$$

Соотношение (VI.53) позволяет оценить порядок величин показателей в уравнении (VI.45) для различных гидродинамических режимов.

Возможно существование трех видов зависимостей перепада давления ΔP_{Γ} от скорости потока ω : для ламинарного режима $\Delta P_{\Gamma} \sim \omega$; для турбулентного режима $\Delta P_{\Gamma} \sim \omega^{1,8}$ и для автомодельного режима (развитой турбулентности) $\Delta P_{\Gamma} \sim \omega^2$. Можно определить показатели степени в обобщенном уравнении массопередачи (VI.45) при числах Re_{Γ} и P_{Γ} . Для ламинарного режима $\Delta P_{\Gamma} \sim \omega$ и, следовательно, $K \sim \omega$, но так как $Re_{\Gamma} = \frac{\omega d_a}{\nu}$, то $m = 0$, $n = 1/3$. Таким образом, для ламинарного режима получим уравнение массопередачи:

$$\frac{K d_a}{D_M} = A_0 \left(\frac{v}{D_M} \right)^{1/3} (1 + f_0), \quad (\text{VI.54})$$

откуда для ламинарного режима

$$K \sim D_M^{2/3} \quad (\text{VI.55})$$

Так как в условиях очень малых скоростей потока фактор f_0 — весьма малая величина (меньше единицы), то уравнение (VI.54) приводится к виду

$$Nu_x = \text{const.} \quad (\text{VI.56})$$

Уравнение (VI.56) выражает условия молекулярного переноса вещества, являясь частным случаем более общего уравнения (VI.45).

Для турбулентного режима $\Delta P_r \sim \omega^{1,8}$, следовательно, $K \sim \omega^{0,8}$; $m = 0,8$; $n = 2/3$, и уравнение массопередачи принимает вид

$$\frac{Kd_s}{D_m} = A_1 \left(\frac{\omega d_s}{\nu} \right)^{0,8} \left(\frac{\nu}{D_m} \right)^{2/3} (1 + f_1). \quad (\text{VI.57})$$

Из уравнения (VI.57) следует, что

$$K \sim D_m^{1/3}. \quad (\text{VI.58})$$

Для режима развитой свободной турбулентности $\Delta P_r \sim \omega^2$, следовательно, $K \sim \omega$; $m = 1$, $n = 1$, и уравнение массопередачи принимает вид

$$\frac{Kd_s}{D_m} = A_2 \left(\frac{\omega d_s}{\nu} \right) \left(\frac{\nu}{D_m} \right) (1 + f_2). \quad (\text{VI.59})$$

Из уравнения (VI.59) следует, что

$$K \sim D_m^0, \quad (\text{VI.60})$$

т. е. массопередача в условиях развитой свободной турбулентности практически не зависит от молекулярной диффузии и вязкости. Уравнение (VI.59) путем сокращения молекулярных характеристик в левой и правой частях его запишется в виде

$$K = A_2 \omega (1 + f_2) \quad (\text{VI.61})$$

или в безразмерном виде

$$\frac{K}{\omega} = A_2 \left[1 + \beta_2 \left(\frac{L}{G} \right)^{a_2} \left(\frac{\gamma_r}{\gamma_{жс}} \right)^{b_2} \left(\frac{\mu_{жк}}{\mu_r} \right)^{c_2} \left(\frac{\sigma_{1-2}}{\sigma_{1-в} + \sigma_{2-в}} \right)^x \left(\frac{l}{d_s} \right)^y \right]. \quad (\text{VI.62})$$

Так как в условиях развитой свободной турбулентности фактор f_2 может значительно превышать единицу, то уравнение (VI.62) примет вид

$$\frac{K}{\omega} = A_3 \left(\frac{L}{G} \right)^{a_2} \left(\frac{\gamma_r}{\gamma_{жс}} \right)^{b_2} \left(\frac{\mu_{жк}}{\mu_r} \right)^{c_2} \left(\frac{\sigma_{1-2}}{\sigma_{1-в} + \sigma_{2-в}} \right)^x \left(\frac{l}{d_s} \right)^y. \quad (\text{VI.63})$$

В условиях развитой свободной турбулентности из уравнений массопередачи исключаются коэффициенты молекулярной диффузии, показатель же степени c_2 имеет малую величину, близкую к нулю. Соотношение между коэффициентами массопередачи для легко- и трудно-растворимых газов в режиме развитой турбулентности определяется соотношением коэффициентов растворимости газов или соответственно констант Генри. Таким образом, для режима развитой свободной турбулентности будет справедлива пропорциональность

$$K_1/K_2 = m_1/m_2, \quad (\text{VI.64})$$

где K_1 и K_2 — коэффициенты массопередачи; m_1 , m_2 — константы Генри для процессов, в которых не может быть непосредственно из-

мерена разность $\Delta P_{г-ж} - \Delta P_{г}$. Фактор гидродинамического состояния двухфазной системы может быть определен независимо, причем из анализа гидродинамики двухфазного потока следует, что фактор f будет функцией безразмерного комплекса, выражающего связь между основными величинами в следующих степенях:

$$f = \psi \left[\left(\frac{L}{G} \right)^{2-m} \left(\frac{\gamma_{г}}{\gamma_{ж}} \right) \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{г}} \right)^m \right]. \quad (VI.65)$$

При анализе механизма массопередачи в однофазном потоке было показано, что аналогия между трением тепло- и массообменом возможна только при числах $Pr_{г} = 1$, т. е. для газов. Для капельных жидкостей, для которых величина $Pr_{г}$ порядка 10^3 , такая аналогия не соблюдается. Поэтому показатели степеней при числах $Re_{ж}$ и $Pr_{ж}$ не могут быть предсказаны и их значения в уравнении (VI.46) должны устанавливаться опытным путем. Если в диффузионном аппарате подводится дополнительная энергия (аппараты с мешалками, ротационные аппараты и т. п.), то в фактор f должна быть введена величина, учитывающая этот дополнительный подвод энергии. Дополнительный подвод энергии, выраженный через работу, сообщаемую жидкости в единице объема, может быть представлен в виде соотношения

$$\vartheta = \frac{Ln_m^2 d^2}{gHD^2}, \quad (VI.66)$$

где L — количество обрабатываемой жидкости, кг; n_m — частота оборотов рабочего органа в 1 с; d — определяющий размер рабочего органа, м; H — высота зоны контакта, м; D — диаметр аппарата, м; g — ускорение силы тяжести, m/c^2 .

Фактор гидродинамического состояния двухфазной системы для аппаратов с дополнительным подводом энергии рассчитывается по уравнению

$$f = \frac{\Delta P_{г-ж} + \vartheta - \Delta P_{г}}{\Delta P_{г}}. \quad (VI.67)$$

Глава VII

Методы выражения движущей силы и кинетики процессов массопередачи

Фактор диффузионного потенциала. При расчете процессов массопередачи вводят безразмерный параметр $(G/L)_m$, показывающий отношение тангенса угла наклона линии равновесия m к тангенсу угла наклона рабочей линии L/G или отношению расходов жидкой (L) и газовой (G) фаз. Поскольку соотношение этих тангенсов характеризует условия равновесия в данной системе (величина m) и нагрузки аппарата по порядкам — рабочие условия (величина L/G), т. е. потен-

циальные возможности функционирования аппарата, то параметр $m(G/L)$ может быть определен как фактор диффузионного потенциала

$$\lambda = mG/L. \quad (\text{VII.1})$$

Фактор диффузионного потенциала является определяющим критерием процессов массопередачи. Величина G/L задается конкретным условием проведения процесса, а величина m характеризует равновесный характер системы. Так как средний наклон кривой равновесия представляет собой производную $m = \frac{dy}{dx}$, то в общем случае значение m может быть определено дифференцированием кривой равновесия. Так, для процессов дистилляции с достаточной степенью точности можно определить m дифференцированием уравнения Рауля (I.13):

$$m = \frac{[y + \alpha(1-y)]^2}{\alpha}, \quad (\text{VII.2})$$

или

$$m = \frac{\alpha}{[1 + x(\alpha - 1)]}. \quad (\text{VII.3})$$

Если относительная летучесть смеси α резко меняется на отдельных участках кривой равновесия, то в первом приближении можно воспользоваться уравнениями (VII.2) и (VII.3) для отдельных участков кривой и затем воспроизвести всю кривую. Для приближенной оценки величины m возможна также замена кривой на отдельных участках в пределах заданных концентраций эквивалентной ломаной с осреднением по уравнению

$$m = \frac{m_1 + m_2 + m_3 + \dots + m_n}{n}, \quad (\text{VII.4})$$

где n — число отрезков ломаной.

Если линия равновесия прямая, то $\frac{dy}{dx} = m = \text{const.}$ Для многокомпонентных паро-жидкостных систем при определении среднего наклона кривой равновесия m принимается, что паровая фаза подчиняется законам идеальных газов, а жидкая фаза — неидеальным растворам. Тогда можно написать равенство

$$yP = \gamma xP_0, \quad (\text{VII.5})$$

где y — содержание данного компонента в паре; P — общее давление в системе; γ — коэффициент активности данного компонента в жидкости; x — содержание данного компонента в жидкости; P_0 — упругость паров чистого компонента.

Рассмотрим секцию колонны между тарелками n и $n+1$ и примем, что на данном участке равновесие выражается прямой линией, т. е.

$$y = mx + b. \quad (\text{VII.6})$$

Если уравнения (VII.5) и (VII.6) написать сначала для x_n и затем для x_{n+1} и исключить y и b , то в результате получим

$$m = \frac{\gamma_n P_{0, n} x_n - \gamma_{n+1} P_{0, n+1} x_{n+1}}{P (x_n - x_{n+1})} \quad (\text{VII.7})$$

Для расчета по уравнению (VII.7) необходимо знать состав жидкости, температуру и давление.

При расчете процессов массопередачи движущую силу процесса и кинетику принято выражать тремя способами: 1) движущую силу процесса — через разность концентраций, а кинетику — через коэффициенты массопередачи; 2) движущую силу процесса — косвенно, через число единиц переноса и параметр λ , а кинетику — через высоту единицы переноса; 3) движущую силу процесса — косвенно, через число теоретических ступеней контакта, или через число теоретических тарелок, а кинетику — через к.п.д. или через высоту, эквивалентную теоретической ступени контакта.

§ 1. Выражение движущей силы процесса через разность концентрации и кинетики процесса через коэффициенты массопередачи

Поскольку при наличии двухфазного потока поверхность фазового контакта не может быть определена непосредственно, кинетика процесса выражается через объемный коэффициент массопередачи Ka , т. е. относится к поверхности контакта a , заключенной в единице объема газа и контактирующей жидкости. В этом случае уравнения массопередачи принимают вид

$$dG = K_{Oy} a (y - y^*) f dH = K_{Ox} a (x^* - x) f dH, \quad (\text{VII.8})$$

где G — количество переданного вещества, кг-моль/ч; $K_{Oy} a$, $K_{Ox} a$ — объемные коэффициенты массопередачи, выраженные через движущую силу в газовой или жидкой фазах, кг-моль/ч · м³ · ед. движ. сила; $(y - y^*)$, $(x^* - x)$ — движущая сила процесса в газовой и жидкой фазах; f — площадь сечения аппарата, м²; H — длина (высота) зоны контакта, м.

Согласно уравнению материального баланса (II.1)

$$dG = -G dy = L dx. \quad (\text{VII.9})$$

Совместное решение уравнений (VII.8) и (VII.9) дает

$$\frac{K_{Oy} a f dH}{G} = \frac{dy}{y - y^*}, \quad (\text{VII.10})$$

$$\frac{K_{Ox} a f dH}{L} = \frac{dx}{x^* - x}. \quad (\text{VII.11})$$

Принимая $K_{Oy} a/G$ и $K_{Ox} a/L$ постоянными, после интегрирования получим

$$\frac{K_{Oy} a f H}{G} = \int \frac{dy}{y - y^*}, \quad (\text{VII.12})$$

$$\frac{K_{Ox} a f H}{L} = \int \frac{dx}{x^* - x}, \quad (\text{VII.13})$$

откуда высота зоны контакта будет

$$H = \frac{G}{K_{Oy}af} \int \frac{dy}{y - y^*}, \quad (\text{VII.14})$$

$$H = \frac{L}{K_{Ox}af} \int \frac{dx}{x^* - x}. \quad (\text{VII.15})$$

Пределы интегрирования определяются заданными концентрациями на входе и выходе из аппарата. Если линии равновесия и рабочая — прямые, то движущая сила процесса выражается как средняя логарифмическая между начальной и конечной разностью концентраций:

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{\Delta y_{\text{н}} - \Delta y_{\text{к}}}{2,3 \lg \frac{\Delta y_{\text{н}}}{\Delta y_{\text{к}}}}, \quad (\text{VII.16})$$

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{\Delta x_{\text{н}} - \Delta x_{\text{к}}}{2,3 \lg \frac{\Delta x_{\text{н}}}{\Delta x_{\text{к}}}}, \quad (\text{VII.17})$$

где

$$\Delta y_{\text{н}} = y_{\text{н}} - y_{\text{н}}^*; \quad \Delta y_{\text{к}} = y_{\text{к}} - y_{\text{к}}^*; \quad \Delta x_{\text{н}} = x_{\text{н}}^* - x_{\text{н}}; \quad \Delta x_{\text{к}} = x_{\text{к}}^* - x_{\text{к}}.$$

Уравнения (VII.14) и (VII.15) с учетом (VII.9) при этом принимают вид

$$H = \frac{G}{K_{Oy}af \Delta y_{\text{ср}}}; \quad (\text{VII.18})$$

$$H = \frac{L}{K_{Ox}af \Delta x_{\text{ср}}}. \quad (\text{VII.19})$$

§ 2. Выражение движущей силы процесса через число единиц переноса и параметр λ

Из уравнений (VII.12) и (VII.13) следует, что их правая часть представляет собой некоторое безразмерное число N , определяемое движущей силой и пределами изменений концентраций. Из уравнений (VII.14) и (VII.15) следует, что отношения $G/(K_{Oy}af)$ и $L/(K_{Ox}af)$ имеют размерность высоты, на которой переносятся вещество. Эти комплексы называются *высотами единиц переноса* и соответственно обозначают $(\text{ВЕП})_{Oy}$ и $(\text{ВЕП})_{Ox}$:

$$H = (\text{ВЕП})_{Oy} N_{Oy}, \quad (\text{VII.20})$$

$$H = (\text{ВЕП})_{Ox} N_{Ox}. \quad (\text{VII.21})$$

Безразмерные величины $N_{Oy} = \int \frac{dy^*}{y - y^*}$ и $N_{Ox} = \int \frac{dx}{x^* - x}$ называются *числами единиц переноса*, они могут быть рассчитаны предварительно. $(\text{ВЕП})_{Oy}$ и $(\text{ВЕП})_{Ox}$ определяются на основании

опытных данных и отражают кинетику процесса. Числа единиц переноса N_{oy} и N_{ox} представляют собой результат совместного решения уравнений равновесия и рабочей линии процесса, задаваемой начальными и конечными концентрациями, являющимися пределами интегрирования. Число единиц переноса при диффузии в одном направлении (абсорбция, экстракция) определяется по уравнению

$$N_{oy} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_f dy}{(1-y)(y-y^*)}, \quad (\text{VII.22})$$

где

$$1-y_f = \frac{(1-y) - (1-y^*)}{\ln\left(\frac{1-y}{1-y^*}\right)}. \quad (\text{VII.23})$$

Если $(1-y)_f$ может быть заменено средним арифметическим, то уравнение (VII.22) преобразуется в

$$N_{oy} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} + 1,15 \ln \frac{(1-y_2)}{(1-y_1)}. \quad (\text{VII.24})$$

Вторым слагаемым часто можно пренебречь.

Если диффузия в обоих направлениях проходит с одинаковой скоростью, уравнение (VII.22) упрощается исключением отношения $(1-y_2)/(1-y_1)$ и приводится к виду

$$N_{oy} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*}. \quad (\text{VII.25})$$

Обозначим через y_1 мольную долю распределяемого компонента во входящем потоке и через y_2 — мольную долю распределяемого компонента в выходящем потоке. Пусть y_a — некоторая промежуточная концентрация распределяемого компонента в потоке, равная среднему геометрическому между y_1 и y_2 , т. е. $y_a = \sqrt{y_1 y_2}$. Если y_2 — очень малая величина, то y_a будет достаточно малой величиной независимо от величины y_1 и линии равновесия и рабочая между y_a и y_2 могут быть приняты прямыми. Тогда

$$y^* = m_2 x, \quad (\text{VII.26})$$

$$y - y_2 = (x - x_2) (L/G)_2, \quad (\text{VII.27})$$

где m_2 — константа Генри для разбавленных растворов; $(L/G)_2$ — соотношение потоков в конце аппарата в условиях сильного разбавления. Учитывая, что $m_2/(L/G)_2 = \lambda_2$, получим

$$y - y^* = y - m_2 x = y - (y - y_2) \lambda_2 - m_2 x_2, \quad (\text{VII.28})$$

или

$$y - y^* = (y - m_2 x_2) (1 - \lambda_2) + (y_2 - m_2 x_2) \lambda_2. \quad (\text{VII.29})$$

Подставляя (VII.29) в уравнение (VII.25), получим для условий сильного разбавления

$$\int_{y_2}^{y_a} \frac{dy}{y-y^*} = \int_{y_2}^{y_a} \frac{dy}{(y-m_2x_2)(1-\lambda_2) + (y_2-m_2x_2)\lambda_2} =$$

$$= \frac{1}{1-\lambda_2} \ln \left[(1-\lambda_2) \frac{y_a-m_2x_2}{y_2-m_2x_2} + \lambda_2 \right]. \quad (\text{VII.30})$$

За пределами от y_a до y_1 рабочая и равновесная линии могут быть кривыми. Тогда выражение $(y-y^*)$ возводится в квадрат и вводится коэффициент пропорциональности b . Если величина $(y_2-m_2x_2)$ мала по сравнению с y , то она может быть опущена, т. е.

$$\int_{y_a}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} = \int_{y_a}^{y_1} \frac{dy}{(y-m_2x_2)(1-\lambda_2) + b(y-m_2x_2)^2} =$$

$$= \frac{1}{1-\lambda_2} \ln \frac{(y_1-m_2x_2)[1-\lambda_2 + b(y_a-m_2x_2)]}{(y_a-m_2x_2)[1-\lambda_2 + b(y_1-m_2x_2)]}. \quad (\text{VII.31})$$

Если значение $b(y_a-m_2x_2)$ мало по сравнению с $(1-\lambda_2)$, то оно может быть опущено. Тогда

$$[1-\lambda_2 + b(y_1-m_2x_2)] = \frac{y_1-y^*}{y_1-m_2x_2}$$

или, пренебрегая значением m_2x_2 по сравнению с y_1 и вводя $(1-y_1^*/y_1)$, уравнение (VII.31) приводится к виду

$$\int_{y_a}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} = \frac{1}{1-\lambda_2} \ln \frac{(y_1-m_2x_2)(1-\lambda_2)}{(y_a-m_2x_2)[1-y_1^*/y_1]}. \quad (\text{VII.32})$$

Искомый интеграл в пределах от y_2 до y_1 будет теперь суммой уравнений (VII.30) и (VII.31):

$$\int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} = \frac{2,3}{1-\lambda_2} \ln \frac{(y_1-m_2x_2)(1-\lambda_2)}{(y_2-m_2x_2)(1-y_1^*/y_1)} + \lambda_2. \quad (\text{VII.33})$$

Аналогичным путем можно получить уравнения для процессов ректификации и экстракции. Вводя обозначения

$$\frac{y_1-m_2x_2}{(y_2-m_2x_2) \left(1 - \frac{y_1^*}{y_1}\right)} = M, \quad (\text{VII.34})$$

$N_{Oy} = N$, уравнение (VII.33) приводится к виду

$$N = \frac{2,3 \lg [(1-\lambda_2)M + \lambda_2]}{1-\lambda_2}. \quad (\text{VII.35})$$

Таблица 5
Расчетные уравнения для процессов массопередачи

Процесс	Фактор диффузионного потенциала	N	λ	M
Абсорбция	$\frac{mG}{L} = \text{const}$	N_{Oy}	$\frac{mG}{L}$	$\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2}$
	$\frac{mG}{L} \neq \text{const}$	$N_{Oy} - 1, 15lg \frac{1 - y_2}{1 - y_1}$	$\frac{m_2 G_2}{L_2}$	$\left(\frac{y_1 - m_2 x_2}{y_2 - m_2 x_2} \right) \left(\frac{1 - m_2 G_2 / L_2}{1 - y_1 / y_1} \right)$
		$N_{Ox} + 1, 15lg \frac{1 + \gamma_1}{1 + \gamma_2}$	$\frac{m_2 G_2}{L_2}$	$\left(\frac{\gamma_1 - m_2 x_2}{\gamma_2 - m_2 x_2} \right) \left(\frac{1 - m_2 G_2 / L_2}{1 - \gamma_1 / \gamma_1} \right)$
		N_{Ox}	L	$\frac{x_1 - y_2 / m}{x_2 - y_2 / m}$
Десорбция	$\frac{L}{mG} = \text{const}$		$\frac{mG}{L_3}$	$\frac{x_1 - y_2 / m}{x_2 - y_2 / m}$
	$\frac{L}{mG} \neq \text{const}$	$N_{Ox} - 1, 15lg \frac{1 - x_2}{1 - x_1}$	$\frac{m_2 G_2}{L_3}$	$\left(\frac{x_1 - y_2 / m_2}{x_2 - y_2 / m_2} \right) \left(\frac{1 - L_2 / m_2 G_2}{1 - x_1^* / x_1} \right)$
		$N_{Ox} + 1, 15lg \frac{1 + x_1}{1 + x_2}$	$\frac{L_3}{m_2 G_2}$	$\left(\frac{x_1 - \gamma_2 / m_2}{x_2 - \gamma_2 / m_2} \right) \left(\frac{1 - L_2 / m_2 G_2}{1 - x_1^* / x_1} \right)$
				$x = \frac{x}{1 - x}; y = \frac{y}{1 - y}$
Дистилляция (ректификация—обогатение)	$\frac{mG}{L} = \text{const}$	N_{Oy}	$\frac{mG}{L}$	$\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2}$
	$\frac{mG}{L} \neq \text{const}$	N_{Oy}	$\frac{m_2 G_2}{L_2}$	$\left(\frac{y_1 - m_2 x_2}{y_2 - m_2 x_2} \right) \left(\frac{1 - m_2 G_2 / L_2}{1 - x_1^* / x_1} \right)$
		N_{Oy}^B	$\frac{G}{L}$	$\frac{y_1 - m_2 x_2}{y_2 - m_2 x_2}$

Дистилляция (исчерпывание; глухой пар) б	$\frac{L}{mG} = \text{const}$	$N_{ox} + \frac{2,3lg \, mG/L}{1-L/mG}$	$\frac{L}{mG}$	$\frac{x_1 - x_2 m}{x_2 - x_2 m}$
	$\frac{L}{mG} \neq \text{const}$	$N_{ox} + \frac{2,3lg \, m_2 G_2 / L_2}{1-L_2/m_2 G_2}$	$\frac{m_2 G_2}{L_2}$	$\left(\frac{x_1 - x_2 / m_2}{x_2 - x_2 / m_2} \right) \left(\frac{1-L_2/m_2 G_2}{1-x_1^*/x_1} \right)$
Дистилляция (исчерпывание; острый пар)	$\frac{L}{mG} = \text{const}$	N_{ox}	$\frac{G}{L}$	$\frac{x_1 - x_2 / m_2}{x_2 - x_2 / m_2}$
	$\frac{L}{mG} \neq \text{const}$	N_{ox}	$\frac{G}{L}$	$\frac{x_1}{x_2}$
Экстракция (исчерпывание)	$\frac{L}{mG} = \text{const}$	N_{ox}	$\frac{mG}{L_2}$	$\left(\frac{x_1}{x_2} \right) \frac{x_2}{1-L_2/m_2 G_2}$
	$\frac{L}{mG} \neq \text{const}$	$N_{ox} - \theta_d$	$\frac{mG}{L_2}$	$\frac{\omega_1 - v_2 / m}{\omega_2 - v_2 / m} \frac{x_1}{1-x_1^*/x_1}$
Экстракция (обогащение)	$\frac{L}{mG} = \text{const}$	N_{oy}	$\frac{mG}{L_2}$	$\frac{v_1 - m\omega_2}{v_2 - m\omega_2}$
	$\frac{L}{mG} \neq \text{const}$	$N_{oy} - \theta^e$	$\frac{L}{m_2 G_2}$	$\left(\frac{v_1 - m\omega_2}{v_2 - m\omega_2} \right) \left(\frac{1-m_2 G_2 / L_2}{1-v_1^*/v_1} \right)$

а Уравнения для переменных mG/L и L/mG более точны для $M > 120$.

б Концентрации x , y и m рассчитываются для высококипящего компонента или тяжелого ключевого компонента.

в Концентрации x , y и m рассчитываются для низкокипящего компонента или легкого компонента.

г ω , v — массовые доли распределяемого вещества в растворе и растворителе соответственно.

д $\theta = 1,15lg \frac{1-\omega_2}{1-\omega_1} - 1,15(1-r)lg \frac{1-(1-r)\omega_2}{1-(1-r)\omega_1}$

е $\theta^e = 1,15lg \frac{1-v_2}{1-v_1} - 1,15(1-r)lg \frac{1-(1-r)v_2}{1-(1-r)v_1}$

где r — отношение молекулярной массы потока без распределяемого компонента к молекулярной массе распределяемого компонента.

Для числа теоретических тарелок было получено уравнение

$$n = \frac{\lg[(1 - \lambda_2)M + \lambda_2]}{\lg(1/\lambda_2)} \quad (\text{VII.36})$$

Соотношение между числом единиц переноса N и числом теоретических тарелок n будет

$$\frac{N}{n} = \frac{2,3 \lg 1/\lambda_2}{1 - \lambda_2} \quad (\text{VII.37})$$

В табл. 5 приведены уравнения для абсорбции, десорбции, ректификации и экстракции. На рис. 86 представлено графическое решение уравнений (VII.35) и (VII.36).

§ 3. Выражение движущей силы процесса через число теоретических ступеней контакта

Число теоретических ступеней контакта, или число теоретических тарелок, может быть определено аналитически или графически совместным решением уравнений равновесия и рабочей линии процесса. Одна теоретическая тарелка выражает одно изменение движущей силы по газовой Δy и одно по жидкой Δx фазам, причем число теоретических тарелок и движущая сила процесса находятся в обратном соотношении т. е. чем больше движущая сила (больше отрезки Δy и Δx), тем меньше потребуются теоретических тарелок для данного разделения. Действительное число тарелок, которое необходимо установить в аппарате,

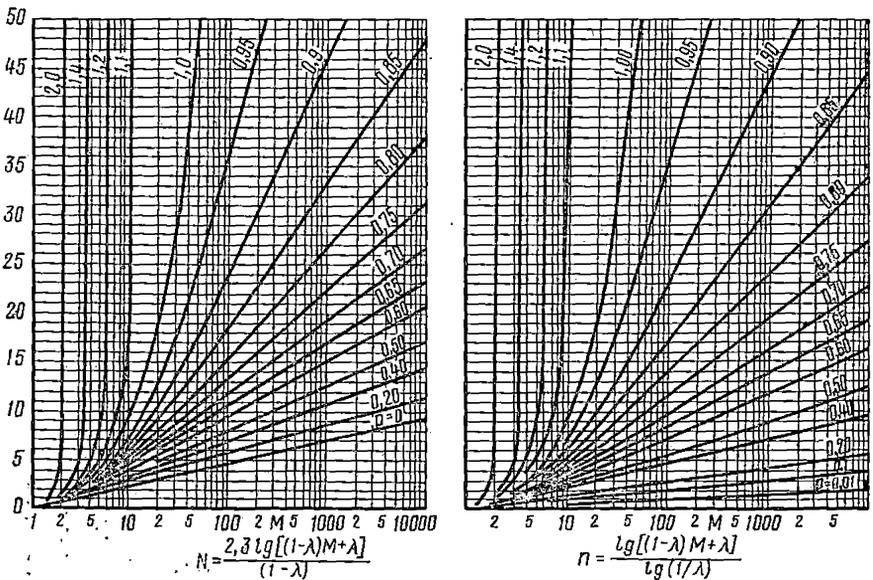


Рис. 86. Определение числа единиц переноса N и числа теоретических тарелок n

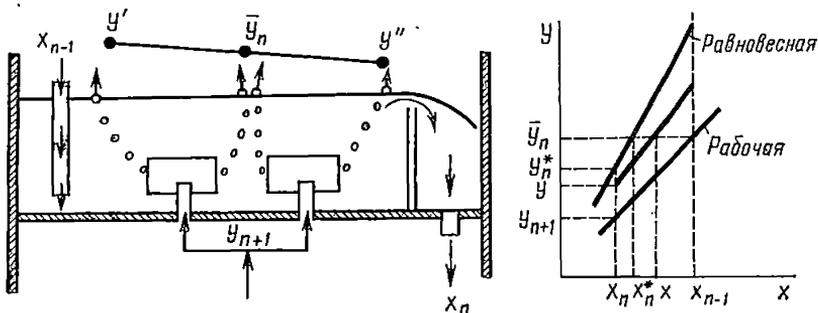


Рис. 87. К определению к.п.д. тарелки и точечного к.п.д.

определяется по к.п.д. Различают три вида к.п.д.: 1) локальный, или точечный, к.п.д. η^*_0 ; 2) к.п.д. тарелки η_T ; 3) к.п.д. колонны η_0 .

Локальный к.п.д. η_0 представляет собой отношение изменения состава пара или жидкости в данной точке тарелки к изменению состава при достижении равновесной концентрации y^* ; x^* (рис. 87):

$$\eta_{0y} = \frac{y - y_{n+1}}{y^* - y_{n+1}}, \quad (\text{VII.38})$$

$$\eta_{0x} = \frac{x_{n-1} - x}{x_{n-1} - x^*}, \quad (\text{VII.39})$$

где y — состав пара, поднимающегося в данной точке с n -й тарелки; y_{n+1} — состав пара, поступающего на n -ю тарелку в данной точке; y^* — состав пара, равновесный с жидкостью в данной точке; x — состав жидкости в данной точке; x_{n-1} — состав жидкости, поступающей на n -ю тарелку; x^* — состав жидкости, равновесный с паром, поднимающимся с n -й тарелки в данной точке.

К. п. д. тарелки η_T , или к. п. д. Мерфри, представляет собой отношение изменения среднего состава паров или жидкости на тарелке к изменению состава при достижении равновесной концентрации (рис. 87):

$$\eta_{Ty} = \frac{\bar{y}_n - \bar{y}_{n+1}}{y_n^* - \bar{y}_{n+1}}, \quad (\text{VII.40})$$

$$\eta_{Tx} = \frac{\bar{x}_{n-1} - \bar{x}_n}{x_{n-1} - x_n^*}, \quad (\text{VII.41})$$

где \bar{y}_n — средний состав пара, поднимающегося с n -й тарелки; \bar{y}_{n+1} — средний состав пара, поступающего на n -ю тарелку; y_n^* — состав па-

* К.п.д. тарелки и точечный к.п.д. — условные понятия, широко вошедшие в практику диффузионных процессов. Более точно их можно было бы определить как коэффициенты обогащения или коэффициенты относительного извлечения. Однако, поскольку первый термин к.п.д. шире используется в технике, в дальнейшем будем пользоваться данным термином.

ра, равновесный с жидкостью, покидающей n -ю тарелку; x_{n-1} — состав жидкости, поступающей на n -ю тарелку; \bar{x}_n — состав жидкости, покидающей n -ю тарелку; x_n^* — состав жидкости, равновесный со средним составом пара, поднимающегося с n -тарелки.

По значению локального к.п.д. и к.п.д. тарелки (Мерффи) оценивается эффективность тарелки. Соотношение между ними определяет степень смещения жидкости на тарелке. При полном перемешивании жидкости и пара значения η_0 и η_T для каждой фазы совпадают.

К. п. д. к о л о н н ы η представляет собой отношение числа теоретических тарелок n к действительному числу тарелок n_d , необходимых для разделения смеси:

$$\eta = \frac{n}{n_d} \quad (\text{VII.42})$$

Эффективность колонны как кинетическая характеристика зависит от соотношения потоков жидкости и пара $\left(\frac{L}{G}\right)$, плотностей $\frac{\rho_n}{\rho_{ж}}$, вязкости $\frac{\mu_n}{\mu_{ж}}$, относительной летучести и др.:

$$\eta = f \left(\frac{L}{G}, \frac{\rho_n}{\rho_{ж}}, \frac{\mu_n}{\mu_{ж}}, \dots \right) \quad (\text{VII.43})$$

Перечисленные параметры могут меняться по высоте колонны, изменяя условия массообмена, а поэтому к.п.д. колонны η является усредненным для всей колонны.

Для насадочных колонн отношение полной высоты слоя насадки к числу теоретических тарелок на этой высоте называется эквивалентной высотой теоретической ступени контакта (теоретической тарелкой ВЭТТ):

$$h_3 = H/n, \quad (\text{VII.44})$$

где H — полная высота слоя насадки, м; n — число теоретических тарелок. Таким образом высота, эквивалентная теоретической тарелке, или эквивалентная высота насадки, представляет такую высоту слоя насадки, на которой происходит такое же разделение, как и на одной теоретической тарелке. Наглядность и простота метода расчета эквивалентной высоты используются также и для оценки кинетики других типов аппаратов, например пленочных колонн и т. п.

§ 4. Соотношения между к.п.д., коэффициентом массопередачи и числом единиц переноса

Соотношение между к.п.д. по паровой фазе, коэффициентом массопередачи $K_{oy}a$ и числом единиц переноса N_{oy} можно установить при рассмотрении модели потоков.

Пар барботирует в направлении, вертикальном к жидкости, через секцию, заполненную жидкостью состава x в пределах составов x_{n-1} и x_n . Допустим, что изменения x по вертикали не происходит.

Пар, поступающий в секцию, заполненную жидкостью, имеет состав y_{n+1} , а выходящий из этой секции — y_n . Принимаем, что пар проходит через секции вертикально вверх не перемешиваясь. На основании уравнения (VII.12) применительно к процессу ректификации имеем

$$\frac{K_{oy}afH}{G} = \int_{(y^*-y)_{n+1}}^{(y^*-y)_n} \frac{dy}{y^*-y} = N_{oy}. \quad (\text{VII.45})$$

Так как x по вертикали постоянно, то y^* тоже постоянно и после интегрирования получим

$$1 - \frac{y_n - y_{n+1}}{y^* - y_{n+1}} = e^{-\frac{K_{oy}afH}{G}} = e^{-N_{oy}} \quad (\text{VII.46})$$

или на основании (VII.38)

$$1 - \eta_0 = e^{-\frac{K_{oy}afH}{G}} = e^{-N_{oy}}. \quad (\text{VII.47})$$

При полном перемешивании $x = x_n$ и $\eta_0 = \eta_T$ уравнение (VII.47) примет вид

$$1 - \eta_T = e^{-\frac{K_{oy}afH}{G}} = e^{-N_{oy}}. \quad (\text{VII.48})$$

При отсутствии перемешивания и если линия равновесия прямая, т.е. $y^* = mx + b$ при η_0 , L и $G = \text{const}$, то можно получить

$$\eta_T = \frac{L}{mG} \left(e^{\frac{mG}{L} \eta_0} - 1 \right). \quad (\text{VII.49})$$

Из (VII.49) следует, что η_T может быть больше 100%, если η_0 приближается к единице.

При отсутствии градиента концентраций по вертикали в жидкости для $x = \text{const}$ для жидкой фазы получим выражение точечного к.п.д. ($\eta_{0,ж}$):

$$1 - \eta_{0,ж} = e^{-\frac{K_{ox}afH}{L}} = e^{-N_{ox}}. \quad (\text{VII.50})$$

Так как при выводе уравнения (VII.50) принято, что градиент концентраций существует только вдоль тарелки по ходу жидкости, то получаем соотношение

$$\eta_{0,ж} = \frac{e^{N_{ox}} - 1}{e^{N_{ox}}} \quad (\text{VII.51})$$

При полном перемешивании жидкости на тарелке согласно материальному балансу получим

$$L(x_{n-1} - x_n) = K_{ox} a(x_n - x_n^*) fH, \quad (\text{VII.52})$$

откуда

$$\frac{x_{n-1} - x_n}{x_n - x_n^*} = \frac{K_{ox} a fH}{L} = N_{ox}. \quad (\text{VII.53})$$

К.п.д. тарелки представим в виде

$$\eta_{т.ж} = \frac{x_{n-1} - x_n}{(x_n - x_n^*) + (x_{n-1} - x_n)}, \quad (\text{VII.54})$$

Разделим числитель и знаменатель выражения (VII.54) на $x_n - x_n^*$:

$$\eta_{т.ж} = \frac{\frac{x_{n-1} - x_n}{x_n - x_n^*}}{1 + \frac{x_{n-1} - x_n}{x_n - x_n^*}}. \quad (\text{VII.55})$$

На основании уравнения (VII.53), вводя N_{ox} , равенство (VII.55) перепишем в виде

$$\eta_{т.ж} = \frac{N_{ox}}{1 + N_{ox}}. \quad (\text{VII.56})$$

Соотношение между точечным к.п.д. по газовой фазе η_0 и точечным к.п.д. по жидкой фазе $\eta_{0,ж}$ может быть найдено из материального баланса:

$$\eta_0 = \frac{\eta_{0,ж}}{\eta_{0,ж} + \lambda(1 - \eta_{0,ж})}. \quad (\text{VII.57})$$

Подобное соотношение может быть применимо к к.п.д. тарелки, если λ по тарелке постоянно:

$$\eta_{т} = \frac{\eta_{т.ж}}{\eta_{т.ж} + \lambda(1 - \eta_{т.ж})}. \quad (\text{VII.58})$$

В общем случае $\eta_{т}$ и η_0 рассчитываются по концентрации пара (газа), а для труднорастворимых газов вычисляются $\eta_{т.ж}$ и $\eta_{0,ж}$.

§ 5. Соотношение между коэффициентом массопередачи, эквивалентной высотой насадки и высотой единицы переноса

На теоретической тарелке мольная доля легколетучего компонента возрастает от y до y^* (см. рис. 87) так, что общее количество переданного вещества будет равно $G(y^* - y)$. Если линия равновесия на рассматриваемом участке прямая, то движущую силу процесса можно выразить как среднюю логарифмическую между $(y^* - y) m \frac{G}{L}$ и $(y^* - y)$. Тогда в соответствии с

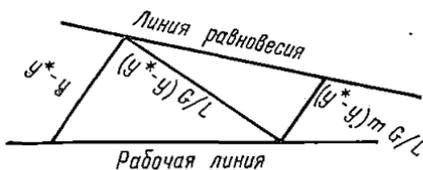


Рис. 88. К выводу уравнения (VII.60)

рис. 88 будем иметь

$$G(y^* - y) = K_{oy} a h_3 (y^* - y) \frac{\lambda - 1}{\lg \lambda}, \quad (\text{VII.59})$$

откуда

$$h_3 = \frac{G}{K_{oy} a} \frac{\lg \lambda}{\lambda - 1} = \frac{G}{K_{oy} a} \frac{\lg \frac{1}{\lambda}}{1 - \lambda} = (\text{БЕП})_{oy} \frac{\lg \frac{1}{\lambda}}{1 - \lambda}. \quad (\text{VII.60})$$

Если линия равновесия на участке сравнения не прямая, при эквимольарной диффузии получается следующее соотношение между h_3 и $(\text{БЕП})_{oy}$:

$$\frac{h_3}{(\text{БЕП})_{oy}} = \frac{N_{oy}}{n} = 1 + \frac{1}{12} \left[\frac{2,3 \lg \left(\frac{y_0 - y_1}{y_n - y_{n+1}} \right)}{n} \right]^2 - \frac{1}{2} \left[\frac{2,3 \lg \left(\frac{y_0 - y_1}{y_n - y_{n+1}} \right)}{n} \right], \quad (\text{VII.61})$$

$$\frac{h_3}{(\text{БЕП})_{ox}} = \frac{N_{ox}}{n} = 1 + \frac{1}{12} \left[\frac{2,3 \lg \left(\frac{x_0 - x_1}{x_n - x_{n+1}} \right)}{n} \right]^2 + \frac{1}{2} \left[\frac{2,3 \lg \left(\frac{x_0 - x_1}{x_n - x_{n+1}} \right)}{n} \right]. \quad (\text{VII.62})$$

Если линия равновесия и рабочая линия параллельны, то $mG/L = 1$ и

$$h_3 = (\text{БЕП})_{oy} = (\text{БЕП})_{ox}. \quad (\text{VII.63})$$

Соотношения между h_3 и $(\text{БЕП})_{oy}$ могут быть получены также непосредственно из уравнения (VII.37). При выводе точного соотношения между высотой, эквивалентной теоретической тарелке, и высотой единиц переноса необходимо рассмотреть дифференциал числа теоретических тарелок, соответствующий дифференциалу высоты насадочной колонны. Если равновесная и рабочая линии прямые, на основании рис. 89 имеем

$$\lambda = \frac{mG}{L} = \frac{x_1 - a}{x_0 - a} = \frac{x_2 - a}{x_1 - a} = \dots = \frac{x_n - a}{x_{n-1} - a}, \quad (\text{VII.64})$$

т. е.

$$\frac{x_n - a}{x_0 - a} = \lambda^n, \quad (\text{VII.65})$$

откуда величина n определяется по соотношению

$$n = \frac{\ln \frac{x_n - a}{x_0 - a}}{\ln \lambda} = \frac{\ln \frac{y_n^* - y_n}{y_0^* - y_0}}{\ln \lambda} = \frac{\ln \frac{x_n - x_n^*}{x_0 - x_0^*}}{\ln \lambda}. \quad (\text{VII.66})$$

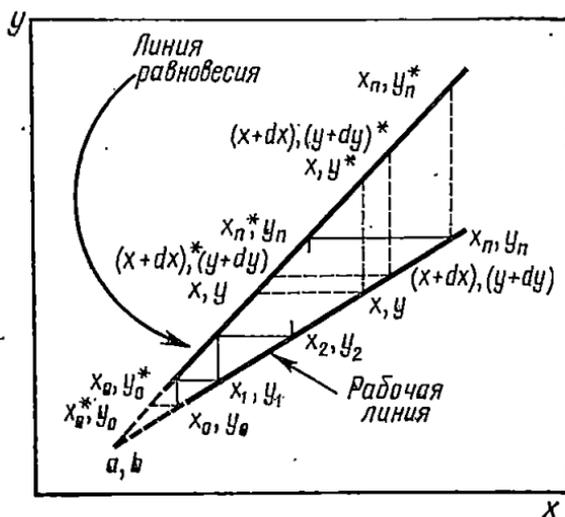


Рис. 89. К определению числа теоретических тарелок n при линейной равновесной зависимости

Уравнение (VII.66) справедливо для общего случая, когда n не является целочисленным. Поэтому дифференциал числа теоретических тарелок, соответствующий дифференциалу длины рабочей линии между точками (x, y) и $(x + dx, y + dy)$, получится дифференцированием уравнения (VII.66):

$$dn = \frac{dy^* - dy}{\ln \lambda} = \frac{dx - dx^*}{\ln \lambda} \quad (\text{VII.67})$$

Если наклон рабочей линии есть $\frac{dy}{dx} = \frac{L}{G}$, наклон линии равновесия $\frac{dy^*}{dx} = \frac{dy}{dx^*} = m$, то, сделав соответствующую подстановку в уравнение (VII.67), получим

$$dn = \frac{(1/\lambda) - 1}{\ln \lambda} \frac{dy}{y^* - y}, \quad (\text{VII.68})$$

или

$$\int dn = \frac{(1/\lambda) - 1}{\ln \lambda} \frac{dx}{x - x^*} \quad (\text{VII.69})$$

Интегрирование уравнения (VII.68) дает известное соотношение между высотой единицы переноса и высотой, эквивалентной теоретической тарелке, т. е.

$$\frac{(\text{ВЕП})_{oy}}{h_a} = \frac{n}{N_{oy}} = \frac{\lambda - 1}{\ln \lambda} \quad (\text{VII.70})$$

Если равновесная линия — кривая (рис. 90), то величины [уравнения (VII.68) и (VII.69)] будут различаться потому, что m в точках

(x, y^*) и (x^*, y) не равны. Если обозначить через m_F наклон хорды, соединяющей точки (x, y^*) и (x^*, y) , и подставить в уравнение (VII.67) $\frac{dy^*}{dx}$ и $\frac{dy}{dx^*}$, то равенства (VII.68) и (VII.69) будут давать одинаковые значения. Можно показать, что ошибка, возникающая в результате такого упрощения, незначительная. Таким образом, интегрируя уравнение (VII.68) с m_F вместо m и комбинируя его с (ВЕП)_{oy}, получим

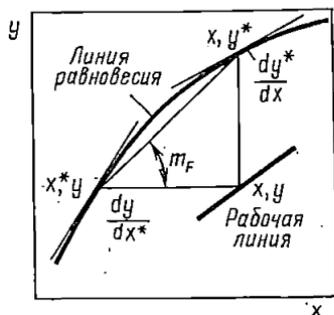


Рис. 90. К определению числа теоретических тарелок n для нелинейной равновесной зависимости

$$\left\{ \frac{(\text{ВЕП})_{oy}}{h_o} = \frac{n}{N_{oy}} = \frac{\int_{y_o}^{y_n} \frac{(m_F G/L) - 1}{\ln(m_F G/L)} \frac{dy}{y^* - y}}{\int_{y_o}^{y_n} \frac{dy}{y^* - y}} \right. \quad (\text{VII.71})$$

Выражение $[(m_F G/L) - 1] / \ln(m_F G/L)$ может быть заменено средним арифметическим между $m_F G/L$ и единицей с погрешностью менее 4%, если $0,5 \leq \frac{m_F G}{L} \leq 2,0$. В результате имеем

$$\frac{n}{N_{oy}} = \frac{\int_{y_o}^{y_n} \left(\frac{m_F G}{2L} + \frac{1}{2} \right) \frac{dy}{y^* - y}}{\int_{y_o}^{y_n} \frac{dy}{y^* - y}} = \frac{G/L}{2} \frac{\int_{y_o}^{y_n} \frac{m_F dy}{y^* - y}}{\int_{y_o}^{y_n} \frac{dy}{y^* - y}} + \frac{1}{2} \dots \quad (\text{VII.72})$$

Если кривизна равновесной линии велика, то m_F изменяется значительно с изменением концентрации. Средний наклон равновесной линии \bar{m}_F можно определить следующим образом:

$$\bar{m}_F = \frac{L}{G} \frac{N_{ox}}{N_{oy}} = \frac{L \int_{x_o}^{x_n} \frac{dx}{x - x^*}}{G \int_{y_o}^{y_n} \frac{dy}{y^* - y}} \quad (\text{VII.73})$$

Учитывая, что $dy/dx = L/G$, уравнение (VII.73) может быть переписано в виде

$$\bar{m}_F = \frac{\int_{y_0}^{y_n} \frac{dy}{x - x^*}}{\int_{y_0}^{y_n} \frac{dy}{y^* - y}} = \frac{\int_{y_0}^{y_n} \frac{m_F dy}{y^* - y}}{\int_{y_0}^{y_n} \frac{dy}{y^* - y}} \quad (\text{VII.74})$$

Из уравнений (VII.74) и (VII.73) с использованием среднего арифметического вместо среднего логарифмического можно получить [см. уравнение (VII.60)]

$$\frac{n}{N_{Oy}} = \frac{(\text{ВЕП})_{Oy}}{h_3} \cong \frac{(\bar{m}_F G/L) - 1}{\ln(\bar{m}_F G/L)} \quad (\text{VII.75})$$

Однако использование уравнения (VII.75) в практических расчетах для определения n затруднительно, так как требуются оценки N_{Oy} и N_{Ox} для расчета \bar{m}_F . На практике число теоретических тарелок может быть рассчитано обычным методом с небольшой погрешностью, возникающей из-за кривизны равновесной линии. Из уравнений (VII.73) и (VII.75) может быть получено соотношение

$$n \cong (N_{Oy} - N_{Ox}) / \ln(N_{Oy}/N_{Ox}) \quad (\text{VII.76})$$

Для случая $0,5 \leq \frac{\bar{m}_F G}{L} \leq 2,0$ соотношение (VII.76) может быть аппроксимировано с погрешностью менее 4% уравнением

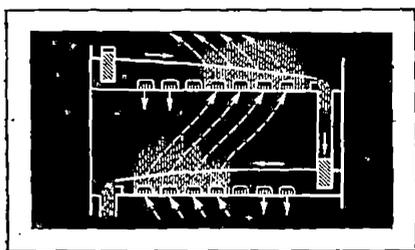
$$n \cong \frac{1}{2} (N_{Oy} + N_{Ox}) \quad (\text{VII.77})$$

и, следовательно,

$$\frac{1}{h_3} \cong \frac{1}{2} \left(\frac{1}{(\text{ВЕП})_{Oy}} + \frac{1}{(\text{ВЕП})_{Ox}} \right) \quad (\text{VII.78})$$

Соотношение (VII.78) пригодно для анализа характера изменения величины ВЭТТ. При анализе процесса ректификации в насадочных колоннах с использованием диффузионной модели было установлено, что чем больше относительная летучесть, тем сильнее проявляется зависимость ВЕП и ВЭТТ от молярного состава компонентов, которая больше для ВЕП, чем для ВЭТТ. При этом значения ВЕП и ВЭТТ изменяются по высоте колонны. Поэтому расчет насадочных колонн лучше проводить по ВЭТТ, чем по ВЕП.

IV



· Моделирование и расчет
· диффузионных
· аппаратов

Классификация аппаратов и оценка эффективности

Определяющей характеристикой процессов массопередачи, протекающих в двухфазных потоках, является взаимодействие фаз, от которого зависит величина межфазной поверхности. Поэтому аппараты для проведения процессов массопередачи должны конструироваться так, чтобы в них максимально развивалась поверхность контакта. В соответствии с этим в основу классификации диффузионной аппаратуры положен принцип образования межфазной поверхности. Все многообразие диффузионных аппаратов может быть условно сведено к трем основным группам:

I. Аппараты с фиксированной поверхностью фазового контакта.

II. Аппараты с поверхностью контакта, образуемой в процессе движения потоков.

III. Аппараты с внешним подводом энергии.

Классификация предусматривает как геометрические особенности аппарата, так и создаваемую в нем гидродинамическую обстановку. Так, в аппаратах с фиксированной поверхностью, например в пленочных колоннах с орошаемыми стенками, в режимах, близких к захлебыванию, фиксация поверхности контакта нарушается. Однако основная тенденция при конструировании таких аппаратов — создать тонкую пленку жидкости на поверхности стенок — остается доминирующей.

В соответствии с этой классификацией наиболее типичные, основные аппараты, широко применяемые в промышленности, распределяются по группам, приведенным в табл. 6.

При расчете диффузионных аппаратов определяемыми величинами являются: 1) диаметр аппарата или его поперечное сечение, обеспечивающий его необходимую пропускную способность по сплошной фазе. Диаметр аппарата зависит от линейной скорости сплошной фазы в полном сечении аппарата, определяемой его гидродинамикой; 2) общая длина зоны контакта аппарата, необходимая для завершения процесса разделения до заданных конечных концентраций. Общая длина зоны контакта определяется гидродинамическими и кинетическими характеристиками и обычно реализуется для тарельчатых колонн числом тарелок, для насадочных колонн — высотой слоя насадки и т. п.

Правильная и объективная оценка того или иного диффузионного аппарата той или иной его конструкции может быть дана только при одновременном учете гидродинамических и диффузионных характеристик аппарата.

Таблица 6

Классификация диффузионных аппаратов

Аппараты с фиксированной поверхностью фазового контакта	Аппараты с поверхностью контакта, образуемой в процессе движения потоков	Аппараты с внешним подводом энергии
Пленочные колонны с орошаемыми стенками Колонны с плоскопараллельной насадкой Распылительные колонны	Тарельчатые колпачковые колонны Тарельчатые ситчатые колонны Тарельчатые колонны с одноподвижным движением пара и жидкости Тарельчатые решетчатые или ситчатые колонны без переточных патрубков (колонны с провальными тарелками) Насадочные колонны Колонны с затопленной насадкой	Аппараты с механическими мешалками Пульсационные колонны Ротационные аппараты

Пусть объем пара (газа), проходящего через единицу площади сечения аппарата в единицу времени, будет $w(\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с})$, а высота аппарата $h(\text{м})$, на которой происходит разделение, эквивалентное разделению на одной теоретической ступени контакта (теоретической тарелке), тогда соотношение

$$= \frac{w}{h}$$

будет выражать объем пара (газа), перерабатываемый в единицу времени в 1 м^3 аппарата и определяет съём продукции с единицы объема аппарата. Скорость пара (газа) в аппарате выбирается по определенным соотношениям нагрузок его по пару G и жидкости L , физических свойств пара и жидкости, их плотностей $\rho_{\text{п}}$, $\rho_{\text{ж}}$, вязкости $\mu_{\text{п}}$, $\mu_{\text{ж}}$ и т. п. Таким образом скорость пара или газа отражает гидродинамические условия аппарата. Высота зоны контакта h характеризует интенсивность массообмена; и чем она меньше, тем эффективнее происходит массообмен. Таким образом, приведенное выражение непосредственно устанавливает связь между гидродинамикой и массообменом в диффузионном аппарате. Его принимают в качестве критерия сравнительной оценки диффузионных аппаратов различных конструкций. Для насадочных колонн h соответствует эквивалентной высоте насадки, а для тарельчатых колонн $h = H_{\text{т}}/\eta$, где $H_{\text{т}}$ — расстояние между тарелками, м; η — к.п.д. колонны или тарелок.

Для экстракционных аппаратов коэффициент съема удобнее представить в виде

$$= \frac{w_0}{h} = \frac{1}{\tau_k}$$

где w_0 — суммарная скорость потоков обеих фаз, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$; τ_k — время, необходимое для осуществления массообмена в зоне аппарата, с.

Значение τ_k может быть рассчитано по среднему времени пребывания дисперсной фазы в экстракторе $\tau_{\text{ср}}$ из соотношения

$$\tau_k = \frac{\tau_{\text{ср}}}{n},$$

где n — число теоретических ступеней контакта.

Энергетические затраты на проведение диффузионного процесса в данном аппарате можно учесть по перепаду давления $\Delta P_{\text{г-ж}}$ на одну теоретическую ступень контакта:

$$E = \frac{\Delta P_{\text{г-ж}}}{n}.$$

Энергетический параметр E имеет наибольшее значение для процессов абсорбции и вакуумной ректификации. Влияние физических свойств газа (пара) и жидкости на скорость w сравниваемых систем в первом приближении может быть оценено как

$$\frac{w}{w_c} = \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} \rho_{\text{г,с}}}{\rho_{\text{ж,с}} \rho_{\text{г}}}},$$

где w , w_c — скорость газа (пара) для данной и сравниваемой системы, м ; $\rho_{\text{ж}}$, $\rho_{\text{ж,с}}$ — плотности данной и сравниваемой жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\rho_{\text{г}}$, $\rho_{\text{г,с}}$ — плотности газа (пара) данной и сравниваемой системы, $\text{кг}/\text{м}^3$.

При сравнении тарельчатых колонн, разделяющих различные системы, влияние физических свойств системы на к.п.д. описывается уравнением

$$\frac{\eta}{\eta_c} = \left(\frac{\mu_c \alpha_c}{\mu \alpha} \right)^{0,245},$$

где η — к.п.д. для данной системы; η_c — к.п.д. сравниваемой системы; α , α_c — относительная летучесть компонентов данной и сравниваемой смеси; μ , μ_c — молярная вязкость ($\text{Па} \cdot \text{с}$) данной и сравниваемой систем, рассчитываемая по уравнению

$$\mu = x_a \mu_a + x_b \mu_b,$$

где x_a , x_b — содержание компонентов в смеси, мол. доли; μ_a , μ_b — вязкость компонентов.

При сравнении аппаратов в качестве определяющего параметра используется также фактор $F_s = w \sqrt{\gamma_{\text{г}}}$, являющийся аналогом фактора гидродинамического состояния двухфазной системы.

Глава VIII

Аппараты с фиксированной поверхностью фазового контакта

§ 1. Пленочные колонны с орошаемыми стенками

Пленочные колонны с орошаемыми стенками могут выполняться в виде отдельных труб или в виде системы труб по типу кожухо-трубного теплообменника. В настоящее время наметились две тенденции в использовании пленочных колонн: 1) уменьшение толщины пленки жидкости и 2) перевод пленочных колонн на режим эмульгирования. Основным конструктивным требованием для колонн с тонкой пленкой жидкости является создание хорошего распределения жидкости по трубкам.

На рис. 91 представлена зависимость перепада давления $\Delta P_{г-ж}$ в колонне (трубке) с орошаемыми стенками от скорости жидкости при постоянной скорости газа (воздуха), движущегося противотоком к жидкости. Скорость жидкости выражается через число Рейнольдса движущейся пленки жидкости:

$$Re_{ж} = 4L'/\mu_{ж},$$

где L' — массовая скорость жидкости на единицу длины смачиваемого периметра; $\mu_{ж}$ — вязкость жидкости.

В точке A волнообразование отсутствует и существует лишь поверхностное трение; между точками A и B режим ламинарен, причем волнообразование относительно велико; между точками B и C — переходная область; от точки C течение изменяется, приобретая турбулентный характер. Точка B соответствует $Re_{ж} \approx 900-1000$, а точка C — $Re_{ж} \approx 1300-1500$. Начиная от точки B , характеризующей окончание ламинарного режима, возникает турбулентный режим течения. Большие волны жидкости, существовавшие в ламинарной области, начинают разрушаться. Образующиеся меньшие волны снижают перепад давления, пока в точке C не будет достигнута полностью развитая турбулентность.

Зависимость перепада давления от массовой скорости газа G ($\text{кг/м}^2 \times \text{ч}$) при постоянной скорости жидкости приведена на рис. 92. Точка B соответствует $Re_{возд} \approx 1200-2000$, а точка C — $Re_{возд} \approx 1500-2300$ (относительно жидкости). Ламинарное течение газа (воздуха) в этой области способствует образованию больших волн жидкости,

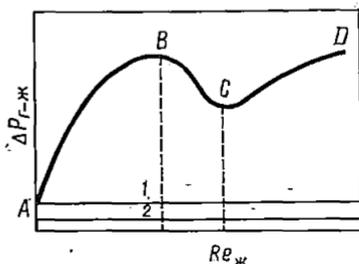


Рис. 91. Зависимость $\Delta P_{г-ж}$ от $Re_{ж}$ для колонны с орошаемыми стенками при постоянной скорости газа (воздуха):

1 — смоченная трубка при наличии поверхностно-активного вещества; 2 — сухая трубка

что увеличивает перепад давления с возрастанием скорости газа. Точка *C* соответствует концу ламинарной области течения воздуха, отрезок *CD* — переходной области (здесь изменяется форма волн жидкости и, следовательно, уменьшается потеря давления), за точкой *D* наступает полная турбулизация потока. Аномалии, наблюдающиеся в области *AB* при низких скоростях воздуха, объясняются, по-видимому, концевыми эффектами, обусловленными влиянием текущей жидкости на газовый поток.

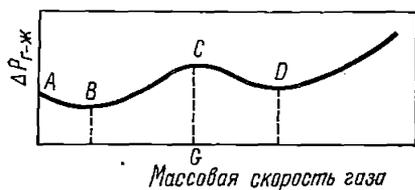


Рис. 92. Зависимость перепада давления от скорости газа при постоянной скорости жидкости

Средняя $w_{\text{ср}}$ и максимальная скорости w_{max} пленки жидкости и толщина пленки δ для ламинарного режима рассчитываются по уравнениям:

$$w_{\text{ср}} = \frac{w}{\rho_{\text{ж}} \delta}, \quad (\text{VIII.1})$$

$$\frac{w_{\text{max}}}{w_{\text{ср}}} = \frac{3}{2}, \quad (\text{VIII.2})$$

$$\delta = \left[\frac{3w\mu_{\text{ж}}}{g\rho_{\text{ж}}^2} \right]^{1/3}, \quad (\text{VIII.3})$$

где w — массовая скорость жидкости на единицу длины смоченного периметра, кг/с·м; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости, кг/м³; δ — толщина пленки, м; $\mu_{\text{ж}}$ — вязкость жидкости, Па·с; g — ускорение силы тяжести, м/с².

При ректификации в трубках при небольших скоростях пара (до 3—4 м/с для трубки внутренним диаметром 11 мм) жидкость стекает по поверхности трубы тонкой пленкой с образованием волнистой поверхности. При увеличении скорости у нижнего обреза трубы отдельные капли жидкости начинают подхватываться паром, стекание жидкости несколько замедляется и в нижнем конце трубы образуется пробка из паро-жидкостной эмульсии. Дальнейшее незначительное увеличение скорости пара приводит к медленному заполнению всей трубы эмульсией, состоящей из паровых пузырьков различных размеров (от 0,5 до 10 мм в диаметре), с большой скоростью перемещающихся в жидкости. Вся масса эмульсии совершает резкие колебания вдоль трубы с амплитудой 50—100 мм.

При испытании многотрубной колонны было установлено, что эмульгационный режим возникает и распространяется одновременно во всех трубах, при этом уровень эмульсии в них регулируется автоматически. При повышении уровня эмульсии в одной из труб сопротивление пару в ней увеличивается, что уменьшает скорость пара в этой трубе, и происходит сброс части жидкости в куб. Скорость, при которой возникает устойчивый режим эмульгирования $w_{\text{н}}$, описывается уравнением

$$\lg \left[\frac{\omega_{\Pi}^2}{g d_T} \frac{\rho_{\Pi}}{\rho_{\text{ж}}} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{в}}} \right)^{0,16} \right] = 0,243 - 1,75 \left(\frac{R}{R+1} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Pi}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (\text{VIII.4})$$

где ω_{Π} — скорость пара в полном сечении трубки, м/с; $g = 9,81$ м/с²; d_T — внутренний диаметр трубки, м; ρ_{Π} , $\rho_{\text{ж}}$ — плотности пара и жидкости, кг/м³; $\mu_{\text{ж}}$ — вязкость жидкости; R — флегмовое число, $\mu_{\text{в}}$ — вязкость воды при 20°C.

Кинетические уравнения процесса массопередачи для труб с орошаемыми стенками, как и для всех аппаратов с фиксированной поверхностью фазового контакта, представляются в виде зависимостей, получаемых из анализа диффузии в однофазных потоках, что соответствует уравнениям (VI.47) и (VI.48), в которых фактор гидродинамического состояния двухфазной системы f близок к нулю.

Для расчета коэффициентов массоотдачи при абсорбции с фиксированной границей раздела справедливо уравнение

$$\text{Nu}_D = \frac{k_x \delta}{D} = \text{const} \text{Re}^n \text{Pr}_D^m \left(\frac{d_T}{l} \right)^q. \quad (\text{VIII.5})$$

При $\text{Re}_{\text{ж}}$ от 4 до 80 уравнение (VIII.5) принимает вид

$$\text{Nu}_D = \frac{k_x \delta}{D} = 0,0066 \text{Re}_{\text{ж}} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,5}, \quad (\text{VIII.6})$$

при $\text{Re}_{\text{ж}} > 80$

$$\text{Nu}_D = \frac{k_x \delta}{D} = 0,0286 \text{Re}_{\text{ж}}^{2/3} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,5}. \quad (\text{VIII.7})$$

При ректификации в полых трубках установлено наличие четырех режимов: ламинарного, переходного, турбулентного и эмульгирования (рис. 93). В ламинарном и переходном режимах $\text{Nu}_D = k d_T / D$ в зна-

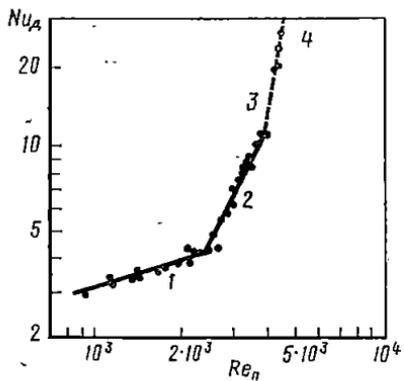


Рис. 93. Зависимость Nu_D от Re_n при разделении смеси этиловый спирт—вода в полый трубке: 1 — ламинарный режим; 2 — переходный режим; 3 — турбулентный режим; 4 — режим эмульгирования

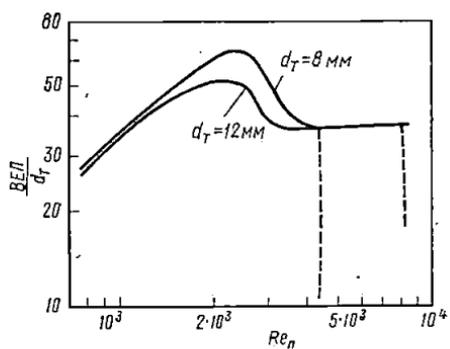


Рис. 94. Зависимость BEP/d_T однострунной колонны от Re_n при разделении смеси этиловый спирт—вода

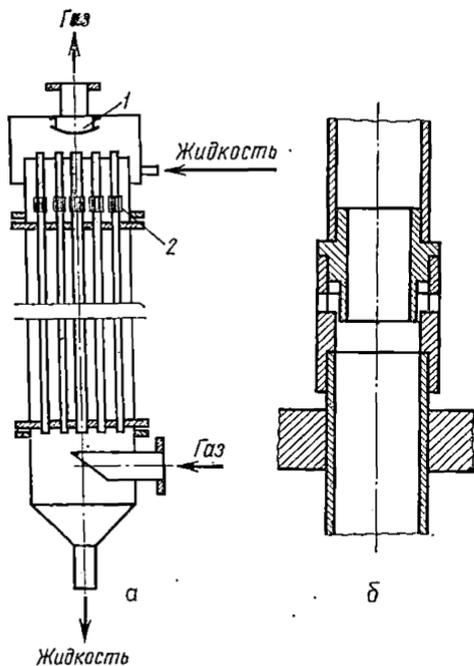
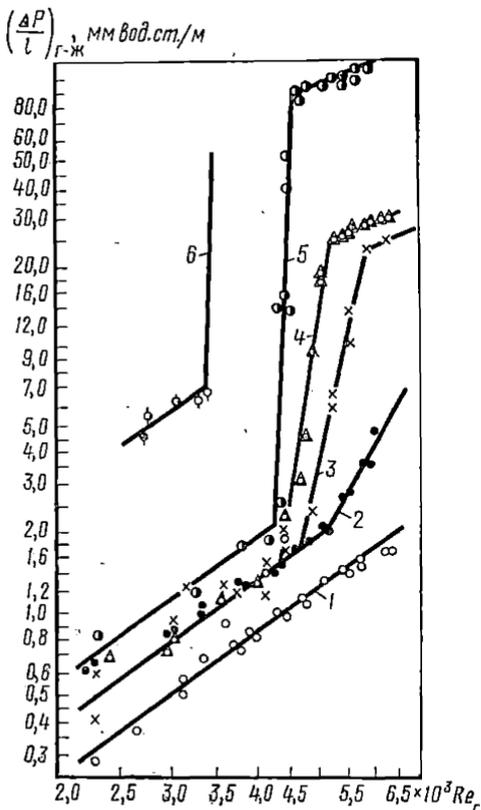


Рис. 95. Схемы многотрубного пленочного аппарата (а) и насадки для распределения жидкости (б):

1 — отбойник; 2 — орошающие насадки



чительной степени зависит от $Re_{гж} = wd_T/\mu_{гж}$, а также от соотношения l/d_T , а в турбулентной области такая зависимость практически отсутствует. На рис. 94 представлены результаты сравнения работы ректификационных однострунных колонн в пленочном и эмульгационном режимах. Из рис. 94 видно, что при $Re_{гж} > 4,3 \cdot 10^3$ ($d_T = 8$ мм) и при $Re_{гж} > 8 \cdot 10^3$ ($d_T = 12$ мм), соответствующим режиму эмульгирования, эффективность разделения в трубках резко возрастает. Значительное преимущество эмульгационного режима состоит в том, что многотрубная колонна, работающая в этом режиме, не нуждается в специальных устройствах для равномерного орошения труб, что представляет наибольшую трудность при эксплуатации трубчатых колонн.

На рис. 95 представлена принципиальная схема многотрубного аппарата и насадка для распределения жидкости по стенкам.

Рис. 96. Зависимость сопротивления многотрубного орошаемого аппарата от Re_r :

1 — неорошаемый аппарат $L=0$; 2 — $L=0,086$ м³/ч; 3 — $L=0,259$ м³/ч; 4 — $L=0,388$ м³/ч; 5 — $L=0,518$ м³/ч; 6 — $L=0,700$ м³/ч

На рис. 96 приведена зависимость сопротивления многотрубного орошаемого аппарата (19 трубок, $d_T = 19,4$ мм) от скорости газа и плотности орошения.

§ 2. Колонны с плоскопараллельной насадкой

Плоскопараллельная насадка представляет собой прямоугольные блоки, выполненные из стеклоткани или других материалов и устанавливаемые в колонне вертикально. По плоским, вертикальным стенкам блоков стекает жидкость, покрывая их тонкой пленкой; газ (пар) движется противотоком. Основные преимущества этих аппаратов: большие скорости газов и относительно малое гидравлическое сопротивление. Перепад давления в аппарате с плоскопараллельной насадкой рассчитывается по уравнению

$$\Delta P_r = \frac{2\xi_c l w^2}{g d_3 F_c^2}, \quad (\text{VIII.8})$$

где ξ_c — коэффициент гидравлического сопротивления сухих блочных насадок; w — скорость газа в полном сечении колонны, м/с; d_3 — эквивалентный диаметр насадки, равный $d_3 = 4F_c/a$, м; F_c — доля свободного сечения насадки, м²/м²; a — удельная поверхность насадки, м²/м³; l — высота слоя насадки, м.

Коэффициент гидравлического сопротивления сухих блочных насадок может быть рассчитан по формулам: для параллельных листов

$$\text{при } Re = 25 - 560 \quad \xi_c = \frac{24}{Re};$$

$$\text{при } Re = 560 - 2500 \quad \xi_c = \frac{2,62}{Re^{0,65}};$$

$$\text{при } Re > 2500 \quad \xi_c = \frac{0,125}{Re^{0,26}};$$

для пакетной насадки

$$\text{при } Re = 500 - 6000 \quad \xi_c = \frac{1,65}{Re^{0,55}}.$$

Предельные нагрузки орошаемых колонн с плоскопараллельной насадкой могут быть рассчитаны по графику (рис. 97), где в качестве определяющего комплекса взят обычный критерий двухфазного потока [см. уравнение (IV.47)]. В результате исследований пакетных насадок различного эквивалентного диаметра (зазоры между листами 5, 10, 20 и 30 мм) было установлено, что частные коэффициенты массопередачи могут быть определены по следующим формулам: для труднорастворимых газов

$$\frac{k_x b}{D_{жк}} = Nu_{жк} = 0,011 Re_{жк} Pr_{жк}^{0,5}, \quad (\text{VIII.9})$$

где δ — толщина пленки жидкости на поверхности листов; $D_{ж}$ — коэффициент диффузии поглощаемого компонента в жидкости; k_x — коэффициент массопередачи в жидкой фазе;

$$Re_{ж} = \frac{w_{ж} d_э}{\nu_{ж}}; Pr_{ж} = \frac{\nu_{ж}}{D_{ж}};$$

для легкорастворимых газов

$$\frac{k_y d_э}{D_{г}} = Nu_{г} = 0,013 \left(\frac{b}{10} \right)^{0,45} Re_{отн}^{0,19} Pr_{г}^{0,5}, \quad (VIII.10)$$

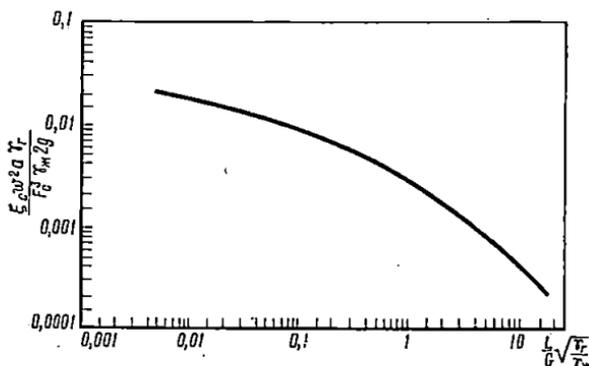


Рис. 97. К расчету предельных нагрузок колонн с плоскопараллельной насадкой

где b — ширина канала, мм; k_y — коэффициент массопередачи в газовой фазе; значение $Re_{отн}$ рассчитывается исходя из относительной скорости газа; $Pr_{г} = \nu_{г} / D_{г}$.

Листовые пакетные насадки эффективнее, чем индивидуальные трубки с орошаемыми стенками того же эквивалентного диаметра. Это объясняется большей турбулизацией жидкости и пограничных слоев газа.

Определение высоты единицы переноса $(ВЕП)_{оу}$ плоскопараллельных насадок в технических расчетах процесса ректификации можно проводить по формулам, справедливым для отдельной трубки с орошаемыми стенками того же эквивалентного диаметра: при ламинарном потоке паров (до $Re_{г} = 1000$)

$$(ВЕП)_{оу} = 0,069 d_э Re_{г} Pr_{г}; \quad (VIII.11)$$

и при турбулентном потоке ($Re_{г} > 1000$)

$$(ВЕП)_{оу} = 11,1 d_э^{0,64} Re_{г}^{0,23} Pr_{г}^{0,67}, \quad (VIII.12)$$

где $(ВЕП)_{оу}$ и $d_э$ выражаются в сантиметрах.

Применение пленочных колонн с орошаемыми стенками и колонн с плоскопараллельной насадкой целесообразно в случаях: 1) когда необходимо иметь малый перепад давления в аппаратуре, что характерно для работы под вакуумом, и 2) когда нежелательно иметь большое количество жидкости в аппарате из-за условий взрывоопасности или других причин.

§ 3. Распылительные колонны

Поскольку в распылительных колоннах капли дисперсной фазы обычно сохраняют в процессе массопередачи свою форму, то поверхность фазового контакта (поверхность капель) практически остается неизменной. Наиболее характерным аппаратом этого типа является распылительная колонна.

Распылительная колонна (рис. 98) для экстракции представляет собой полый цилиндр, снабженный распылителем. Для обеспечения лучших гидродинамических условий потоков и расслаивания фаз в колонне существенное значение имеет конструкция верхней и нижней частей ее. Затопление колонны наступает тогда, когда скорость капель по отношению к основному потоку достигает 75% от скорости свободного падения частиц в неподвижной среде, рассчитываемой по закону Стокса. Относительная скорость капель определяется суммой $\omega_p + \omega_c$, где ω_p — скорость капель по отношению к стенкам колонны, м/с; ω_c — скорость сплошной фазы, м/с. Удерживающая способность колонны по дисперсной фазе ($\varphi = \omega_p/\omega_c$) в распылительной колонне составляет 0,1—0,35 м³/м³.

При конструировании распылителя необходимо учитывать смачиваемость его дисперсной фазой. Если распылитель смачивается, то он конструируется в форме диска с острыми соплами, образующими капли одинакового размера; если он не смачивается, то его конструируют в виде гладкой перфорированной сферы или пластины. При расчете эффективности экстракции в распылительных колоннах обычно используется модель Кронига и Бринга (см. с. 176).

Недостатками распылительных колонн является то, что в них происходит коалесценция капель, уменьшающая поверхность фазового контакта и рециркуляцию капель по высоте колонны, особенно сильно проявляющаяся при больших диаметрах колонн. Колонна имеет низкие пределы нагрузок. Аппараты с распылением целесообразно применять в тех случаях, когда не требуется высокая степень разделения и когда происходит химическое взаимодействие реагентов (хемосорбция). Кроме того, аппараты с распылением имеют малое гидравлическое сопротивление.

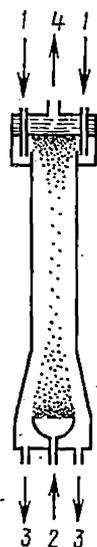


Рис. 98. Схема распылительной колонны:

1 — вход тяжелой жидкости; 2 — вход легкой жидкости; 3 — выход тяжелой жидкости; 4 — выход легкой жидкости

Глава IX

Аппараты с поверхностью контакта, образующейся в процессе движения потоков

§ 1. Тарельчатые колонны

1. Конструктивные особенности колонн с колпачковыми тарелками и их гидравлика

Принципиальная схема работы тарельчатой колпачковой колонны приведена на рис. 99. Пар (газ) проходит снизу колонны через паровые патрубки 3 и выходит через прорези колпачков 4 в жидкость, барбо-

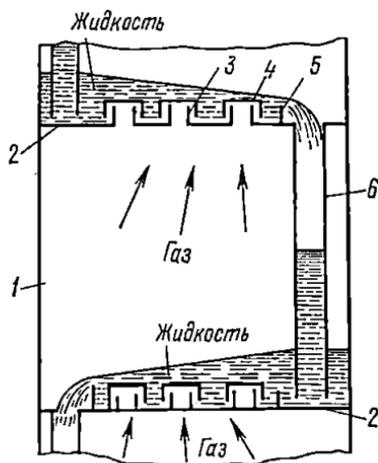


Рис. 99. Принципиальная схема тарельчатой колпачковой колонны:

1 — стенка колонны; 2 — тарелки; 3 — паровой патрубок; 4 — колпачок; 5 — сливная перегородка; 6 — сливной патрубок

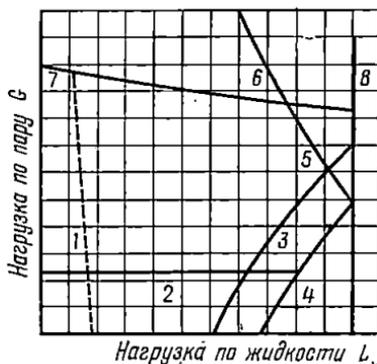


Рис. 100. Режимы работы колпачковой колонны:

1 — малая нагрузка по жидкости; 2 — пульсация по пару; 3 — неравномерное парораспределение; 4 — просачивание жидкости; 5 — захлывание; 6 — интенсивный унос; 7 — перегрузка прорезей; 8 — переборс через сливную перегородку

тируя через нее. При ректификации на тарелке конденсируется пар и одновременно испаряется жидкость, что дополнительно турбулизует потоки.

Отличительной особенностью тарельчатых колпачковых колонн является наличие перекрестного тока между жидкостью и газом (паром). Жидкость движется вдоль тарелки от питающего патрубка к сливному патрубку 6 и пронизывается газом, движущимся с нижней тарелки на вышележащую. Чтобы удержать необходимый уровень жидкости на тарелках, их снабжают сливными перегородками 5. В ка-

честве сливной перегородки в колоннах небольших размеров используются непосредственно сливные патрубки, высота выступа которых над тарелкой определяет высоту уровня жидкости над ней.

Режим работы колонн с колпачковыми тарелками. Нормальный режим работы тарельчатой колпачковой колонны ограничен особенностями работы самих тарелок. Режимы работы тарелок представлены на рис. 100. Нормальная работа тарелки обеспечивается в том случае, если все колпачки находятся в режиме барботажа и каждый ряд колпачков пропускает почти равные количества пара.

Режим 1 (малая нагрузка по жидкости) — колпачки недостаточно погружены в жидкость или сливная перегородка имеет недостаточную высоту.

Режим 2 (малая нагрузка по пару) — пульсирующее проскакивание пара через колпачки.

Режим 3 характеризуется неравномерным парораспределением по отдельным рядам колпачков, тарелка работает неравномерно.

Режим 4 (плохое парораспределение) характеризуется перетоком жидкости через паровые патрубки и нарушением направления движения потоков.

Режим 5 (большие нагрузки по пару и жидкости) — захлебывание колонны, характеризующееся переполнением сливных патрубков и обращенным движением жидкости на тарелке. Режим захлебывания тарельчатой колонны может рассматриваться как предельный режим по нагрузкам.

Режим 6 (большие нагрузки по пару) — интенсивный унос жидкости паром на вышележащую тарелку.

Режим 7 характеризуется перегрузкой прорезей колпачков паром.

Режим 8 наблюдается, когда время пребывания жидкости на тарелке недостаточно и происходит чрезмерно большой перелив жидкости через сливную перегородку.

Нормальный режим работы тарелки определяется правильной организацией потоков жидкости и пара. За пределами нормального режима работы тарелки находятся все рассмотренные режимы.

Организация потока жидкости на тарелке. При помощи установки сливных перегородок осуществляются следующие организации потоков: перекрестный, реверсивный, двойной перекрестный, двойной перекрестный с каскадом. Первый вид потока наиболее типичен для колпачковых тарелок.

На тарелках с реверсивным потоком все сливные стаканы расположены на одной стороне тарелок, направляющая перегородка увеличивает скорость жидкости на тарелке и обеспечивает покрытие колпачков жидкостью у сливных стаканов. Однако увеличение длины пути жидкости на тарелке повышает градиент давления в жидкости. Тарелки с реверсивным потоком целесообразно использовать при низких соотношениях $L:G$ [L — нагрузка колонны по жидкости, G — нагрузка колонны по пару (газу)].

На тарелках с двойным перекрестным потоком жидкость делится на две части и каждая проходит половину тарелки. Этот вид потока обеспечивает большую производительность по жидкости и незначи-

тельный градиент давления в жидкости. Соответственно тарелки с двойным перекрестным током жидкости целесообразно использовать при больших соотношениях $L:G$ или в колоннах большого диаметра.

На тарелках с двойным перекрестным током и каскадом устанавливаются промежуточные сливные перегородки, обеспечивающие равномерное распределение градиента давления в жидкости. Такие тарелки

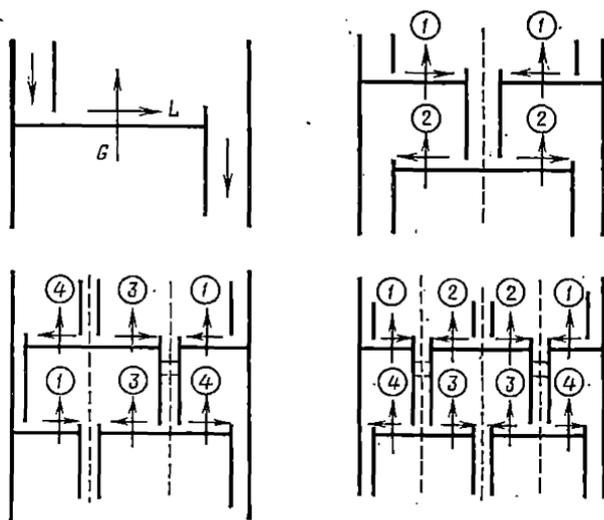


Рис. 101. Типы многопоточных тарелок (числа в кружках означают номер потока)

целесообразно использовать при значительных соотношениях или в колоннах большого диаметра.

Применение многопоточных тарелок целесообразно, когда нагрузки по жидкости велики по отношению к нагрузкам по пару. Разбиение одного потока жидкости на несколько (рис. 101) сокращает скорость движения и длину пути жидкости по тарелке. Уменьшение скорости и длины пути жидкости по тарелке в свою очередь уменьшает градиент ее уровня на тарелке и высоту подбора над сливной перегородкой. Эти эффекты особенно существенны для тарелок большого диаметра, на которых может происходить каналобразование и, как следствие, снижение эффективности массопередачи. Обычно при проектировании многопоточной тарелки полагают, что ее эффективность равна среднеарифметической из эффективностей в отдельных потоках, причем последние рассчитываются, как для однопоточной тарелки. Это справедливо, если удастся осуществить равномерное распределение по потокам паровой и жидкой фаз. Однако реальные конструктивные особенности многопоточных тарелок не всегда обеспечивают такое равномерное распределение. Для расчета реальной эффективности многопоточной тарелки в работе использована математическая модель;

учитывающая неравномерное распределение фаз по потокам многопоточной тарелки.

Для двухпоточных тарелок оказалось, что реальная эффективность практически совпадает со среднеарифметической, поскольку возможная неравномерность распределения потоков несущественна. Расчеты четырехпоточной тарелки были выполнены для следующих исходных данных: диаметр ситчатой тарелки 10,7 м; доля площади тарелки, занимаемая каждым потоком, равна 0,25; площадь, занимаемая переливами, составляет 6% площади потока; суммарная площадь отверстий составляет 10% активной площади тарелки; высота переливных порогов 75 мм, их длины определяются длинами соответствующих хорд окружности тарелки. Расчеты показали, что с уменьшением соотношения

$$\varphi = (L_p/V_p)_{\max} : (L_p/V_p)_{\min}$$

реальная эффективность тарелки E_T увеличивается, оставаясь все же меньше среднеарифметической E_a , и достигает ее при $\varphi \rightarrow 1$ (рис. 102). Из рис. 102 следует, что при $\varphi \leq 1,2$ эффективность четырехпоточной тарелки можно считать как среднеарифметическую из эффективностей в отдельных потоках. Такая равномерность распределения может быть достигнута при помощи различных конструктивных приемов. В частности, следует делить тарелку на равные площади.

Скорость пара в полном сечении колонны. Диаметр колонны определяется скоростью пара

$$D = \sqrt{\frac{4v}{\pi\omega}}, \quad (\text{IX.1})$$

где v — объемная скорость пара (газа), проходящего через колонну, м³/с; ω — линейная скорость пара в полном сечении колонны, м/с.

Таблица 7

Значения коэффициента c в уравнении (IX.2)

Расстояние между тарелками, мм	c для уровней светлой жидкости над верхним краем прорезей (мм)			
	12,5	25	50	75
150	0,02—0,04	—	—	—
300	0,09—0,11	0,07—0,09	0,05—0,07	—
450	0,15	0,14	0,12	0,09
600	0,185	0,17	0,16	0,15
750	0,195	0,185	0,18	0,175
900	0,205	0,195	0,19	0,185

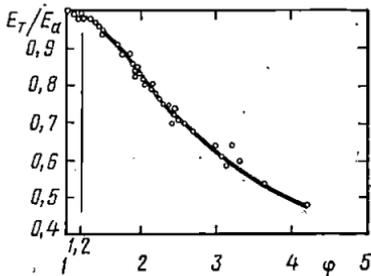


Рис. 102. Эмпирические корреляции для эффективности многопоточной тарелки

Допустимую скорость пара в колонне w (м/с) рассчитывают по уравнению

$$w = 0,305c \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}}, \quad (IX.2)$$

где $\rho_{ж}$, $\rho_{п}$ — плотности жидкости и пара; c — коэффициент, который зависит от расстояния между тарелками и уровня жидкости на тарелке (табл. 7).

Зависимость скорости пара в колонне от расстояния между тарелками H_T (мм) и глубины барботажа h_B (мм) для работы при атмосферном давлении может быть представлена в виде уравнения

$$w = \frac{0,305H_T}{60 + 0,05H_T} - 0,012h_B. \quad (IX.3)$$

Для определения предельной скорости пара w (см/с) можно воспользоваться также уравнением

$$w = \frac{3,4}{d_{колп}^{2/3}} \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}} \Delta H}, \quad (IX.4)$$

где $d_{колп}$ — диаметр колпачка, см; ΔH — расстояние от верхнего края колпачка до расположенной над ним тарелки, см.

Для расчета допустимой скорости пара w (м/с) в колоннах нефтезаводских и газофракционирующих установок можно рекомендовать уравнение

$$w = 1,21 \cdot 10^{-3} \left(\frac{T}{MP} \right)^{0,5}, \quad (IX.5)$$

где T — температура пара, К; M — молекулярная масса пара; P — давление в колонне, Па.

При прохождении пара (газа) через прорези колпачков жидкость, закрывающая колпачок, вытесняется паром, и прорези в зависимости от скорости пара открываются на ту или иную высоту. Количество пара v_m (м³/с), необходимое для полного открытия прорезей высотой H_s , может быть рассчитано по уравнению

$$v_m = 0,191c_{ф}A_s \sqrt{H_s \frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}}, \quad (IX.6)$$

где A_s — площадь сечения прорезей, м²; H_s — полная высота прорези, см; $c_{ф}$ — коэффициент формы прорезей, равный для треугольных прорезей $c_{ф} = 0,63$; для трапециевидных $c_{ф} = 0,74$; для прямоугольных $c_{ф} = 0,79$.

Если количество пара меньше рассчитанного по уравнению (IX.6), то произойдет неполное открытие прорезей и высота открытия составит $h_s < H_s$. Соотношение между максимальной паровой нагрузкой при полном открытии прорезей v_m и при частичном открытии v может быть получено из следующих соотношений:

для прямоугольных прорезей

$$\frac{v}{v_m} = \left(\frac{h_s}{H_s} \right)^{3/2}; \quad (IX.7)$$

для треугольных прорезей

$$\frac{v}{v_m} = \left(\frac{h_s}{H_s} \right)^{5/2}; \quad (IX.8)$$

для трапецевидных прорезей

$$\frac{v}{v_m} = 0,714 \left(\frac{h_s}{H_s} \right)^{3/2} + 0,286 \left(\frac{h_s}{H_s} \right)^{5/2}, \quad (IX.9)$$

где H_s — полная высота прорези колпачка, см; h_s — высота открытой прорези, см.

Предельное соотношение между коэффициентом формы прорези c_ϕ и высотой прорези H_s устанавливается на основе допустимого уноса в виде соотношения $c_\phi = \sqrt{H_s} = 1,44$. Обычно $H_s < 5$ см.

Сопrotивление колонн с колпачковыми тарелками. Сопrotивление при прохождении пара через тарелку h_Π складывается из сопротивления сухой тарелки h_c и сопротивления паро-жидкостной эмульсии на тарелке $h_{эм}$:

$$h_\Pi = h_c + h_{эм}. \quad (IX.10)$$

Сопrotивление сухой тарелки складывается из сопротивления при прохождении паровых патрубков $h_{п.п}$ (рис. 103), сопротивления пространства между патрубками и колпачками, включая кольцевое пространство $h_{к.п}$, и сопротивления при прохождении через прорези колпачков $h_{п.р}$, которое зависит от открытия прорези, т. е.

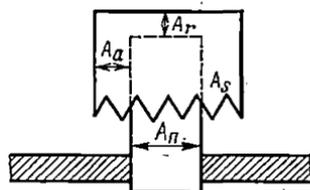


Рис. 103. К расчету сопротивления сухой колпачковой тарелки

$$h_c = h_{п.п} + h_{к.п} + h_{п.р}. \quad (IX.11)$$

Сопrotивление паровых патрубков (мм вод. ст.) может быть определено по уравнению

$$h_{п.п} = k_u \left(\frac{v}{A_\Pi} \right)^2 \frac{\gamma_\Pi}{2g}, \quad (IX.12)$$

где v — объемная скорость пара, м³/с; A_Π — суммарная площадь сечения патрубков на тарелке, м²; γ_Π — удельный вес пара; k_u — коэффициент, зависящий от отношения суммарной площади сечения патрубков A_Π на одну тарелку к площади сечения колонны A_k , т. е.

$$k_u = f \left(\frac{A_\Pi}{A_k} \right). \quad (IX.13)$$

Коэффициент k_u рассчитывается по уравнению

$$k_{\text{и}} = 1,5 - \frac{A_{\text{п}}}{A_{\text{к}}} - \left(\frac{A_{\text{п}}}{A_{\text{к}}} \right)^2. \quad (\text{IX.14})$$

Сопrotивление в пространстве между патрубком и колпачком, включая кольцевое пространство, определяется по уравнению

$$h_{\text{к. п}} = (k_{r_1} + k_{r_2} + k_{r_3}) \left(\frac{v}{A_r} \right)^2 \frac{\gamma_{\text{п}}}{2g}, \quad (\text{IX.15})$$

где A_r — суммарная площадь сечения пространства между колпачком и патрубком на одну тарелку, м² (рис. 103).

Коэффициент k_{r_1} можно определить по уравнению

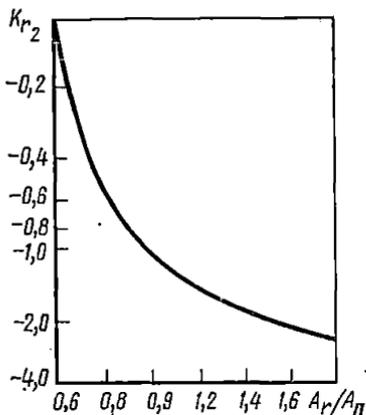


Рис. 104. Зависимость k_{r_2} от $A_r/A_{\text{п}}$

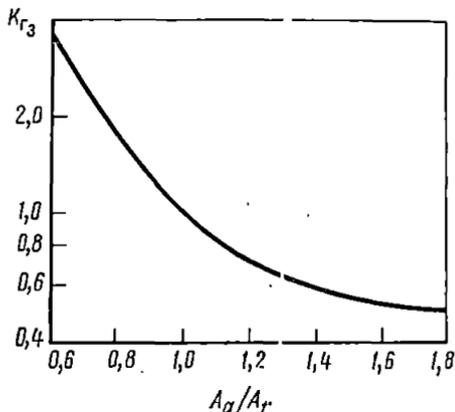


Рис. 105. Зависимость k_{r_3} от A_a/A_r

$$k_{r_1} = \frac{100}{\frac{A_{\text{мин}}}{A_{\text{маx}}} \left(1 + \frac{A_a}{A_{\text{п}}} \right) + 1,061} - 29,03, \quad (\text{IX.16})$$

где A_a — суммарная площадь сечения кольцевых зазоров между колпачком и патрубком на одну тарелку, м²; $A_{\text{мин}}$ — минимальное значение A_a ; $A_{\text{маx}}$ — максимальное значение A_a . Коэффициенты k_{r_2} и k_{r_3} могут быть определены графически (рис. 104 и 105).

Сопrotивление (мм вод. ст.) при прохождении пара через прорези колпачка при полном открытии прорезей рассчитывают по уравнению

$$h_{\text{пр}} = (k_{s_1} + k_{s_2}) \left(\frac{v}{A_s} \right)^2 \frac{\gamma_{\text{п}}}{2g}, \quad (\text{IX.17})$$

где A_s — суммарная площадь прорезей на одну тарелку, м².

Значение k_{s_1} зависит от соотношения площадей прорезей A_s и колонны $A_{\text{к}}$ и определяется по уравнению

$$k_{s_1} = 2 \left(\frac{A_s}{A_{\text{к}}} \right)^2 - 2 \left(\frac{A_s}{A_{\text{к}}} \right) + 1. \quad (\text{IX.18})$$

Коэффициент k_{s_2} зависит от соотношения площадей прорезей A_s и кольцевых сечений A_a , т. е.

$$k_{s_2} = f \left(\frac{A_s}{A_a} \right).$$

Коэффициент k_{s_2} определяется графически (рис. 106). Площадь прорезей для прохода пара рассчитывается по уравнению

$$A_s = 0,65 \left(bnNv^2 \frac{\rho_{п}}{\rho_{ж}} \right)^{1/3}, \quad (IX.19)$$

где b — ширина прорезей у основания, м; n — число прорезей в колпачке; N — число колпачков на одной тарелке; v — объемная скорость пара, м³/с; $\rho_{п}$, $\rho_{ж}$ — плотности пара и жидкости, кг/м³.

Сопротивление орошаемой тарелки h_0 зависит от градиента уровня жидкости на тарелке Δ , высоты статического затвора от верхнего обреза прорези до верхнего края сливной перегородки h_0 , высоты слоя над сливной перегородкой h_1 , высоты от верхнего обреза прорези до уровня жидкости h_2 (рис. 107). При прохождении жидкости через тарелку, согласно уравнению Бернулли, на ней возникает градиент уровня в жидкостном слое Δ . Этот градиент влияет на распределение давления при прохождении пара через тарелку, особенно при больших диаметрах колонны. Наибольшего значения величина Δ достигает у питающего тарелку стакана, а у сливной перегородки $\Delta = 0$. Таким образом, по длине тарелки значение Δ меняется от максимума до нуля.

Допуская приблизительно линейное изменение градиента уровня жидкости, перепад давления пара через слой жидкости на тарелке можно представить в виде суммы

$$h_2 = h_0 + h_1 + 0,5\Delta, \quad (IX.20)$$

где h_2 — переменная, меняющаяся в зависимости от режима работы тарелки.

Рекомендуются следующие пределы изменения h_2 в зависимости от давления в колонне:

h_2 , мм	12,5—38	25—50	50—100
Давление	50—200	атмосферное	больше ат- мосферного
	мм рт. ст.		

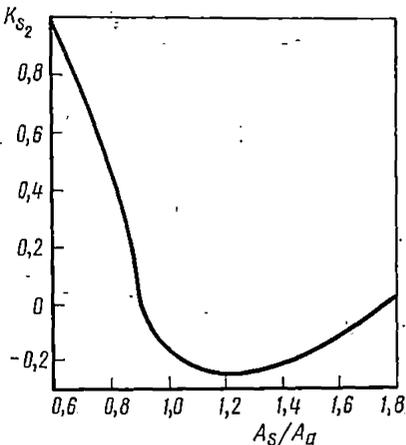


Рис. 106. Зависимость k_{s_2} от A_s/A_a

Так как на тарелке выше прорезей колпачка находится газо-жидкостная эмульсия, то сопротивление орошаемой тарелки будет в действительности ниже, чем рассчитанное по уравнению (IX.20). Поэтому в уравнение (IX.20) вводится коэффициент аэрации жидкости φ ; тогда

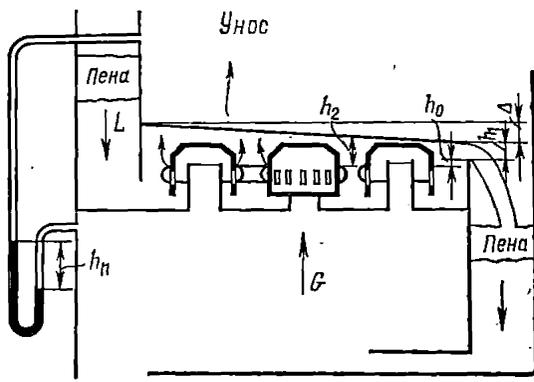


Рис. 107. Гидравлика орошаемой тарелки

сопротивление слоя газо-жидкостной эмульсии выразится следующим образом:

$$h_{эм} = \varphi h_2 = \varphi (h_0 + h_1 + 0,5\Delta). \quad (IX.21)$$

Для расчета коэффициента аэрации для системы вода—воздух предложено уравнение

$$\varphi = 0,66 + \frac{16,2}{h_2} - \frac{0,85}{h_2^{0,8}} \omega^4 \rho_{п}^2, \quad (IX.22)$$

где ω — скорость пара в полном сечении колонны, м/с; $\rho_{п}$ — плотность пара, кг/м³.

Совместное решение уравнений (IX.21) и (IX.22) позволяет определить перепад давления в аэрированном динамическом слое:

$$h_{эм} = 16,2 + 0,66h_2 - 0,85h_2^{0,2} \omega^4 \rho_{п}^2. \quad (IX.23)$$

Высота статического затвора в жидкости h_0 должна быть порядка 12,5 мм. Такого же порядка должно быть расстояние между верхним обрезом патрубка и верхним уровнем прорезей, чтобы жидкость не попадала в паровой патрубок.

Высота слоя жидкости над сливной перегородкой h_1 (мм) определяется по уравнению

$$h_1 = 0,037 \left(\frac{L}{l_{п}} \right)^{2/3}, \quad (IX.24)$$

где L — расход жидкости, кг/ч; $l_{п}$ — длина сливной перегородки, м.

Если сливная перегородка расположена над сливным патрубком, имеющим форму сегмента, поток будет сжиматься и в уравнение (IX.24) необходимо вводить поправочный коэффициент k_l , зависящий от отношения длины перегородки $l_{\text{п}}$ к диаметру колонны D . Значения k_l лежат в пределах от 1 до 1,24, увеличиваются с уменьшением $l_{\text{п}}/D$, и в практических расчетах принимают $k_l = 1,12$. Тогда уравнение (IX.24) примет вид

$$h_1 = 0,037 k_l \left(\frac{L}{l_{\text{п}}} \right)^{2/3} \quad (\text{IX.25})$$

Высота слоя жидкости над сливной перегородкой для обеспечения равномерного распределения жидкости должна быть не менее 6 мм. Линейная скорость жидкости над сливной перегородкой м/с определяется по уравнению

$$w_{\text{ж.п}} = 0,058 \sqrt{h_1}, \quad (\text{IX.26})$$

где h_1 — высота слоя жидкости над сливной перегородкой, мм.

Длина отброса струи рассчитывается по формуле

$$l_w = 0,8 \sqrt{h_1 h_f}, \quad (\text{IX.27})$$

где h_f — высота свободного падения струи от сливной перегородки, мм (рис. 108):

$$h_f = H_{\tau} + h_{\text{с.п}} - H_d, \quad (\text{IX.28})$$

где H_{τ} — расстояние между тарелками, мм; $h_{\text{с.п}}$ — высота сливной перегородки, мм; H_d — высота светлой жидкости в сливном стакане, мм.

Высота жидкости в сливном стакане. Для предотвращения захлебывания высота слоя жидкости в сливном стакане должна быть ниже верхнего уровня сливной перегородки. Высота слоя светлой жидкости в сливном стакане (мм) рассчитывается по равенству

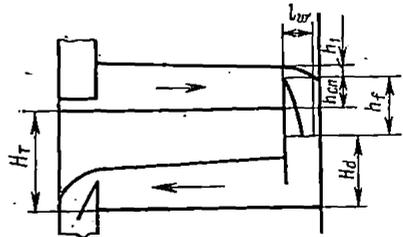


Рис. 108. К расчету слива жидкости

$$H_d = h_{\text{с.п}} + h_1 + \Delta + h_{\text{п}} + h_d, \quad (\text{IX.29})$$

где Δ — градиент уровня жидкости на тарелке, мм; $h_{\text{п}}$ — полный перепад давления через тарелку, мм вод. ст.; h_d — потеря напора жидкости при движении в сливном стакане, мм вод. ст.

Величина h_d (мм) рассчитывается по уравнению

$$h_d = 2,7 \cdot 10^{-19} \left(\frac{L}{A_d} \right)^2, \quad (\text{IX.30})$$

где L — количество жидкости, кг/ч; A_d — площадь сливного стакана, м^2 .

Над слоем жидкости всегда находится слой пены, и поэтому при расчете сливного патрубка это необходимо иметь в виду. Однако расчетные методы определения высоты слоя пены в сливном патрубке отсутствуют. Кроме того, жидкость в патрубках аэрирована, что также увеличивает высоту ее слоя против расчетного.

Практически рекомендуется максимальную высоту светлой жидкости иметь равной половине расстояния между тарелками, т. е.

$$H_d = 0,5H_T. \quad (\text{IX.31})$$

Для расчета градиента уровня жидкости Δ (м) для тарелок с любыми колпачками рекомендуется уравнение

$$\Delta = \lambda \frac{l_G}{r_r} \frac{\omega_{\text{пены}}^2}{2g}, \quad (\text{IX.32})$$

где λ — безразмерный коэффициент; l_G — длина секции барботаж, м; $\omega_{\text{пены}}$ — скорость вспененной жидкости, м/с; r_r — гидравлический радиус, равный отношению площади живого сечения потока вспененной жидкости к периметру поперечного сечения потока в пределах его соприкосновения со стенками, м:

$$r_r = b_0 H_0 / (b_0 + 2H_0), \quad (\text{IX.33})$$

где b_0 — усредненная ширина потока вспененной жидкости, принимаемая как средняя между диаметром колонны и длиной первого ряда колпачков на пути жидкости, м; H_0 — высота потока (м), принимаемая равной

$$H_0 = 2(h_{c,п} + h_1), \quad (\text{IX.34})$$

где значения $h_{c,п}$ и h_1 выражены в метрах.

При расчете $\omega_{\text{пены}}$ (м/с) принимает плотность вспененной жидкости втрое меньше плотности жидкости. Поэтому

$$\omega_{\text{пены}} = \frac{3v_{ж}}{3600H_0b_0} = 0,000833 v_{ж} / H_0 b_0,$$

где $v_{ж}$ — объемная скорость жидкости на тарелке, м³/ч.

Безразмерный коэффициент λ в уравнении (IX.32) рассчитывается следующим образом:

$$\lambda = 14580 \left(\frac{h'_s}{h_{c,п} + h_1 + h'_s} \right)^{2/3} (\text{Re}')^{-1,177}, \quad (\text{IX.35})$$

где

$$\text{Re}' = \frac{r_r' \omega_{\text{пены}} \gamma_{ж}}{\nu_{ж} g} = 85 \cdot 10^{-6} v_{ж} \gamma_{ж} / \nu_{ж} (b_0 + 2H_0), \quad (\text{IX.36})$$

h'_s — высота верхнего обреза прорези колпачка над уровнем тарелки, м.

Коэффициент трения λ обратно пропорционален Re . Поэтому градиент Δ уровня жидкости на тарелке будет прямо пропорционален

вязкости и расходу жидкости, а также длине секции барботажа и обратно пропорционален плотности жидкости.

Коэффициент парораспределения. Распределение пара по рядам колпачков, а следовательно, режим нормальной работы тарелки зависит от соотношения высоты слоя жидкости над данным рядом колпачков Δ и сопротивления колпачков h_c . Отношение

$$\Delta/h_c = k_n \quad (IX.37)$$

называется *коэффициентом парораспределения*. На рис. 109 представлена зависимость нагрузки колпачков (выраженная в процентах от пропускной способности прорезей) от коэффициента парораспределения. С увеличением коэффициента парораспределения ухудшается работа колпачков первого ряда. При $k_n = 2,3$ пропускная способность для последнего ряда колпачков достигает почти 190%, в то время как для первого ряда колпачков она составляет лишь 10%. Дальнейшее увеличение k_n приводит к переливу жидкости через паровые патрубки первого ряда колпачков. При больших значениях k_n наблюдается поперечное движение пара по тарелке противоток к стекающей жидкости (рис. 110). При малом расстоянии между тарелками противоточное движение пара может привести к значительному трению между паром и жидкостью и увеличить градиент уровня жидкости, что еще больше ухудшит распределение пара по колпачкам.

При нормальной работе тарелки коэффициент парораспределения не должен превышать 0,5. Если при расчете получается $k_n > 0,5$, необходимо взять другое распределение жидкости по тарелке.

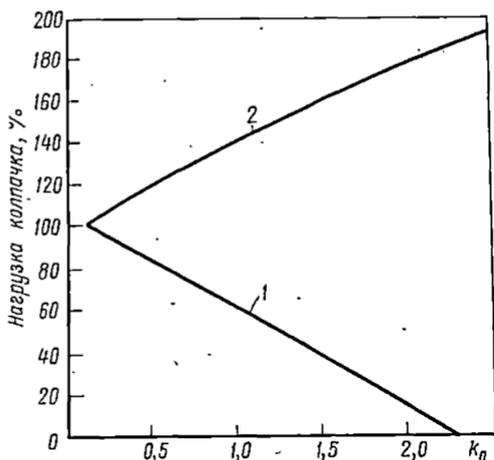


Рис. 109. Зависимость нагрузки колпачков от коэффициента парораспределения:

1 — первый ряд колпачков на входе жидкости на тарелку; 2 — последний ряд колпачков на сливе жидкости с тарелки

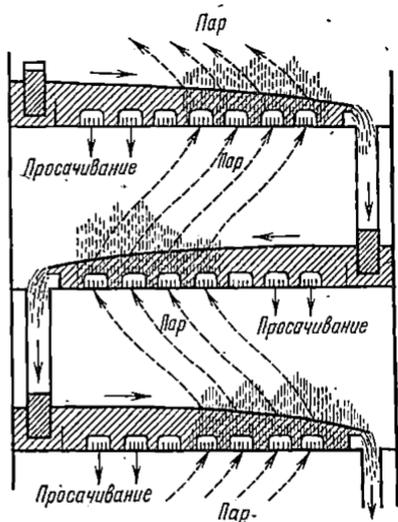


Рис. 110. Нарушение работы колонны при больших значениях коэффициента парораспределения

Захлебывание колпачковых тарелок. Захлебывание колпачковых тарелок характеризуется переполнением сливных патрубков. При малых нагрузках всегда имеется свободное пространство в верхней части сливного стакана (см. рис. 107). По мере увеличения нагрузки колонны высота аэрированной жидкости в сливном стакане повышается. Когда уровень в сливном стакане достигнет верхнего края сливной перегородки, обеспечивается максимальная нагрузка сливного

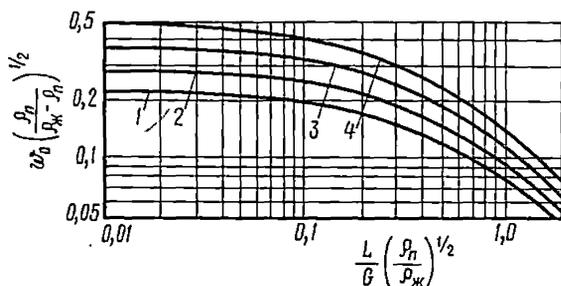


Рис. 111. К расчету скорости захлебывания в колпачковой колонне при расстоянии между тарелками:

1 — $H_t = 300$ мм; 2 — $H_t = 450$ мм; 3 — $H_t = 600$ мм; 4 — $H_t = 900$ мм

патрубка. Дальнейшее повышение нагрузки колонны приводит к обратному току жидкости с тарелки на тарелку и в конечном счете к полному заполнению колонны жидкостью — захлебыванию колонны, при этом сопротивление колонны резко возрастает.

Скорость пара, отвечающая состоянию захлебывания, может быть рассчитана по уравнению

$$\omega_0 \left(\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}} \right)^{1/2} = f \left(\frac{L}{G} \right) \left(\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{1/2}, \quad (\text{IX.38})$$

где ω_0 — скорость захлебывания, отнесенная к полному сечению колонны за вычетом площади сливного патрубка, м/с.

Уравнение (IX.38) может быть решено при помощи графика (рис. 111), построенного при следующих допущениях: 1) жидкость не пенится; 2) высота сливной перегородки составляет менее 15% от расстояния между тарелками; 3) площадь барботажа занимает наибольшую площадь между сливными перегородками.

Унос жидкости. Количество уносимой жидкости может быть рассчитано по параметру, характеризующему захлебывание колонны, т. е. в зависимости от безразмерного комплекса: $(L/G)(\rho_{\text{п}}/\rho_{\text{ж}})^{1/2}$.

На рис. 112 представлена зависимость уноса жидкости от режима работы колонны.

Влияние различных факторов на поверхность фазового контакта и время контакта на колпачковых тарелках. Были поставлены специальные исследования условий выхода газа из прорезей колпачка и об-

разования пузырей на поверхности фазового контакта, измерены время контакта и точечный к.п.д. Опыты проводились на одиночном колпачке при изменении параметров: скоростей газа и жидкости, высоты сливной перегородки, размеров прорезей, высоты статического затвора, вязкости и поверхностного натяжения жидкостей.

Пузыри, выходящие из прорезей, имеют в момент образования форму параболоида, а при отрыве от прорезей форма становится эллипсоидной. В зависимости от величины статического затвора h_0 наблюдаются два вида движения пузырей. При низких значениях h_0 период роста пузыря очень мал и пузыри достигают поверхности жидкости, оставаясь относительно малыми по размерам. Не обнаружено заметного инжектирующего действия пара, и пар проходит в виде дискретных пузырей. Пузыри выходящие из прорезей, увеличиваются по достижении поверхности жидкости. Повышение h_0 увеличивает размер пузырей.

Поверхность контакта между паром и жидкостью при малых значениях h_0 определяется размером прорези и не зависит от физических свойств жидкости и газа. При высоких значениях h_0 образуется перемишка, связывающая пузырь и прорезь, при этом пузырь продолжает расширяться до тех пор, пока перемишка станет нестабильной и разрушится. Пузыри образуются большими, соответственно уменьшаются поверхность на единицу объема газа. При дальнейшем увеличении высоты затвора (более 65 мм) размеры пузыря перестают зависеть от высоты затвора.

Время контакта растет с увеличением статического затвора. При больших высотах затвора суммарное время контакта складывается из двух периодов: а) периода образования пузыря, где скорость достаточно низка, так как энергия должна затрачиваться на образование новой поверхности, и б) периода свободного подъема. Второй период является определяющим при больших значениях h_0 : Увеличение скорости пара

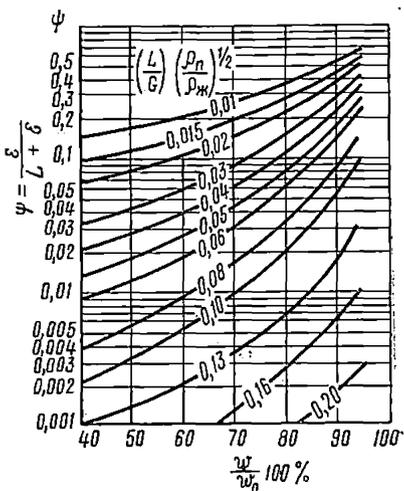


Рис. 112. К расчету уноса жидкости в колпачковых тарелках:

w — скорость пара; w_0 — скорость пара в состоянии захлебывания; ϵ — количество уносимой жидкости, кг-моль/ч; L — нагрузка колонны по жидкости, кг-моль/ч

уменьшается поверхность на: увеличение высоты затвора:

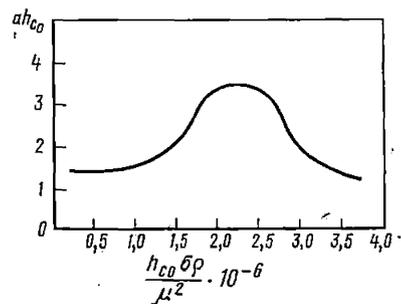


Рис. 113. К расчету поверхности фазового контакта при выходе газа из колпачка

в прорези и расстояния между дном тарелки и нижней кромкой колпачка s снижает время контакта. При больших значениях h_0 (более 65 мм) поверхность фазового контакта зависит от физических свойств жидкости: вязкости, поверхностного натяжения и плотности, а также от расстояния между дном тарелки и нижней кромкой колпачка s . С уменьшением поверхностного натяжения и вязкости поверхность контакта достигает максимума при $s = 6$ мм. При жидкостном затворе менее 65 мм поверхность фазового контакта рассчитывается по уравнению

$$\frac{1}{0,305a - 12A_s^{0,3}} = A_s (418h_0 - 3580) + 0,00786h_0 + 0,40, \quad (\text{IX.39})$$

где a — поверхность фазового контакта на единицу объема пара, $\text{м}^2/\text{м}^3$; h_0 — высота статического затвора, мм; A_s — суммарная площадь прорезей, м^2 .

Поверхность фазового контакта рассчитывается при помощи графика (рис. 113), связывающего два безразмерных комплекса:

$$ah_{c_0} = f \left(\frac{h_{c_0} \sigma_{\text{жк}}}{\mu_{\text{жк}}^2} \right), \quad (\text{IX.40})$$

где $h_{c_0} = H_s + s$; H_s — высота прорези м; s — расстояние от дна тарелки до нижней кромки колпачка, м; σ — поверхностное натяжение; $\rho_{\text{жк}}$ — плотность жидкости; $\mu_{\text{жк}}$ — вязкость жидкости.

Общее время контакта $\tau_{\text{к}}(с)$ определяется по уравнению

$$\tau_{\text{к}} = c_0 (h_0/h_{c_0})^{0,27}, \quad (\text{IX.41})$$

где c_0 — коэффициент, зависящий от высоты прорези H_s и расстояния от дна тарелки до нижней кромки колпачка s и скорости газа в прорези $w_{\text{пр}}$. На рис. 114 представлена зависимость коэффициента $c_0(с)$ от $h_{c_0}(м)$ и $w_{\text{пр}}(м/с)$.

Конструктивные особенности колпачковых тарелок. Основные типы и размеры колпачков. Наиболее типичным является круглый стальной штампованный колпачок с прямоугольными или трапециевидными прорезями или туннельный колпачок. Наиболее обычные диаметры колпачков от 75 до 150 мм.

Ориентировочно можно рекомендовать следующие размеры колпачков в зависимости от диаметра колонны при условии, если расстояние между колпачками составляет 25—75 мм; расстояние от нижней кромки до дна тарелки — 12,5—38 мм, минимальное расстояние от колпачка до стенки колонны — 38 мм и расстояние от колпачка до сливной перегородки — 75 мм:

Диаметр колонны, мм	750—1200	1200—3000	3000—6000
Диаметр колпачков, мм	75	100	150

Форма и размеры прорезей. Наиболее часто применяются прямоугольная, трапециевидная и треугольная формы прорезей. На рис. 115 представлена зависимость открытия прорезей от нагрузки колпачков по паре. Треугольные прорези обеспечивают большее

открытие и соответственно наибольшую стабильность работы при низких нагрузках. При максимальных нагрузках прямоугольные прорезы открываются более полно. Трапециевидные прорезы близки к прямоугольным. Так как треугольные прорезы не обеспечивают больших нагрузок, их применение ограничено. Рекомендуемая ширина прорезей лежит в пределах от 3 до 12,5 мм. Малая ширина прорезей уве-

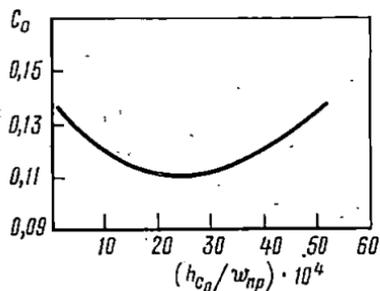


Рис. 114. К расчету коэффициента c_0

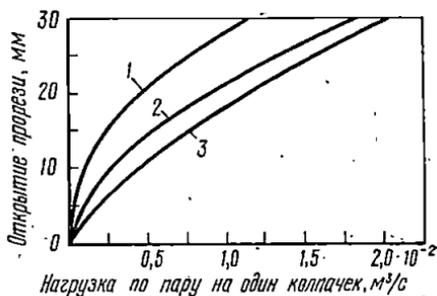


Рис. 115. Зависимость открытия прорезей колпачков от нагрузки по паре: 1 — треугольные прорезы; 2 — трапециевидные прорезы; 3 — прямоугольные прорезы

личивает поверхность фазового контакта. Оптимальная ширина прорези около 5,5 мм. Рекомендуемая высота прорезей лежит в пределах 12,5—50 мм. Малые высоты снижают производительность, большие высоты ограничены гидродинамическими факторами работы тарелки. Оптимальные высоты прорезей:

Диаметр колпачка, мм	75	100	150
Высота прорезей, мм	25	32	38

П а р о в ы е п а т р у б к и. Размеры паровых патрубков целесообразно подбирать после того, как выбраны размеры колпачков. Малые диаметры патрубков повышают сопротивление, снижая его в кольцевом зазоре между патрубком и колпачком. Большие диаметры патрубков дают противоположные результаты. Поэтому оптимальным размером парового патрубка будет такой, при котором отношение площади сечения кольцевого пространства A_a к площади сечения парового патрубка A_{Π} лежит в пределах

$$A_a/A_{\Pi} = 1,1:1,4. \quad (\text{IX.42})$$

Площадь паровых патрубков обычно составляет 8—16% от площади сечения колонны для дистилляционных колонн и 6—12% для абсорбционных колонн. Площадь, занимаемая колпачками на тарелке $F_N(\text{м}^2)$, может быть рассчитана по уравнению

$$F_N = 125 \left(\frac{|a^2|}{a^2 - 1} \right) \left(\frac{V_{\max}}{c_{\Phi}} \right) \sqrt{\frac{1}{H_s} \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}}}, \quad (\text{IX.43})$$

где

$$a = \sqrt{\frac{8}{d_{\text{колп}} H_s} (x) + 1};$$

V_{max} — максимальная паровая нагрузка колонны, м³/с; H_s — полная высота прорези, см; $d_{\text{колп}}$ — наружный диаметр колпачка, см;

$$x = \sum b/d_{\text{колп}};$$

Σb — суммарная ширина прорезей одного колпачка, см; $c_{\text{ф}}$ — коэффициент формы прорезей. Расстояние между колпачками составляет $d_{\text{колп}}(a-1)$.

Значения параметра a при ширине прорези $x = 0,5$ приведены в табл. 8.

Число колпачков определяется по уравнению

$$N = \frac{132\,000 V_{\text{max}}}{c_{\text{ф}} d_{\text{колп}}^2 (a^2 - 1)} \sqrt{\frac{1}{H_s} \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}}$$

Таблица 8

Значения параметра a

H_s , см	Параметр a при $d_{\text{колп}}$ (см)		
	7,5	10,0	15
2,50	1,52	1,42	1,30
3,00	1,675	1,50	1,35
3,75	—	1,58	1,42

Чтобы жидкость не попадала в паровой патрубок, расстояние между верхним обрезом патрубка и верхним уровнем прорезей должно быть порядка 12,5 мм.

Сливные перегородки и сливные устройства. Высота сливной перегородки, выполняемой в виде вертикальной пластины, лежит в пределах 25—50 мм.

При низких нагрузках по жидкости необходимо устройство затворов в месте ввода сливного стана

на последующую тарелку в виде углубления (порядка 10 мм).

Наибольшее распространение получили сегментные переливные устройства (рис. 116, а). Они просты по конструкции и надежно работают при довольно большом диапазоне нагрузок. Арочные переливные устройства (рис. 116, б) часто используют в колоннах большого диаметра. Применение таких устройств позволяет увеличить периметр слива и рабочую площадь тарелки. Центральные переливные устройства, устанавливаемые на многопоточных тарелках, обычно имеют прямоугольный профиль (рис. 116, в). Для увеличения рабочей площади однопоточной тарелки прямоугольные переливные устройства выносят за пределы колонны. Переливные устройства с круглым поперечным сечением (из труб) (рис. 116, г) устанавливают на тарелках, работающих при малых жидкостных нагрузках, так как они имеют узкое поперечное сечение и относительно малое дегазационное пространство. Фигурные переливные устройства характеризуются повышенной пропускной способностью. Они обеспечивают безударный и равномерный ввод и вывод жидкости.

Наибольшая эффективность тарелок достигается, когда газо-жидкостная (паро-жидкостная) эмульсия, образуемая на тарелке, содер-

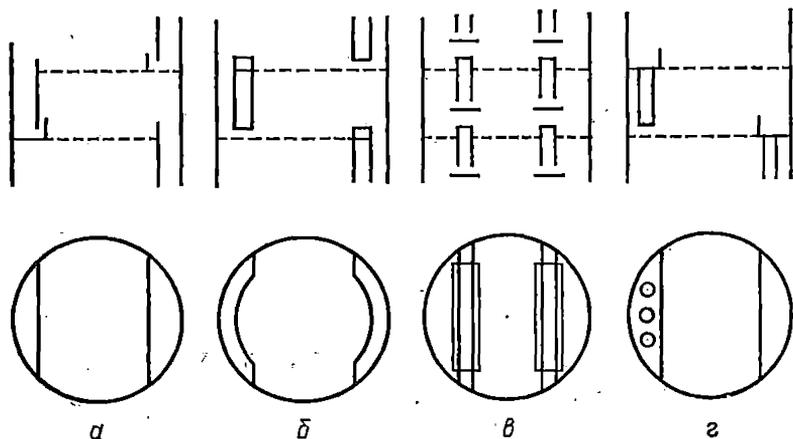


Рис. 116. Переливные устройства с различной формой профиля переточного канала

жит минимальное количество светлой жидкости. Для повышения эффективности тарелок, четкости разделения смесей необходимо так организовать процесс, чтобы на тарелке удерживалась газо-жидкостная эмульсия, а на следующую тарелку стекала светлая жидкость, не содержащая газо-жидкостной эмульсии. Кроме того, наличие газо-жидкостной эмульсии в сливных стаканах снижает пределы захлебывания колонн и увеличивает расстояние между тарелками. Сливные устройства должны обеспечивать стабильный уровень газо-жидкостной эмульсии на тарелке, а следовательно, и устойчивость гидродинамического режима работы тарелок.

Для сепарации двухфазного потока в переливном устройстве используют способы, основанные на действии гравитационных, инерционных, центробежных сил, сил поверхностного натяжения или совместном действии этих сил в различной комбинации. На рис. 117, а показана схема переливного устройства, в котором сепарация двухфазного потока происходит под действием гравитационных и центробежных сил. Применение того или иного способа сепарации определяется гидродинамическим режимом работы тарелок, склонностью жидкости к вспениванию, расходными параметрами и технико-экономическим расчетом.

По способу ввода жидкости в сливной карман можно выделить переливные устройства с безударным и равномерно распределенным вводом. При безударном вводе жидкости (рис. 117) предотвращается вторичное вспенивание жидкости в переливном устройстве. Такие устройства особенно выгодно применять при больших расходах жидкости. Равномерно распределенный ввод жидкости обеспечивается в большинстве случаев установлением сливной планки строго горизонтально. Иногда применяют сливные планки с отверстиями и вырезами различной формы (рис. 117, в) или фигурные сливные планки, что

позволяет увеличить диапазон устойчивой и эффективной работы переливного устройства и тарелки. Для тарелок, работающих в режиме инверсии фаз и зачастую не имеющих сливной планки, равномерно распределенный ввод жидкости в сливной карман обеспечивается установкой над переливным устройством специальных отражателей или отбойных устройств (рис. 117, *г*).

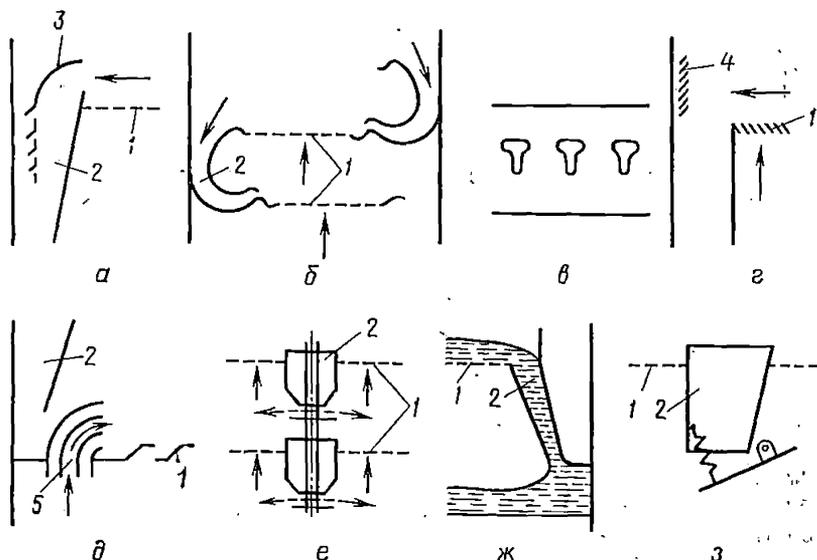


Рис. 117. Схемы переливных устройств:

1 — основание тарелки; 2 — переточный канал; 3 — перфорированная пластина; 4 — отбойник; 5 — аэратор жидкости

Большое влияние на работу переливного устройства и тарелки оказывают конструкция и способ ввода жидкости на тарелку. Переливные устройства могут быть как с приемным карманом, так и без него. Устройства без приемного кармана позволяют увеличить рабочую площадь тарелки, а следовательно, нагрузку по газу. При равномерном и безударном вводе жидкости (рис. 117, б) обеспечивается равномерное распределение потоков по сечению колонны, что способствует увеличению производительности и эффективности тарелок. Иногда жидкость, вступающую из переливного устройства на тарелку, аэрируют (рис. 117, д) во избежание ее провала. Это позволяет расширить диапазон устойчивой работы тарелки. В некоторых случаях организуют ввод жидкости на тарелку с образованием второй зоны контакта фаз в виде сплошного зонтика (рис. 117, е) или отдельных струй. При такой организации ввода жидкости интенсифицируется массопередача и эффективно используется сепарационное пространство.

Для устойчивой работы переливного устройства и тарелки необходим надежный гидрозатвор в переливном устройстве, препятствующий проскоку газа. Наиболее распространены переливные устройства со

гидратическим или начальным гидрозатвором. Для тарелок с большими жидкостными нагрузками предложены переливные устройства без призматических планок с динамическим гидрозатвором (рис. 117, ж), способствующим расширению диапазона работы переливного устройства и уменьшению его сопротивления.

В последнее время создан ряд конструкций переливных устройств с клапанным гидрозатвором. Схема одного из таких устройств показана на рис. 117, з. Его выходное сечение саморегулируется в зависимости от нагрузки по жидкости. Переливные устройства с клапанным гидрозатвором имеют значительно больший диапазон устойчивой работы.

На рис. 118 представлена конструкция тарелки, на которой газо-жидкостная эмульсия удерживается на постоянной высоте в широком диапазоне нагрузок по газу и жидкости, а по сливному патрубку перетекает только светлая жидкость при полном отсутствии эмульсии. Такая организация процесса на тарелке обеспечивает максимальный к.п.д. и устойчивость работы тарелок при изменении нагрузок колонны по пару и жидкости в широком диапазоне. Эмульсия удерживается на постоянном уровне на тарелке подпорной перегородкой 4 и движется по направлению к отбойной перегородке 2 и далее в сливной патрубок 3, проходя под сегментной площадкой, где газо-жидкостная эмульсия расслаивается. Выделившийся из эмульсии пар при помощи отбойной перегородки 2 выталкивается в зону барботажа, а жидкость перетекает через порог. Так как через сливной патрубок сливается только светлая жидкость, то сечение его невелико и, следовательно, более эффективно используется площадь тарелки для барботажа.

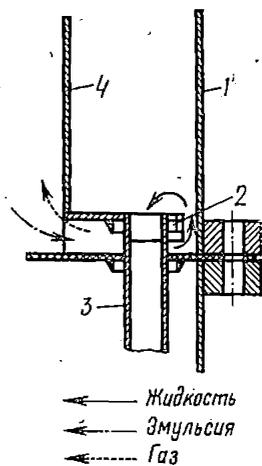


Рис. 118. Схема тарелки со стабильным уровнем жидкости:

1 — стенка колонны; 2 — отбойная перегородка; 3 — сливной патрубок; 4 — подпорная перегородка

2. Колонны с ситчатыми тарелками

В тарельчатых ситчатых колоннах пар (газ) проходит через отверстия в тарелках, удерживая жидкость на них. Принципиальная схема тарельчатой ситчатой колонны представлена на рис. 119. Для уменьшения градиента уровня жидкости вдоль тарелки и уменьшения эффекта обратного перемешивания ситчатые тарелки могут быть выполнены уступами (каскадом), по которым перетекает жидкость. Пар или газ проходят снизу вверх по специально образованному профилю канала (профиль Бентури) (рис. 120).

Гидравлика колонн с ситчатыми тарелками. С о п р о т и в л е н и е с у х и х с и т ч а т ы х т а р е л о к. Сопротивление сухих ситчатых тарелок складывается из: 1) потерь на сжатие струи при входе в от-

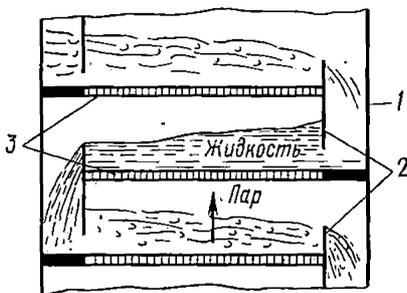


Рис. 119. Принципиальная схема ситчатой колонны:
1 — стенка колонны; 2 — сливные стаканы;
3 — ситчатые тарелки

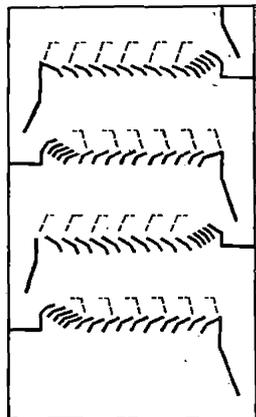


Рис. 120. Схема ситчатой колонны с каскадными тарелками

верстия; 2) трения в отверстиях и 3) потерь на расширение струи при выходе из отверстия. Сопротивление сухих ситчатых тарелок может быть рассчитано по уравнению

$$h_c = k \left[0,4 \left(0,125 - \frac{f_o}{f_k} \right) + \lambda \left(\frac{\delta_T}{d_o} \right) + \left(1 - \frac{f_o}{f_k} \right)^2 \right] \frac{w_o^2}{2g}, \quad (\text{IX.44})$$

где h_c — сопротивление сухой тарелки, м газ. ст.; f_o — суммарная площадь отверстий, м^2 ; f_k — площадь поперечного сечения колонны, м^2 ; λ — коэффициент внешнего трения в гладких трубах; δ_T — толщина тарелки, м; d_o — диаметр отверстий перфорации, м; w_o — средняя скорость в отверстиях, м/с. Коэффициент k определяется в зависимости от соотношения δ_T : d_o по графику, приведенному на рис. 121.

В первом приближении сопротивление сухой тарелки без учета толщины решетки определяется по уравнению

$$\Delta P_c = \xi \frac{w_o^2}{2g} \gamma_r, \quad (\text{IX.45})$$

где ξ — коэффициент сопротивления, практически не зависящий от размеров и формы отверстий (в плане) и способа их распределения на тарелке; w_o — скорость газа в отверстиях, м/с; γ_r — удельный вес газа.

Для обычных промышленных ситчатых тарелок с долей живого сечения отверстий $f_o/f_k = a$ коэффициент сопротивления имеет для дюзовых тарелок при $a = 3-5\%$ $\xi = 1,95-2$ и для решетчатых и дырчатых тарелок при $a = 15-20\%$ $\xi = 1,4-1,5$.

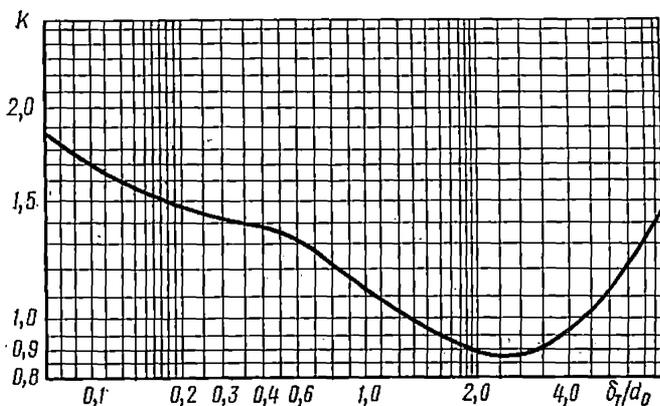


Рис. 121. Зависимость k от δ_T/d_0 [уравнение (IX.44)]

Гидравлика орошаемых ситчатых тарелок. Гидродинамика ситчатых тарелок определяется не только их геометрией (числом и размерами отверстий, отношением толщины тарелки δ_T к диаметру отверстий d_0), но и нагрузкой тарелок по жидкости и газу и их свойствами. При экстракции большое значение имеет смачиваемость тарелок.

На рис. 122 представлены характерные режимы работы ситчатой колонны для систем газ—жидкость. Сопротивление сухой тарелки, представленной прямой 1, пропорционально примерно квадрату скорости газа $\Delta P_c \sim w_r^2$, что отвечает автомодельному режиму однофазных потоков. Наиболее типичной кривой для орошаемых тарелок является кривая 3. Ниже точки А жидкость свободно течет по тарелке и протекает через отверстия — наблюдается так называемый режим «дождевания». Выше точки А через отдельные отверстия проходят пузыри пара — этот режим неустойчивой работы ситчатой колонны может быть определен как режим «просачивания» и точка В может быть определена, как точка «просачивания». В точке В через все отверстия проходят пузыри пара, выше этой точки наступает нормальный режим работы ситчатой тарелки. Одновременно в точке В, а иногда и в точке С (для тонких тарелок) начинается на тарелке волновое движение, при котором вся жидкость и вся пена движутся взад и вперед перпендикулярно к направлению потока жидкости. При наличии волнового движения происходит периодическое «сбрасывание» жидкости через

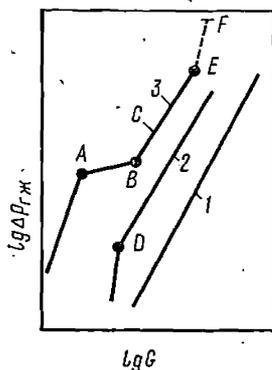


Рис. 122. Зависимость перепада давления на ситчатых тарелках от массовой скорости газа: 1 — сухая тарелка; 2 — орошаемая тарелка при малой нагрузке по жидкости; 3 — орошаемая тарелка при средних и больших нагрузках по жидкости

перфорацию тарелки у стенок колонны на той же самой стороне тарелки, где гребень волны. Отверстия на этой стороне тарелки мгновенно прекращают пропускать пар, когда волна достигает ее пика, затем, когда волна начинает спадать, жидкость выливается через отверстия.

Причину волнообразований на тарелке следует искать во взаимодействии на тарелке пены или газо-жидкостной эмульсии и жидкости, а также в геометрических условиях течения потоков. Возникающая сложная паро-жидкостная гидродинамическая система, движущаяся по тарелке, испытывает сопротивление со стороны тарелки и стенок колонны. Скорость, высота и плотность образуемой газо-жидкостной эмульсии при прохождении через круглую тарелку изменяются. Наличие же светлой жидкости на тарелке приводит к волнообразованию аналогично тому, как это происходит при течении жидкости в открытых каналах, когда давление пара у поверхности жидкости постоянно вдоль канала и энергия волны трансформируется в вихри.

Интенсивность волнообразования зависит от параметра двухфазного потока Φ :

$$\Phi = (L/G)^2 (\rho_{ж}/\rho_{г})$$

и может быть представлена в виде зависимости

$$I = k \frac{c}{2\pi} \left(\frac{L}{G}\right)^2 \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{г}}\right) \sqrt{\frac{f_0}{lV}}, \quad (IX.46)$$

где I — частота пульсаций (цикл/с); c — скорость звука в газе, м/с; f_0 — площадь отверстий, м²; l — длина системы, м; V — объем системы (колонны и труб), м³; k — коэффициент пропорциональности, равный $2,5 \pm 0,2$.

Линия EF (рис. 122) характеризует режим захлебывания ситчатой тарелки. Захлебывание ситчатой тарелки зависит от ряда причин: 1) обратного течения жидкости из переливного стакана; 2) переброса пены на вышележащую тарелку; 3) переплескивания жидкости на вышележащую тарелку за счет волнообразования; 4) полного подъема жидкости с тарелки газом (паром) — эрлифт; 5) переноса жидкости на тарелку за счет уноса и др.

Первый и второй виды захлебывания типичны для тарельчатых колонн и характеризуются почти вертикальным ходом кривой β при достижении скорости захлебывания.

В зависимости от расстояния между тарелками и физических свойств системы, особенно характера образуемой пены, захлебывание первых двух видов может произойти и в пределах точек $A-E$. Третий вид захлебывания обычно захватывает только часть тарелки. Как только достигнута точка волнообразования, дальнейшее увеличение скорости газа при данной скорости жидкости повышает турбулизацию и амплитуду волн. При четвертом типе захлебывания вся жидкость подвешивается между тарелками. Этот вид захлебывания не стабилен и легко переходит в пятый вид. Дальнейшее увеличение скорости газа неизбежно приводит к появлению пятого вида захлебывания — интенсив-

ному уносу. На практике наблюдается несколько видов захлебывания.

Кривая 2 на рис. 122 появляется только при низких скоростях жидкости (меньше $1700 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч}$) и только для некоторых тарелок. Ниже точки *D* (точка «просачивания») наблюдается просачивание жидкости и отсутствие барботажа. В точке *B* газ (пар) начинает ударивать жидкость на тарелке и возникает барботажа в некоторой части перфорации тарелки. Другие части тарелки находятся попеременно в режиме просачивания, то в режиме барботажа. Лишь при больших скоростях газа прекращается просачивание.

Структура двухфазной системы газ — жидкость на ситчатой тарелке. Основным параметром, определяющим структуру газожидкостного слоя на тарелке, является скорость газа w , отнесенная к полному сечению аппарата. На рис. 123 представлено возникновение различных зон в двухфазной системе газ — жидкость. При небольших значениях w , не превышающих скорости свободного подъема пузырьков этого газа в данной жидкости, образуется типичный барботажный (пузырьковый) слой, т. е. пузырьки газа под действием архимедовой силы свободно всплывают в жидкости со скоростью $0,1-0,4 \text{ м/с}$. Лишь в тонком слое жидкости, примыкающем к решетке, скорость газа приближается к скорости пузырька от нескольких м/с после отрыва его от отверстия до десятых долей м/с в барботажном слое. Однако и для типичного барботажа характерно, что над пузырьковой зоной, в которой находится основная масса жидкости, обычно имеется зона пены, а над пеной — зона брызг, причем две последние зоны содержат лишь незначительную часть жидкости.

Образование зоны пены при малых скоростях газа происходит потому, что кинетическая энергия всплывающих пузырьков газа может быть недостаточной для преодоления механической прочности поверхностной пленки, в особенности адсорбционного слоя поверхностно-активных веществ. Поэтому над типично барботажным слоем образуется зона малоподвижной ячеистой структурированной пены.

Над газожидкостным слоем, в котором жидкость является непрерывной фазой, всегда имеется зона брызг той или иной концентрации. При выходе пузырьков газа из слоя жидкости (пены) и разрушения поверхностной пленки всегда происходит образование брызг, которые поднимаются потоком газа над слоем жидкости или пены на различную высоту в зависимости от их дисперсности и скорости газа. При увеличении скорости газа зона пены расширяется за счет пузырьковой зоны. Обычно при достижении скорости газа в полном сечении аппарата $w = 0,5-0,7 \text{ м/с}$ дисперсная система становится в основ-

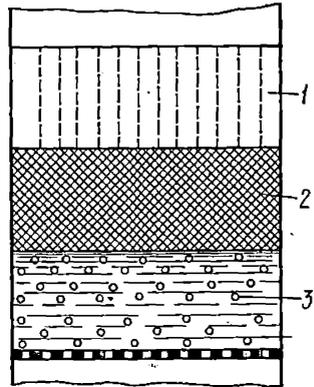


Рис. 123. Возникновение различных зон в двухфазной системе на ситчатой тарелке: 1 — зона брызг; 2 — зона пены; 3 — зона барботажа

ном пенной, лишь у самой решетки остается типично барботажный слой толщиной в несколько миллиметров, а также сохраняется небольшая по заключенной в ней массе жидкости зона брызг.

Свободное всплывание пузырьков без накопления газа в жидкость возможно лишь при условии, если скорость газа, отнесенная к полному сечению аппарата, будет меньше $\omega_{\text{пфп}}$, где $\omega_{\text{п}}$ — скорость всплывания пузырька; фп — доля площади сечения аппарата, занятая пузырьками. Если принудительный поток газа, вводимый через решетку больше $\omega_{\text{пфп}}$, то свободное всплывание пузырьков не обеспечивает отвода всего газа, поступающего в газо-жидкостный слой. Поэтому при $\omega > \omega_{\text{пфп}}$ одновременно с образованием ячеистой пены, проникающей в глубь жидкости, начинается накопление пузырьков газа в самой толще жидкости, что приводит к возникновению подвижной пены. При дальнейшем увеличении скорости газа меняются высота слоя и характер пены. Одновременно с образованием подвижной пены внутри слоя жидкости наблюдается разрушение ячеек малоподвижной пены. Так, с повышением скорости газа происходит постепенный переход от барботажного режима к режиму эмульгирования. Общая высота пены при переходном режиме после повышения до максимума во многих случаях снижается, особенно для жидкостей, способных к образованию стойких коллоидных пен. Преобладание слоя ячеистой структурированной пены, которое соответствует переходному режиму от барботажной системы к взвешенному слою подвижной пены, наблюдается в широком интервале скоростей газа от 0,5 до 1,0 м/с. В этом интервале с ростом ω пена становится все более подвижной и при $\omega = 1,0-1,3$ м/с превращается в сильно турбулизованный слой подвижной пены.

Расчет гидравлики ситчатых тарелок. Перепад давления на ситчатой тарелке при пузырьковом режиме определяется как сумма

$$\Delta P_{\text{г-ж}} = \Delta P_{\text{г}} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{ж}}, \quad (\text{IX.47})$$

где $\Delta P_{\text{г}}$ — перепад давления на сухой тарелке; ΔP_{σ} — перепад давления, необходимый для преодоления поверхностного натяжения; $\Delta P_{\text{ж}}$ — перепад давления, необходимый для преодоления веса столба жидкости на тарелке.

В момент отрыва пузыря в жидкости

$$\pi d_0^2 \sigma = \frac{\pi d_0^2}{4} = \Delta P_{\sigma} \quad \text{или} \quad \Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_0}, \quad (\text{IX.48})$$

где d_0 — диаметр отверстия для выхода пара.

Зависимость (IX.48) применима для отверстий диаметром d_0 меньше 1 мм, а для большего диаметра отверстий ΔP_{σ} необходимо рассчитывать по формуле

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{1,3d_0 + 0,08d_0^2}, \quad (\text{IX.49})$$

где σ — поверхностное натяжение на границе фаз; d_o — диаметр отверстия в тарелке, м.

Для ситчатой тарелки составляющая $\Delta P_{ж}$ может быть вычислена по уравнению

$$\Delta P_{ж} = 1,3 (kh_{c.п} + \sqrt[3]{k\Delta h}) \gamma_{ж}, \quad (IX.50)$$

где k — отношение плотности пены на тарелке к плотности светлой жидкости; $h_{c.п}$ — высота сливной перегородки, м; Δh — напор слоя небарботируемой жидкости у сливной перегородки, м:

$$\Delta h = \sqrt[3]{\left(\frac{L}{\alpha l}\right)^2}, \quad (IX.51)$$

L — расход жидкости, кг/ч; α — коэффициент расхода через сливную перегородку (6400—10 000); l — длина сливной перегородки, м.

Высота барботируемого слоя h_6 :

$$h_6 \approx \frac{h_{ж}}{1 - 0,91 \frac{\omega_o}{\omega_{п}} \left(\frac{d_o}{t}\right)^2}, \quad (IX.52)$$

где ω_o — скорость газового потока в отверстии, м/с; $\omega_{п}$ — скорость свободного всплывания единичного пузыря в жидкости, м/с; t — шаг между отверстиями.

Плотность образующейся газо-жидкостной системы в барботируемом слое ρ_3 определяется по формуле

$$\rho_3 = \left[1 - 0,91 \frac{\omega_o}{\omega_{п}} \left(\frac{d_o}{t}\right)^2\right] \rho_{ж}. \quad (IX.53)$$

Критическая скорость, выше которой пузырьковый режим барботажа нарушается, рассчитывается по равенству

$$\omega_{кр} = \frac{2}{3} \omega_{п} \left(\frac{d_{п}}{d_o}\right), \quad (IX.54)$$

где $d_{п}$ — диаметр пузыря; при $d_o \leq 2,5$ мм

$$d_{п} \approx \sqrt[3]{\frac{6\sigma d_o}{\gamma_{ж}}}$$

Резкое снижение относительной плотности пены (газовой эмульсии), образующейся в зоне барботажа, и вытеснение газом части жидкости из этой зоны сопровождается падением статического давления, что приводит к неравномерной работе барботажных тарелок. Минимальная скорость, при которой вся площадь тарелки начинает работать, выражается равенством

$$\omega_{min} = \frac{2}{3} \frac{f_o}{f_r} \sqrt{\frac{2g \Delta P_{ж}}{\xi \gamma_r}}, \quad (IX.55)$$

где f_o, f_T — площади сечений отверстий и тарелки; ξ — коэффициент сопротивления сухой тарелки.

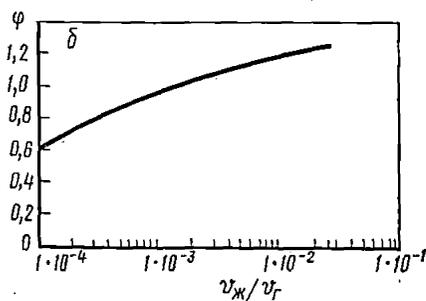
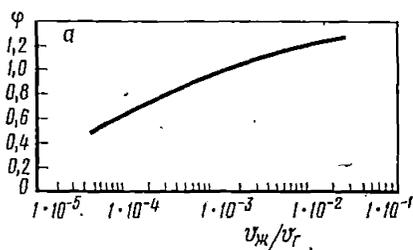
До включения всей тарелки в работу статическое давление на участке барботажа и полное сопротивление тарелки изменяются незначительно. Для жидкостей, не образующих устойчивых пен, рекомендуется уравнение для оценки минимального удельного веса пены в барботируемом слое:

$$\gamma_{\min} \cong A \left[\frac{\mu_{жк}}{\sigma} (gh)^{0,5} \right]^{0,4} \gamma_{жк}, \quad (IX.56)$$

где A — постоянный коэффициент, $A = 1,1$.

При расчете высоты пены на тарелке в первом приближении можно принять $\gamma_p = 0,4 \gamma_{жк}$. Газонасыщенность на ситчатых тарелках можно выразить

$$\varphi = \frac{\Delta P_{г-ж} - \Delta P_{г}}{h \gamma_{жк}}, \quad (IX.57)$$



где $\Delta P_{г-ж} - \Delta P_{г}$ — разность сопротивлений орошаемой и сухой тарелок; h — высота уровня жидкости на тарелке, м; $\gamma_{жк}$ — удельный вес жидкости.

Зависимость газонасыщенности φ от объемных скоростей жидкости $v_{жк}$ и газа $v_{г}$ представлена на рис. 124.

Унос жидкости. Унос жидкости с ситчатых тарелок для различных паро-жидкостных систем может быть рассчитан по уравнению (кг жидкости/кг пара)

$$\epsilon = 2,24 \cdot 10^4 \left(\frac{1}{\sigma} \right) \left(\frac{\omega}{H_e} \right)^{3,2}, \quad (IX.58)$$

Рис. 124. Зависимость газонасыщенности φ от отношения объемных скоростей жидкости и газа:

а — системы: вода—воздух; фреон—вода; б — системы: азот—этиловый спирт; азот—газойль; воздух—водные растворы глицерина

где σ — поверхностное натяжение, Н/м; ω — скорость пара в полном сечении колонны, м/с; H_e — эффективное расстояние между тарелками (мм), представляющее расстояние между слоем

пены и вышележащей тарелкой, при $\rho_{пены} = 0,4 \rho_{жк}$ рассчитываемое по соотношению

$$H_e = H_T - 2,5h_{жк}, \quad (IX.59)$$

где H_T — расстояние между тарелками, мм; $h_{жк}$ — высота светлой жидкости на тарелке, мм.

Конструктивные особенности ситчатых тарелок. Размеры и число отверстий. В табл. 9 приведены рекомендуемые диаметры отверстий d_0 ситчатых тарелок и их число для различных f_0/f_k (f_0 — площадь сечения отверстия; f_k — площадь сечения колонны).

Отверстия располагаются по равносоставленному треугольнику чаще всего с шагом, равным $3d_0$. При расположении отверстий диаметром d_0 по равносоставленному треугольнику с шагом t используется следующее соотношение между площадью, занятой отверстиями f_0 , и площадью, отводимой под перфорацию f_{Π} :

t/d_0	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5
f_0/f_{Π}	0,1450	0,1007	0,0740	0,0566	0,0447

Неперфорированная часть тарелки у сливного патрубка определяется нагрузкой колонны по жидкости и диаметром колонны. Рекомендуется расстояние b от перфорации до сливного патрубка в зависимости от диаметра D_k выбирать

$$\begin{aligned} \text{при } D_k \geq 1,5 \text{ м} & \quad b = 100 \text{ мм;} \\ \text{при } D_k \leq 1,5 \text{ м} & \quad b = 75 \text{ мм.} \end{aligned}$$

Площадь тарелки, отводимая под перфорацию f_{Π} , определяется из соотношения

$$f_{\Pi} = f_k - \Sigma A_d - A_s - A_w, \quad (\text{IX.60})$$

где f_k — площадь поперечного сечения колонны; A_d — площадь поперечного сечения сливного стакана; A_s — площадь успокоительной зоны; A_w — площадь поперечного сечения зазора между стенками колонны и тарелкой.

Для обычных тарелок с однократным перекрестным током жидкости площадь, отводимая под перфорацию, вычисляется по уравнению

$$f_{\Pi} = f_k - 2A_d - A_s - A_w = 2 \left(x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1} \frac{x}{r} \right), \quad (\text{IX.61})$$

где

$$x = D_k/2 - b_d + b_s, \quad (\text{IX.62})$$

$$r = D_k/2 - b_w, \quad (\text{IX.63})$$

b_d — ширина сливного устройства; b_s — ширина успокоительной зоны; b_w — ширина зазора между тарелкой и стенкой колонны. Толщина тарелок δ принимается равной

$$\delta = \frac{1}{3} \div \frac{1}{2} d_0.$$

Таблица 9

Диаметры отверстий и их число на ситчатой тарелке

Диаметры отверстий d_0 , мм	Число отверстий на 1 м ² площади поперечного сечения колонны	$\frac{f_0}{f_k}$ 100%
3	1000	9,15
4,5	450	8,0
6	250	6,9

Нормальный режим работы ситчатых колонн ограничен пределами стабильности и захлебывания. Для сохранения нормального режима работы ситчатых колонн рекомендуются следующие соотношения.

1. Для предупреждения захлебывания максимальная высота светлой жидкости в сливном стакане $h_{ж.с}$ должна быть не более полусуммы расстояния между тарелками H_T и высоты сливной перегородки $h_{с.п}$:

$$h_{ж.с}/(H_T + h_{с.п}) \leq 1/2. \quad (IX.64)$$

Чтобы обеспечить отделение пара в сливном стакане, необходимо иметь

$$b_1 \geq 0,6 b_d, \quad (IX.65)$$

где b_d — ширина сливного стакана; b_1 — ширина слива над перегородкой:

$$b_1 = 0,8 \sqrt{h_{о.ж}(H_T + h_{с.п} - h_{ж.с})}; \quad (IX.66)$$

$h_{о.ж}$ — высота слоя жидкости над перегородкой.

2. Унос жидкости при максимальных нагрузках по пару и жидкости не должен превосходить оптимального значения, т. е. должно выдерживаться соотношение

$$\epsilon_{опт}/\epsilon \geq 1,$$

где $\epsilon_{опт}$ — оптимальный унос; ϵ — унос, определяемый по уравнению (IX.58).

При одной и той же скорости пара и эффективном расстоянии H_e унос с ситчатой тарелки ниже, чем с колпачковой. В промышленных ситчатых колоннах перед тем как унос достигает оптимального значения, наблюдается захлебывание.

3. Стабилизация работы ситчатых тарелок должна обеспечиваться соблюдением неравенства

$$h_m/h_p \geq 1, \quad (IX.67)$$

где h_m — перепад давления сухой тарелки, соответствующий минимальной скорости пара до наступления провала жидкости; h_p — перепад давления, рассчитываемый по соотношению

$$h_p = 5,08 + 0,05 h_{ж.с},$$

$h_{ж.с}$ — высота светлой жидкости на тарелке, мм.

Пенные аппараты. Ситчатые колонны могут работать в режиме «подвижной пены» или эмульгирования («пенные аппараты»). Схема ситчатой колонны для работы в «пенном» режиме представлена на рис. 125. Для таких колонн тарелка выполняется в виде решетки со свободным сечением 15—25% (иногда до 40%) и работает с подпором пены при помощи сливной перегородки. Высота слоя подвижной пены или газо-жидкостной эмульсии и гидравлическое сопротивление слоя почти не зависят от геометрических размеров, которые являются определяющими для барботажного режима.

При отсутствии утечки пенообразование не зависит от диаметра аппарата при изменении его в пределах 0,04—2,5 м; от расстояния между решетками H_p при $H_p > 400 \text{ мм} > H_{\text{пенн}}$; от свободного сечения решетки $f_{св}$ при $f_{св} = 4\text{--}40\%$, а также от конфигурации и размера отверстий в некоторых пределах. Пределы существования взвешенного слоя подвижной пены и высота его определяются скоростью газа в аппарате и высотой исходного слоя жидкости. Эта зави-

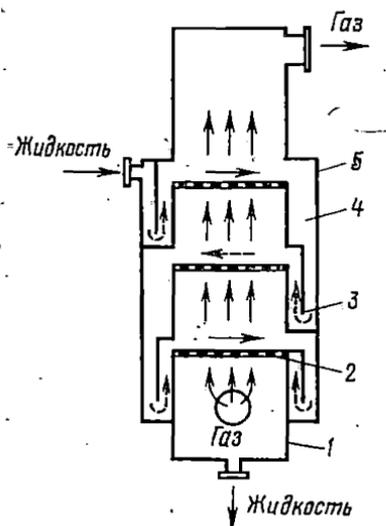


Рис. 125. Схема ситчатой колонны для работы в «пенном» режиме:

1 — корпус аппарата; 2 — решетки; 3 — гидравлический затвор; 4 — перелив; 5 — порог

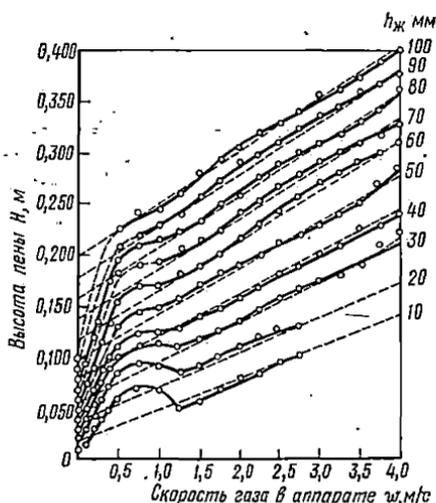


Рис. 126. Изменение высоты пены $H_{\text{пенн}}$ от скорости газа ω_g и исходной высоты слоя жидкости $h_{ж}$ для системы вода—воздух

симость, представлена на рис. 126. В области скоростей газа, соответствующих барботажному режиму, на кривых возникают максимумы. При наличии в жидкости пенообразователей эти максимумы бывают в несколько раз выше и сдвинуты в сторону меньших скоростей газа. После максимума при больших скоростях газа возникает устойчивый слой пены. Чем больше высота исходного слоя жидкости $h_{ж}$, тем шире диапазон скоростей газа, при которых существует слой подвижной пены.

В области устойчивого режима высота пенного слоя пропорциональна скорости газа и высоте исходного слоя жидкости (рис. 126). Влияние физических свойств жидкости и газа на высоту газо-жидкостного слоя сказывается меньше, чем при барботаже. В промышленных пенных аппаратах обычно гидравлическое сопротивление решетки составляет 10—20 мм вод. ст., сопротивление пенного слоя — 20—100 мм вод. ст.

Процессы тепло- и массообмена хорошо растворимых газов в пенном слое автомодельны, т. е. коэффициенты тепло- и массопередачи не зависят от размеров аппарата, характеристики решетки и шага отверстий в широких пределах их изменения. К.п.д. тарелки почти не зависит от скорости газа при данной высоте сливного порога и интенсивности потока жидкости. Если замерять к.п.д. при постоянной высоте слоя пены, то он линейно снижается с увеличением скорости газа.

При конструировании пенных аппаратов рекомендуются следующие размеры: длина решеток по потоку жидкости (диаметр для цилиндрических аппаратов) не более 3 м; расстояние между решетками или от выхода газа из аппарата 400—700 мм; диаметр отверстий 2—8 мм; высота сливного порога до 300 мм.

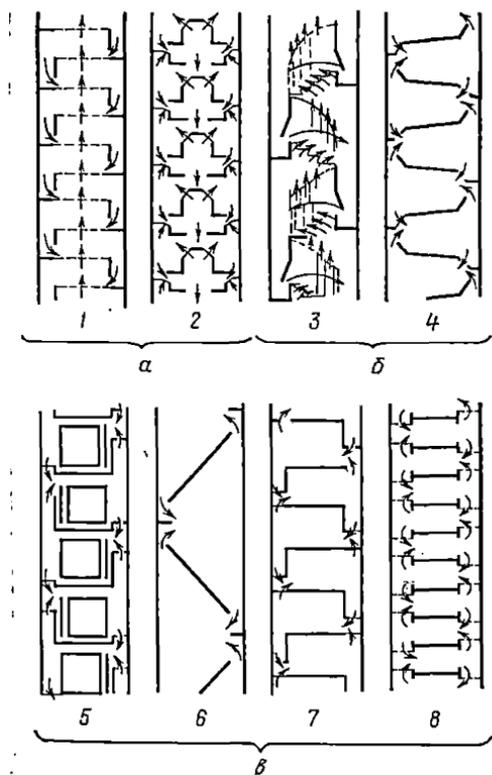


Рис. 127. Схемы экстракционных колонн и потоков в них:

а — колонны для диспергирования легкой жидкости; 1 — обычная ситчатая; 2 — со сферическими ситами; б — колонны для диспергирования тяжелой жидкости; 3 — каскадная типа Бентури; 4 — с наклонными тарелками; в — колонны для диспергирования легкой и тяжелой жидкостей; 5 — с отбойными пластинами; 6 — с наклонными тарелками; 7 — без перфорации с сетчатыми патрубками; 8 — без перфорации и сливных патрубков

3. Колонны с ситчатыми тарелками для систем жидкость — жидкость

В ситчатых колоннах дисперсная фаза попеременно диспергируется и собирается в сплошной слой при прохождении через ситчатые тарелки. Сплошная фаза перетекает с тарелки по переливным патрубкам или карманам. При большой нагрузке колонны по сплошной фазе тарелки имеют форму сегментов с бортами. Размеры отверстий в тарелках составляют от 1,6 до 9,6 мм, суммарная площадь сечения отверстий порядка 10% от площади сечения колонны, расстояние между тарелками 0,15—0,6 мм.

В колоннах больших размеров с большим числом тарелок, применяемых для очистки нефтепродуктов, тарелки имеют более сложную конфигурацию с вертикальными ситчатыми поверхностями и специальными коробами с насадкой для расслоения фаз. В колонне такой конструкции поверхность раздела фаз устанавливается в середине колонны, причем в ниж-

ней части колонны диспергируется легкая жидкость, в верхней — тяжелая. Предложено несколько вариантов конструкции ситчатых колонн (рис. 127), некоторые из них предусматривают диспергирование обеих жидкостей на каждой тарелке.

Предельные нагрузки колонн определяются смачиваемостью отверстий тарелок дисперсной фазы, высотой слоя дисперсной фазы на тарелке, высотой слоя дисперсной фазы в сливном стакане, разностью удельных весов жидкостей, составляющих фазы. Если не учитывать смачиваемость, то необходимый напор для проталкивания дисперсной фазы через отверстия тарелки определяется по уравнению

$$h_t = h_1 + h_2 + h_3 + h_c, \quad (\text{IX.68})$$

где h_1 — напор, затрачиваемый на проталкивание дисперсной фазы через отверстия в тарелке, м вод. ст.;

$$h_1 = \frac{\gamma_d}{\Delta\gamma} \frac{(1 - Nf_o/f_k) \omega_o^2}{2gc_o^2}, \quad (\text{IX.69})$$

где f_o — площадь одного отверстия в тарелке, м²; f_k — площадь поперечного сечения колонны, м²; ω_o — скорость протекания дисперсной фазы через отверстия в тарелке, м/с;

$$\omega_o = \omega_d \frac{f_k}{Nf_o}, \quad (\text{IX.70})$$

где N — число отверстий; Nf_o — суммарная площадь отверстий, принимаемая на практике 10% от f_k ; c_o — коэффициент, рассчитываемый по уравнению

$$c_o = 1 - (0,71/\lg \text{Re}). \quad (\text{IX.71})$$

Для практических расчетов принимают $c_o \approx 0,7$; h_2 — потери на трение сплошной фазы в переливных патрубках, м вод. ст.;

$$h_2 = \Delta P_{\text{п}}/\gamma_c = \xi \omega_{\text{п}}^2/2g, \quad (\text{IX.72})$$

где $\Delta P_{\text{п}}$ — перепад давления в патрубке; γ_c — удельный вес сплошной фазы; ξ — общий коэффициент сопротивления переливного патрубка; $\omega_{\text{п}}$ — скорость сплошной фазы в переливном патрубке (площадь поперечного сечения переливных патрубков составляет обычно 5% от f_k), м/с; h_3 — потери напора на трение дисперсной фазы в сплошной фазе, м вод. ст.;

$$h_3 = (\gamma_d/\Delta\gamma) (1,5\omega_d^2/2g). \quad (\text{IX.73})$$

Напор, затрачиваемый на преодоление сил межфазного натяжения, определяется по соотношению (м вод. ст.)

$$h_{\sigma} = 4\sigma_{c-d}/\Delta\gamma d_o. \quad (\text{IX.74})$$

Уравнение (IX.74) справедливо только при малых скоростях сплошной фазы. При больших скоростях сплошной фазы влияние поверхностного натяжения становится несущественным.

Экстракция в ситчатых колоннах (сплошная фаза — вода)

Дисперсная фаза	Экстрагируемое вещество	Диаметр колонны, мм	Расстояние между тарелками, мм	Диаметр отверстия, мм	Площадь отверстий от сечений колонн, %	Площадь сечения переливов от сечений колонн, %	Линейная скорость, м/с		Уравнение эффективности по сплошной фазе $(\text{ВЭП})_c, \text{ м}$
							дисперсной фазы w_d	сплошной фазы w_c	
Толуол	Бензойная кислота	90	76	4,8	4,72	1,3	0,0008—0,0067	0,0013—0,0027	$(\text{ВЭП})_c = 1,31 \left(\frac{w_c}{w_d} \right)^{0,91}$
		90	152	4,8	4,72	1,3	0,0026—0,0065	— 0,0019—0,0035	$(\text{ВЭП})_c = 2,19 \left(\frac{w_c}{w_d} \right)^{0,91}$
		90	228	4,8	4,72	1,3	0,0030—0,0067	0,002—0,0033	$(\text{ВЭП})_c = 2,47 \left(\frac{w_c}{w_d} \right)^{0,91}$
		222	152	3,2	9,48	1,43	0,001—0,004	0,001—0,00032	$(\text{ВЭП})_c = 1,49 \left(\frac{w_c}{w_d} \right)^{1,03}$
		222	152	2,4	5,35	1,43	0,001—0,004	0,001—0,00032	$(\text{ВЭП})_c = 1,31 \left(\frac{w_c}{w_d} \right)^{1,32}$
		92	121	4,8	13,61	3,57	0,0033—0,0122	0,0031—0,0066	$(\text{ВЭП})_c = 1,65 \left(\frac{w_c}{w_d} \right)^{0,94}$

Керосин	Бензойная кислота	92	121	4,8	13,61	3,57	0,0029—0,0138	0,0021—0,0115	$(\text{ВЕП})_c = 1,65 \left(\frac{\omega_c}{\omega_D} \right)^{0,94}$
Бензин	Метилэтил-кетон	95	76	3,2	3,0	2,25	0,0005—0,0013	0,0012—0,0057	$(\text{ВЕП})_c = 0,44 \left(\frac{\omega_c}{\omega_D} \right)^{0,71}$
Эфир	Уксусная кислота	219	117	2,8	3,34	—	0,0023—0,0062	0,001—0,0026	$(\text{ВЕП})_c = 0,536 \left(\frac{\omega_c}{\omega_D} \right)$
Толуол	Диэтиламин	100	150	3,7	—	—	0,0053— 0,00111*	0,0009—0,007	$(\text{ВЕП})_c = 0,164 + 12,4 \left(\frac{\omega_c}{m^{**}\omega_D} \right)$
		100	150	3,7	—	—	0,002—0,0057	0,0009—0,0063	$(\text{ВЕП})_c = 35,3 \left(\frac{\omega_c}{m^{**}\omega_D} \right) - 0,33 \omega_c^{1,48}$

* Под чертой размещаются проволочные сетки. ** m — тангенс угла наклона кривой равновесия.

Гидродинамической характеристикой состояния работы ситчатой колонны может служить удерживающая способность колонны по одной из фаз, например дисперсной. Удерживающая способность непосредственно связана с напором, необходимым для проталкивания дисперсной фазы через тарелку. Зависимость между удерживающей способностью φ и скоростью сплошной фазы представлена на рис. 128.

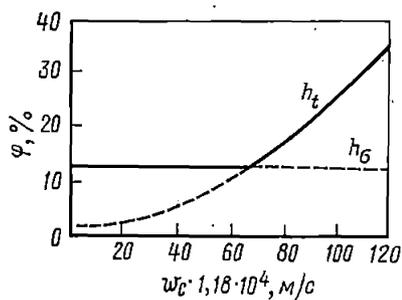


Рис. 128. Зависимость φ от скорости сплошной фазы в ситчатых колоннах

При малых скоростях сплошной фазы величина φ зависит от h_c . При больших скоростях эта зависимость отсутствует и суммарный напор h_t не зависит от h_c и целиком определяется значениями h_1 , h_2 и h_3 . Данные по эффективности экстракционных ситчатых колонн для некоторых систем [приведены в табл. 10.

4. Тарелки с однонаправленным движением фаз

Чтобы повысить эффективность тарелок за счет снижения перемешивания на них, используются колонны, в которых пар выходит из-за прорезей в направлении движения жидкости на тарелке. Помимо этого, за счет кинетической энергии струи пара скорость жидкости на тарелке возрастает, что позволяет увеличить нагрузку колонны по жидкости. Унос в таких колоннах ниже, чем в обычных колпачковых. В настоящее время используются различные конструкции колонн, основанные на этом принципе.

1. Тарелки с направленными прорезями (чешуйчатые или струйные прямоточные) (рис. 129) представляют собой плоский лист, на котором в шахматном порядке прорезаны и отогнуты вверх на одинаковый угол направляющие пластины в форме языка. Тарелка имеет обычные переливные устройства без сливной перегородки. При конструировании тарелок рекомендуются следующие размеры: для языка $l_1 = l_2 = 50$ мм; расстояния между языками: $a_1 = 15-20$ мм, $a_2 = 20-25$ мм, угол наклона 20° . Для колонн, работающих под давлением, целесообразно применять наклонные переливы, составляющие около 30% от сечения колонны. Первый ряд отверстий (по ходу жидкости) располагается на расстоянии 30 мм от перелива, последний ряд — на расстоянии 100—150 мм от края сливного стакана.

На тарелках с направленными прорезями наблюдаются следующие режимы работы (рис. 130). При малых нагрузках по газу жидкость образует на тарелке равномерный барботажный слой. При увеличении скорости газа за счет скоростного напора движение жидкости по тарелке ускоряется и часть жидкости движется вместе с газом. Высота подъема жидкости у слива достигает 200—250 мм. Жидкость или

сливается в перелив спокойно (рис. 130, а), или ударяется о стенку колонны при одновременном движении с газом (рис. 130, б). В последнем случае над сливом образуется зона уплотнения газо-жидкостного потока, которая является источником интенсивного уноса жидкости.

Отделение газа от жидкости после тарелки зависит от расхода жидкости. При малых расходах, когда слой сильно диспергирован, газ отделяется по всему рабочему сечению тарелки. С увеличением расхода жидкости и плотности слоя все большая часть газа отделяется в зоне уплотнения — над переливом. Одновременно усиливается аэрация

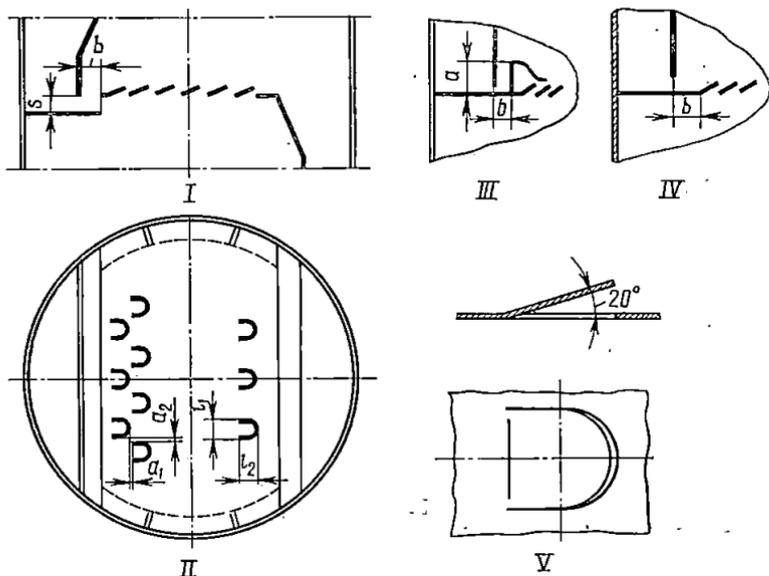


Рис. 129. Схема тарелки с направленными прорезями и ее детали: I — общий вид; II — вид в плане; III — сливной стакан с переливной перегородкой; IV — сливной стакан без переливной перегородки; V — прорезь

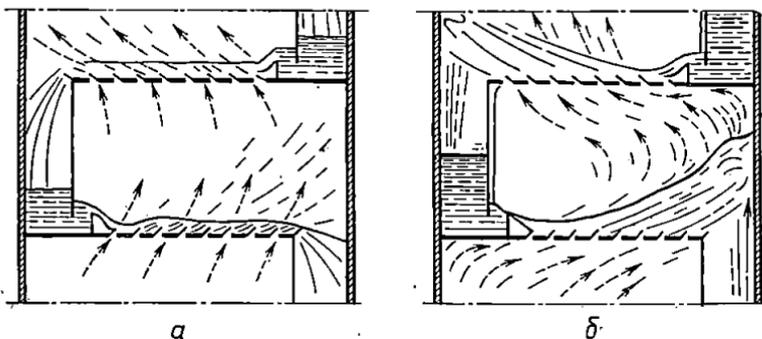


Рис. 130. Схема работы тарелки с направленными прорезями при малых нагрузках по газу (а) и при больших нагрузках по газу (б)

жидкости в сливе, что свидетельствует о растущем захвате газа в зоне уплотнения. Наличие зоны уплотнения над сливом, помимо интенсивного уноса жидкости на вышележащую тарелку, приводит к слабой дегазации сливающейся жидкости, накоплению ее на тарелке и при больших нагрузках по газу к «захлебыванию».

В работе тарелки наблюдаются следующие режимы:

1. При малых нагрузках жидкость поступает на тарелку в виде сплошной пленки, которая с увеличением скорости газа разрушается. При дальнейшем повышении скорости газа наблюдается пульсирующая подача жидкости на тарелку.

При умеренных и больших нагрузках жидкость распределяется по длине водослива неравномерно, особенно при малых скоростях газа. Основная масса жидкости поступает через центр водослива, при этом часть ее перебрасывается через водослив непосредственно на тарелку, что повышает провал жидкости через щели тарелки. Однако при увеличении скорости газа подача жидкости на тарелку выравнивается.

2. Начало работы тарелки характеризуется прекращением протекания жидкости через отверстия.

3. Структура газо-жидкостного слоя на тарелке зависит от нагрузок обеих фаз. Так, при малых нагрузках по жидкости слой сильно диспергирован: при умеренных нагрузках барботажный слой более плотный. При высоких расходах по жидкости наблюдается ячеистая структура пены.

Сопротивление тарелок. В результате обработки экспериментальных данных по сопротивлению сухой тарелки получено уравнение

$$\Delta P_{\Gamma} = 1,175 \frac{\omega^2 \gamma_{\Gamma}}{2g[F_c]^2} \quad (IX.75)$$

где ω — скорость газа (пара) в свободном сечении колонны, м/с; F_c — свободное сечение тарелки, м²/м²; ΔP_{Γ} — сопротивление сухой тарелки, мм вод. ст.; γ_{Γ} — удельный вес газа (пара), кг/м³.

Сопротивление орошаемых тарелок определяют по уравнениям:

$$\Delta P_{\Gamma-ж} = \Delta P_{\Gamma} \left[1 + 0,034 \left(\frac{L}{G} \right)^2 \right], \quad (IX.76)$$

$$\Delta P_{\Gamma-ж} = \Delta P_{ж} \left[1 + 2,7 \left(\frac{L}{G} \right)^2 \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{ж}} \right) \right], \quad (IX.77)$$

где L/G — отношение массовых расходов жидкости и газа (пара); ρ_{Γ} , $\rho_{ж}$ — плотности газа и жидкости.

Максимально и минимально допустимые скорости газа (пара) рассчитывают по уравнению

$$\omega = \frac{0,305}{3600} c \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}}}, \quad (IX.78)$$

где c — постоянный коэффициент, для максимально допустимых скоростей газа $c = c_{\max}$ и зависит от расстояния между тарелками и ра-

схода жидкости, для минимально допустимых скоростей газа $c = c_{\min}$ и зависит от свободного сечения тарелки и расхода жидкости. Коэффициент c_{\max} определяется по формуле

$$c_{\max} = k_1 c_1 - 5(L - 35), \quad (\text{IX.79})$$

где $k_1 = 1,2$ — коэффициент, показывающий повышение производительности данной тарелки по сравнению с колпачковой; L — расход жидкости на единицу длины слива, $\text{м}^3/\text{м}\cdot\text{ч}$; c_1 — коэффициент, определяемый по рис. 131.

Для определения коэффициента c_{\min} используется формула

$$c_{\min} = (5530 + 47,3L')F_c, \quad (\text{IX.80})$$

где L' — расход жидкости на единицу длины слива при минимальной нагрузке по газу, $\text{м}^3/\text{м}\cdot\text{ч}$.

При нормальной работе тарелок должны соблюдаться соотношения

$$\delta = \omega_{\max}/\omega_{\min}; \quad c_{\min} = c_{\max}/\delta; \quad L' = L/\delta;$$

откуда

$$F_c = c_{\max}/(5530 + 47,3L). \quad (\text{IX.81})$$

Диапазон устойчивых режимов работы тарелок наблюдается при $\delta = 2 \div 3$. Для определения диапазона устойчивой работы рекомендуется рис. 132.

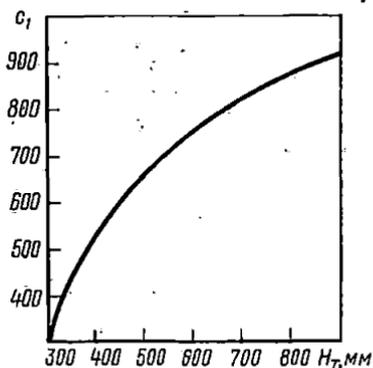


Рис. 131. Зависимость коэффициента c_1 от расстояния между тарелками H_t .

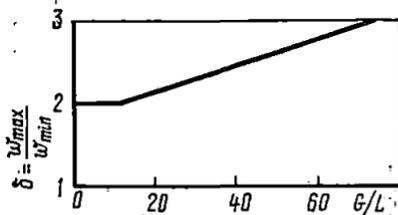


Рис. 132. К расчету диапазона устойчивости работы тарелки

Последовательность выбора основных конструктивных размеров колонн:

1. Предварительно задаются расстояния между тарелками, затем по уравнениям (IX.78) и (IX.79) определяют максимально допустимую скорость газа и диаметр колонны.

2. Задаются относительной длиной слива, рассчитывают расход жидкости L и сравнивают его с заданным.

3. Находят по рис. 132 диапазон устойчивой работы и по уравнению (IX.81) определяют свободное сечение тарелок.

4. Задаются размерами отверстий и их расположением на тарелке и проводят проверочный расчет по соотношению

$$F_c \leq \frac{f_0 \psi_{\Pi}}{2(l_1 + a_1)(l_2 + a_2)}, \quad (IX.82)$$

где f_0 — суммарная площадь отверстий для прохода газа, мм²; ψ — коэффициент, учитывающий полезную площадь тарелки и равный 0,7 ÷ 0,9.

5. Определяют сопротивление орошаемой тарелки ($\Delta P_{г-ж}$ мм вод. ст.) по уравнениям (IX.76) и (IX.77).

6. Проверяют расстояние между тарелками H_T (мм) в соответствии с рис. 129 по уравнению

$$\gamma_0 H > \left[a + 2,8 \sqrt[3]{L^2} + \frac{\Delta P_{г-ж}}{\gamma_{ж}} + 200 \left(\frac{L}{b \cdot 3600} \right)^2 \right], \quad (IX.83)$$

где γ_0 — относительный удельный вес вспененной жидкости в сливном стакане, равный 0,4 для колонн под давлением; 0,5 — для колонн при нормальном давлении. При несоблюдении неравенства (IX.83) необходимо увеличить расстояние между тарелками или диаметр колонны.

2. Тарелка Киттеля (рис. 133) изготавливается чаще всего из металлического листа и состоит из двух решеток (верхней 2 и нижней 1). Каждая решетка разделена на шесть равных сегментов. В металлическом листе отверстия наклонены под углом к плоскости листа, что позволяет создать на тарелке направленное движение жидкости (рис. 134). На верхней решетке создается центробежный, а на нижней — центростремительный поток жидкости, что приводит к хорошему распределению жидкости по сечению колонны. Иногда над верхней решеткой располагают брызгоотбойную решетку с более крупными отверстиями, сообщающими пару центробежное движение в противополож-

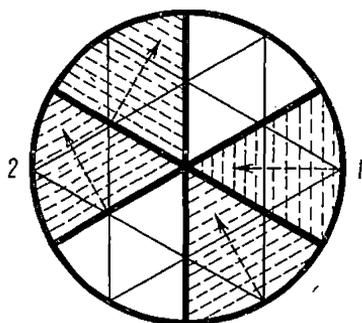
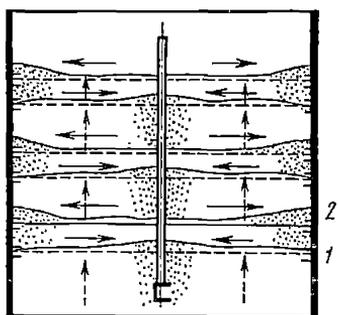


Рис. 133. Схема работы тарелки Киттеля

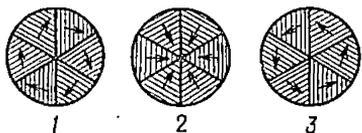
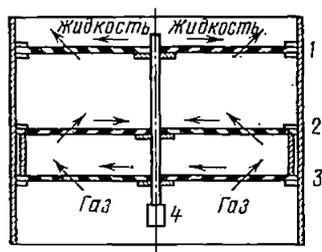


Рис. 134. Схема тарелки Киттеля с брызгоотбойными решетками: 1 — верхняя решетка; 2 — нижняя решетка; 3 — брызгоотбойная решетка; 4 — опорная стойка

ном направлении. Для тарелки Киттеля, как и для ситчатой, существует определенная скорость пара, ниже которой нормальная работа тарелки нарушается из-за провала жидкости. Суммарное се-

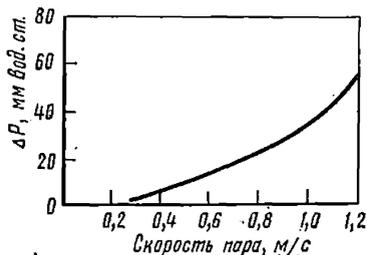


Рис. 135. Зависимость сопротивления тарелки Киттеля от скорости пара в полном сечении колонны

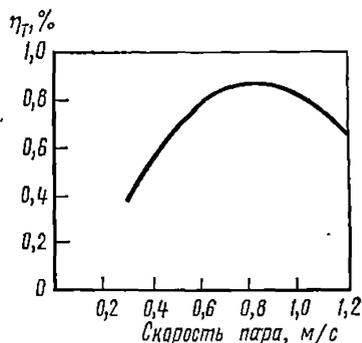


Рис. 136. Изменение эффективности тарелки Киттеля от скорости пара

чение отверстий этих тарелок составляет 20—25% и поэтому они имеют меньшее сопротивление, чем ситчатые тарелки. Расстояние между тарелками Киттеля (полными комплектами решеток) составляет 400 мм, при вакуумной дистилляции — 305 мм. Тарелка Киттеля обычно не имеет переливных патрубков и обладает следующими преимуществами:

1. Быстрое и непрерывное обновление поверхности контакта в жидкости.

2. Повышенная производительность вследствие относительно большого свободного сечения и действия центробежной силы, отбрасывающей жидкость к стенкам, а не вверх колонны.

3. Малый уровень жидкости на тарелке и большое свободное сечение обеспечивают сравнительно малое сопротивление тарелок, что открывает широкие возможности использования их для вакуумной ректификации.

4. Отсутствие застойных зон на тарелках.

На рис. 135 представлена зависимость сопротивления тарелки Киттеля (тарелка 2 на рис. 133) от скорости пара в полном сечении колонны, а на рис. 136 — изменение эффективности тарелки Киттеля от скорости пара.

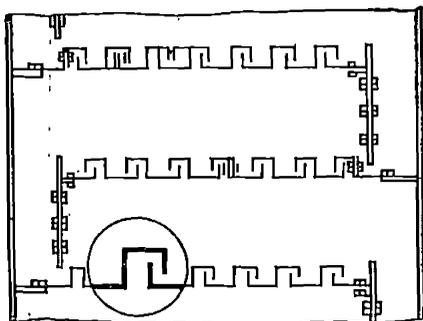
Гидравлический расчет орошаемых тарелок Киттеля может быть осуществлен по уравнениям: для перепада давления

$$\frac{\Delta P_{г-ж} g}{w^2 \gamma} = 12 \frac{w_{г}}{w_{ж}} \left(\frac{L}{G} \right)^{0,5} \left(\frac{F_0}{F_T} \right)^{0,5} \left(\frac{1}{d_0} \right)^{0,66}; \quad (IX.84)$$

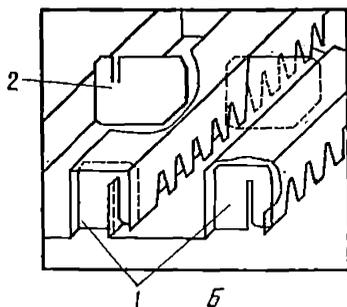
для высоты пенного слоя

$$\frac{gh}{\omega^2} = 0,0545 \frac{\omega_{\Gamma}}{\omega_{\text{ж}}} \left(\frac{L}{G}\right)^{0,5} \left(\frac{F_0}{F_{\Gamma}}\right)^{0,5} \left(\frac{1}{d_0}\right)^{0,66}, \quad (\text{IX.85})$$

где ΔP — перепад давления на тарелке; ω_{Γ} — скорость газа в полном сечении; $\omega_{\text{ж}}$ — скорость жидкости в полном сечении; F_0 , F_{Γ} — площадь сечения отверстий и тарелки; d_0 — диаметр отверстий; L , G — массовые скорости жидкости и газа; h — высота пенного слоя на тарелке.



А



Б

Рис. 137. Общий вид тарелок Юнифлокс (А) и конструкция колпачков (Б)

Соотношения (IX.84), (IX.85) справедливы для следующих пределов изменения параметров: $\omega_{\Gamma} = 0,32-2,11$ м/с; $L/G = 0,26-4,41$; $F_0/F_{\Gamma} = 0,072-0,20$; $1/d_0 = 151-500$.

3. Тарелки Юнифлокс (Uni-flox) получили широкое распространение в нефтяной и химической промышленности. Конструкция тарелки приведена на рис. 137.

Тарелки Юнифлокс собираются из стандартных штампованных S-образных элементов, снабженных трапециевидными прорезями, соединяющимися между собой при помощи концевых 1 и промежуточных 2 пластин (рис. 137). В колоннах диаметром до 5 м никаких промежуточных опор не требуется; при диаметре более 5 м устанавливается одна промежуточная опора. Площадь для прохода пара в тарелках Юнифлокс в

2—4 раза больше, чем в колпачковых тарелках обычной конструкции. Жидкость перетекает на нижележащую тарелку по сливным сегментам. Пар проходит через прорези в направлении течения жидкости, что содействует движению последней, уменьшает разность уровней на тарелке и понижает сопротивление движению пара. Тарелки Юнифлокс, как и тарелки других типов, изготавливаются одно- или многосекторными. Односекторные тарелки обычно используются в колоннах небольшого диаметра, а многосекторные — в колоннах большого диаметра.

Для определения сопротивления орошаемой тарелки принято рассматривать общий перепад давления на тарелке как сумму перепадов давления на сухой тарелке ΔP_{Γ} , в слое газо(паро)-жидкостной эмульсии $\Delta P_{\text{эм}}$, а также перепадов давления, обусловленных движением

жидкости на тарелке ΔP_d , и градиентом уровня жидкости ΔP_H :

$$\Delta P_{г-ж} = \Delta P_{г} + \Delta P_{эм} + \Delta P_d + \Delta P_H. \quad (IX.86)$$

Значения отдельных слагаемых в уравнении (IX.86) в мм вод. ст. могут быть рассчитаны по уравнениям: перепад давления на сухой тарелке

$$\Delta P_{г} = 0,306 \omega_0^2 \gamma_{г}, \quad (IX.87)$$

где ω_0 — скорость газа (пара) в свободном сечении на входе в тарелку, м/с; $\gamma_{г}$ — удельный вес газа (пара);

перепад давления в слое газо-жидкостной эмульсии

$$\Delta P_{эм} = \varphi h_s, \quad (IX.88)$$

где h_s — открытая высота прорезей S-образных элементов, мм; φ — коэффициент аэрации жидкости.

Перепад давления через орошаемую тарелку ΔP_d складывается из статического давления $h_{ст}$ (статическая глубина погружения может быть принята равной высоте сливной перегородки $h_{с.п}$) и перепада, обусловленного слоем жидкости над сливной перегородкой h_1 :

$$\Delta P_d = h_{с.п} + h_1. \quad (IX.89)$$

Высота уровня жидкости над сливным порогом может быть рассчитана по уравнению

$$h_1 = 2,8 L_1^{2/3}, \quad (IX.90)$$

где L_1 — нагрузка колонны по жидкости, отнесенная к длине сливной перегородки, м³/ч·м.

Для определения градиента уровня жидкости на тарелке Δ было предложено уравнение

$$\Delta^{1,5} + 16,4 L_1^{2/3} \Delta^{0,5} = L_1 N_p / c_d, \quad (IX.91)$$

где N_p — число рядов S-образных элементов; c_d — коэффициент расхода, зависящий от движения жидкости и фактора F_s ; $F_s = \omega_{п} \gamma_{г}^{0,5}$. При $F_s = 6,57$ коэффициент расхода определяется по уравнению

$$c_d = L_1 N_p^{0,5} \gamma (125 L_1^{2/3} \Delta^{0,5} + 2,21 \Delta^{3/2}). \quad (IX.92)$$

Зависимость коэффициента c_d от расхода жидкости приведена на рис. 138. Перепад давления, обусловленный градиентом уровня жидкости на тарелке, рассчитывается по уравнению

$$\Delta P_H = 0,5 \Delta. \quad (IX.93)$$

Рабочий интервал изменения нагрузок колонны по газу (пару) определяется верхней и нижней допустимыми нагрузками колонны. Верхняя допустимая нагрузка колонны по газу (пару) определяется по уравнению

$$Q_{max} = 3600 f_T \dot{F}_s \gamma_{г}^{-0,5}, \quad (IX.94)$$

где f_T — общая площадь тарелки, м².

Допустимая скорость газа (пара) в полном сечении колонны w_{Π} рассчитывается по уравнению

$$w_{\Pi} = F_s \gamma_r^{-0,5}.$$

Фактор F_s определяют, задаваясь расстоянием между тарелками H_T (рис. 139). При выборе расстояния между тарелками необходимо учитывать, что при $F_s < 0,5$ гидродинамический режим работы та-

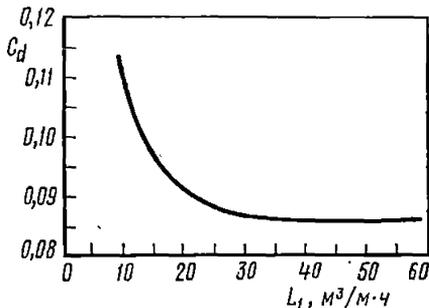


Рис. 138. Зависимость коэффициента расхода c_d от нагрузки колонны по жидкости

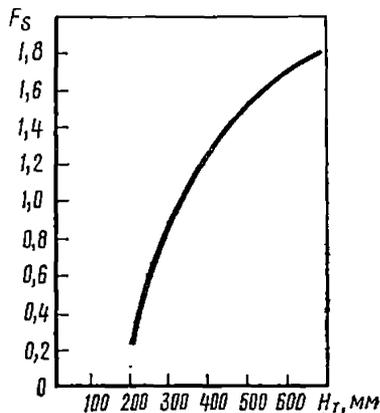


Рис. 139. Зависимость фактора нагрузки от расстояния между тарелками

релки становится неустойчивым. Нижняя допустимая нагрузка колонны по газу (пару) определяется по уравнению ($\text{м}^3/\text{ч}$)

$$V_{r_{\min}} = 1800 f_T \gamma_r^{-0,5}. \quad (\text{IX.95})$$

Площадь тарелки можно оценить по заданной нагрузке колонны по газу и максимально допустимой скорости газа (пара) в полном сечении колонны:

$$f_T = V_r / 3600 w_{\Pi}, \quad (\text{IX.96})$$

где V_r — нагрузка колонны по газу (пару), $\text{м}^3/\text{ч}$.

Максимальная нагрузка тарелок достигается при резком возрастании сопротивления вблизи захлебывания, когда высота пены достигает величины, большей $2/3$ расстояния между тарелками. При этом резко возрастает пульсация на тарелках. Плотность пены на тарелках изменяется в пределах от 0,4 до 0,8 от плотности жидкости. Унос постепенно увеличивается от 1 до 10%, после достижения 10% наблюдается его резкое возрастание. Точка захлебывания соответствует резкому возрастанию уноса.

5. Клапанные тарелки

Клапанные тарелки представляют собой тарелки с переменным проходным сечением для газа (пара), которое меняется с изменением нагрузки колонны по газу. Клапаны представляют собой крышки той или

ной конструкции, прикрывающие отверстия на тарелке под действием собственного веса. При увеличении нагрузки колонны по газу (пару) клапан поднимается и свободное сечение для прохода газа возрастает. Рассмотрим некоторые конструкции клапанных тарелок.

Одна из конструкций показана на рис. 140. Тарелка имеет прорезы *1* прямоугольной формы, которые перекрываются L-образными пла-

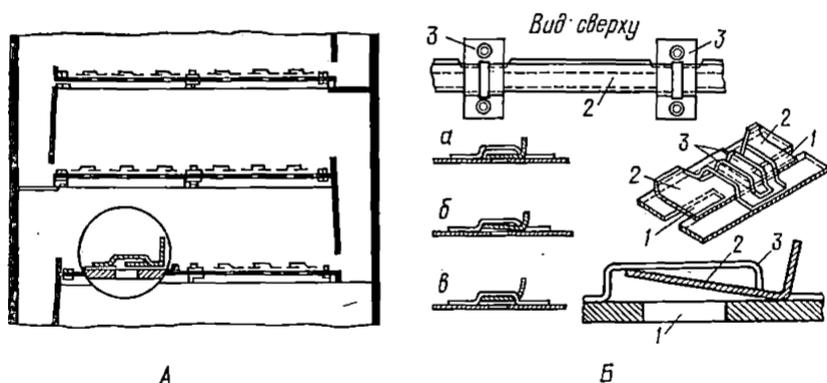


Рис. 140. Общий вид (А) и детали клапанной тарелки (Б)

стинчатыми клапанами *2*, удерживаемыми скобками *3*. В нерабочих условиях клапан *2* под действием собственного веса закрывает прорезь (рис. 140, *а*), в рабочих условиях поток пара или газа заставляет приподняться более легкую часть клапана *2* (рис. 140, *б*), газ или пар проходит в образовавшуюся щель и контактирует с жидкостью на тарелке, инжестируя ее в направлении движения к сливному ста-

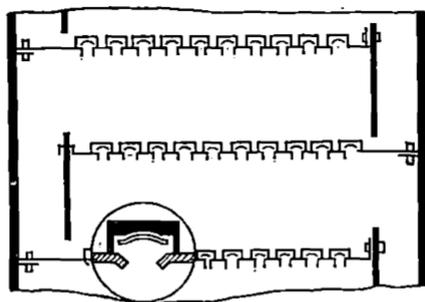


Рис. 141. Схема тарелки со свободными дисковыми клапанами

кану или сегменту. При дальнейшем возрастании нагрузки по газу или пару клапан *2* полностью поднимается (140, *в*).

На рис. 141 показан разрез колонны со свободными дисковыми клапанами (тарелки «Флекситрей»).

Конструкция дискового клапана с ограничителем и сама тарелка показаны на рис. 142.

На рис. 143 представлена принципиальная схема так называемого клапана «Глич» в рабочем и нерабочем состоянии. Степень открытия клапанов от скорости пара находится в следующей зависимости:

Степень открытия клапана, % . . .	0	40	80	100
Скорость пара (от максимальной), %	10	25	50	100

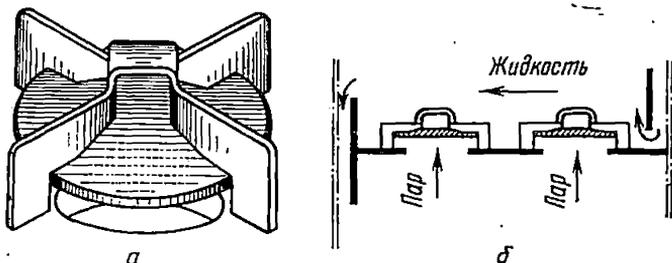


Рис. 142. Конструкция дискового клапана с ограничителем (а) и схема тарелки (б)

В промышленности используются колонны с клапанными тарелками такого типа диаметром до 12 м. В зависимости от диаметра колонны клапанные тарелки выполняются как одно-, так и многосекторными. Рекомендуются использовать односекторные тарелки при диаметре колонны не больше 1800 мм, двухсекторные — при диаметре от 1800 до 2700 мм, трехсекторные — при диаметре от 2700 до 3600 мм и четырехсекторные — при диаметре свыше 3600 мм.

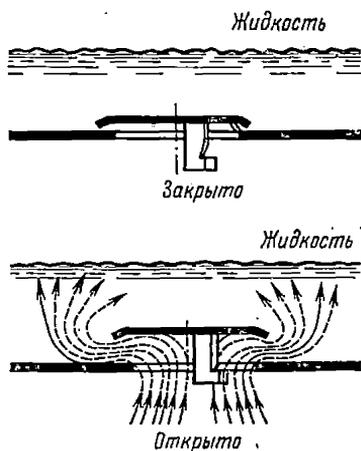


Рис. 143. Схема работы тарелки с клапаном типа «Глич»

Конструктивные особенности клапанных тарелок позволяют сохранять высокую интенсивность массопередачи почти во всем допустимом интервале изменения нагрузок колонны при приблизительном постоянстве сопротивления тарелок.

Массообменные аппараты с клапанными тарелками эксплуатируются как абсорберы, отпарные и ректификационные колонны. К.п.д. клапанных тарелок выше к.п.д. обычных

колпачковых тарелок и довольно стабилен. Съем продукции с единицы объема таких колонн также значительно выше.

Гидравлический расчет клапанных тарелок сводится к следующему:

Общий перепад давления на тарелке рассматривается как сумма пере-

падов на сухой тарелке ΔP_{Γ} и в жидкости $\Delta P_{\text{ж}}$:

$$\Delta P_{\Gamma-\text{ж}} = \Delta P_{\Gamma} + \Delta P_{\text{ж}}. \quad (\text{IX.97})$$

Зависимость сопротивления сухих и орошаемых тарелок типа «Глич» от нагрузок колонны по газу и по жидкости показана на рис. 144. Кривые сопротивления клапанных тарелок имеют более пологий ход, чем кривые сопротивления для других типов тарелок. Сопротивление сухой тарелки, как видно из рис. 144, изменяется с нагрузкой колонны по газу неравномерно. Поэтому зависимость

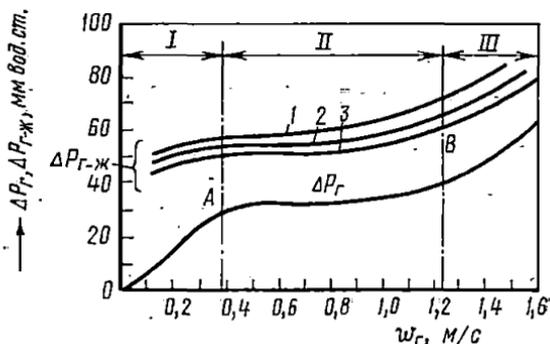


Рис. 144. Зависимость сопротивления клапанных тарелок от нагрузок колонны по газу и жидкости:

I — клапан закрыт; *II* — клапан частично открыт; *III* — клапан полностью открыт; 1 — $L=1,5$ м³/ч; 2 — $L=3$ м³/ч; 3 — $L=6$ м³/ч

сопротивления сухой тарелки от скорости газа трудно представить одним уравнением. Кривую сопротивления можно разделить на три области: область *I*, соответствующая изменению скорости газа до точки *A*; область *II*, соответствующая изменению скорости газа от точки *A* до точки *B*; и область *III*, соответствующая изменению скорости газа от точки *B* до максимальных значений. Сопротивление сухой тарелки для каждой из областей рассчитывается по различным уравнениям. Нижний предел скорости газа $\omega_{\Gamma-I-II}$ (м/с), соответствующий точке *A*, определяется уравнением

$$\omega_{\Gamma-I-II} = \sqrt{\frac{\xi_2}{\xi_1} \frac{m_{\text{кв}} g}{\gamma f_0}}, \quad (\text{IX.99})$$

где $m_{\text{к}}$ — вес клапана; f_0 — площадь сечения отверстия в тарелке под клапан; ξ_1 , ξ_2 — коэффициенты сопротивления: $\xi_1 = 3500 \cdot (A_{\text{кв}}/A_0)^{-1,2}$; $\xi_2 = 6,71 \cdot (A_0/A_{\text{к}})^{-2,49} e^{5,91(A_0/A_{\text{к}})}$; $A_{\text{кв}}$ — общая площадь проходного сечения при начальном открытии всех клапанов, м²; A_0 — общая площадь отверстий в тарелках (под клапаны), м²; $A_{\text{к}}$ — общая площадь проходного сечения всех клапанов, м².

Верхний предел скорости газа (м/с), соответствующий точке *B*, определяется уравнением

$$\omega_{rII-III} = 0,9 \sqrt{\frac{\xi_2}{\xi_4 - \xi_3} \frac{m_{\kappa g}}{\gamma r f_0}}, \quad (IX.100)$$

где ξ_3, ξ_4 — коэффициенты сопротивления, определяемые уравнениями

$$\xi_3 = 920 (A_{\kappa \max} / A_0)^{-2,95}, \quad (IX.101)$$

$$\xi_4 = 2160 (A_{\kappa \max} / A_0)^{-0,8}. \quad (IX.102)$$

Верхняя и нижняя предельно допустимые скорости газа в отверстиях тарелки $\omega_{r \max}$ и $\omega_{r \min}$ определяются по уравнениям:

верхняя предельно допустимая скорость (м/с)

$$\omega_{r \max} = 1,30 \omega_{rII-III} = 1,15 \sqrt{\frac{\xi_2}{\xi_4 - \xi_3} \frac{m_{\kappa g}}{\gamma r f_0}};$$

нижняя предельно допустимая скорость

$$\omega_{r \min} = 0,9 \omega_{rII-III} = 0,9 \sqrt{\frac{\xi_2}{\xi_1} \frac{m_{\kappa g}}{\gamma r f_0}}. \quad (IX.103)$$

Сопротивление сухой тарелки (мм вод. ст.) для областей I—III рассчитывается по уравнениям:

область I (при закрытом клапане)

$$\Delta P_{rI} = \frac{\xi_1}{g} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{\text{ж}}} \right) \left(\frac{v_r}{3600 A_0} \right)^2, \quad (IX.104)$$

где $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости, кг/м³, v_r — нагрузка колонны по газу, м³/ч;

область II (при частично открытом клапане)

$$\Delta P_{rII} = \xi_2 \left(\frac{m_{\kappa}}{f_0 \gamma_{\text{ж}}} \right) + \frac{\xi_2}{g} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{\text{ж}}} \right) \left(\frac{v_r}{3600 A_0} \right); \quad (IX.105)$$

область III (при полностью закрытом клапане)

$$\Delta P_{rIII} = \frac{\xi_4}{g} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{\text{ж}}} \right) \left(\frac{v_r}{3600 A_0} \right). \quad (IX.106)$$

Гидравлическое сопротивление жидкости на тарелке (мм вод. ст.) определяется по уравнениям:

для областей II—III

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0,27 (A_0 / F_{\text{T}})^{-0,25} h_{\text{с.п}}^{0,85} L_{\text{ак}}^{0,35}, \quad (IX.107)$$

где $h_{\text{с.п}}$ — высота сливной перегородки, мм; F_{T} — площадь тарелки, м²; $L_{\text{ак}}$ — нагрузка колонны по жидкости, отнесенная к активной поверхности тарелки, м/ч. Площадь тарелки $A_{\text{ак}}$, занятая клапанами по углам равностороннего треугольника, определяется по уравнению

$$A_{\text{ак}} = 1,1 (t / d_{\kappa})^2 A_{\text{п}}, \quad (IX.108)$$

где t — расстояние между центрами клапанов; d_{κ} — диаметр клапана; $A_{\text{п}}$ — площадь тарелки, занятая между клапанами и краями тарелки и сливным порогом. Площадь тарелки определяют по уравнению

$$F_T = 1,2 (2A_c + A_{ак}), \quad (IX.109)$$

где A_c — сечение сливного сегмента.

Сечение сливного сегмента определяют вначале ориентировочно, задавая допустимой скоростью жидкости в сегменте (порядка 0,1 м/с), а затем уточняют, устанавливая фактическое время пребывания жидкости в сливном сегменте, которое должно быть не менее 5 с. Расстояние между тарелками H_T принимают равным удвоенной высоте слоя газо-жидкостной эмульсии в сливном сегменте H_c : $H_T = 2H_c$.

Высоту слоя газо-жидкостной эмульсии в сливном сегменте определяют по уравнению

$$H_c = (\Delta P_{г-ж} + h_{с.п} + h_1 + \Delta) / c, \quad (IX.110)$$

где c — коэффициент, который зависит от газосодержания газо-жидкостной эмульсии и ее вспениваемости. Приблизительно значение c может быть принято 0,5—0,8.

Для области I вводится эмпирический корректирующий множитель, учитывающий влияние нагрузки колонны по газу:

$$\Delta P_{ж_1} = 0,65 \cdot 1,2^{-w_0} (A_0/A_T)^{-0,25} h_{с.п}^{0,85} L_{ак}^{0,35}. \quad (IX.111)$$

Уравнение (IX.111) может использоваться лишь как ориентировочное, поскольку в области I гидродинамический режим работы тарелки отличается большой неустойчивостью и сопротивление ее сильно колеблется. Однако это не имеет большого и практического значения, так как колонны с клапанными тарелками практически не работают в области II.

Высота сливного порога в большинстве случаев может приниматься равной 50 мм. При ректификации под вакуумом ее рекомендуется уменьшать до 12,5 мм, а при осуществлении химических процессов (когда необходимо большое время пребывания) увеличивать до 150 мм. Длина сливного порога для клапанных тарелок определяется так же, как для колпачковых. Однако длина сливного порога не должна быть меньше половины диаметра тарелки и больше 0,85 диаметра тарелки.

Достоинства клапанных тарелок: 1) высокие относительные скорости газа и жидкости, обуславливающие высокую интенсивность массообмена; 2) низкий перепад давления на сухой тарелке; 3) устойчивость рабочего режима в широком интервале изменения нагрузок по газу. (Отношение максимальной нагрузки к минимальной достигает 8.) В последнее время клапанные тарелки получают все большее распространение.

6. Организация регулярно вращающегося двухфазного потока в контактных устройствах

Для интенсификации процессов разделения в тарельчатых колоннах в последнее время И. П. Слободяником были предложены тарелки с регулярно вращающимся двухфазным потоком. Один из вариантов такой тарелки представлен на рис. 145.

Газ (пар), поступающий со скоростью w_r , совершает на тарелке сложное трехмерное винтообразное движение вверх. Жидкость совершает двухмерное радиально-кольцевое движение от центра к периферии в горизонтальной плоскости. Наиболее простой конструкцией является струйная тарелка, выполненная в виде диска с выштампованными арочными прорезями и тангенциально направленными осями.

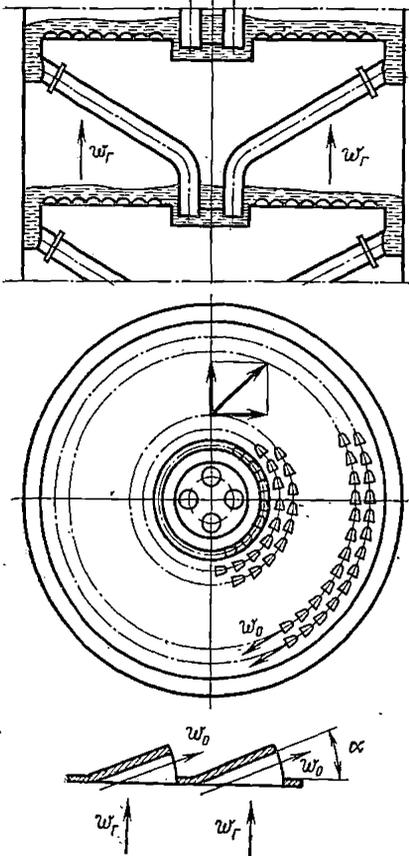


Рис. 145. Схема потоков фаз на струйной тарелке с регулярно вращающимся потоком

При выходе газа из прорезей со скоростью w_0 с тангенциально направленными осями под углом α к горизонтали образуется вращающийся газовый поток на тарелке, который увлекает жидкость, поступающую в центральный приемный стакан. В результате организуется вращающийся двухфазный поток: газ совершает вращательное винтообразное движение вверх под верхнюю тарелку, а жидкость — в горизонтальной плоскости радиально-кольцевое движение от центра к периферии, сливается в кольцевой карман и по сливным трубам в центр нижней тарелки. В зависимости от геометрических параметров тарелки, свойств фаз и соотношения их объемных скоростей наблюдается три гидродинамических режима работы тарелки: барботажный режим, когда кинетической энергии газовых струй недостаточно для раскручивания жидкости; переходный режим — начало раскручивания жидкости и струйный режим в условиях регулярного вращения газожидкостного слоя на тарелке. В поле центробежных сил происходит тесный контакт

и четкое разделение фаз, повышаются допустимые скорости фаз по сравнению с барботажным режимом работы, в результате чего увеличивается производительность тарелки.

В условиях регулярного вращения двухфазного потока на тарелке газовая фаза является сплошной, а жидкая — дисперсной фазой. Жидкость выносится тангенциально направленными струями газа, получая от газа дополнительные приращения окружной скорости на всем пути

движения от центра к периферии. Так как жидкость совершает радиально-кольцевое движение в горизонтальной плоскости, то следует рассматривать только горизонтальную составляющую скорости газовых струй с учетом угла подъема оси прорези α .

Модель идеального вытеснения по обеим фазам при полном перемешивании жидкости по высоте газо-жидкостного слоя достаточно точно описывает действительную картину массообмена на тарелке в условиях регулярного вращения газо-жидкостного слоя.

Эффективность струйных тарелок с вращающимся потоком по сравнению с колпачковыми тарелками при сопоставимых условиях выше примерно на 25%. При этом производительность по сравнению с колпачковыми тарелками выше более чем в 2 раза, а гидравлическое сопротивление ниже в 2—3 раза при сопоставимых условиях.

7. Секционирование потоков в контактных устройствах

Организация секционирования потока на тарелке позволяет с увеличением числа зон приблизить модель тарелки к модели идеального вытеснения, так как каждая секция работает как ячейка идеального смешения. Примером реализации такого принципа может служить многосливная тарелка с двумя зонами контакта фаз (рис. 146), предложенная О. С. Чеховым. Тарелка 1 (ситчатая, клапанная или др.) разделена на секции перегородками 4. Перегородки в нижней части снабжены отверстиями или установлены с зазором к тарелке для обеспечения перераспределения жидкости между секциями.

В центральной зоне секций установлены переливные патрубки 2, нижняя часть которых снабжена отбойным диском 3, установленным с зазором к нижнему торцу переливного патрубка. Переливы могут быть как однощелевые, так и многощелевые. Размер кольцевой щели может быть от 3 до 20 мм. Жидкость по плато отдельного элемента движется от периферии к центру элемента. Переливаясь через сливную перегородку в перелив, она вытекает в виде плоской кольцевой струи под действием статического напора. Эта струя располагается в межтарельчатом объеме над

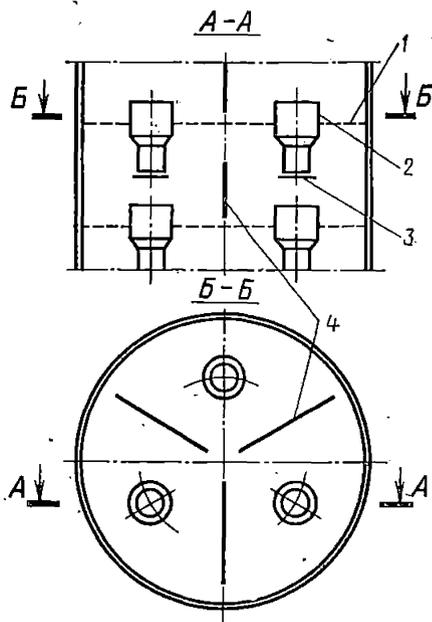


Рис. 146. Схема тарелки с двумя зонами контакта

барботажным слоем, и тем самым создается дополнительная зона контакта фаз. Создание двухщелевого перелива позволило существенно расширить диапазон устойчивой работы тарелки и повысить эффективность тарелки в целом. Такие тарелки обладают рядом преимуществ:

1) повышенной эффективностью благодаря созданию дополнительной зоны контакта фаз в межтарельчатом объеме; 2) увеличенной относительной рабочей площадью тарелки вследствие отсутствия переливного кармана; 3) увеличенной длиной переливной планки, что позволяет существенно повысить жидкостные нагрузки; 4) снижением поперечной неравномерности за счет секционирования плато тарелки перегородками; 5) достаточно высокой эффективностью при монтаже плато тарелки с заметными отклонениями от горизонтального положения, что достигается установкой в одной плоскости верхнего обреза переливных патрубков; 6) повышенными нагрузками по газу (пару) вследствие высокой сепарирующей способности дополнительной (пленочной) зоны контакта.

Указанные особенности конструкции позволяют создать тарелки с высокой пропускной способностью по жидкости до $160 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$, но в то же время возможно создание тарелок, работоспособных при нагрузке $8-10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$. Гидравлическое сопротивление тарелок находится на одном уровне с обычными конструкциями: ситчатыми, клапанными тарелками и может быть несколько снижено за счет создания тарелок с повышенным живым сечением, что возможно благодаря высокой сепарационной способности второй зоны контакта фаз. Гидравлическое сопротивление пленочной зоны невелико и составляет $1-4 \text{ мм вод. ст.}$ Эффективность тарелок, по Мерффри, по газовой фазе приблизительно около единицы, а для условий превалирующего сопротивления жидкой фазы эффективность $0,85-0,9$.

Представляет интерес модификация тарелки с продольно-поперечным секционированием при наличии нескольких переливов и приемных карманов, что позволяет создавать в объеме колонны каскад из пленок, перекрывающих поперечное сечение колонны.

8. Тарелки без переточных патрубков (колонны с провальными тарелками)

В отличие от тарельчатых ситчатых или решетчатых колонн колонны с провальными тарелками не имеют сливных стаканов (рис. 147) и жидкость попадает на нижележащую тарелку, проваливаясь через прорези в тарелках навстречу поднимающемуся пару. Жидкость, орошающая тарелку, распределяется по ней слоем, высота которого связана с перепадом давления парового потока. Через щели или отверстия на тарелке непрерывно проходят пар (снизу вверх) и жидкость (сверху вниз). В среднем на каждом участке тарелки устанавливается динамическое равновесие между количеством находящейся на ней жидкости и скоростью жидкостного и парового потоков. Отсутствие каких-либо перегородок на тарелке приводит при интенсивном барботаже к выравниванию высоты барботажного слоя на всех участках

ее. При диаметре 400—500 мм тарелка может быть выполнена из одного элемента, при большем диаметре она набирается из отдельных листов-секций, закрепленных через прокладки на каркасе или приваренных к нему.

Вместо параллельных щелей иногда делают круглые отверстия. Наконец, щели могут быть образованы укладкой в ряд или в виде спи-

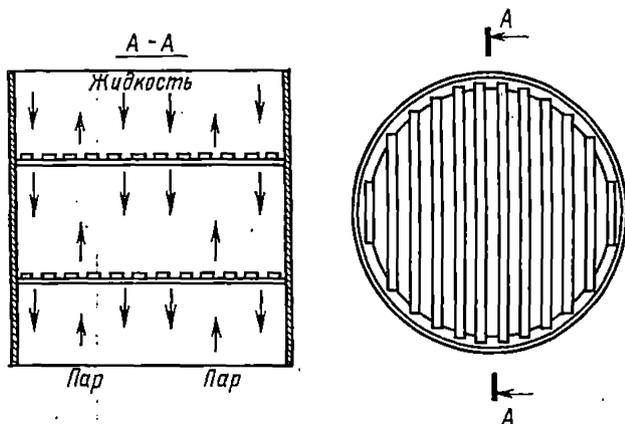


Рис. 147. Схема тарельчатой решетчатой колонны без переточных патрубков

рали круглых прутков или трубок. В последнем случае можно подводить или отводить тепло в процессе межфазного обмена. По трубкам может циркулировать охлаждающая жидкость или греющий пар. Расстояние между тарелками обычно составляет 250—400 мм, чаще всего 300 мм. Преимущества колонн: 1) простота устройства, 2) высокая пропускная способность.

Гидродинамика тарелок. На рис. 148 приведена зависимость сопротивления сухой и орошаемой провальной тарелки от скорости газа. В зависимости от скоростей потоков жидкости и газа на провальных тарелках возникают различные гидродинамические режимы.

Режим первый I (рис. 148) можно определить как «режим смоченной тарелки». Он возникает при низких скоростях газа и жидкости. Жидкость контактирует с газом только на поверхности пленки. Сопротивление тарелки в этом режиме при постоянном орошении изменяется примерно пропорционально квадрату скорости газа (рис. 148). При различном орошении сопротивление тарелки в логарифмических координатах выражается в виде прямых, параллельных сопротивлению сухой тарелки и расположенных тем выше, чем больше орошение.

Количество жидкости на тарелке в режиме смоченной тарелки незначительно. Этот режим существует до некоторой критической скорости газа, при которой силы трения газа о стекающую жидкость возрастают настолько, что образуют на тарелке слой жидкости («подвисяние»). Скорость газа при этом зависит от геометрии тарелки и ве-

личины орошения. Критические точки, после которых возникает подвисяние жидкости, определяются как «точки подвисяния».

Режим второй II (рис. 148) работы решетчатой тарелки, определяемый как «барботажный» режим, возникает после точки подвисяния жидкости и сопровождается повышением сопротивления. В этом режиме происходит барботаж газа через слой, образовавшийся

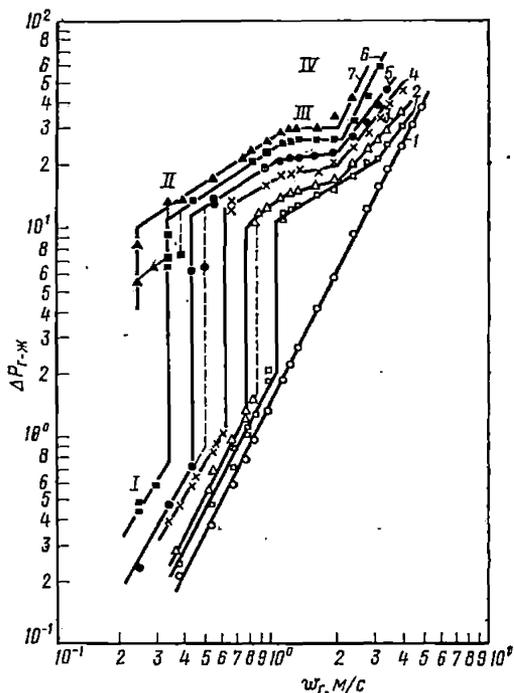


Рис. 148. Зависимость сопротивления сухой и орошаемой решетчатой тарелки с шириной шага 3 мм от скорости газа в полном сечении колонны:

1 — сухая тарелка; 2 — $L=1650$ кг/м²·ч; 3 — $L=3780$ кг/м²·ч; 4 — $L=8060$ кг/м²·ч; 5 — $L=11200$ кг/м²·ч; 6 — $L=16000$ кг/м²·ч; 7 — $L=21100$ кг/м²·ч

на тарелке, причем можно различить зону относительно чистой жидкости с проходящими через нее пузырьками и над ней зону пены. С ростом скорости газа при постоянном орошении первая зона постепенно уменьшается, пока вся жидкость не перейдет в состояние турбулизованной пены. Места прохождения газа и протекания жидкости через щели непрерывно меняются, но в среднем равномерно распределяются по всему сечению тарелки.

Сопротивление тарелки, высота слоя аэрированной жидкости и ее количество в барботажном режиме возрастают с увеличением скорости

газа при постоянном орошении. При увеличении орошения эти величины также увеличиваются. Повышение количества газа уменьшает долю свободного сечения для стекания жидкости, количество ее на тарелках возрастает и увеличивается частота образования пузырьков, газа; вся жидкость на тарелке постепенно переходит в состояние «пены».

В начале барботажного режима при подвисании жидкости наблюдается своеобразный «гистерезис». При этом образование слоя жидкости на тарелке происходит при больших скоростях газа, чем при исчезновении этого слоя («провале»). Чтобы образовать слой жидкости, нужна большая энергия газового потока, чем та, которая необходима для удержания уже образовавшегося слоя на тарелке. Поэтому если при скорости газа, меньшей скорости «подвисяния», на тарелку подать сразу жидкость, то может образоваться слой ее. Поэтому целесообразно до скоростей подвисяния в качестве распределительной тарелки устанавливать тарелку большего свободного сечения, чем рабочая. В этом случае подвисяние жидкости происходит при более высоких скоростях газа, чем при работе с одинаковыми распределительными и рабочими тарелками (пунктирные линии на рис. 148). Барботажный режим заканчивается, когда вся жидкость на тарелке перейдет в состояние высокоотурбулизованной пены.

Режим третий III (рис. 148) — режим аэрации, или режим эмульгирования, возникает после барботажного режима. Переход от барботажного режима к режиму эмульгирования характеризуется точкой инверсии фаз. В пределах этого режима сопротивление тарелки и высота слоя аэрированной жидкости с увеличением скорости газа при постоянном орошении возрастают незначительно, количество же жидкости на тарелке иногда даже несколько снижается. В этом режиме доля сечения щелей, занятая жидкостью, остается примерно постоянной. Это приводит к тому, что увеличивается частота образования пузырьков или их размеры.

Режим четвертый IV (рис. 148) — факельный режим — возникает после режима аэрации, когда скорость газа в щелях настолько возрастает, что отдельные пузырьки его начинают сливаться в струи. Струи газа, проходя то в одном, то в другом месте тарелки, приводят слой аэрированной жидкости в колебательное движение. В этом режиме резко изменяется характер протекания жидкости через щели тарелки. Если при низких скоростях жидкость протекала в среднем равномерно через все щели в виде «дождя», то, начиная с образования волн, она протекает порциями то в одном, то в другом месте тарелки, соответствующем перемещающейся впадине волны. Кроме того, для этого режима характерно возникновение интенсивного уноса капель жидкости на вышерасположенную тарелку.

В конце волнового движения жидкости наступает «захлебывание» колонны, когда прекращается протекание жидкости через щели тарелки, мгновенно возрастает количество жидкости, высота пены, сопротивление тарелки и жидкость начинает выбрасываться с тарелки.

Оптимальными скоростями с точки зрения массообмена должны быть скорости потоков, соответствующие точке инверсии фаз, так

как именно в этой точке поверхность межфазного контакта становится наибольшей. Рабочей же областью следует считать интервал скоростей потоков, который включает два режима: барботажный и эмульгирования.

Однако не всегда представляется возможным четко разграничить эти режимы. Так, изменение количества орошаемой жидкости сильно влияет на скорость подвисяния и мало на скорость инверсии. Поэтому скорости подвисяния по абсолютному значению могут оказаться большими, чем скорости инверсии. Тогда возникающий при подвисянии слой жидкости сразу приобретает вид высоко турбулентной пены и барботажный режим отсутствует. При этом возрастание сопротивления тарелки с увеличением скорости газа при постоянном орошении более резкое, чем при обычном режиме аэрации, и выражается в логарифмических координатах в виде прямой линии вплоть до скоростей «захлебывания» колонны $L = 1650 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч}$ (рис. 148).

Границы существования режимов могут также изменяться от волнообразований в жидкости, зависящих от размеров колонн. Существует некоторый критический диаметр тарелки, ниже которого влияние стенок колонны становится столь незначительным, что результаты, полученные на установках меньшего диаметра, чем критический, не воспроизводятся в колоннах больших размеров.

Гидравлический расчет тарелок. Число щелей, приходящихся на одну тарелку, рассчитывают по уравнению

$$\frac{0,785D^2F_c}{100lb} = X = \frac{1}{n} (\sqrt{n^2-1} + \dots + \sqrt{n^2 - (n^2 - 1)}), \quad (\text{IX.112})$$

где D — диаметр колонны, м; F_c — свободное сечение тарелки, м²; b — ширина щели, м; l — длина щели, расположенной по диаметру тарелки, м; n — число щелей. Общую длину l_0 всех щелей определяют из соотношения

$$l_0 = \pi D^2 F_c / 4b. \quad (\text{IX.113})$$

Шаг между щелями вычисляют по формуле

$$l/n = c+b, \quad (\text{IX.114})$$

где c — ширина промежутка между соседними щелями, м.

Решение уравнения (IX.112) относительно числа щелей приведено в табл. 11.

Применительно к решетчатым тарелкам сопротивление при движении однофазного потока может быть выражено

$$\Delta P_r = \xi_{\text{тр}} \frac{\delta_r}{d_s} \frac{\omega^2 \gamma}{2g} \quad (\text{IX.115})$$

где ΔP_r — сопротивление тарелки; $\xi_{\text{тр}}$ — коэффициент трения, рассчитываемый для щелей или отверстий; δ_r — толщина тарелки, м; d_s — эквивалентный диаметр тарелки, м; ω — скорость потоков в щелях тарелки, м/с; γ — удельный вес потока.

В соответствии с определением фактора гидродинамического со-

Таблица 11

Число щелей решетчатых тарелок

n	X	n	X	n	X
1	0,000	11	8,042	21	15,915
2	0,866	12	8,832	22	16,713
3	1,688	13	9,620	23	17,500
4	2,498	14	10,411	24	18,287
5	3,296	15	11,200	25	19,074
6	4,093	16	11,982	26	19,860
7	4,887	17	12,776	27	20,648
8	5,679	18	13,564	28	21,432
9	6,471	19	14,352	29	22,219
10	7,257	20	15,138	30	23,005

стояния двухфазной системы f сопротивление орошаемой провальной тарелки определяется по зависимости

$$\Delta P_{\Gamma-Ж} = \Delta P_{\Gamma}(1 + f). \quad (\text{IX.116})$$

Фактор f подсчитывается в соответствии с режимом по одному из уравнений:

для барботажного режима

$$f = 90 \left(\frac{\delta_{\Gamma}}{b} \right)^{1,5} \left(\frac{L}{G} \right)^{0,52} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{Ж}} \right)^{0,26}; \quad (\text{IX.117})$$

для режима эмульгирования

$$f = 2,5 \cdot 10^3 \left(\frac{L_{\text{ст}}}{L} \right)^{1,7} \left(\frac{L}{G} \right)^2 \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{Ж}} \right); \quad L_{\text{ст}} = 8060 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч}; \quad (\text{IX.118})$$

для факельного режима

$$f = \frac{9}{F_c} \left(\frac{D_{\text{ст}}}{D} \right)^{1,5} \left(\frac{L}{G} \right)^{0,82} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{Ж}} \right)^{0,41}; \quad D_{\text{ст}} = 100 \text{ мм}; \quad (\text{IX.119})$$

для точки подвисяния (для тарелок диаметром ≤ 114 мм) при

$$\left(\frac{L}{G} \right)^2 \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{Ж}} \right) > 10^{-3}$$

$$f = 160 \left(\frac{a_{\text{ст}}}{a} \right)^3 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,82} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{Ж}} \right)^{0,41}; \quad a_{\text{ст}} = 3 \text{ мм}; \quad (\text{IX.120})$$

для точки инверсии фаз

$$f = 63 \left(\frac{a_{\text{ст}}}{a} \right)^3 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,52} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{Ж}} \right)^{0,26}. \quad (\text{IX.121})$$

Линейная скорость газа в точке подвисяния для тарелок диаметром ≥ 120 мм и для тарелок меньшего диаметра при значениях

$\left(\frac{L}{G}\right)^3 \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}}\right) < 10^{-3}$ рассчитываются по уравнению

$$\lg \left[\frac{\omega^2}{g F_c^2 b} \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{в}}}\right)^{0,16} \right] = 0,70 - 1,75 \left(\frac{L}{G}\right)^{1/4} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{1/8}. \quad (\text{IX.122})$$

Для других режимов используется уравнение

$$\lg \left[\frac{\omega^2}{g F_c^2 b} \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{в}}}\right)^{0,16} \right] = 1,0 - 2,45 \left(\frac{L}{G}\right)^{1/4} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{1/8}, \quad (\text{IX.123})$$

где $\mu_{\text{в}}$ — вязкость воды при 20° С.

§ 2. Насадочные колонны

Наибольшей простотой устройства отличаются насадочные колонны, представляющие собой трубу с опорной решеткой под насадку, которая засыпается в колонну в беспорядке, навалом. В качестве насадки наиболее широко используются кольца, наружный диаметр которых равен их высоте. При таком соотношении размеров получается наиболее компактная укладка (максимальное количество штук в 1 м³ засыпки). Кольца могут быть выполнены из керамики, фарфора, стальных трубок и т. п.

В насадочных колоннах газ, пар или легкая жидкость (при экстракции) движутся снизу вверх навстречу стекающей жидкости. При малых скоростях потоков основной контакт между фазами осуществляется на смоченной поверхности насадки, при больших скоростях — в свободном объеме насадки. В последнем случае целесообразно использовать так называемые эмульгационные насадочные колонны.

1. Сопротивление сухих насадок

Насадка характеризуется линейными размерами, удельной поверхностью и свободным объемом F_c . Наиболее типичной насадкой являются так называемые кольца Рашига, представляющие собой полые цилиндры, высота которых равна наружному диаметру (рис. 149). Наиболее широко используются кольца Рашига следующих размеров (мм): 8×8×1,5; 10×10×1,5; 15×15×2; 25×25×3; 35×35×4; 50×50×5. Удельная поверхность насадки a представляет геометрическую поверхность насадочных тел в 1 м³ и соответственно выражается в м²/м³. Так, например, для колец размеров 25×25×3 $a = 195$ м²/м³.

Свободный объем насадки F_c представляет объем пустот в 1 м³ и соответственно выражается в м³/м³. Свободный объем насадки численно совпадает со свободным сечением насадки и, соответственно может быть выражен в м²/м². Свободный объем насадки можно определить заполнением данного объема насадки водой. Отношение объема воды к объему, заполненному насадкой, — свободный объем. Так, напри-

мер, F_c для колец размером $25 \times 25 \times 3$ составляет $0,75 \text{ м}^3/\text{м}^3$. Характеристика кольцевой насадки приведена в табл. 12.

При движении газа (пара) через сухую насадку установлено три гидродинамических режима движения. Гидродинамический режим однофазного потока определяется числом Рейнольдса:

$$Re = \frac{\omega_r d_s \gamma_r}{F_c \mu_r g} = \frac{4 \omega_r \gamma_r}{g a \mu_r}, \quad (\text{IX.124})$$

где ω_r — скорость газа в полном сечении колонны, м/с.



Рис. 149. Насадка кольца Рашига

Скорость, выраженная как отношение ω_r/F_c , будет характеризовать скорость в самой насадке; она всегда больше, чем скорость в полном сечении колонны.

Насадка в колонне вызывает турбулизацию газового потока раньше, чем в гладких трубах, и поэтому критическое состояние наступает раньше при $Re \cong 40$. При $Re < 40$ обтекание насадки происходит без возникновения вихрей, в то время как при $Re > 40$ обтекание элементов вызывает появление в потоке вихрей. Сопротивление слоя насадки рассчитывается по уравнению перепада давления (III.144) с заменой d на так называемый эквивалентный диаметр насадки d_s (м), определяемый по следующему соотношению:

$$d_s = 4F_c/a. \quad (\text{IX.125})$$

Обобщенные зависимости между коэффициентами трения сухой насадки и числами Рейнольдса имеют следующий вид:

для области $Re < 80$

$$\xi_{тр} = 400/Re^{0,85}, \quad (\text{IX.126})$$

для области $80 < Re < 400$

$$\xi_{тр} = 70/Re^{0,45}, \quad (\text{IX.127})$$

Таблица 12

Характеристика кольцевой насадки (кольца Рашига)

Материал	Размеры, мм	Удельная поверхность a , $\text{м}^2/\text{м}^3$	Свободный объем F_c , $\text{м}^3/\text{м}^3$	Число штук в 1 м^3	Масса 1 м^3 насадки, кг
Керамика	5× 5×1,0	1000	0,62	4000×10 ³	900
	8× 8×1,5	550	0,65	1280×10 ³	850
	10× 10×1,8	440	0,69	700×10 ³	750
	12× 12×1,8	360	0,67	390×10 ³	800
	15× 15×2,0	310	0,71	210×10 ³	700
	20× 20×2,2	240	0,73	95×10 ³	650
	25× 25×3,0	195	0,75	46×10 ³	600
	30× 30×3,5	165	0,76	25×10 ³	570
	35× 35×4,0	135	0,78	185×10 ²	520
	50× 50×5,0	95	0,79	58×10 ²	500
	60× 60×6,0	78	0,78	3350	520
	60× 60×8,0	78	0,74	3300	630
	70× 70×7,0	72	0,78	2100	530
	80× 80×8,0	60	0,78	1530	535
	80× 80×10	60	0,77	1530	560
	100×100×10	44	0,81	750	450
	120×120×12	35	0,82	450	420
Сталь	8× 8×0,3	630	0,90	1500×10 ³	750
	10× 10×0,5	500	0,88	770×10 ³	950
	12× 12×0,5	400	0,90	440×10 ³	800
	15× 15×0,5	350	0,92	230×10 ³	660
	18× 18×0,5	300	0,92	120×10 ³	640
	25× 25×0,3	220	0,97	52×10 ³	240
	35× 35×1,0	160	0,93	19×10 ³	570
	50× 50×1,0	100	0,94	6500	430
	50× 50×1,2	100	0,93	6500	520
	70× 70×1,5	75	0,94	2300	440
	80× 80×1,5	65	0,96	1600	350
	100×100×1,5	48	0,96	750	310

для области $Re \geq 400$

$$\xi_{rp} = 16,5/Re^{0,2} \quad (\text{IX.128})$$

Для турбулентного режима движения газа, что является наиболее типичным для насадочных колонн, при $Re > 400$ после совместного решения (III. 444) и (IX.128) получаем расчетное уравнение для перепада давления в сухой насадке (мм вод. ст.):

$$\left(\frac{\Delta P}{l} \right)_r = 0,245 \frac{\omega_r^{1,8} \gamma_r^{0,8} a^{1,2} \mu_r^{0,2}}{F_c^3} \quad (\text{IX.129})$$

где ω_r — скорость газа в полном сечении колонны, м/с.

2. Гидродинамика двухфазных систем в насадочных колоннах

Визуальные наблюдения. Визуальные наблюдения за потоками в системах газ—жидкость и жидкость—жидкость производились на подкрашенных жидкостях; при исследовании систем пар—жидкость применялась стеклянная, прозрачная насадка, что позволило производить наблюдения без применения красителя.

Сопоставление наблюдаемых явлений как на прозрачной, так и на непрозрачной фарфоровой насадках показало полную идентичность

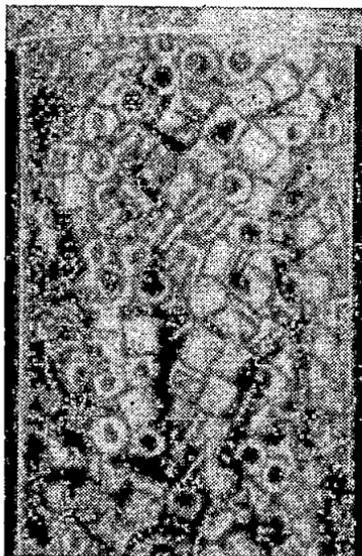


Рис. 150. Струйчато-пленочное движение в системе газ—жидкость. Насадка фарфоровые кольца $8 \times 8 \times 2$ мм; $L = 1000$ кг/м²·ч; $G = 1300$ кг/м²·ч

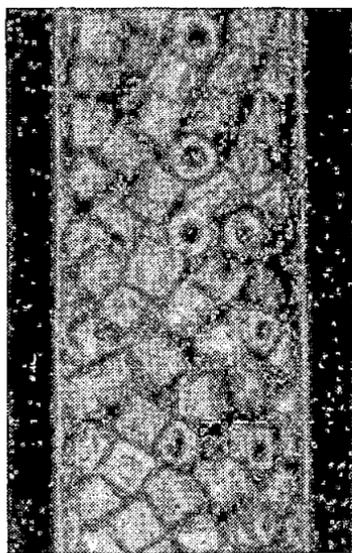


Рис. 151. Пленочно-струйчатое движение в системе вода—бензол. Насадка фарфоровые кольца $8 \times 8 \times 2$ мм; $w_c = 6$ м³/м²·ч; $w_d = 2$ м³/м²·ч

характера наблюдаемых потоков, что позволяет считать фотографии потоков верно отражающими явления, происходящие в насадке.

Визуальные наблюдения за потоками в насадочных колоннах показали, что при небольших скоростях потоков газа (пара) и жидкости стекающая жидкость накапливается в точках соприкосновения элементов насадки, на нижних поверхностях элементов до образования капель. Капли, достигнув определенного размера, соприкасаются с нижележащими элементами насадки, перетекают на них или отрываются и падают. При этом поднимающийся газ (пар) не вызывает видимого изменения в характере стекания жидкости.

При увеличении нагрузки колонны капельное стекание жидкости заменяется струйчато-пленочным. Пленка жидкости смачивает от-

дельные элементы насадки, причем значительная доля поверхности остается несмоченной. Противоточное движение газа (пара) при этом также не изменяет характера стекания жидкости (рис. 150). На рис. 150 пленка жидкости, покрывающая отдельные элементы насадки, зачернена. Аналогичная картина наблюдается при противоточном движении в насадке двух несмешивающихся жидкостей.

На рис. 151 представлена фотография потоков при диспергировании подкрашенной воды в бензол. Для системы жидкость—жидкость



Рис. 152. Турбулентное движение в системе газ—жидкость. Насадка фарфоровые кольца $8 \times 8 \times 2$ мм; $L = 5000$ кг/м²·ч; $G = 1300$ кг/м²·ч; $(\Delta P/l)_{г-ж} = 100$ мм вод. ст./м

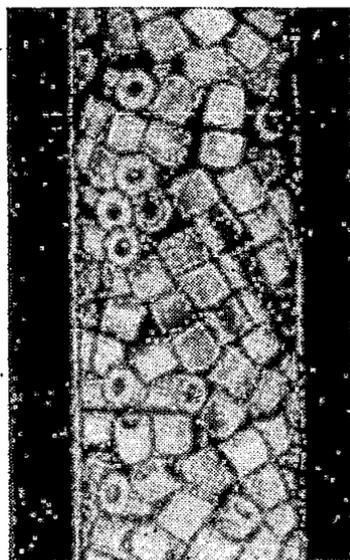


Рис. 153. Турбулентное движение в системе жидкость—жидкость. Насадка фарфоровые кольца $8 \times 8 \times 2$ мм; $\omega_с = 6$ м³/м²·ч; $\omega_д = 2,5$ м³/м²·ч

пленка образуется той жидкостью, которая имеет большое «сродство» к насадке, больше ее смачивает. Это явление особенно заметно на шероховатых, неглазурированных насадках. Если неглазурированную фарфоровую или керамическую насадку предварительно смочить водой и затем погрузить в растворитель, такой, как бензол, то вода останется прилипшей к насадке. Если же насадку предварительно смочить бензолом и затем погрузить в воду, вода быстро вытеснит бензол и образует пленку, подобную той, которая образуется в первом случае.

Если в колонну со смачиваемой насадкой, предварительно заполненную бензолом или иным органическим растворителем, подавать воду, то она не будет двигаться в виде капель, а образует пленку, которая течет по поверхности насадки; все промежутки между эле-

ментами насадки остаются заполненными бензолом. С другой стороны, если бензол (растворитель) вводить в колонну, заполненную водой, растворитель движется в виде капель или струй через свободное сечение насадки по извилистым кривым.

На рис. 152 кольца, окрашенные в темный цвет, указывают на струйчато-пленочный характер движения дисперсной фазы, при этом

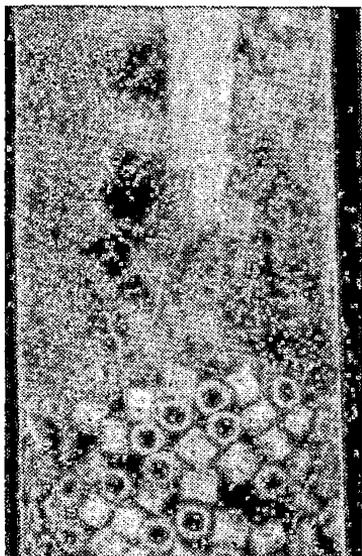


Рис. 154. Режим эмульгирования в системе газ—жидкость. Насадка фарфоровые кольца $8 \times 8 \times 2$ мм; $L = 9500$ кг/м²·ч; $G = 1300$ кг/м²·ч; $(\Delta P/l)_{г-ж} = 200$ мм вод. ст./м

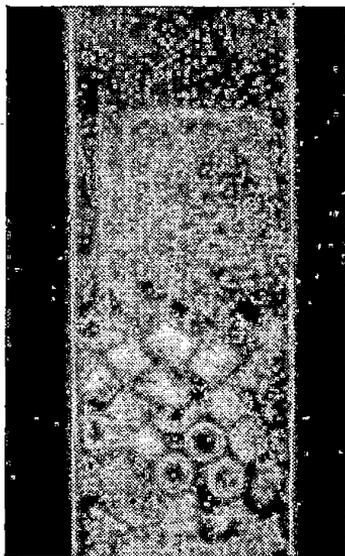


Рис. 155. Режим эмульгирования в системе жидкость—жидкость. Насадка фарфоровые кольца $8 \times 8 \times 2$ мм; $w_c = 6$ м³/м²·ч; $w_d = 3$ м³/м²·ч

так же, как и в системе газ—жидкость, не вся поверхность насадки служит поверхностью контакта. Контакт между фазами происходит на отдельных элементах насадки при отсутствии заметной турбулизации потоков на поверхности пленок жидкости. Дальнейшее увеличение нагрузки колонны приводит к тому, что вся большая поверхность насадки покрывается пленкой жидкости. При этом наблюдается взаимодействие потоков. Пленка начинает разрываться, заметна ее пульсация и завихренность; значительная поверхность насадки становится поверхностью контакта между фазами. Представление о таком режиме дают фотографии потоков, показанных на рис. 152 и 153.

С увеличением нагрузок колонны турбулизация жидкостной пленки становится все более заметной, наблюдается возрастание количества турбулизованной жидкости в насадке, которая затем заполняет весь свободный объем насадки. Вся жидкость, заполняющая насадку,

находится в состоянии эмульсии, причем ее эмульгирование осуществляется потоком газа (пара) и распространяется вплоть до зоны над насадкой. В системе жидкость—жидкость эмульгирование осуществлялось дисперсной фазой (рис. 154 и 155). При режиме эмульгирования свойства диспергируемой жидкости не влияют на характер потоков: диспергирование воды в бензол и бензола в воду дает одинаковую картину.

Эмульгирование жидкости начинается в самом узком сечении насадки. Граница возникновения эмульгированного слоя для данной насадки не является строго фиксированной и может перемещаться по высоте ее в зависимости от того, где при засыпке образовалось наиболее узкое сечение. Создавая искусственно несколько суженое сечение у опорной решетки, границу возникновения эмульгированного слоя можно переместить к опорной решетке.

При некоторых постоянных нагрузках колонны, при которых начинается заполнение насадки эмульгированной жидкостью, может не происходить полного затопления колонны. Эмульгированная жидкость заполняет свободный объем насадки лишь до какой-то постоянной высоты. Перепад давления через насадку при этом, достигнув определенной величины, также становится постоянным. Режим стабилизируется, и количества поступающей и выходящей из насадки жидкости одинаковы. Увеличение скорости газа (пара) приводит к росту эмульгированного слоя жидкости, и при сохранении подачи газа (пара) режим вновь стабилизируется. Это явление можно объяснить тем, что накопление жидкости в насадке увеличивает абсолютное давление в колонне и уменьшает линейную скорость газа (пара).

При снижении линейной скорости газа (пара) уменьшается сила трения на границе раздела фаз, и соотношение между силой тяжести стекающего объема жидкости и силой трения газа о жидкость сохраняется постоянным, отвечающим определенной высоте столба эмульгированной жидкости. Таким образом, эмульгированный слой жидкости растет до тех пор, пока линейная скорость газа (пара) не уменьшится настолько, что сила тяжести стекающего объема жидкости и сила трения газа уравниваются. Рост эмульгированного слоя жидкости в насадке приводит к тому, что, несмотря на увеличение скорости испарения или подачи газа, линейная скорость пара (газа) остается практически неизменной. Режим эмульгирования жидкости в насадке, при котором поток газа (пара) из непрерывного становится прерывным, аналогичен эмульсионному режиму течения в гладких трубах.

По достижении режима эмульгирования по всей высоте насадки дальнейшее увеличение нагрузки колонны по обоим фазам или по одной из фаз приводит к тому, что над насадкой накапливается слой жидкости. Высота слоя жидкости может достигнуть такой величины, что над насадкой образуется жидкостный затвор, нарушающий нормальную работу насадочных колонн. Незначительное повышение скорости потоков в последнем случае приводит к быстрому росту высоты слоя и выбросу его из колонны. Таким образом в насадочных колоннах при противоточном движении фаз в насадке можно наблюдать четыре характерных вида движения потоков (рис. 156):

1) капельное движение жидкости от элемента к элементу насадки, наблюдаемое при малых плотностях орошения и небольших скоростях газа; взаимодействие между фазами осуществляется в отдельных точках контакта, в точках соприкосновения отдельных элементов насадки;

2) струйчатое и пленочное движение жидкости; жидкость покрывает насадку в виде тонкой пленки, причем значительная доля поверх-

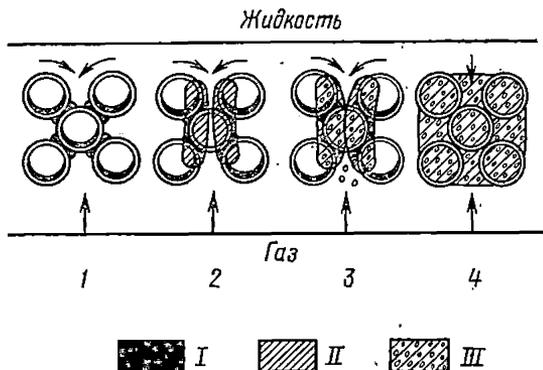


Рис. 156. Характер движения потоков в колонне с насадкой:

I — пленочный режим при капельно-пленочном течении жидкости; 2 — промежуточный режим при пленочно-струйчатом движении; 3 — режим при пленочно-струйчатом движении и турбулентности жидкости; I — контакт жидкости; II — пленка жидкости; III — турбулентность жидкостной пленки

ности остается несмоченной; взаимодействие между фазами происходит на поверхности пленки жидкости и в точках контакта жидкости с отдельными элементами насадки;

3) жидкость стекает по насадке в виде пленки, но доля смоченной поверхности значительно возрастает и сама пленка жидкости турбулизует; в пленку как бы «вкраплены» вихри; взаимодействие между фазами происходит на поверхности турбулизованной пленки жидкости;

4) жидкость занимает весь свободный объем насадки и завихрена; газовая фаза диспергирована в жидкость в виде мельчайших пузырьков, которые «эмульгируют» жидкость.

Перепад давления в двухфазных системах. Визуальные наблюдения и количественные измерения сопротивления двухфазных систем в насадочных колоннах позволили установить возникающие в насадке гидродинамические режимы и характерные переходные точки (рис. 157). При малых плотностях орошения и небольших скоростях газа возникает пленочный режим, при котором жидкость движется от элемента к элементу насадки в виде капель и пленок. Взаимодействие между фазами осуществляется на поверхности смоченных элементов насадки. Этот режим может заканчиваться в первой точке перегиба, в так называемой *точке торможения газа*, при этом скорость

газа уменьшается из-за относительно большой скорости жидкости, движущейся противотоком; эта точка лежит тем выше, чем больше плотность орошения. Однако точка торможения не всегда четко обнаруживается. После нее можно наблюдать возникновение *промежуточного режима*, наблюдаемого при струйчато-пленочном движении жидкости. Жидкость покрывает насадку в виде стекающей тонкой пленки и отдельных струй.

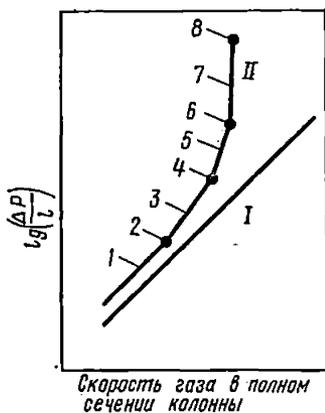


Рис. 157. Гидродинамические режимы и переходные точки в насадочных колоннах:

I — для сухой насадки; II — для орошаемой насадки; 1 — пленочный режим; 2 — точка торможения; 3 — промежуточный режим; 4 — точка подвисяния; 5 — режим турбулизации двухфазной системы; 6 — точка инверсии фаз; 7 — режим эмульгирования; 8 — точка захлебывания

Взаимодействие между фазами происходит на поверхности пленки и струй жидкости и в точках контакта жидкости с отдельными элементами насадки. Пленка и струи жидкости подтормаживают поток газа с образованием отдельных вихрей.

Дальнейшее повышение скорости газа вызывает начало подвисяния жидкости в насадке (*точка подвисяния*), когда жидкость все в большем количестве удерживается противоточно движущимся газом. Взаимодействие между фазами происходит на поверхности турбулизованной пленки жидкости, поэтому гидродинамический режим может быть определен как *режим турбулизации двухфазной системы на поверхности насадки*.

Дальнейшее накопление жидкости в насадке приводит к тому, что взаимодействие между потоками и на смоченной поверхности насадки переносится в ее объем. Это характеризуется появлением принципиально нового гидродинамического режима — *режима эмульгирования*.

Режим эмульгирования — область свободно развитой турбулентности — возникает в насадочных колоннах после *точки инверсии фаз*. Развитие турбулентности в каждой фазе в объеме насадки приводит к тому, что в турбулентные пульсации вовлекается поверхность раздела фаз. В этом режиме теряет смысл понятие о дисперсной и сплошной фазах, так как фазы непрерывно инверсируют то газ, то жидкость, становятся сплошной или дисперсной фазами. При этом фазы пронизаны бесчисленными количествами мельчайших вихрей. В этих условиях существует гидродинамическая устойчивая система «эмульгированной» жидкости, газовые вихри, непрерывно возникая и перемещаясь, проникают в завихренную жидкость, в которой также непрерывно возникают и перемещаются жидкостные вихри. В отличие от первых двух точек (точки торможения газа и точки подвисяния жидкости) точка инверсии всегда резко проявляется и четко обнаруживается.

Точка захлебывания соответствует условиям, когда высота слоя газо-жидкостной (паро-жидкостной) эмульсии будет больше

высоты слоя насадки и над насадкой будет накапливаться слой жидкости, представляющий собой барботажный слой с интенсивным перемешиванием.

Удерживающая способность насадки. В пределах, близких к захлебыванию колонн, сопротивление сильно возрастает за счет быстрого накопления орошающей жидкости в насадке. С количеством жидкости, удерживаемой в насадке, тесно связана эффективность работы насадочных колонн. До точки инверсии фаз скорость газа существенно не влияет на удерживающую способность насадки. Выше точки инверсии удерживающая способность резко возрастает. На рис. 158 представлена зависимость перепада давления (кривая 1) и удерживающей способности насадки (кривая 2) от линейной скорости пара. При достижении точки инверсии наблюдается резкое увеличение перепада давления и удерживающей способности, что отвечает вертикальному ходу прямых, соответствующих режиму эмульгирования. Появление на обеих прямых характерных точек при одних и тех же скоростях пара указывает на то, что перепад давления (перенос энергии) непосредственно связан с количеством жидкости, удерживаемой в насадке.

Аналогия в ходе прямых $\Delta P_{г-ж}$ и удерживающая способность наблюдается, начиная только с инверсионной точки, и далее сохраняется на протяжении всего режима эмульгирования. Это объясняется тем, что в режиме эмульгирования орошаемых насадок перенос энергии определяется в основном количеством жидкости, удерживаемой в насадке, и ее состоянием. Удерживающую способность насадочной колонны принято считать состоящей из двух частей: 1) статической удерживающей способности; 2) динамической удерживающей способности.

Под *статической удерживающей способностью* понимают то количество жидкости, которое необходимо для смачивания насадки. Под *динамической удерживающей способностью* понимают разность между полным количеством жидкости в колонне и тем количеством жидкости, которое расходуется на смачивание насадки. Такое подразделение полного объема жидкости в насадке на составные части не эквивалент-

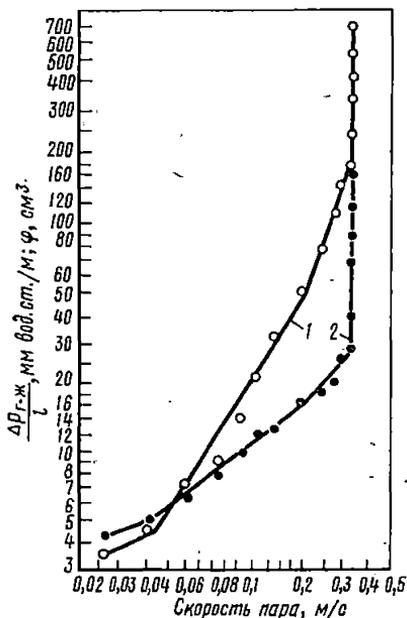


Рис. 158. Зависимость удерживающей способности насадки ϕ и перепада давления от линейной скорости пара при $L/G = 1$. Насадка керамические кольца $5,7 \times 5,9 \times 0,6$ мм; система четыреххлористый углерод—бензол: 1 — перепад давления; 2 — удерживающая способность насадки

но делению системы на проточную и застойную области, так как виды застойных зон в насадке разнообразны и не могут ограничиваться одной лишь пленкой, окружающей элемент насадки.

Гидродинамические характеристики точек инверсии для различных фазовых систем. Точка инверсии является наиболее характерной для описания гидродинамики насадочных колонн. При достижении точек инверсии массообмен резко возрастает, что значительно интенсифицирует процессы массопередачи. Поскольку установление гидродинамического режима определяется перепадом давления через насадку или удерживающей способностью насадки, а нагрузка колонн — скоростью сплошной фазы, то значение каждой из этих величин может характеризовать однозначно точку инверсии.

Перепад давления для систем газ — жидкость и пар — жидкость рассчитывается в соответствии с (IV.33) по следующим уравнениям:

для систем газ—жидкость при

$$\Phi = \left(\frac{L}{G} \right)^{1,8} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right) \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\Gamma}} \right)^{0,2} < 0,5$$

$$\left(\frac{\Delta P}{l} \right)_{\Gamma-\text{ж}} = \left(\frac{\Delta P}{l} \right)_{\Gamma} \left[1 + 8,4 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,405} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,225} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\Gamma}} \right)^{0,045} \right]; \quad (\text{IX.130})$$

для $\Phi > 0,5$

$$\left(\frac{\Delta P}{l} \right)_{\Gamma-\text{ж}} = \left(\frac{\Delta P}{l} \right)_{\Gamma} \left[1 + 10 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,945} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,525} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\Gamma}} \right)^{0,105} \right]; \quad (\text{IX.131})$$

для систем пар—жидкость

$$\left(\frac{\Delta P}{l} \right)_{\Gamma-\text{ж}} = \left(\frac{\Delta P}{l} \right)_{\Gamma} \left[1 + 5,15 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,19} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\Gamma}} \right)^{0,038} \right]. \quad (\text{IX.132})$$

где $\left(\frac{\Delta P}{l} \right)_{\Gamma-\text{ж}}$, $\left(\frac{\Delta P}{l} \right)_{\Gamma}$ — перепады давлений в двухфазной

и однофазной системах при одной и той же скорости газа, соответствующей точке инверсии фаз. Малые значения показателей степеней при коэффициентах молекулярной вязкости в уравнениях (IX.130) — (IX.132) указывают на слабое влияние молекулярной природы обмена.

Перепад давления выше точки инверсии, когда насадка по всей высоте заполнена газо-жидкостной или паро-жидкостной эмульсией, может быть рассчитан по уравнению

$$\Delta P_{\Sigma} = \Delta P_{\text{инв}} + H \gamma_{\Sigma}, \quad (\text{IX.133})$$

где $\Delta P_{\text{инв}}$ — перепад давления в точке инверсии; определяемый по уравнениям (IX.130) — (IX.132); H — высота слоя насадки, совпадающая с высотой слоя газо-жидкостной эмульсии, м; γ_{Σ} — фиктивный удельный вес газо-жидкостной или паро-жидкостной эмульсии. Фиктивный удельный вес эмульсии γ_{Σ} может быть определен по отношению

$$\frac{\gamma_{\Sigma} - \gamma_{\Gamma}}{\gamma_{\text{ж}} - \gamma_{\Gamma}} = 0,43 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,325} \left(\frac{\gamma_{\Gamma}}{\gamma_{\text{ж}}} \right)^{0,18} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\Gamma}} \right)^{0,0362}, \quad (\text{IX.134})$$

где $\gamma_{ж}$ — удельный вес жидкости; $\gamma_{г}$ — удельный вес газа.

Линейная скорость потоков газа или пара в двухфазной системе в насадочных абсорбционных и ректификационных колоннах в точке инверсии может быть вычислена по уравнению

$$\lg \left[\frac{w_{г}^2 a}{g F_c^3} \frac{\gamma_{г}}{\gamma_{ж}} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{в}} \right)^{0,16} \right] = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\gamma_{г}}{\gamma_{ж}} \right)^{1/8}, \quad (IX.135)$$

где $w_{г}$ — линейная скорость газа (пара), отнесенная к полному сечению колонны, м/с; $\gamma_{г}$, $\gamma_{ж}$ — удельный вес газа и жидкости; $\mu_{ж}$, $\mu_{в}$ — вязкость жидкости и воды; L , G — нагрузка колонны по жидкости и газу, кг/м²·ч; a — удельная поверхность насадки, м²/м³; F_c — свободное сечение (свободный объем) насадки, м²/м²; $A = 0,022$ для газо-жидкостных систем; $A = -0,125$ для паро-жидкостных систем.

Линейная скорость жидкости (сплошной фазы) в насадочных экстракционных колоннах в точке инверсии может быть вычислена по уравнению

$$\lg \left[\frac{w_c^2 a}{g F_c^3} \frac{\rho_c}{\Delta \rho} \left(\frac{\mu_c}{\mu_{в}} \right)^{0,16} \left(\frac{\sigma_{с.д}}{\sigma_{с.в} + \sigma_{д.в}} \right)^{0,2} \right] =$$

$$= -0,474 - 1,75 \left(\frac{v_d}{v_c} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_c}{\rho_d} \right)^{1/8}, \quad (IX.136)$$

где w_c — линейная скорость жидкости, составляющей сплошную фазу, отнесенная к полному сечению колонны, м/с; ρ_c — плотность жидкости, составляющей сплошную фазу, кг/м³; $\Delta \rho$ — разность плотностей жидкостей, кг/м³; μ_c — вязкость жидкости, составляющей сплошную фазу; $\mu_{в}$ — вязкость воды при 20°C; $\sigma_{с.д}$ — поверхностное натяжение на границе фаз сплошная—дисперсная, дин/см; $\sigma_{с.в}$, $\sigma_{д.в}$ — поверхностное натяжение на границе сплошная фаза — воздух и дисперсная фаза — воздух соответственно; v_d , v_c — объемные скорости дисперсной и сплошной фаз, м³/ч.

Для газо-жидкостных систем комплекс

$$\frac{\sigma_{с.д}}{\sigma_{с.в} + \sigma_{д.в}} = 1$$

и уравнение (IX.136) переходит в уравнение (IX.135).

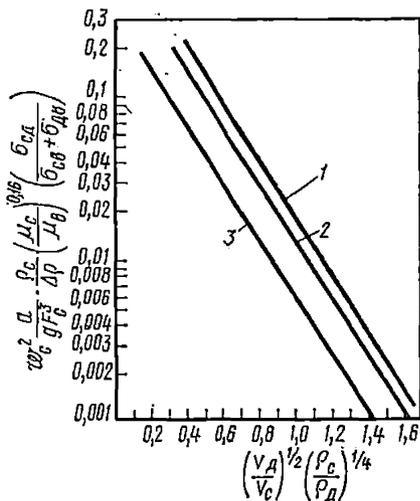


Рис. 159. Сопоставление прямых, отвечающих уравнениям (IX.130) — (IX.132) и (IX.136):

1 — газ—жидкость, уравнение (IX.130);
2 — пар—жидкость, уравнение (IX.132);
3 — жидкость—жидкость, уравнение (IX.136)

На рис. 159 сопоставлены прямые, отвечающие уравнениям (IX.130) — (IX.132) и (IX.136) для абсорбционных, ректификационных и экстракционных колонн. Инверсия фаз раньше всего наступает в системах жидкость—жидкость, затем в системах пар—жидкость и, наконец, в системах газ—жидкость. Все три прямые параллельны, что указывает на справедливость общего закона, определяющего инверсию фаз. В соответствии с этим уравнения (IX.135) и (IX.136) можно привести к виду

$$y = 1,2 e^{-4x}, \quad (\text{IX.137})$$

где

$$x = \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_{\text{л}}}{\Delta\rho} \right)^{1/8},$$

$$y = \frac{\omega_{\text{л}}^2 a}{g F_{\text{с}}^3} \frac{\rho_{\text{л}}}{\Delta\rho} \left(\frac{\mu}{\mu_{\text{в}}} \right)^{0,16} \left(\frac{\sigma_{\text{с. д}}}{\sigma_{\text{с. в}} + \sigma_{\text{д. в}}} \right)^{0,2};$$

$\omega_{\text{л}}$ — линейная скорость легкой фазы, отнесенная к полному сечению колонны, м/с; $\rho_{\text{л}}$ — плотность легкой фазы, кг/м³; $\Delta\rho$ — разность плотностей тяжелой и легкой фаз, кг/м³; μ — вязкость жидкости (при экстракции вязкость сплошной фазы); $\mu_{\text{в}}$ — вязкость воды при 20°; L — скорость тяжелой фазы для систем газ—жидкость и пар—жидкость (массовая, кг/м²·ч); для системы жидкость — жидкость (объемная, м³/м²·ч); G — скорость легкой фазы, кг/м²·ч (для экстракции м³/м²·ч).

Так как точка инверсии характеризует неустойчивость границ раздела фаз, то невозможно определить, какая же из фаз в насадке будет сплошной, а какая дисперсной. Поэтому при расчете скоростей в точке инверсии достаточно определить линейную скорость одной из фаз, и на основании соотношения скоростей потоков можно рассчитать линейную скорость другой фазы: $\omega_{\text{с}} = \omega_{\text{л}}(L/G)$.

Влияние давления на скорость пара (газа) в точке инверсии. В соответствии с уравнением (IX.135), пренебрегая вязкостью жидкости и отношением ($\rho_{\text{г}}/\rho_{\text{ж}}$) ввиду малых степеней при них, можно написать

$$\left(\frac{\omega_{\text{г}}^2}{2g} \right) \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} = H_p, \quad (\text{IX.138})$$

где H_p — постоянная для данной насадки.

Если обозначить $(2gH_p)^{0,5} = k_p$, получим

$$\omega_{\text{г}} = k_p \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{г}}}}, \quad (\text{IX.139})$$

и для массовой скорости

$$G = \omega_{\text{г}} \rho_{\text{г}} = k_p \sqrt{\rho_{\text{ж}} \rho_{\text{г}}}. \quad (\text{IX.140})$$

При давлениях P_1 и P_2 будем иметь:

$$\frac{\omega_{1\Gamma}}{\omega_{2\text{ж}}} = \sqrt{\frac{\rho_{\Gamma_2} \rho_{\text{ж}_1}}{\rho_{\Gamma_1} \rho_{\text{ж}_2}}}, \quad (\text{IX.141})$$

$$\frac{G_1}{G_2} = \sqrt{\frac{\rho_{\Gamma_1} \rho_{\text{ж}_1}}{\rho_{\Gamma_2} \rho_{\text{ж}_2}}}. \quad (\text{IX.142})$$

Принимая, что пар (газ) подчиняется закону газового состояния $p = M_{\Gamma} P / R_{\Gamma} T$, получим

$$\omega_1 = \omega_2 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0,5} \left(\frac{\rho_{\text{ж}_1}}{\rho_{\text{ж}_2}} \right)^{0,5} \left(\frac{T_1}{T_2} \right)^{0,5} \left(\frac{M_{\Gamma_2}}{M_{\Gamma_1}} \right)^{0,5}, \quad (\text{IX.143})$$

$$G_1 = G_2 \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{0,5} \left(\frac{\rho_{\text{ж}_1}}{\rho_{\text{ж}_2}} \right)^{0,5} \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{0,5} \left(\frac{M_{\Gamma_1}}{M_{\Gamma_2}} \right)^{0,5}. \quad (\text{IX.144})$$

Поэтому в первом приближении можно принять, что уравнения IX.143) и IX.144) будут справедливы и для тарельчатых колонн.

Количество жидкости, удерживаемое в насадке ($\varphi_{\text{ж}}$ м³/м³) для систем газ—жидкость и пар—жидкость в точке инверсии, рассчитывается по уравнению

$$\varphi_{\text{ж}} = \frac{F_c}{1 + A_2 \left(\frac{G}{L} \right)^{m_1} \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{n_1} \left(\frac{\mu_{\Gamma}}{\mu_{\text{ж}}} \right)^{c_1}}. \quad (\text{IX.145})$$

Значения постоянных A_2 , m_1 , n_1 , c_1 приведены в табл. 13.

Таблица 13

Значения постоянных в уравнении (IX.145)

Система	Значения постоянных			
	A_2	m_1	n_1	c_1
Газ — жидкость				
при $\left(\frac{L}{G} \right)^{1,8} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right) \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\Gamma}} \right) < 0,5$	2,03	0,465	0,258	0,0516
при $\left(\frac{L}{G} \right)^{1,8} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right) \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\Gamma}} \right) > 0,5$	2,15	0,285	0,159	0,0317
Пар — жидкость	1,73	0,486	0,270	0,0540

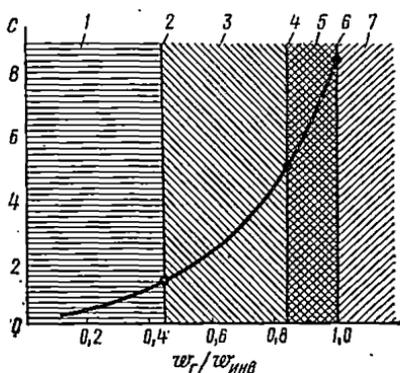
Количественные гидродинамические характеристики насадочных колонн ниже точки инверсии. К важнейшим параметрам гидродинамической структуры потоков в насадке ниже точки инверсии относятся перепад давления в насадке, отношение скорости газа (пара) к скорости в инверсионной точке, длительность пребывания потоков в аппарате, доля эффективно используемого объема системы, степень про-

дольного перемешивания в колонне, характер и интенсивность обменных процессов в жидкой, газообразной (паровой) фазе и т. п.

Для определения сопротивления в двухфазном потоке в насадочных колоннах ниже точки инверсии воспользуемся уравнением следующего вида:

при $0,13 < \frac{L}{G} < 15$

$$\left(\frac{\Delta P}{l}\right)_{г-ж} = \left(\frac{\Delta P}{l}\right)_г \left[1 + c \left(\frac{L}{G}\right)^{0,405} \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0,225} \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^{0,045} \right], \quad (IX.146)$$



где $c = 8,4$ — точка инверсии; $c = 8,4-5,1$ — режим турбулентности; $c = 5,1$ — точка подвижки; $c = 5,1-1,81$ — промежуточный режим; $c = 1,81$ — точка торможения; $c < 1,81$ — пленочный режим. Коэффициент c в пределах каждого режима можно определять по рис. 160 или уравнениям:

при $\left(\frac{L}{G}\right)^{1,8} \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right) \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^{0,2} < 0,5$

Рис. 160. Изменение коэффициента c от $w_г/w_{г_{инв}}$ для различных гидродинамических режимов:

1 — пленочный режим; 2 — точка торможения; 3 — промежуточный режим; 4 — точка подвижки; 5 — турбулентный режим; 6 — точка инверсии; 7 — режим эмульгирования

$$\left(\frac{\Delta P}{l}\right)_{г-ж} = \left(\frac{\Delta P}{l}\right)_г \left[1 + c_1 \left(\frac{L}{G}\right)^{0,405} \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0,225} \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^{0,045} \right],$$

где $c_1 = \exp \left[3,0 \frac{w_г}{w_{г_{инв}}} - 0,853 \right] - 0,175;$

(IX.147)

при $\left(\frac{L}{G}\right)^{1,8} \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right) \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^{0,2} > 0,5$

$$\left(\frac{\Delta P}{l}\right)_{г-ж} = \left(\frac{\Delta P}{l}\right)_г \left[1 + c_2 \left(\frac{L}{G}\right)^{0,945} \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0,525} \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^{0,105} \right],$$

где $c_2 = \exp \left[3,0 \frac{w_г}{w_{г_{инв}}} - 0,853 \right] + 1,39.$

Соответственно получаем значения фактора гидродинамического состояния двухфазной системы:

$$f = \frac{\left(\frac{\Delta P}{l}\right)_{\Gamma-Ж} - \left(\frac{\Delta P}{l}\right)_{\Gamma}}{\left(\frac{\Delta P}{l}\right)_{\Gamma}} = c \left(\frac{L}{G}\right)^{0,405} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{Ж}}\right)^{0,225} \left(\frac{\mu_{Ж}}{\mu_{\Gamma}}\right)^{0,045} \quad (IX.148)$$

Если в качестве сравнимой скорости принять скорость в точке инверсии ($w_{\Gamma_{инв}}$), однозначно определяемой для систем газ — жидкость по уравнению

$$\lg \left[w_{\Gamma_{инв}}^2 \frac{\alpha}{gF_c^3} \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{Ж}} \left(\frac{\mu_{Ж}}{\mu_{\Gamma}}\right)^{0,16} \right] = 0,022 - 1,75 \left(\frac{L}{G}\right)^{1/4} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{Ж}}\right)^{1/8}, \quad (IX.149)$$

то на основе принципа соответственных состояний и согласно рис. 160 получим для различных режимов работы колонны:

$$\text{для режима турбулизации } w_{\Gamma}/w_{\Gamma_{инв}} = 1 - 0,85, \quad (IX.150)$$

$$\text{для точки подвисяния } w_{\Gamma}/w_{\Gamma_{инв}} = 0,85, \quad (IX.151)$$

$$\text{для промежуточного режима } w_{\Gamma}/w_{\Gamma_{инв}} = 0,85 - 0,45, \quad (IX.152)$$

$$\text{для точки торможения } w_{\Gamma}/w_{\Gamma_{инв}} = 0,45, \quad (IX.153)$$

$$\text{для пленочного режима } w_{\Gamma}/w_{\Gamma_{инв}} < 0,45. \quad (IX.154)$$

Подсчитав $w_{\Gamma_{инв}}$ по уравнению (IX.149), можно определить w_{Γ} по равенствам (IX.150) — (IX.154), а следовательно, и режим, в котором эксплуатируется данная колонна.

Зависимость статической удерживающей способности от гидродинамических режимов в аппарате носит экстремальный характер (рис. 161).

Статическая удерживающая способность рассчитывается по уравнениям:

$$\text{при } 0,3 < w_{\Gamma}/w_{\Gamma_{инв}} < 0,85$$

$$\varphi_{ст} = 6,44 \cdot 10^{-2} \left(\frac{w_{\Gamma} - 0,3w_{\Gamma_{инв}}}{w_{\Gamma_{инв}}} \right) + \frac{0,185}{d_3 G^{1,042}}; \quad (IX.155)$$

$$\text{при } w_{\Gamma}/w_{\Gamma_{инв}} > 0,85$$

$$\varphi_{ст} = \frac{0,258 \cdot 10^{-3}}{d_3} - 0,17 \left(\frac{w_{\Gamma} - 0,82w_{\Gamma_{инв}}}{w_{\Gamma_{инв}}} \right). \quad (IX.156)$$

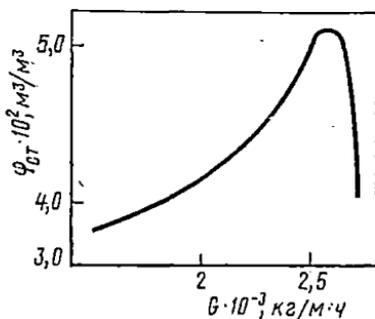


Рис. 161. Зависимость статической удерживающей способности φ от нагрузки колонны по газу

Динамическая удерживающая способность $\varphi_{дин}$ для двухфазной системы может быть рассчитана по уравнениям:

при $\omega_r/\omega_{r_{\text{ннв}}} < 0,85$

$$\frac{\Delta\varphi_{\text{дин}}}{\varphi_{\text{дин}_0}} = 13,2 \left(\frac{\Delta P}{\gamma_{\text{жл}}} \right)^{1,92}; \quad (\text{IX.157})$$

при $\omega_r/\omega_{r_{\text{ннв}}} > 0,85$

$$\frac{\Delta\varphi_{\text{дин}}}{\varphi_{\text{дин}_0}} = 7,12 \cdot 10^3 \left(\frac{\Delta P}{\gamma_{\text{жл}}} \right)^{6,35}, \quad (\text{IX.158})$$

где $\varphi_{\text{дин}_0}$ — динамическая удерживающая способность при отсутствии нагрузки по газу ($G = 0$) — может быть рассчитана по уравнениям

при числе Галлилея $Ga = \frac{d_p^3 g \rho^2}{\mu^2} \leq 4 \cdot 10^4$

$$\varphi_{\text{дин}_0} = 0,183 \left(\frac{d_p L \rho}{\mu} \right)^{0,74} \left(\frac{d_p^3 g \rho^2}{\mu^2} \right)^{-0,256} (ad_p); \quad (\text{IX.159})$$

при $Ga = \frac{d_p^3 g \rho^2}{\mu^2} \geq 4 \cdot 10^4$

$$\varphi_{\text{дин}_0} = 3 \left(\frac{d_p L \rho}{\mu} \right)^{0,74} \left(\frac{d_p^3 g \rho^2}{\mu^2} \right)^{-0,52} (ad_p), \quad (\text{IX.160})$$

где d_p — диаметр насадки, м; ρ — плотность; μ — вязкость; L — плотность орошения, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$; a — свободная поверхность насадки, м^{-1} .

Удерживающая способность в насадочных колоннах для систем жидкость — жидкость приведена в табл. 14.

3. Продольное перемешивание в насадке

Продольное перемешивание в однофазных потоках характеризуется следующим: 1) коэффициент продольной диффузии в газовых системах ниже, чем в жидкостных; 2) в насадке продольное перемешивание больше, чем радиальное; 3) продольное перемешивание в жидкой фазе тем больше, чем меньше скорость жидкости; 4) коэффициент продольного перемешивания от вязкости не зависит.

Для расчета продольного перемешивания в потоке газа двухфазной системы были получены уравнения:

$$\text{Pe}_G = 2,4 (\text{Re}_G)^{-0,2} \cdot 10^{-(0,013-0,88 \frac{d}{D})} \text{Re}_L, \quad (\text{IX.161})$$

$$\text{Pe}_G = 3,4 (\text{Re}_G)^{-0,67} \cdot 10^{-0,0026 \text{Re}_L}, \quad (\text{IX.162})$$

где d — диаметр колец Рашига; D — диаметр колонны; Re_L , Re_G — число Рейнольдса для жидкой и газовой фаз соответственно.

Уравнение (IX.161) справедливо для $D = 100$ мм, $d = 6 \div 12$ мм,

Соотношение	Примечания
$\varphi = \frac{w_d}{F_c \omega_0 - \frac{w_c}{1 - \varphi}}$ $w_d + \frac{\varphi}{1 - \varphi} w_c = F_c \omega_0 \varphi (1 - \varphi)$	<p>Для $\varphi < 0,15$</p> <p>Для φ ниже точки инверсии</p>
<p>Для определения ω_0 в первых двух уравнениях</p> $\frac{\omega_0^4 \mu_c}{\sigma} = c \left(\frac{\Delta \rho \sigma^3}{\mu_c^4 g} \right) \left(\frac{\rho_c}{\Delta \rho} \right)^{-0,6} \times$ $\times \left[\frac{a}{F_c} \left(\frac{\sigma}{\Delta \rho g} \right)^{1/2} \right]^{-0,65} \left[\frac{1}{D} \left(\frac{\sigma}{\Delta \rho g} \right)^{1/2} \right]^{0,26}$ $15 \left[\left(\frac{\sigma}{\Delta \rho g} \right)^{1/2} \left(\frac{\omega_0 \rho_c}{\mu_c} \right) \right]^{-1/2} + c \left[\left(\frac{\sigma}{\Delta \rho g} \right)^{1/2} \frac{a}{F_c} \right]^2 \times$ $\times \left[1 - e^{-0,65} \left(\frac{aD}{4F_c} - 1 \right) \right] = \frac{(\sigma / \Delta \rho g)^{1/2}}{\rho_c \omega_0^2}$	<p>Приближенное соотношение</p> <p>Соотношение, основанное на аддитивности сопротивлений</p>
$\left(\frac{\rho_d w_i \omega_0}{\Delta \rho g} \right) \left(\frac{\omega_0}{w_i} \right)^{1,35} + 0,22 \left(\frac{\sigma}{\Delta \rho g} \right)^{1/2} = 0,239 c a^n$	<p>Соотношение, основанное на теории столкновений</p>
$\frac{\varphi^3}{w_d^{1,5}} = A' \frac{w_c^n}{w_d^{1,5}} \left(\frac{\varphi}{1 - \varphi} \right)^3 + B'$	<p>Для φ ниже точки инверсии, A', B', n — постоянные</p>
$\left[\left(\frac{w_d}{w_c} \right) + \frac{\varphi}{1 - \varphi} \right] \left(\frac{w_c^2 a}{g F_c^3} \frac{\rho_c}{\Delta \rho} \right)^{1/2} = 0,683 \varphi (1 - \varphi)$	<p>Для φ ниже точки инверсии, кольца Рашига, кольца Лессинга, седла Берля</p>
$\left[\left(\frac{w_d}{w_c} \right) + \frac{\varphi}{1 - \varphi} \right] \left(\frac{w_c^2 a}{g F_c^3} \frac{\rho_c}{\Delta \rho} \right)^{1/2} = 0,973 \varphi (1 - \varphi)$	<p>Для φ ниже точки инверсии. Насадка из сферических частиц</p>
$\varphi_f = 0,753 \left(\frac{w_d^2 a}{g F_c^3} \frac{\rho_d}{\Delta \rho} \right)^{0,111}$	<p>Для φ при инверсии, кольца Рашига, кольца Лессинга, седла Берля и сферические частицы</p>
$\varphi_f \sqrt{1 - \varphi_f} = c \left(\frac{w_d^2 a}{g F_c^3} \frac{\rho_c}{\Delta \rho} \right)^n$	<p>Для φ при инверсии</p>
$\left(\frac{w_d}{w_c} + \frac{\varphi}{1 - \varphi} \right) \left(\frac{w_c^2 a}{g F_c^3} \frac{\rho_c}{\Delta \rho} \right)^{1/2} = 0,683 \varphi (1 - \varphi)$	<p>Для φ ниже точки инверсии, взаимно насыщенные бинарные системы при отсутствии массопередачи</p>

Соотношение	Примечания
$\left(\frac{\omega_d}{\omega_c} + \frac{\varphi}{1-\varphi} \right) \left(\frac{\omega_c^2 a}{g F_c^3} \frac{\rho_c}{\Delta \rho} \right)^{1/2} = 0,574 \varphi (1 - \varphi)$	Для φ ниже точки инверсии, взаимно насыщенные системы с массопередачей из сплошной фазы в дисперсную
$\left(\frac{\omega_d}{\omega_c} + \frac{\varphi}{1-\varphi} \right) \left(\frac{\omega_c^2 a}{g F_c^3} \frac{\rho_c}{\Delta \rho} \right)^{1/2} = 0,791 \varphi (1 - \varphi)$	Для φ ниже точки инверсии, взаимно насыщенные системы с массопередачей из дисперсной фазы в сплошную

Постоянные в уравнениях

Насадка	с	n
кольца Рашига	0,520	0,083
кольца Лессинга	0,466	0,074
седла Берля	0,540	0,092
шарики	0,464	0,076

Условные обозначения: D — диаметр аппарата, см; d_3 — эквивалентный диаметр насадки, см; ω_0 — характеристическая скорость капель, см/с; ω_t — скорость свободного всплывания капель, см/с.

а уравнение (IX.162) — для $D = 100$ мм, $d = 12$ мм и седел Берля 12 мм.

Для определения коэффициента продольного перемешивания в жидкой фазе D_L двухфазной системы предложены эмпирические уравнения:

$$\frac{D_L}{v} = 0,527 \left(\frac{d\omega_{ж}}{v} \right) \left(\frac{d^3 g}{v^2} \right)^{1/3}, \quad (\text{IX.163})$$

$$\text{Re}_L = 1,425 \text{Ga}^{-0,333} \text{Re}_L^{0,777}, \quad (\text{IX.164})$$

$$\text{Re}_L = 7,58 \cdot 10^{-3} \left(\frac{dL}{\mu} \right)^{0,703}, \quad (\text{IX.165})$$

где v — кинетическая вязкость; d — диаметр насадки; $\omega_{ж}$ — средняя скорость потока жидкости;

$$\text{Ga} = \frac{d^3 g \rho^2}{\mu^2}.$$

Для определения продольного перемешивания в жидкости для системы пар—жидкость получены следующие эмпирические зависимости: при $\omega_r/\omega_{r_{инв}} \leq 0,45$

$$\text{Re}_L = 16,8 (dL)^{0,561}; \quad (\text{IX.166})$$

при $\omega_r/\omega_{r_{инв}} \geq 0,45$

$$Pe_L = 26,5 (dL)^{0,561} \left(\frac{\omega_r}{\omega_{r_{инв}} - \omega_r} \right)^{0,436} \quad (IX.167)$$

Исследование продольного перемешивания с учетом эффективной и застойной зон с использованием модели источников и стоков и прямого гидродинамического метода определения кривых отклика показало, что коэффициент продольного перемешивания возрастает с увеличением расхода жидкости и падает с ростом нагрузки по газу. В интенсивных гидродинамических режимах профили скоростей потока выравниваются, что снижает коэффициент продольного перемешивания. Аналогичный характер зависимости наблюдается и для скорости потока жидкости. С ростом нагрузок по газу и жидкости число Пекле уменьшается. В проточных зонах аппарата устанавливается экстремальный характер зависимости числа Пекле от нагрузки по газу и плотности орошения в колонне. Коэффициенты продольного перемешивания, определенные индикаторным методом, значительно выше (в некоторых режимах в несколько раз), чем полученные прямым методом. Разница между их значениями исчезает в режиме эмульгирования, что объясняется отсутствием застойных зон.

Числа Пекле и жидкости возрастают с увеличением плотности жидкости и уменьшаются с повышением вязкости жидкости. В результате обработки экспериментальных данных для числа Пекле в проточной зоне аппарата получены следующие зависимости:

$$\text{при } 0,86 \left(\frac{\omega_r}{\omega_{r_{инв}}} \right) \left(\frac{d_p L \rho}{\mu} \right)^{0,107} \leq 0,85$$

$$Pe_L = 4,75 \left(\frac{\omega_r}{\omega_{r_{инв}}} \right)^{1,4} \left(\frac{d_p L \rho}{\mu} \right)^{0,15} \left(\frac{d_p^3 g \rho^2}{\mu^2} \right)^{-0,17} ; \quad (IX.168)$$

$$\text{при } 0,86 \left(\frac{\omega_r}{\omega_{r_{инв}}} \right) \left(\frac{d_p L \rho}{\mu} \right)^{0,107} \geq 0,85$$

$$Pe_L = 2,25 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\omega_r}{\omega_{r_{инв}}} \right)^{-3,3} \left(\frac{d_p L \rho}{\mu} \right)^{-0,353} \left(\frac{d_p^3 g \rho^2}{\mu^2} \right)^{0,29} \quad (IX.169)$$

где $Pe_L = \omega_{ж} d_p / D_L$; d_p — размер элемента насадки.

4. Масштабирование насадочных колонн

Поскольку в точке инверсии происходит наиболее равномерное и однозначное распределение пара и жидкости по сечению колонны и структура потоков соответствует модели идеального вытеснения, становится возможным масштабировать насадочные колонны. Только в области точки инверсии характер изменения удерживающей способности насадки по жидкости, перепаду давления и разделяющей спо-

собности одинаков. Вся высота слоя насадки как бы разбивается на отдельные ячейки, внутри которых происходит идеальное перемешивание, а между ячейками оно отсутствует.

При обработке одних и тех же систем в модели и большом объекте при одном и том же наклоне кривой равновесия масштабирование насадочных колонн в точке инверсии сводится к выполнению следующих условий:

для высот слоя насадки

$$h_1/h_2 = (a_2/a_1)^{1,3} (F_{c_1}/F_{c_2})^{1,3}; \quad (IX.170)$$

для диаметров колонн

$$D_1/D_2 = (a_1/a_2)^{0,25} (F_{c_2}/F_{c_1})^{0,75}; \quad (IX.171)$$

для перепадов давлений

$$\Delta P_1/\Delta P_2 = (a_1/a_2)^{0,3} (F_{c_2}/F_{c_1})^{0,3}. \quad (XI.172)$$

В табл. 15 приведены соотношения эквивалентных высот насадок, диаметров колонн и перепадов давления для различных беспорядочно засыпанных керамических колец.

Таблица 15

Масштабирование насадочных колонн*

Размер колец Рашига, мм	Удельная поверхность a , м ² /м ³	Свободный объем F_c , м ³ /м ³	Соотношение эквивалентных высот	Соотношение диаметров	Соотношение пере- падов давления
			h_1 $h_2 (25 \times 25)$	D_1 $D_2 (25 \times 25)$	ΔP_1 $\Delta P_2 (25 \times 25)$
10×10×1,5	440	0,70	0,316	1,265	1,280
15×15×2	330	0,70	0,503	1,135	1,180
25×25×3	200	0,74	1,000	1,000	1,000
35×35×4	140	0,78	1,740	0,872	0,835
50×50×5	90	0,785	3,100	0,770	0,775

* Для сравнения взяты кольца Рашига размером 25×25×3 мм.

5. Колонны с затопленной насадкой (эмульсионные колонны)

Одной из основных причин малой эффективности насадочных колонн, работающих в обычных гидродинамических режимах, является неравномерность распределения жидкости по поверхности насадки. Жидкость, стекающая по насадке, образует каналы, в результате чего резко уменьшается поверхность контакта между ней и паром, увеличивается толщина слоя стекающей жидкости и ухудшается тепло- и массообмен. Трудность равномерного распределения жидкости по насадке особенно возрастает при увеличении диаметра колонны, вследствие чего насадочные колонны большого диаметра ниже точки инверсии работают хуже колонн малого диаметра и разделяющая способность их невелика.

Оптимальный режим работы насадочных колонн — режим эмульгирования существует в сравнительно малом интервале скоростей потоков. Верхним пределом является захлебывание колонны, т. е. накопление жидкости над насадкой, а нижним — исчезновение газожидкостной эмульсии. Так как разделяющая способность колонны с переходом к режиму эмульгирования возрастает скачкообразно, то работа насадочной колонны обычной конструкции в этом режиме осуществляется при одной постоянной скорости движения потоков. Поэтому режим эмульгирования необходимо стабилизировать.

Переход жидкой фазы в сплошную, паровой (газовой) — в дисперсную и создание режима эмульгирования в насадочных колоннах можно достичь также, если свободный объем насадки заполнить жидкостью и организовать процесс таким образом, чтобы выводить в единицу времени из нижней части колонны точно такое же количество жидкости, какое поступает на орошение в ее верхнюю часть. Тогда поток газа к насадке разбивается на отдельные струи, пронизывающие жидкость. Конструктивное оформление такой схемы показано на рис. 162 и 163. Вывод жидкости из нижней части колонны возможен лишь по специальной П-образной переточной трубе, которая вместе с колонной представляет собой сообщающийся сосуд. На переточке установлены краны, позволяющие поддерживать уровень газожидкостной смеси, равный высоте слоя насадки при всех режимах работы колонны. Подобная организация процесса обеспечивает в колонне такое распределение потоков газовой и жидкой фаз, которое аналогично распределению потоков в обычной насадочной колонне, работающей в режиме эмульгирования.

В колоннах с затопленной насадкой жидкость в насадке сохраняет при различных скоростях пара — от самых малых до предельно допустимых.

Необходимость в изготовлении устройств для перераспределения жидкости и газа отпадает вследствие того, что в режиме эмульгирования равномерное распределение фаз по сечению колонны осуществляется автоматически. Разделение насадки на отдельные слои, между кото-

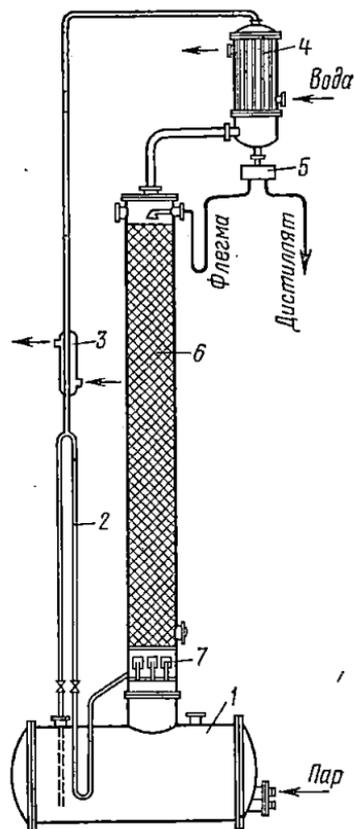


Рис. 162. Схема эмульгационной колонны периодического действия:

1 — куб; 2 — переточная труба; 3 — холодильник; 4 — дефлегматор; 5 — регулятор; 6 — колонна с насадкой; 7 — устройство для ввода паров

рыми имеется сепарационный объем, недопустимо для колонны, работающей в режиме эмульгирования. Указанный сепарационный объем заполняется при работе жидкостью, которая интенсивно перемешивается паром, причем циркуляционные потоки захватывают пограничные слои насадки, происходит смещение жидкости с разной концен-

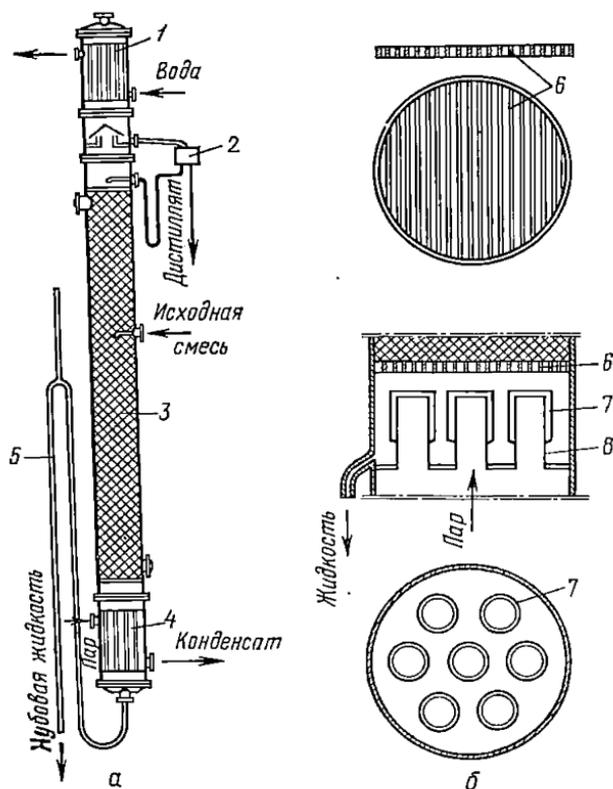


Рис. 163. Схема эмульгационной колонны непрерывного действия (а) и ее детали (б):

1 — дефлегматор; 2 — регулятор флегмы; 3 — колонна с насадкой; 4 — кипятильник; 5 — переточная труба; 6 — колосниковая опорная решетка под насадку; 7 — колпачки; 8 — паровые патрубки

рацией и тем самым нарушается эффект разделения на определенном участке работы насадки.

Необходимым требованием, предъявляемым к опорной решетке для колонны с затопленной насадкой, является большое свободное сечение, равное и большее свободного сечения насадки. Это необходимо потому, что эти колонны должны работать при максимальных нагрузках по пару и жидкости, а недостаточное свободное сечение опорной решетки может ограничить пропускную способность колонны, т. е. нарушить ее нормальную работу. Поэтому изготовление опорных решеток в виде

■ лоских плит с высверленными отверстиями неприемлемо. Целесообразно использовать колосниковые решетки. Ниже опорной решетки колонне предусмотрено устройство для ввода паров и выхода жидкости. При большом диаметре колонны пар вводят не через один, а через несколько колпачков с тем, чтобы обеспечить достаточно равномерное распределение пара при входе в насадочную часть колонны.

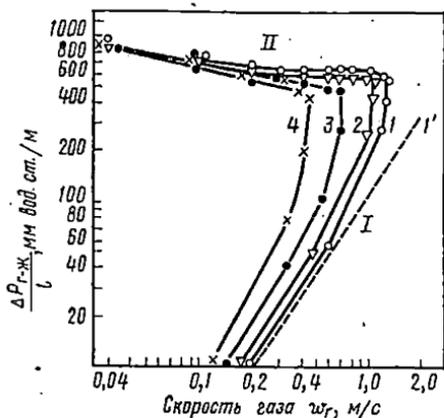


Рис. 164. Сопротивления незатопленной (I) и затопленной (II) насадочных колонн; насадка фарфоровые кольца Рашига 10×10 мм:
I' — сухая насадка; 1 — $L=1,04$ $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$;
2 — $L=1,875$ $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$; 3 — $L=7,08$ $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$;
4 — $L=16,25$ $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$

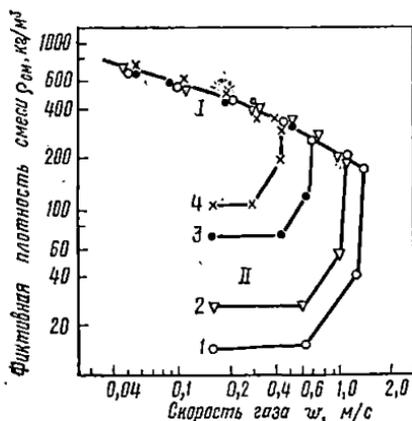


Рис. 165. Удерживающая способность затопленной (I) и незатопленной (II) колонн; насадка фарфоровые кольца Рашига 10×10 мм:
1 — $L=1,04$ $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$; 2 — $L=1,875$ $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$;
3 — $L=7,08$ $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$; 4 — $L=16,25$ $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$

Вывод жидкости из колонны и подачу ее в куб осуществляют через П-образную переточную трубу, снабженную гидрозатвором в нижней части и устройством для предотвращения образования сифона в верхней. При работе под атмосферным давлением верхняя часть переточной трубы может сообщаться с атмосферой. Линия сообщения с атмосферой снабжена небольшим холодильником, так как жидкость в переточной трубе находится при температуре кипения в кубе. При работе под вакуумом верхняя часть переточной трубы должна сообщаться с пространством, имеющим давление, одинаковое с верхней частью колонны.

Гидродинамические закономерности. В колонне с затопленной насадкой отсутствуют скачкообразные переходы в различные гидродинамические режимы (рис. 164, 165). Сопротивление и газонасыщенность изменяются плавно. Свободное сечение колонны, занятое жидкостью, практически не зависит от нагрузки по жидкости. Скорость движения газовых пузырей, поднимающихся по колонне, приблизительно на три порядка больше линейной скорости нисходящего потока жидкости. Восходящий поток газа создает циркуляцию жидкости в колонне, в связи с чем нисходящий поток фактически превышает питание колонны по жидкости. Если насадка смачивается, то восходящий и нисходящий потоки жидкости движутся в колонне различными

путями: нисходящий — вдоль стенки, восходящий — в свободно-объеме. Сопротивление веса столба жидкости уменьшается за счет того, что сила трения нисходящего потока жидкой фазы направлена вверх. При высоких нагрузках по жидкости сопротивление колонны может быть меньше, чем вес столба жидкости, удерживаемой в ней.

Таким образом, сопротивление колонны с затопленной насадкой $\Delta P_{г-ж}$ можно рассчитать по уравнению

$$\frac{\Delta P_{г-ж}}{l} = \frac{\Delta P_{тр}^*}{l} - \frac{\Delta P_{тр.ж}}{l} + (1 - \bar{\varphi}) \gamma_{ж}, \quad (IX.173)$$

где $\frac{\Delta P_{тр.ж}}{l}$ — потери на трение нисходящего потока жидкости (в не проточной колонне $\Delta P_{тр.ж} = 0$); $\frac{\Delta P_{тр}^*}{l}$ — потери на трение в не проточной колонне; $\bar{\varphi}$ — газонасыщенность слоя.

Возможны три типа зависимостей перепада давления в колонне от нагрузки по газу при постоянном орошении (рис. 166, а). Для ко-

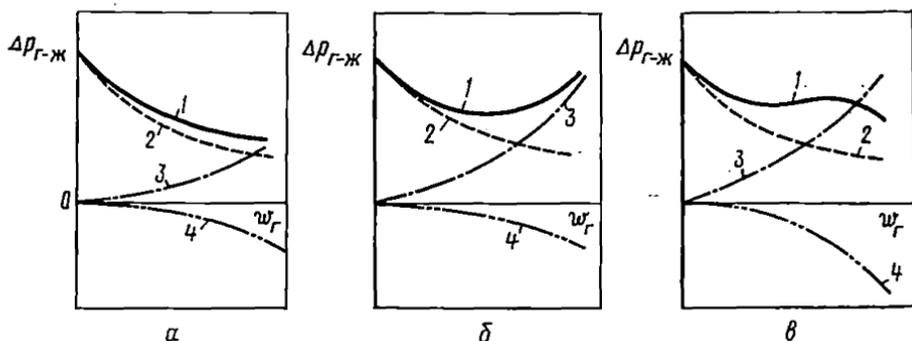


Рис. 166. Зависимость сопротивления колонны от скорости газа:

1 — $\Delta P_{г-ж}$; 2 — $(1 - \bar{\varphi})\gamma_{ж}$; 3 — $\Delta P_{тр}^*$; 4 — $\Delta P_{тр.ж}$

лонн с крупной насадкой третье слагаемое в уравнении (IX.173) определяет сопротивление (рис. 166, а). Для колонн с мелкой насадкой при небольших нагрузках по жидкости потери на трение в непроточной колонне $\Delta P_{тр}^*$ сильно возрастают при увеличении нагрузки по газу [полное давление $\Delta P_{г-ж}$ проходит через минимум (рис. 166, б)]. Увеличение нагрузки по жидкости в этих условиях дает два экстремума (кривая 1 на рис. 166, в).

Последовательность гидродинамического расчета колонн с затопленной насадкой: а) определяется доля сечения колонны, занятая жидкостью, по уравнению

$$1 - \bar{\varphi} = 0,766A \exp(36,3d_э - 1,38w_{г}e^{-54,5d_э}), \quad (IX.174)$$

где

$$A = \left(\frac{\gamma_{ж}}{\gamma_{г}} \right)^{-0,094} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{г}} \right)^{0,072} (We)^{0,058};$$

$Ne = \sigma / (\gamma_{ж} - \gamma_{г}) d_3^2$ — число Вебера;

б) рассчитывается скорость в точке инверсии $w_{г_{инв}}^*$ при $(L/G) = 0$ (непроточная колонна) и при заданном (L/G) по уравнению

$$\lg \left[\frac{w_{инв}^2 \alpha \gamma_{г}}{F_c^3 g \gamma_{ж}} \mu_{ж}^{0,16} \right] = 0,022 - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\gamma_{г}}{\gamma_{ж}} \right)^{1/8}; \quad (IX.175)$$

в) определяются потери на трение в непроточной колонне $\Delta P_{тр}^*$: при $(w_{г}/w_{г_{инв}}^*) \leq 0,25$

$$\Delta P_{тр}^* = 0,814 \omega_{г}^{0,28} d_3^{-0,62} \mu_{ж}^{0,05} \rho_{ж}^{0,75} l; \quad (IX.176)$$

при $(w_{г}/w_{г_{инв}}^*) > 0,25$

$$\Delta P_{тр}^* = 0,286 \omega_{г}^{0,75} d_3^{-1,00} \mu_{ж}^{0,05} \rho_{ж}^{0,63} l; \quad (IX.177)$$

г) рассчитываются потери на трение за счет движения нисходящего потока жидкости $\Delta P_{тр.ж}$:

при $(w_{г}/w_{г_{инв}}) \leq 0,75$

$$\Delta P_{тр.ж} = 45,2 \omega_{ж} d_3^{-1} (1 - \varphi)^{-1} \rho_{ж}^{2/3} \mu_{ж}^{1/3} l; \quad (IX.178)$$

при $(w_{г}/w_{г_{инв}}) > 0,75$

$$\Delta P_{тр.ж} = 0,022 \omega_{ж}^{0,96} \omega_{г}^{1,75} d_3^{-2,85} (1 - \varphi)^{-1} \rho_{ж}^{1/3} \mu_{ж}^{1/6} l; \quad (IX.179)$$

д) определяется полное гидравлическое сопротивление колонны по уравнению (IX.173).

В колоннах с затопленной насадкой могут возникнуть релаксационные автоколебания. Это наблюдается, когда всплывание газовых пузырей под действием разности плотностей не может обеспечить прохождения заданного количества газа. Газ задерживается в нижней части колонны, и наряду с мелкими газовыми пузырями формируются крупные газовые агрегаты, которые не дробятся на насадке и поднимаются в колонне со скоростью, превышающей скорость свободного всплывания отдельных мелких пузырей газа. Образование газовых агрегатов и выход их из слоя пены вызывают пульсации и выброс жидкости выше слоя насадки. Частоты и амплитуды пульсаций мало зависят от физических свойств жидкостей. Амплитуды пульсаций тем больше, чем выше слой насадки, и слабо зависят от нагрузки по жидкости. С увеличением размеров насадки частота и амплитуда колебаний уменьшаются. Генерируемые колонной автоколебания фильтруются перетоком колонны, и низкая частота в виде пульсаций расхода пропускается в куб колонны. При ректификации возникают вынужденные колебания по тепловым каналам. Амплитуда пульсаций на

перетоке достигает максимума, когда автоколебания в колонне попадают в резонанс с собственной частотой перетока.

Автоколебания в колонне при увеличении нагрузки по газу возникают после того, как прекращаются движения газовых пузырей под действием разности удельных весов и достигают максимума по амплитуде при относительной скорости $w_r/w_{r_{инв}} \cong 0,6—0,8$ и полностью затухают при приближении к скорости, соответствующей точке инверсии.

Для определения коэффициента продольного перемешивания в колоннах с затопленной насадкой получены следующие эмпирические уравнения:

$$\text{при } 0,5 < \frac{w_r}{w_{r_{инв}}} < 0,75$$

$$Pe_L = 180 (F_c/F_0)^{5,7} (L/L_c)^{0,5} (w_r/w_r^*)^{2,8}; \quad (IX.180)$$

$$\text{при } \frac{w_r}{w_{r_{инв}}} > 0,75$$

$$Pe_L = 248 (F_c/F_0)^{5,7} (L/L_c)^{0,5} (w_r/w_{r_{инв}})^{4,0}, \quad (IX.181)$$

где $Pe_L = (w_{ж} l / D_L)$; $w_{ж}$ — линейная скорость жидкой фазы, м/ч; D_L — коэффициент продольного перемешивания, м²/ч; l — высота насадки; F_c/F_0 — свободный объем насадки, отнесенный к свободному объему насадки 15×15; L/L_c — расход жидкости на орошение, отнесенный к стандартному расходу жидкости, принятому равным 1000 кг/м²·ч; $(w_r/w_{r_{инв}})$ — линейная скорость газа, отнесенная к скорости в точке инверсии фаз.

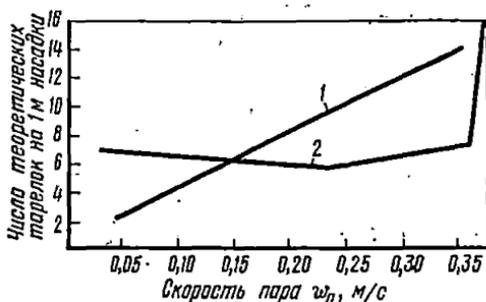


Рис. 167. Зависимость разделяющей способности ректификационных колонн с затопленной насадкой (1) и колонн обычной конструкции (2) от скорости пара; система бензол—четырёххлористый углерод; насадка кольца Рашига 8×8×2 мм

конструкции показывает, что при скоростях пара, соответствующих точке инверсии, она становится одинаковой (рис. 167). В колоннах с затопленной насадкой разделяющая способность с увеличением скорости пара равномерно возрастает.

Эффективность ректификационных колонн с затопленной насадкой для различных бинарных систем и колец Рашига размером от 6 до 25 мм может быть рассчитана по уравнению

$$(ВЕП)_{oy} = (5,6 + 8,5d_3) \left(\omega_{п}/\omega_{п_{инв}} \right)^{-0,88} Rr_{п}^{0,66}, \quad (IX.182)$$

де $(ВЕП)_{oy}$ — высота единицы переноса, рассчитываемая по паровой фазе, см; d_3 — эквивалентный диаметр насадки, см; $\omega_{п}/\omega_{п_{инв}}$ — относительная скорость пара; $Rr_{п}$ — число Прандтля для паровой фазы.

Поскольку массообмен в колоннах с затопленной насадкой происходит на свободных поверхностях фаз, то его интенсивность можно считать пропорциональной составляющей $\Delta P_{тр}^*$ (см. уравнения (IX.176), (IX.177) и рис. 168). Коэффициент использования колонны с затопленной насадкой (отношение объемного коэффициента массопередачи с учетом продольного перемешивания к объемному коэффициенту массопередачи для модели идеального вытеснения) достигает при абсорбции порядка 75%. Однако при скоростях, близких к инверсии, вследствие уменьшения продольного перемешивания коэффициент использования достигает 100%. В ректификационных колоннах с затопленной насадкой при $\omega_{п}/\omega_{п_{инв}} > 0,5$ продольное перемешивание мало влияет на движущую силу процесса. Поскольку в колоннах с затопленной насадкой максимальная эффективность достигается при предельных скоростях пара, соответствующих точке инверсии, то их эффективность целесообразно сравнивать при этих скоростях. Свободный объем насадки в колоннах с затопленной насадкой так же, как и в обычных, влияет на производительность аппарата, поскольку он определяет среднее свободное сечение. Удельная поверхность насадки также влияет на предельную скорость пара и, следовательно, также связана с производительностью аппарата. При ректификации на различных насадках для систем с одинаковыми физико-химическими свойствами из уравнения (IX.175) следует,

$$\frac{(\omega_1^*)^2 a_1}{F_{c_1}^3 g} = \frac{(\omega_2^*)^2 a_2}{F_{c_2}^3 g},$$

т. е. предельная скорость пара (максимальная производительность) при равенстве физико-химических свойств систем однозначно определяется комплексом $\sqrt{F_{c_1}^3 g/a}$, характеризующим максимальную пропускную способность насадочного аппарата и имеющего размер-

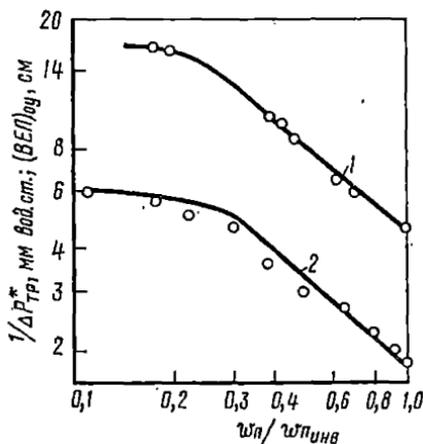


Рис. 168. Зависимость эффективности (1) и сопротивления (2) затопленной ректификационной колонны с насадкой 6×6 мм от относительной скорости пара; система этанол—вода; насадка кольца Рашига 6×6 мм

ность скорости. Эффективность с учетом влияния физико-химических свойств растворов равна $(\text{ВЕП})_{0, \nu} / \text{РГП}^{0,66} = 5,6 + 8,5d_3$ и является постоянной для данной насадки. Тогда получим относительную эффективность ϵ , выраженную как

$$\epsilon = \frac{\sqrt{F_c^3 g/a}}{(5,6 + 8,5d_3) 10^{-2}}, \quad (\text{IX.183})$$

где $d_3 = 400 \frac{F_c}{a}$ [см].

Выражение (IX.183) характеризует съем продукции с единицы объема аппарата. Относительная эффективность некоторых насадок приведена в табл. 16.

Таблица 16

Относительная эффективность некоторых насадок

Насадка	Материал	Размеры насадки, мм	$5,6 + 8,5d_3, \text{ м}$	$\sqrt{F_c^3 g/a} \times 10^{-2}, \text{ м/с}$	ϵ
Кольца Рашига	Сталь	10,1×10,0×0,5	11,3	11,3	1,00
Кольца из проволоки (спиральная)	Нихром	4,4×4,9×0,40	7,7	6,6	0,86
Кольца Рашига	Фарфор	25,9×25,7×3,1	16,5	13,0	0,79
Кольца Рашига	»	15,8×15,0×3,1	11,7	7,8	0,66
10-витковые					
Трехгранные призмы из проволоки (призматическая)	Нержавеющая сталь	2,0×0,15	6,3	3,7	0,59
Кольца Рашига	Фарфор	10,2×9,9×2,4	9,5	5,6	0,59
То же	»	7,8×7,8×2,1	8,0	4,1	0,51
» »	»	6,1×6,3×1,7	7,4	3,7	0,50

Из табл. 16 видно, что наибольшей относительной эффективностью обладают кольца Рашига и спиральная насадка, что связано с их большим свободным объемом. Для повышения относительной эффективности колонн с затопленной насадкой предпочтительнее применять насадки с большим свободным объемом. К насадкам этого типа относятся тонкостенные стальные кольца Рашига. Насадки из стальных колец размером 10×10×0,5 и 15×15×0,5 мм для применения в затопленных колоннах являются оптимальными по съему продукции с единицы объема аппарата.

Одним из существенных преимуществ колонн с затопленной насадкой является то, что разделяющая способность их мало меняется при увеличении диаметра. Обычно насадочные ректификационные колонны диаметром выше 1000 мм редко применяются вследствие низкой эффективности их, а абсорбционные установки большого диаметра почти всегда состоят из каскада нескольких последовательно работающих колонн. Колонны с затопленной насадкой сохраняют высокую эффективность при любом диаметре, что позволяет создавать из них

аппараты большой мощности. Наиболее целесообразно использовать колонны с затопленной насадкой для разделения близкокипящих смесей. При этом в одном аппарате небольшой высоты разделяющая способность может быть эквивалентна 80—100 теоретическим тарелкам.

Глава X

Моделирование и расчет аппаратов с поверхностью контакта фаз, образующейся в процессе движения потоков

§ 1. Принципы моделирования процессов разделения многокомпонентных систем

Современные тенденции интенсификации производства, создания процессов и их агрегатов большой единичной мощности требуют разработки и внедрения соответствующих по мощности процессов разделения. Известная практика проектирования новых процессов разделения с использованием «коэффициентов запаса», часто неоправданно завышенных, при этом иногда становится весьма убыточной, поскольку может привести к существенному перерасходу материалов при строительстве и завышенным энергозатратам при эксплуатации. Вместе с тем даже при использовании коэффициентов запаса не всегда можно гарантировать, что новый процесс будет удовлетворять предъявляемым к нему технологическим требованиям, так как большей частью выбор коэффициентов запаса бывает субъективным. В связи с этим в последнее время большое внимание уделяется созданию более точных методов расчета различного технологического оборудования, в том числе и массообменного, в основе которых используются математические модели процессов самой различной степени сложности.

Для процессов ректификации создание более точных методов проектирования требует применения концепции реальной ступени разделения, т. е. разработки методов расчета, в основе которых лежит не теоретическая ступень разделения, предполагающая наличие равновесия между паром и жидкостью на ступенях контакта, а реальная ступень с разделительной способностью, определяемой с учетом конечной скорости процессов массопередачи, протекающих в условиях конкретного характера движения взаимодействующих потоков пара и жидкости. Использование концепции реальной ступени разделения позволяет существенно повысить точность расчетов, однако требует значительно большего объема информации для построения математической модели процесса, что приводит к необходимости более углубленного изучения таких строго не описываемых сторон процесса ректификации, как гидродинамика взаимодействия пара и жидкости в колоннах и кинетика массопередачи в многокомпонентных смесях.

В химической и нефтехимической промышленности стадии ректи-

фикации многокомпонентных смесей часто представляют собой совокупность целого ряда колонн, тарельчатых или насадочных, объединяемых промежуточными потоками полупродуктов разделения в единый комплекс. Если колонны комплекса соединены по параллельной или последовательно-параллельной схеме, то расчет всех колонн может быть также проведен последовательно в соответствии с построением схемы разделения. Если же среди потоков, объединяющих колонны в комплекс, имеются рециркулируемые, то для тех колонн, которые охватываются рециклами, независимый расчет каждой колонны невозможен, поскольку перед началом расчета составы рециркулируемых потоков неизвестны. В этом случае комплекс колонн должен рассматриваться как единая система ректификации. При создании и исследовании систем ректификации многокомпонентных смесей необходимо располагать алгоритмами моделирования как отдельных колонн, так и их комплексов произвольной сложности, что позволяет при наличии достаточно точных математических описаний отдельных колонн выбирать наиболее целесообразные схемы разделения смесей, а также определять оптимальные режимы эксплуатации каждой колонны с учетом взаимодействия всех колонн комплекса.

С точки зрения математического моделирования анализ любой ректификационной установки позволяет расчленить ее на отдельные элементы, такие, как кипятильники, конденсаторы, тарелки, секции насадки. Каждый из таких элементов в общей системе разделения обладает определенной разделительной способностью по отношению к составам поступающих на него потоков.

Для анализа разделительной способности каждого элемента необходимо исследование особенностей гидродинамики взаимодействия потоков пара и жидкости, кинетики массопередачи, а также условий паро-жидкостного равновесия, что в совокупности и определяет точность описания эффективности функционирования элемента.

Таким образом, с точки зрения решения задачи построения математической модели ректификационной установки может рассматриваться как большая система, состоящая из ряда подсистем — элементов установки, свойства каждого из которых определяются подсистемами следующего уровня — гидродинамикой, равновесием и кинетикой массопередачи. Построение математической модели при этом должно начинаться с описания подсистем нижних уровней, моделирование которых также требует разработки соответствующих алгоритмов. Последующее объединение этих описаний в единую систему уравнений с использованием общих соотношений материальных и энергетических балансов позволяет получить математическое описание отдельных элементов и ректификационной установки в целом.

Следовательно, начальным этапом построения математической модели ректификационной установки является разработка математического описания, которое состоит из взаимосвязанных описаний кинетики массопередачи, гидродинамики потоков, равновесных зависимостей, уравнений тепловых и материальных балансов элементов установки. При этом гидродинамика движения потоков пара и жидкости оказывает двойное влияние на разделительную способность отдель-

ых элементов. С одной стороны, влияние гидродинамики проявляется через общую структуру взаимодействующих потоков пара и жидкости (макроуровень), а с другой стороны, влияние гидродинамики сказывается на характеристиках интенсивности локального массообмена между контактируемыми потоками пара и жидкости. Именно сложность такого дwoякого учета влияния гидродинамических условий взаимодействия контактирующих потоков на эффективность массопередачи в ректификационных установках явилась одной из причин широкого использования концепции теоретической ступени разделения. Другой причиной служат значительные трудности теоретического описания процессов межфазного массообмена в многокомпонентных системах, особенно при ректификации смесей компонентов с существенно различными физико-химическими свойствами.

Одним из важных этапов в решении общей задачи математического моделирования является оценка степеней свободы модели процесса, т. е. определение тех переменных, значения которых должны задаваться численно перед решением системы уравнений математического описания. В общем случае в рассмотрение должны быть включены и параметры, используемые в описании различных внутренних механизмов процесса ректификации.

В ректификационной установке основными внешними переменными, определяющими режим разделения, являются: 1) характеристики исходных сырьевых потоков; 2) характеристики, определяющие функционирование дефлегматоров и кипятильников; 3) управляющие воздействия, определяющие режимы отбора промежуточных фракций; 4) давления в колоннах. Реально существуют также не поддающиеся учету внешние переменные, такие, как теплотери, неизвестные и неизмеряемые колебания в параметрах теплоносителей и т. п. На результаты моделирования несущественно влияют такие явления, как теплотери от установки разделения в окружающую среду. Кроме того, некоторые конструктивные параметры, например число тарелок в колоннах, диаметры колонн, а также конструктивные параметры используемых тарелок, могут рассматриваться как степени свободы.

Принимая во внимание только учитываемые в математических моделях переменные, общее число степеней свободы установки ректификации можно определить как

$$r = \sum_{i=1}^{n_f} r_f^{(i)} + \sum_{i=1}^{n_w} r_w^{(i)} + \sum_{i=1}^{n_B} r_B^{(i)} + \sum_{i=1}^{n_D} r_p^{(i)} + r_A + N_p,$$

где n_f , n_w — числа потоков исходного сырья и отборов фракций; n_B , n_D — количества кипятильников и дефлегматоров в установке; $r_f^{(i)}$ — число параметров, характеризующих состояние i -го потока исходного сырья; $r_w^{(i)}$ — число параметров, определяющих i -й отбор фракции; $r_B^{(i)}$, $r_p^{(i)}$ — числа параметров, определяющих работу i -го кипятильника и i -го дефлегматора; r_A — общее число конструктивных параметров установки, включаемых в математическое описание;

N_p — число точек в установке, в которых давление поддерживается на заданном уровне.

В качестве параметров, определяющих состояние потока сырья, обычно рассматривают его количество F_j , состав x_{fj} ($j = 1, \dots, k$) для жидкофазного или y_{fj} ($j = 1, \dots, k$) для парофазного, энтальпию H_j или H_j для жидкофазного или парофазного питания. Иногда вместе с энтальпией задают температуру питания T_j и его агрегатное состояние. При таком определении характеристик потоков сырья предполагается, что питанием установки являются только однофазные потоки. В противном случае (питание — паро-жидкостная смесь) питание может рассматриваться как совокупность двух однофазных потоков.

В качестве параметров, определяющих отбор фракций, обычно указывается только одна характеристика — величина отбора с указанием агрегатного состояния отбираемой фракции. Относительно задания давления в ректификационной установке обычно полагается, что оно поддерживается на заданных значениях в ряде точек установки специальными мерами.

При проектировании процессов ректификации возможно три варианта постановки задачи:

1. Определить значения некоторых внешних переменных процесса для заданных значений некоторых внутренних переменных.

2. Определить значения некоторых внешних переменных, при которых будет наблюдаться минимальное расхождение (согласно определенному критерию) заданных и расчетных значений некоторых внутренних переменных.

3. То же, что и в п. 2, но при наличии дополнительных ограничений на значения некоторых переменных (внутренних или внешних) имеющих вид неравенств.

В задачах проектирования всегда необходимо определение некоторой совокупности значений переменных, являющихся внешними, как по отношению к модели, так и по отношению к объекту моделирования, в число которых обычно включаются конструктивные параметры установки. Таким образом, в задачах проектирования отыскиваются те параметры, которые определяют степени свободы математической модели. Необходимое условие возможности решения проектной задачи заключается в согласованном учете степеней свободы математической модели. Например, для первого варианта постановки задачи проектирования должно иметь место следующее условие:

$$r_1 \leq r_0.$$

где r_1 — число внутренних фиксируемых значений переменных; r_0 — число внешних определяемых переменных.

Это условие является необходимым, но еще не достаточным. Причина этого состоит в следующем. Для задач прямого моделирования, когда определяются значения внутренних переменных модели при заданной совокупности значений внешних переменных, определяющих число степеней свободы, решение системы уравнений математического описания всегда существует. В задачах же проектирования с

установкой, соответствующей первому варианту, по существу решается задача «обратного» моделирования, когда задан определенный режим работы установки и требуется определить внешние условия, отвечающие этому режиму. Заданный априорно режим не во всех случаях может быть реализован на математической модели. Поэтому решение задачи проектирования для первого варианта ее постановки обычно возможно, если задаются одна или самое большее две концентрации компонентов в продуктах разделения.

При второй и третьей постановках задачи проектирования не требуется никаких ограничений как на число, так и на задаваемые значения внутренних переменных. Нахождение искомой совокупности значений внешних переменных тогда сводится к задаче минимизации заданного критерия, для решений которой используются методы нелинейного программирования.

При решении задачи проектирования или при анализе существующей установки ректификации необходимо располагать по возможности объективной оценкой эффективности работы установки. Для подобных оценок используются различные критерии оптимальности, большинство которых формируется с вычислением затрат или прибыли, что позволяет сравнивать различные режимы работы установки в соответствии с принятым критерием и находить среди них оптимальные.

Любая модель позволяет лишь в определенной степени приближенно воспроизводить некоторые свойства объекта моделирования. Создать модель, абсолютно точно соответствующую объекту моделирования, практически невозможно. Поэтому в каждом конкретном случае приходится использовать приближенные модели, которые в некотором смысле удовлетворительно описывают представляющие интерес свойства объекта.

К настоящему времени разработано достаточно большое число математических моделей процесса ректификации. Общим для всех моделей является использование различного рода допущений. Для каждой из них характерно наличие параметров, величины которых определяются эмпирическими соотношениями, получаемыми в процессе моделирования конкретной установки ректификации. Так, например, ранее широко использовались и используются до сих пор математические модели с постоянным значением эффективности тарелки, которое часто и применяется как корректируемая величина.

Подобное допущение если и может быть принято, то лишь в очень ограниченном числе случаев — при моделировании процесса ректификации бинарных смесей, а для задач моделирования ректификации многокомпонентных смесей является лишь грубым приближением. Разработка более точных математических моделей потребовала введения таких переменных, которые определяют гидродинамическую структуру взаимодействия потоков контактирующих фаз на ступенях разделения, а также переменных, характеризующих локальные параметры массопередачи в зоне контакта потоков пара и жидкости. Если первая группа переменных может быть часто с достаточной точностью определена из анализа конструкции тарелок или на основе экспериментальных данных по структуре потоков, то определение локальных

характеристик массопередачи обычно возможно лишь на стадии коррекции математической модели.

Коррекция математической модели процесса ректификации проводится на основе экспериментальных данных о моделируемом процессе. В качестве таких данных чаще всего используются значения концентраций компонентов разделяемой смеси по высоте колонного аппарата в паровой и жидкой фазах, значения температур на ступенях разделения, а также составы продуктов разделения. При этом по оценке адекватности модели объекта моделирования понимается сравнение расчетных и экспериментальных данных, по результатам которого и проводится коррекция математических моделей. Получение достаточно полного объема экспериментальных данных во многих случаях представляется сложной задачей и может служить источником ошибок, если не принять соответствующих мер по проверке их корректности.

При решении задач проверки адекватности и коррекции математической модели используются обычно функциональные зависимости между величиной критерия адекватности и величинами рассогласования расчетных и экспериментальных значений переменных. Для этого часто используются критерии в виде квадратичных оценок рассогласования

$$\varphi = \sum \left(\frac{x_{ij}^{\text{эксп}} - x_{ij}^{\text{расч}}}{x_{ij}^{\text{расч}}} \right)^2.$$

Кроме того, используется также критерий вида

$$\varphi = \sum (x_{ij}^{\text{эксп}} - x_{ij}^{\text{расч}}) \left(\frac{x_{ij}^{\text{эксп}} - x_{ij}^{\text{расч}}}{x_{ij}^{\text{расч}}} \right)^2,$$

обеспечивающий при его минимизации лучшее соответствие экспериментальных и расчетных профилей концентраций, чем первый из указанных критериев.

Задача коррекции модели определяется как задача минимизации критерия принятого вида в допустимой области изменения параметров моделируемого процесса, для чего обычно используется метод последовательных приближений. Возможно также использовать любой другой метод минимизации. Коррекцию модели желательно проводить в условиях избытка информации, и целесообразна разработка моделей возможно меньшим числом корректируемых параметров. Последнее нельзя рассматривать как рекомендацию к использованию упрощенных моделей, кроме тех случаев, когда такие модели соответствуют поставленной задаче моделирования.

Решение задач оптимального проектирования и оптимизации процессов разделения многокомпонентных смесей методом ректификации невозможно без использования результатов математического моделирования. Основной задачей математического моделирования ректификационных колонн является предсказание их раздельной спо-

обности при различных условиях эксплуатации, включая возможные изменения аппаратурного оформления и режимов разделения.

Ректификационная установка представляет собой совокупность нескольких аппаратов: колонна, кипятильник, дефлегматор. В процессе работы эти аппараты связаны между собой общими потоками жидкости и пара. При математическом моделировании недостаточно полное отражение в модели свойств любого из них может привести к погрешностям. Таким образом, различные математические модели ректификационных колонн имеют отдельные группы уравнений, которые описывают сходные стороны моделируемого процесса. Модели могут различаться между собой степенью полноты описания этих сторон, что в основном и определяет области их конкретного применения.

При моделировании используется блочный принцип построения математической модели и осуществляется математическое описание отдельных блоков. Одной из основных подсистем общего алгоритма синтеза схем разделения многокомпонентных смесей является подсистема анализа их физико-химических свойств, к которым относятся зависимости, описывающие паро-жидкостное равновесие. Следует иметь в виду, что наибольший вклад в погрешность результатов моделирования дают именно погрешности в описании равновесных зависимостей.

Относительно применения различных моделей гидродинамики при моделировании ректификационных установок можно констатировать, что использование на стадии проектирования для качественного анализа различных схем разделения наиболее простых моделей вполне оправдано, поскольку дает определенный запас по разделительной способности и экономит вычислительные затраты. При проведении более точного моделирования с вычислительной точки зрения предпочтение следует отдать гидродинамическим моделям, основанным на ячеечной структуре потоков, поскольку использование диффузионных моделей, особенно при многокомпонентной ректификации, сопряжено с серьезными вычислительными трудностями, связанными с необходимостью решения двухточечной краевой задачи для системы дифференциальных уравнений. Погрешность в оценке параметров гидродинамических моделей оказывает меньшее влияние на точность результатов моделирования по сравнению с ошибками в определении кинетических параметров и параметров уравнений, описывающих паро-жидкостное равновесие.

При использовании гидродинамических моделей контактных устройств расчет разделительной способности аппаратуры обычно проводится на основе допущения о постоянстве локальной эффективности контакта в массообменном пространстве ко всем компонентам разделяемой смеси. Такой подход при расчете процессов ректификации многокомпонентных смесей может привести к существенным погрешностям. В результате многочисленных экспериментальных и расчетных исследований, а также расчетов показано, что при многокомпонентной ректификации эффективность тарелок может быть существенно различной по отношению к различным компонентам разделяемой

смеси. Величина эффективности тарелки для какого-либо компонента смеси при этом может быть как меньше нуля, так и больше единицы, что является характерным для многокомпонентных смесей.

Из общего анализа теорий массопередачи следует, что коэффициенты массоотдачи являются функциями двух групп параметров: параметров, определяющих диффузионный перенос вещества к границе раздела фаз, и параметров, характеризующих гидродинамическое состояние границы раздела фаз. Если гидродинамические параметры в процессе многокомпонентной массопередачи оказывают такое же влияние на коэффициенты массоотдачи, как и для бинарных смесей, то диффузионные процессы переноса в многокомпонентных смесях имеют по сравнению с бинарными ряд специфических особенностей, к числу которых относятся прежде всего явления осмотической и реверсивной диффузии.

§ 2. Алгоритмы моделирования и математические модели ректификационных колонн

При наличии некоторого принятого математического описания процесс моделирования заключается в решении системы уравнений математической модели для заданной совокупности внешних условий. В качестве внешних условий обычно принимаются: а) питание колонны с учетом количественных и качественных характеристик; б) количество теплоты, подводимое к кипятильнику колонны; в) количество теплоты, отводимое от дефлегматора. Последнее условие часто заменяется заданием характеристик флегмы, подаваемой на орошение. Внешние условия могут быть связаны между собой или с внутренними параметрами процесса дополнительными соотношениями, которые включаются в систему уравнений модели для анализа систем регулирования.

Формально математическая задача расчета режима колонны при заданной совокупности внешних условий состоит в решении системы нелинейных уравнений высокого порядка. Прямые методы ее решения, известные из численного анализа, приводят к громоздким вычислениям, доступным лишь вычислительным машинам большой мощности. Поэтому обычно применяются методы, использующие особенности структуры системы уравнений математического описания. Если тепловые потоки не учитываются, материальные балансы представляются относительно известных составов линейными уравнениями [см. ч. I]:

$$L(x_{i+1, k} - x_{i, k}) = V(y_{i, k} - y_{i-1, k}).$$

При введении в математическую модель тепловых балансов на ступенях разделения потоки не могут рассматриваться как заданные известные величины. Их значения связаны с теплосодержаниями жидкости и пара. Поэтому уравнения балансов становятся существенно нелинейными:

$$L_{i+1} x_{i+1, k} - L_i x_{i, k} = V_{i, k} y_{i, k} - V_{i-1} y_{i-1, k}.$$

Наиболее распространенный метод решения систем уравнений математической модели, учитывающей тепловые балансы на ступенях азделения, заключается в поочередном уточнении величин материальных потоков и значений составов. Вначале по принятым приближенно значениям потоков рассчитываются составы по всем ступеням азделения. Далее производится коррекция первоначально принятых потоков пара и жидкости, после чего вновь производится расчет составов, и т. п.

Алгоритм решения систем уравнений математической модели, построенной с учетом тепловых балансов в колонне, может рассматриваться как совокупность двух алгоритмов, один из которых обеспечивает расчет составов по ступеням азделения, тогда как другой производит коррекцию величин потоков пара и жидкости в колонне. Это позволяет в значительной степени избежать трудности, связанной с решением систем нелинейных уравнений, поскольку на каждом этапе счета значительная часть уравнений оказывается линейной. Для реализации алгоритма расчета составов при заданных значениях потоков пара и жидкости применяются различные приемы, основанные в большей частью на конкретных свойствах системы уравнений, описывающей распределение составов по ступеням азделения.

Одним из таких приемов является широко известный метод «счета от тарелки к тарелке». Недостаток этого метода — возможность появления неустойчивости схемы счета, в особенности при расчетах азделения компонентов, обладающих значительным различием в летучествах. Для устранения этого недостатка предложены различные модификации метода, большинство из которых заключается в использовании различных направлений счета. Так, например, предлагается вести расчет по тяжелым компонентам в направлении от куба к дефлегматору, а по легким — от дефлегматора к кубу. Используют также метод встречного расчета, согласно которому отпарная часть колонны рассчитывается в направлении от куба к сечению питания, укрепляющая часть — от дефлегматора к сечению питания. Несоответствие в результатах, получаемых в сечении питания, служит критерием для коррекции составов конечных продуктов.

При использовании математической модели, основанной на теоретических тарелках, предполагают, что состав пара равновесен составу жидкости на тарелке, т. е.

$$y_{i,l} = k_l(T) x_{i,l}.$$

Система балансовых уравнений для заданных по тарелкам значений температур становится линейной относительно составов. Поэтому для расчета составов по ступеням азделения можно применять матричные методы решения систем линейных уравнений с последующей коррекцией распределения температур.

При моделировании процесса ректификации с использованием механизма массопередачи единственным практически применяемым в настоящее время методом служит метод потарелочного расчета в направлении от куба к дефлегматору по всей колонне. Обратное направление счета связано с необходимостью решения для каждой тарелки

системы трансцендентных уравнений, что обусловлено структурой уравнений, описывающих массообмен на тарелке. Для обеспечения устойчивости схемы счета в одном направлении разработаны эффективные алгоритмы, не требующие существенного увеличения памяти машины и в некоторых случаях даже сокращающие общее время решения.

Рассмотрим некоторые примеры математического моделирования ректификационных колонн.

Модель 1. Математическое описание тарельчатой ректификационной колонны, которое используется в этой модели, составлено с учетом следующих допущений: 1) исходная бинарная смесь подается в колонну при температуре кипения; 2) жидкость на тарелке колонны находится при температуре кипения, а пар — при температуре точки росы (насыщенный); 3) потоки пара и жидкости по высоте секций колонны постоянны; 4) давление по высоте колонны постоянно; 5) флегма на орошение колонны подается при температуре кипения; 6) колонна с полным конденсатором; 7) кипятильник колонны работает как парциальный испаритель; 8) массопередача на тарелке колонны эквимолярная; 9) в зоне массообмена на тарелке колонны осуществляются идеальное перемешивание жидкости и идеальное вытеснение пара.

Приняты следующие уравнения математического описания: уравнение для расчета состава пара, уходящего с i -й тарелки:

$$y_i = y_{i-1} + \left[1 - \exp \left\{ -\frac{K_{oyi}}{G} \right\} \right] (y_i^* - y_{i-1}), \quad i = 1, \dots, N, \quad (X.1)$$

где y_i^* — концентрация пара, равновесного жидкости на тарелке которая определяется заданным аналитическим выражением

$$y_i^* = \varphi(x_i); \quad (X.2)$$

уравнение для расчета объемного коэффициента массопередачи K_{oyi} при частных коэффициентах массопередачи k_y и k_x

$$K_{oyi} = \frac{1}{1/k_{yi} + m_i/k_{xi}}, \quad (X.3)$$

где m_i — тангенс угла наклона касательной к равновесной зависимости

$$m_i = \left(\frac{d\varphi}{dx} \right)_{x=x_i}; \quad (X.4)$$

уравнения покомпонентного баланса для отпарной секции колонны

$$(L + F)x_{i+1} - Gy_i - Wx_w = 0, \quad i = 1, \dots, f-1; \quad (X.5)$$

уравнения покомпонентного баланса для укрепляющей секции колонны

$$Lx_{i+1} - Gy_i - Wx_w + Fx_f = 0, \quad i = f, \dots, N; \quad (X.6)$$

уравнение для полного конденсатора

$$x_p = x_{N+1} = y_N; \quad (X.7)$$

уравнение покомпонентного баланса для куба колонны

$$(L + F)x_1 + Gy_w^* - Wx_w = 0; \quad (X.8)$$

уравнение общего покомпонентного баланса колонны

$$Fxf - Wx_w - Dx_p = 0. \quad (X.9)$$

Исходные данные при решении системы уравнений математического описания: число тарелок в колонне N , номер тарелки f , на которую подается питание; количество питания F , состав питания x_f , количество отбираемого дистиллята $D = G_p$, количество подаваемой на флегмы $L = \Phi = G_p R$. Величины потоков задаются в килограмм-молях, составы — в молярных долях. Количество пара в колонне G рассчитывается по уравнению

$$G = L + D = G_p(R + 1). \quad (X.10)$$

Решение системы уравнений математического описания производится потарелочным расчетом в направлении от куба колонны к дефлегматору в последовательности [см. ч. I]:

1. Задается начальное значение концентрации компонента в кубе колонны x_w , например равное составу питания x_f .

2. Рассчитывается по уравнению (X.2) состав пара y_w^* , уходящего из куба колонны.

3. Определяется по уравнению (X.8) состав жидкости на первой тарелке отпарной секции колонны.

4. Определяется по уравнению (X.1) состав пара, уходящего с тарелки.

5. Определяется по уравнениям (X.5) для отпарной секции или (X.6) для укрепляющей состав жидкости на вышерасположенной тарелке.

6. Определяется состав дистиллята x_p , для чего повторяются расчеты пп. 4 и 5 для всех тарелок колонны.

7. Проверяется выполнение общего компонентного баланса колонны для принятого значения x_w и рассчитанного x_p :

$$\Pi = Wx_w + Dx_p - Fxf. \quad (X.11)$$

Если $|\Pi| > \epsilon$, где ϵ — заданная точность выполнения общего покомпонентного баланса, то изменяется принятое значение концентраций летучего компонента в кубе колонны x_w и расчет повторяется, начиная с п. 2. Если же $|\Pi| < \epsilon$, то расчет заканчивается. Для уточнения значения x_w используется метод половинного деления.

В результате решения системы уравнений математического описания определяются составы продуктов разделения x_p и x_w , а также составы жидкости и пара для всех тарелок колонны. Если в систему уравнений математического описания включить соотношение

$$T = f(x), \quad (X.12)$$

определяющее температуру кипения жидкости как функцию состава, то можно рассчитать температуры для всех тарелок колонны.

Математическая модель может использоваться для исследования различных режимов разделения, а также для расчета статических характеристик колонны по различным каналам, например, по каналам «количество питания — состав продуктов разделения», «состав питания — состав продуктов разделения», «величина орошения — состав продуктов разделения» и т. п. При наличии зависимости температуры кипения от состава (X.12) при помощи рассмотренной модели можно найти положение контрольной тарелки в колонне. По температуре жидкости на контрольной тарелке регулируется режим разделения.

М о д е л ь 2. В математическом описании модели 2 учитывается тепловое взаимодействие потоков пара и жидкости по высоте колонны, а также неидеальность смешения жидкости на тарелках. При составлении математического описания приняты следующие допущения:

1. Жидкость на тарелках находится при температуре кипения, пар — при температуре точки росы.
2. Массопередача на тарелках колонны эквимолярная.
3. Неидеальность смешения жидкости на тарелке учитывается ячейочной моделью.
4. Движение парового потока в массообменном пространстве тарелки описывается моделью идеального вытеснения.
5. В межтарельчатом пространстве пар идеально перемешивается.
6. Кипятильник колонны работает как полный или парциальный испаритель.
7. Флегма для орошения колонны образуется или в полном конденсаторе или в парциальном дефлегматоре.
8. Тарелка работает в адиабатических условиях, т. е. потерь тепла отсутствуют.
9. Теплосодержание паровой и жидкой фаз рассчитывается по правилу аддитивности через теплосодержание чистых компонентов.

С учетом перечисленных допущений приняты следующие уравнения математического описания:

уравнение для расчета состава пара, уходящего с тарелки,

$$y_i = \frac{G_{i-1}}{G_i} [y_{i-1} + E_i (y_i^* - y_{i-1})] + \Omega_i, \quad (\text{X.13})$$

где

$$E_i = \frac{L_i}{G_i m_i} \left[\left(1 + \frac{G_i}{L_i} \frac{m_i \eta_i}{s} \right)^s - 1 \right]; \quad (\text{X.14})$$

Ω_i — поправка на изменение парового потока, определяемая как

$$\Omega_i = \begin{cases} y_i^* (G_i - G_{i-1}) / G_i & G_i > G_{i-1} \\ x_{i-1}^* (G_i - G_{i-1}) / G_i & G_i < G_{i-1}, \end{cases} \quad (\text{X.15})$$

s — число ячеек в модели потока жидкости; η_i — к.п.д. ячейки смешения;

$$\eta_i = 1 - \exp(-N_{oyi}); \quad (X.16)$$

y_i^* — концентрация пара, равновесная жидкости;

$$y_i^* = \frac{(a + bx_i) x_i}{1 + (c + dx_i) x_i}, \quad (X.17)$$

x_{i-1}^* — концентрация жидкости, равновесная пару, поступающему на тарелку; N_{oyi} — общее число единиц переноса;

$$N_{oyi} = 1 / \left(\frac{1}{N_{yi}} + m_i \frac{G_i}{L_i} \frac{1}{N_{xi}} \right), \quad (X.18)$$

N_{yi} — число единиц переноса по пару;

$$N_{yi} = \left(\frac{D_{yi} \gamma_{yi}}{\mu_{yi}} \right)^{0,5} (0,776 + 4,57h_{wi} - 0,24V_{si} \sqrt{\gamma_{yi}} + 0,029 \frac{L_{si}}{l_i}); \quad (X.19)$$

N_{xi} — число единиц переноса по жидкости;

$$N_{xi} = 5,15 \cdot 10^4 (D_{xi})^{0,5} (0,213V_{si} \sqrt{\gamma_{yi}} + 0,15) \tau_{L_i}; \quad (X.20)$$

τ_{L_i} — среднее время пребывания жидкости на тарелке, ч;

$$\tau_{L_i} = \frac{h_{L_i} z_{L_i} l_i}{L_{si}}; \quad (X.21)$$

h_{L_i} — высота слоя жидкости на тарелке, м;

$$h_{L_i} = 0,042 + 0,19h_{wi} - 0,5V_{si} \sqrt{\gamma_{yi}} + 0,0135 \frac{L_{si}}{l_i}; \quad (X.22)$$

h_{wi} — высота сливной перегородки, м; V_{si} — объемная скорость пара в свободном сечении колонны, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$; γ_{yi} — удельный вес пара; L_{si} — объемная скорость потока жидкости, $\text{м}/\text{ч}$; l_i — средняя ширина потока жидкости на тарелке, м; z_{L_i} — длина пути жидкости на тарелке, м; D_{yi} — коэффициент молекулярной диффузии в паре, $\text{м}^2/\text{ч}$; D_{xi} — коэффициент молекулярной диффузии в жидкости, $\text{м}^2/\text{ч}$; μ_{yi} — вязкость пара;

уравнения покомпонентного баланса для отпарной секции колонны

$$L_{i+1}x_{i+1} - G_i y_i - Wx_w = 0, \quad i = 1, \dots, f-1; \quad (X.23)$$

уравнения покомпонентного баланса для укрепляющей секции колонны

$$L_{i+1}x_{i+1} - G_i y_i - Wx_w + Fx_f = 0, \quad i = f, \dots, N; \quad (X.24)$$

уравнение для конденсатора

$$x_p = y_{N+1} = y_N + E_d (y_{N+1}^* - y_N), \quad (X.25)$$

где E_d — эффективность дефлегматора.

Для полного конденсатора $E_D = 0$ и для парциального дефлегматора $E_D = 1$. Для парциального дефлегматора состав жидкости, подаваемой на орошение, равновесен составу дистиллята y_{N+1} ;

уравнение покомпонентного баланса для куба колонны

$$L_1 x_1 - G_0 [x_w + E_w (y_w^* - x_w)] - W x_w = 0, \quad (X.26)$$

где $E_w = 0$ для полного испарителя и $E_w = 1$ — для парциального испарителя;

уравнение общего материального баланса для отпарной секции колонны

$$L_{i+1} - G_i - W = 0, \quad i = 1, \dots, f-1; \quad (X.27)$$

уравнение общего материального баланса для укрепляющей секции колонны

$$L_{i+1} - G_i - W + F = 0, \quad i = f, \dots, N; \quad (X.28)$$

уравнение теплового баланса для отпарной секции колонны

$$L_{i+1} h_{i+1} - G_i H_i - W h_w + Q_w = 0, \quad i = 1, \dots, f-1; \quad (X.29)$$

уравнение теплового баланса для укрепляющей секции колонны

$$L_{i+1} h_{i+1} - G_i H_i - W h_w + Q_w + F \bar{h}_f = 0, \quad i = f, \dots, N; \quad (X.30)$$

соотношение для расчета теплосодержания жидкости

$$h_i = [c_{L_i} x_i + c_{L_2} (1 - x_i)] T_{x_i} \quad (X.31)$$

и теплосодержания пара

$$H_i = [c_{v_i} y_i + c_{v_2} (1 - y_i)] T_{y_i} + r_1 y_i + r_2 (1 - y_i), \quad (X.32)$$

где c_{L_j} , c_v — теплоемкости жидкости и пара; r_j — теплота испарения для j -го компонента;

уравнение для расчета температуры конденсации пара

$$T_{y_i} = \sum_{p=0}^k a_p y_i^p, \quad (X.33)$$

где a_p — константа аппроксимирующего полинома;

уравнение общего материального баланса колонны

$$F - W - D = 0; \quad (X.34)$$

уравнение общего теплового баланса колонны (исключая конденсатор)

$$L_{N+1} \bar{h}_{N+1} + F \bar{h}_f + Q_w - G_N H_N - W h_w = 0, \quad (X.35)$$

где Q_w — количество тепла, подводимое к кубу колонны; \bar{h}_{N+1} — теплосодержание флегмы, подаваемой на орошение; \bar{h}_f — теплосодержание питания.

Так как теплосодержание флегмы может отличаться от теплосодержания, соответствующего ее температуре кипения, то температура

орошения должна быть задана в исходной информации. Теплосодержание питания определяется с учетом его фазового состояния. Питание подается или в жидкой фазе при температуре кипения или охлаждения, или в паровой фазе, или в виде паро-жидкостной смеси. В последних двух случаях при расчете состава пара, уходящего с тарелки питания, значение y_f корректируется по формуле с учетом уравнения (X.13):

$$y_f = [(G_f - G_F) y_f + G_F y_F] G_f, \quad (\text{X.36})$$

где G_f — количество паровой фазы, поступающей под тарелку, расположенную выше тарелки питания; G_F — количество паровой фазы в питании; y_F — состав паровой фазы питания.

Исходные данные для решения системы уравнений математического описания: число тарелок в колонне N , номер тарелки питания f , количество питания F , количество паровой фазы в питании G_F , состав питания x_F , состав паровой фазы питания y_F , общее теплосодержание питания \bar{h}_F , температура $T_{x, N+1}$ или теплосодержание \bar{h}_{N+1} флегмы; количество тепла, подводимое к кубу колонны Q_W ; величина орошения L_{N+1} , теплоемкости c_{Lj} , c_{vj} и теплоты испарения r_j компонентов, конструктивные параметры колонны и физические свойства компонентов.

Решение системы уравнений математического описания производится итерационным методом, который заключается в последовательном уточнении концентраций и величин потоков по тарелкам колонны. Последовательность расчета:

1. Задается начальное распределение составов в паре и жидкости по тарелкам колонны, например составы жидкости и пара по тарелкам полагаются равными составу питания.

2. Определяются совместным решением уравнений (X.34) и (X.35) величины G_N и W , и после чего с использованием балансовых соотношений (X.27) — (X.30) рассчитываются потоки G_i и L_i для всех тарелок колонны.

3. Рассчитываются составы пара и жидкости по тарелкам колонны (последовательность расчета составов аналогична рассмотренной для модели 1).

Расчеты по пп. 2 и 3 повторяются до получения совпадающих значений концентраций и величин потоков на двух последовательных итерациях. Для ускорения сходимости при расчете значения W используется итеративный метод Верстейна. В результате решения системы уравнений математического описания определяются составы продуктов разделения, составы и температуры по всем тарелкам колонны, а также величины потоков жидкости и пара на тарелках. Математическая модель может использоваться для исследования различных режимов разделения, а также для расчета различных статических характеристик ректификационных колонн, разделяющих бинарные смеси компонентов с резко отличающимися температурами кипения.

М о д е л ь 3. Эта модель, наиболее широко используемая в практике проектных расчетов, основана на концепции теоретической ступени разделения. Многочисленные модификации этой модели не имеют принципиальных отличий. Основное допущение, используемое в этой

модели, состоит в том, что пар, уходящий со ступени разделения, находится в равновесии с жидкостью, покидающей эту ступень. Таким образом исключается необходимость в рассмотрении процесса массопередачи в многокомпонентных смесях, что в свою очередь существенно упрощает решение системы уравнений математического описания. Математическое описание процесса ректификации многокомпонентной смеси включает следующие уравнения:

уравнения для расчета состава пара, равновесного жидкости,

$$y_{ij}^* = f_j(T_i, P_i, x_{i,1}, x_{i,2}, \dots, x_{i,n}), \quad f = 1, \dots, n. \quad (X.37)$$

Вводя понятия коэффициентов активности γ_j и фугитивности φ_j , можно написать

$$y_{ij}^* = \frac{1}{\varphi_{ij}} \gamma_{ij} P^0(T_i) x_{ij} = K_{ij}(T_i) x_{ij}, \quad (X.38)$$

где $P^0(T_i)$ — упругость паров чистого компонента, являющаяся функцией температуры.

Коэффициенты активности γ_j и фугитивности φ_j в общем случае зависят от концентрации всех компонентов, а также от температуры и давления, что учитывается задаваемыми для них соответствующими соотношениями:

$$\gamma_{ij} = \gamma_j(T_i, P_i, x_{i,1}, x_{i,2}, \dots, x_{i,n}), \quad (X.39)$$

$$\varphi_{ij} = \varphi_j(T_i, P_i, y_{i,1}, y_{i,2}, \dots, y_{i,n}); \quad (X.40)$$

уравнение покомпонентных материальных балансов ступеней разделения

$$L_{f_i} x_{fij} + G_{F_i} y_{fij} + L_{i+1} x_{i+1, j} + G_{i-1} y_{i-1, j} - L_{wi} x_{ij} - G_{wi} y_{ij} - L_i x_{ij} - G_i y_{ij} = 0, \quad f = 1, \dots, n; \quad i = 0, \dots, N+1, \quad (X.41)$$

где L_{f_i} — количество жидкого питания, подаваемого на i -ю ступень; G_{f_i} — количество парового питания, подаваемого на i -ю ступень; L_{wi} — количество отбираемой на i -й ступени жидкой фракции; G_{wi} — количество отбираемой на i -й ступени паровой фракции.

При наличии парового питания состав пара, уходящего с i -й ступени, определяется выражением

$$y_{ij} = [(G_i - G_{f_i}) y_{ij}^* + G_{f_i} y_{fij}] / G_i; \quad (X.42)$$

уравнения общего материального баланса ступеней

$$L_{f_i} + G_{f_i} + L_{i+1} + G_{i-1} - L_{wi} - G_{wi} - L_i - G_i = 0, \quad i = 0, \dots, N+1; \quad (X.43)$$

уравнения общего теплового баланса ступеней

$$q_i + L_{f_i} h_{f_i} + G_{f_i} H_{f_i} + L_{i+1} h_{i+1} + G_{i-1} H_{i-1} - L_{wi} h_i - G_{wi} H_i - L_i h_i - G_i H_i = 0, \quad i = 0, \dots, N+1, \quad (X.44)$$

где q_i — количество тепла, подводимого на i -ю ступень извне.

Температура на i -й ступени определяется по уравнению

$$\Pi(T_i) = \sum_{j=1}^n K_{ij}(T_i)x_{ij} - 1 = 0. \quad (\text{X.45})$$

Для решения уравнения (X.45) кипятильник колонны ($i = 0$) рассматривается или как парциальный испаритель, разделительная способность которого равна разделительной способности теоретической ступени, или как полный испаритель, для которого состав пара предполагается равным составу жидкости в кипятильнике. Аналогично при полном конденсаторе состав жидкости, поступающей на орошение колонны, предполагается равным составу дистиллята. Для парциального дефлегматора состав отбираемого в паровой фазе дистиллята предполагается равновесным жидкости, поступающей на орошение колонны, т. е. дефлегматор рассматривается как теоретическая ступень разделения.

Для решения системы уравнений математического описания используется итерационный метод поочередного уточнения концентраций и величин потоков пара и жидкости. На каждой итерации температурный профиль по ступеням разделения предполагается неизменным, зависящим от концентрации компонентов, рассчитанной на предыдущей итерации. При таком предположении система уравнений (X.41) оказывается линейной. Контроль окончания итераций осуществляется проверкой условий:

$$\left| \sum_{j=1}^n x_{ij} - 1 \right| < \epsilon, \quad i = 0, \dots, N + 1, \quad (\text{X.46})$$

которые должны выполняться для всех ступеней разделения с заданной точностью ϵ . В процессе расчета составов по ступеням разделения возникает необходимость в коррекции составов с тем, чтобы при расчете температур выполнялись равенства:

$$\sum_j x_{ij} = 1, \quad i = 0, \dots, N + 1. \quad (\text{X.47})$$

Простейшим способом такой коррекции является нормировка концентраций, при которой скорректированные значения находятся по формуле

$$x_{ij} = \frac{x_{ij}}{\sum_j x_{ij}}, \quad \begin{matrix} j = 1, \dots, n, \\ i = 0, \dots, N + 1. \end{matrix} \quad (\text{X.48})$$

Однако при таком способе коррекции оказываются нарушенными общие материальные балансы по компонентам для всей колонны, что существенно сказывается на скорости сходимости итерационного метода. Для устранения этого противоречия и ускорения сходимости решения используется θ -метод коррекции концентраций в колонне.

Для колонны, в которой производится M отборов фракций, включая отбор дистиллята и исключая кубовый остаток, вводятся M величин θ_s , при помощи которых определяются корректированные составы в отбираемых потоках по формуле

$$\tilde{z}_{lj} = \theta_l z_{lj} \frac{(Fx_f)_j}{Wx_{wj} + \sum_{s=1}^M \theta_s W_s z_{sj}}, \quad (X.49)$$

где z_{lj} — рассчитанные по уравнениям (X.38) и (X.41) концентрации компонентов при условии постоянства температур в отбираемой l -й фракции; \tilde{z}_{lj} — корректированные значения концентраций; $(Fx_f)_j$ — суммарное количество компонента, поступающего в колонну со всеми питаниями; W_s — количество отбираемой s -й фракции; W — кубовый остаток.

Значения θ_s находятся решением системы уравнений

$$\sum_{j=1}^n \tilde{z}_{lj} - 1 = 0, \quad l = 1, \dots, M, \quad (X.50)$$

после чего производится коррекция концентраций на всех ступенях разделения согласно формулам

$$\tilde{x}_{ij} = \frac{(x_{ij}/x_{wj}) \tilde{x}_{wj}}{\sum_{i=1}^n (x_{ij}/x_{wj}) \tilde{x}_{wj}}, \quad (X.51)$$

$$\tilde{y}_{ij} = \frac{(y_{ij}/x_{wj}) \tilde{x}_{wj}}{\sum_{j=1}^n (y_{ij}/x_{wj}) x_{wj}}, \quad (X.52)$$

в которых используются корректированные значения концентраций в кубе колонны \tilde{x}_{wj} , определяемые как

$$\tilde{x}_{wj} = x_{wj} \frac{(Fx_f)_j}{Wx_{wj} + \sum_{s=1}^M \theta_s W_s z_{sj}}. \quad (X.53)$$

Нетрудно проверить, что определенные таким образом корректированные значения концентраций в потоках отбираемых фракций удовлетворяют общему покомпонентному материальному балансу колонны, для чего достаточно вычислить выражение

$$W\tilde{x}_{wj} + \sum_{s=1}^M W_s \tilde{z}_{sj},$$

которое с учетом формул (X.49) и (X.53) будет равно

$$W\tilde{x}_{mj} + \sum_{S=1}^M W_S \tilde{z}_{Sj} = (Fx_j)_j \frac{Wx_{wj} + \sum_{s=1}^M \theta_s W_S z_{Sj}}{Wx_{wj} + \sum_{s=1}^M \theta_s W_S z_{Sj}} = (Fx_j)_j, \quad (X.54)$$

т. е. материальный баланс по компоненту с скорректированными значениями концентраций оказывается выполненным.

Модель 4. Для учета разделительной способности реальных тарелок можно использовать соотношения, которые определяют состав пара, уходящего с тарелки, в условиях многокомпонентной массопередачи. К уравнениям модели 3 при этом добавляются уравнения для расчета матрицы локальных эффективностей контакта пара и жидкости, а также условия типа (X.15), позволяющие учитывать изменение парового потока на тарелке.

Общая последовательность решения системы уравнений математического описания при этом остается такой же, как и для модели 3. Однако в некоторых случаях возможны затруднения со сходимостью решения, обусловленные тем, что в процессе расчета составов по тарелкам колонны с использованием определенных эффективностей контакта могут появиться отрицательные значения концентраций. Для этого используют специальные приемы.

Модель 5. Предназначена для моделирования нестационарных режимов (динамики) тарельчатых колонн многокомпонентной ректификации близкоккипящих смесей. Отличительной особенностью такой ректификации является то, что для четкого разделения компонентов требуются колонны с большим числом тарелок. Поэтому инерционность таких колонн, как правило, весьма затруднительна, что затрудняет экспериментальное исследование их динамических характеристик, необходимых для выбора и расчета систем автоматического регулирования. Математическое описание нестационарных режимов тарельчатых колонн, разделяющих близкоккипящие смеси, составлено с учетом следующих допущений.

1. Инерционные свойства колонны определяются удерживающей способностью колонны по жидкости, поэтому влиянием находящегося в колонне пара на динамические характеристики колонны можно пренебречь.

2. Временем установления гидродинамических режимов в колонне можно пренебречь по сравнению с временем установления концентраций.

3. Равновесные составы для многокомпонентной смеси определяются как

$$y_j = \frac{\alpha_j x_j}{\sum_{i=1}^n \alpha_i x_i}, \quad (X.55)$$

где α_j — относительные летучести компонентов, которые предполагаются не зависящими от температуры.

4. Колонна с полным конденсатором, инерционность которого определяется количеством жидкости, находящейся во флегмовой емкости.

5. Эффективность тарелок E постоянна по высоте колонны и одинакова для всех компонентов.

6. Потоки пара и жидкости постоянны по сечениям колонны.

Система уравнений математического описания нестационарных режимов колонны включает следующие уравнения:

для тарелок отпарной (исчерпывающей) секции колонны

$$v_{L_i} \frac{dx_{ij}}{d\tau} = (L + F)(x_{i+1,i} - x_{ij}) + G(y_{i-1,j} - y_{ij}), \quad j=1, \dots, n, \quad i=1, \dots, f-1; \quad (X.56)$$

для тарелок укрепляющей секции колонны

$$v_{L_i} \frac{dx_{ij}}{d\tau} = L(x_{i+1,j} - x_{ij}) + G(y_{i-1,j} - y_{ij}), \quad (X.57)$$

$$j = 1, \dots, n, \quad i = f + 1, \dots, N;$$

для тарелки питания

$$v_{L_f} \frac{dx_{fi}}{d\tau} = Lx_{f+1,j} - (L + F)x_{fj} + G(y_{f-1,j} - y_{fj}) + Fx_{fj}, \quad (X.58)$$

$$j = 1, \dots, n;$$

для куба колонны

$$v_{L_w} \frac{dx_{wj}}{d\tau} = (L + F)x_{1,j} - Gy_{wj}^* - Wx_{wj}, \quad j = 1, \dots, n; \quad (X.59)$$

для дефлегматора колонны

$$v_{L_D} \frac{dx_{Dj}}{d\tau} = Gy_{wj} - (L + D)x_{Dj}, \quad j = 1, \dots, n, \quad (X.60)$$

где v_{L_i} , v_{L_w} , v_{L_D} — удерживающие способности по жидкости на тарелках, в кубе и флегмовой емкости.

Уравнение для расчета состава пара, уходящего с тарелки, в нестационарном режиме

$$y_{ij} = y_{i-1,j} + \eta(y_{ij}^* - y_{i-1,j}). \quad (X.61)$$

Исходными данными для расчета нестационарного процесса в ректификационной колонне служат начальные значения концентраций в паре и жидкости, соответствующие невозмущенному режиму работы колонны, а также параметры режима, соответствующие возникающему возмущению, обусловленному изменениями количества питания, его состава, величины орошения L или парового потока G . Возможно нанесение возмущений сразу по нескольким каналам одновременно или в определенной последовательности. Начальные концентрации для исходного невозмущенного режима определяются при помощи стационарной или нестационарной модели. Для этого уравнения математиче-

ского описания интегрируют при произвольных начальных условиях с режимными параметрами, соответствующими искомому стационарному режиму. Для интегрирования системы уравнений (X.56) — (X.61) используется метод Эйлера с постоянным шагом. Величина шага определяется из условия

$$\Delta\tau = (0,01 \div 0,1) \tau_{\min}, \quad (\text{X.62})$$

где τ_{\min} — наименьшая постоянная времени среди постоянных времени τ_{ij} уравнений, рассчитываемых по формуле

$$\tau_{ij} = \frac{v_{L_i}}{L_i + m_{ij} \eta G_i}, \quad (\text{X.63})$$

в которой

$$m_{ij} = \frac{\partial y_{ij}}{\partial x_{ij}}. \quad (\text{X.64})$$

Рассмотренная математическая модель динамики тарельчатых колонн может использоваться для расчета пусковых режимов колонн и для исследования переходных процессов на режимах эксплуатации, включая перевод колонны с одного режима работы на другой.

Модель 6. В модели 6 использован прием линеаризации дифференциальных уравнений, описывающих изменение концентраций на тарелках колонны. При этом выделены слабоизменяющиеся комплексы. Величина этих комплексов может быть с достаточной точностью предсказываться в процессе интегрирования методом экстраполяции. Для этого уравнения, определяющие изменение концентраций на тарелках колонны во времени:

$$v_{L_i} \frac{dx_{ij}}{d\tau} = L_{i+1} x_{i+1, j} - L_i x_{ij} + G_{i-1} y_{i-1, j} - G_i y_{ij}, \quad (\text{X.65})$$

записываются как

$$\begin{aligned} v_{L_i} \frac{dx_{ij}}{d\tau} = & L_{i+1} x_{i+1, j} - \left(L_i + G_i \frac{y_{ij}}{x_{ij}} \right) x_{ij} + \\ & + \left(G_{i-1} \frac{y_{i-1}}{x_{i-1, j}} \right) x_{i-1, j} \end{aligned} \quad (\text{X.66})$$

или

$$\frac{dx_{ij}}{d\tau} = A_{ij} x_{i-1, j} + B_{ij} x_{ij} + C_{ij} x_{i+1, j}; \quad (\text{X.67})$$

Аналогичным образом представляются также уравнения для куба

$$\frac{dx_{wj}}{d\tau} = B_{wj} x_{wj} + C_{wj} x_{1, j} \quad (\text{X.68})$$

и конденсатора колонны

$$\frac{dx_{pj}}{d\tau} = A_{pj} x_{Nj} + B_{pj} x_{pj}, \quad (\text{X.68})$$

где

$$A_{ij} = G_{i-1} \frac{y_{i-1, j}}{x_{i-1, j}} \frac{1}{v_{L_i}}; \quad A_{pj} = G_N \frac{y_{Nj}}{x_{Nj}} \frac{1}{v_{L_p}}; \quad (\text{X.70})$$

$$B_{ij} = - \left(L_i + G_j \frac{y_{ij}}{x_{ij}} \right) \frac{1}{v_{L_i}}; \quad B_{wj} = - \left(W + G_w \frac{y_{wj}}{x_{wj}} \right) \frac{1}{v_{L_N}}; \quad (\text{X.71})$$

$$B = - (L + D) \frac{1}{v_{L_p}}; \quad (\text{X.71})$$

$$C_{ij} = L_{i+1} / v_{L_i}; \quad C_{wj} = L_1 / v_{L_w}. \quad (\text{X.72})$$

Состав пара, уходящего с тарелки, y_{ij} можно рассчитать с использованием любых способов описания равновесия, а также любых способов представления разделительной способности тарелок. При этом входящие в выражения (X.70) и (X.71) соотношения y_{ij}/x_{ij} изменяются слабее, чем концентрации на тарелках колонны. Это позволяет рассматривать выражения (X.70) — (X.72) как слабоизменяющиеся комплексы в уравнениях (X.66)—(X.69) и вместо вычисления их значений на каждом шаге интегрирования применять экстраполяционные зависимости, которые можно строить по результатам предшествующих шагов.

В алгоритме используется метод интегрирования Эйлера с постоянным шагом, выбираемым с учетом условия (X.62), в котором минимальное значение постоянной времени τ_{\min} определяется как наименьшее среди постоянных времени всех тарелок:

$$\tau_{ij} = \frac{v_{L_i}}{L_i + G_i y_{ij} / x_{ij}}. \quad (\text{X.73})$$

В процессе интегрирования с экстраполируемыми значениями A_{ij} , B_{ij} , C_{ij} проверяется выполнение условия

$$\left| \sum_{j=1}^n x_{ij} - 1 \right| < \epsilon, \quad (\text{X.74})$$

нарушение которого свидетельствует о необходимости изменения шага экстраполяции в сторону его уменьшения. При этом осуществляется возврат к началу последнего интервала экстраполяции и производится повторное интегрирование с уменьшенным шагом экстраполяции.

Рассмотренный алгоритм интегрирования с экстраполяцией слабоизменяющихся комплексов в дифференциальных уравнениях оказывается более быстродействующим при расчетах переходных процессов в ректификационных колоннах, в особенности при моделировании пусковых режимов. Кроме того, рассмотренный алгоритм может использоваться при моделировании переходных процессов, возникающих

три ступенчатом переводе колонны с одного режима на другой, поскольку для этих случаев величина шага экстраполяции может быть весьма значительной к концу переходного процесса.

§ 3. Влияние структуры потоков на эффективность тарельчатых колонн

Тарельчатым колоннам, составляющим основную группу аппаратов с поверхностью контакта, образуемой в процессе движения потоков, свойственны общие закономерности в структуре потоков на тарелках. В свою очередь от гидродинамической структуры потоков, определяющей перемешивание на тарелках, зависит эффективность тарельчатых колонн. В процессе массопередачи концентрация жидкости на тарелке меняется от входа жидкости на тарелку до ее выхода. Наилучшие условия разделения достигались бы, если бы на тарелке не происходило смешения жидкости разного состава. Для понимания механизма перемешивания жидкости рассмотрим три варианта движения жидкости и пара:

- 1) жидкость на тарелке не перемешана, пар в межтарельчатом пространстве идеально перемешан;
- 2) жидкость и пар движутся без перемешивания, а направление потока жидкости на смежных тарелках совпадает;
- 3) жидкость и пар движутся без перемешивания, а направление потока жидкости на смежных тарелках изменяется на противоположное.

Наиболее эффективно однонаправленное движение жидкости на смежных тарелках, а перемешивание жидкости на тарелке и пара в межтарельчатом пространстве нежелательно. В первом варианте для элементарного объема слоя на тарелке с постоянной шириной уравнение материального баланса будет

$$Ldx = G \frac{dz}{l_T} (y - \bar{y}_{n+1}); \quad (X.75)$$

где L — массовая скорость жидкости, кг-моль/ч; G — массовая скорость пара, кг-моль/ч; l_T — длина рабочей части тарелки, м; x , y — концентрация летучего компонента в жидкости и паре соответственно, мол. доли.

Полагая, что в пределах одной тарелки равновесная зависимость имеет линейный характер и может быть представлена в виде

$$y^* = mx + b,$$

где m — тангенс угла наклона кривой равновесия. Введя безразмерную координату $z = \frac{z}{l_T}$, где l_T — длина рабочей части тарелки; z — текущая координата точки, считая от конца рабочей части тарелки, преобразуем уравнение (X.75):

$$\frac{L}{m} dy^* = Gdz(y - \bar{y}_{n+1}). \quad (X.76)$$

Так как фактор диффузионного потенциала λ равен отношению тангенсов углов наклона равновесной и рабочей линии (mG/L), то выражение (X.76) может быть записано в виде

$$dy^* = \lambda (y - \bar{y}_{n+1}) dZ \quad (X.77)$$

или

$$\frac{dy^*}{y - \bar{y}_{n+1}} = \lambda dZ, \quad (X.78)$$

а так как $\bar{y}_{n+1} = \text{const}$, то

$$\frac{d(y^* - \bar{y}_{n+1})}{y - \bar{y}_{n+1}} = \lambda dZ. \quad (X.79)$$

По уравнению (VII.38)

$$\eta_{oy} = \frac{y - \bar{y}_{n+1}}{y^* - \bar{y}_{n+1}} \quad (X.80)$$

и

$$y^* - \bar{y}_{n+1} = \frac{1}{\eta_{oy}} (y - \bar{y}_{n+1}). \quad (X.81)$$

Принимая $\eta_{oy} = \text{const}$ и дифференцируя, получаем

$$d(y^* - \bar{y}_{n+1}) = \frac{d(y - \bar{y}_{n+1})}{\eta_{oy}}. \quad (X.82)$$

Подставляя в уравнение (X.82) значение $d(y^* - \bar{y}_{n+1})$ из равенства (X.79), получаем

$$\frac{d(y - \bar{y}_{n+1})}{y - \bar{y}_{n+1}} = \eta_{oy} \lambda dZ. \quad (X.83)$$

В результате интегрирования уравнения (X.83) в пределах от 0 до Z имеем

$$\ln \frac{y - \bar{y}_{n+1}}{y_n - \bar{y}_{n+1}} = \eta_{oy} \lambda Z, \quad (X.84)$$

или

$$y = e^{\eta_{oy} \lambda Z} (y_n - \bar{y}_{n+1}) + \bar{y}_{n+1}. \quad (X.85)$$

Средний состав пара, поднимающегося с тарелки, может быть определен по уравнению (X.85):

$$\begin{aligned} \bar{y}_n &= \int_0^1 y dZ = \int_0^1 [e^{\eta_{oy} \lambda Z} (y_n - \bar{y}_{n+1}) + \bar{y}_{n+1}] dZ = \\ &= \frac{1}{\eta_{oy} \lambda} (y_n - \bar{y}_{n+1}) (e^{\eta_{oy} \lambda} - 1) + \bar{y}_{n+1}. \end{aligned} \quad (X.86)$$

Подставляя \bar{y}_n из уравнения (X.86) в (X.80), определяем эффективность тарелки по газовой фазе:

$$\eta_{\text{ту}} = \frac{\frac{1}{\eta_{0y\lambda}} (y - \bar{y}_{n+1}) (e^{\eta_{0y\lambda}} - 1) + \bar{y}_{n+1} - \bar{y}_{n+1}}{y^* - \bar{y}_{n+1}}} = \frac{1}{\lambda} (e^{\eta_{0y\lambda}} - 1). \quad (\text{X.87})$$

На рис. 169 представлена зависимость к.п.д. тарелки от локального к.п.д. и фактора диффузионного потенциала при перекрестном токе газа и жидкости. Наибольшее значение $\eta_{\text{ту}}$ достигается в отсутствие перемешивания газа при движении жидкости на всех тарелках в одном направлении (прямоточные тарелки). Следующее место занимают тарелки с полным перемешиванием газа в межтарельчатом пространстве, далее следуют тарелки с движением жидкости в противоположных направлениях (без перемешивания газа) и на последнем месте стоят тарелки с полным перемешиванием жидкости и газа. Однако заметная разница в эффективности этих тарелок наблюдается лишь при достаточно высоких значениях локальной эффективности (свыше 0,7—0,8) и больших значениях фактора диффузионного потенциала (больше 0,5).

Эффективность тарелки по газовой фазе, определенная в отсутствие перемешивания газа между тарелками, для прямоточных тарелок надо считать завышенной, а для тарелок с движением

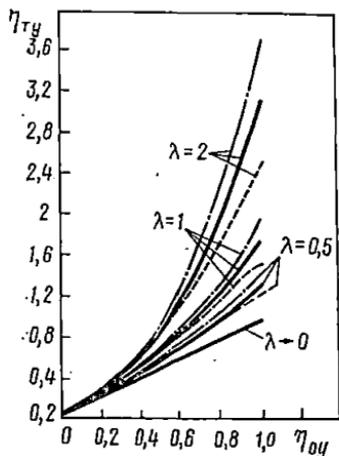


Рис. 169. Зависимость к.п.д. тарелки $\eta_{\text{ту}}$ от локального к.п.д. η_{0y} при перекрестном токе:

— газ перемешивается между тарелками; — жидкость движется на смежных тарелках в противоположных направлениях (газ не перемешивается между тарелками); — жидкость движется на смежных тарелках в одном направлении (газ не перемешивается между тарелками)

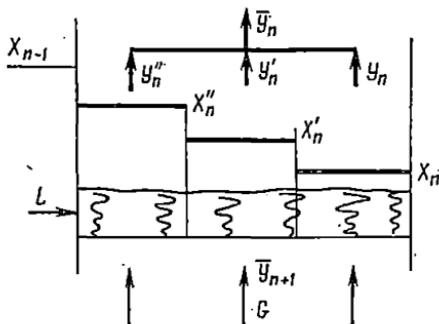


Рис. 170. Структурная схема процесса массообмена на тарелке

жидкости в противоположных направлениях — заниженной, так как в реальных условиях едва ли возможно движение газа в межтарельчатом пространстве без всякого перемешивания. Эффект перемешивания жидкости на тарелках колонн, который влияет на соотношение между η_0 и $\eta_{\text{т}}$, может быть оценен различными методами.

Ячеечная модель. Наибольшее распространение получило следующее представление о процессе перемешивания на тарелках. Тарелка делится по ходу жидкости на ряд

секций (ячеек), число которых n ; причем в каждой секции осуществляется полное перемешивание, но между секциями перемешивания не происходит. При этом предполагается, что: 1) расходы жидкости и пара для каждой ячейки постоянны; 2) на входе в каждую ячейку пар имеет один и тот же состав; 3) равновесная зависимость имеет линейный характер; 4) локальная эффективность постоянна на всей площади тарелки.

Структурные схемы процесса массообмена, соответствующие ячееч-

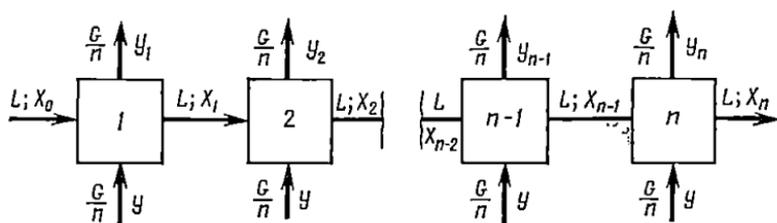


Рис. 171. Ячеечная модель процесса массообмена на тарелке

ной модели, показаны на рис. 170 и 171. Уравнение материального баланса для участка 1 (рис. 171) может быть записано в форме

$$Lx_0 = \frac{G}{n} y = Lx_1 + \frac{G}{n} y_1. \quad (\text{X.88})$$

По определению локального к.п.д.

$$\eta_{oy} = \frac{y_1 - y}{mx_1 - y + b}. \quad (\text{X.89})$$

Из выражения (X.89)

$$y_1 = \eta_{oy} mx_1 - \eta_{oy} y + y + \eta_{oy} b. \quad (\text{X.90})$$

Комбинируя (X.88) и (X.90), можно записать

$$x_1 = \frac{x_0}{1+B} + \frac{y'B}{m} \left(\frac{1}{1+B} \right), \quad (\text{X.91})$$

где

$$B = \frac{\eta_{oy} m G}{n L}; \quad y' = y - b.$$

Подобно можно записать выражение для x_2 :

$$x_2 = \frac{x_0}{(1+B)^2} + \frac{y'B}{m} \left[\frac{1}{1+B} + \frac{1}{(1+B)^2} \right], \quad (\text{X.92})$$

и, обобщая,

$$x_n = \frac{x_0}{(1+B)^n} + \frac{y'B}{m} \left[\frac{1}{1+B} + \frac{1}{(1+B)^2} + \dots + \frac{1}{(1+B)^n} \right]. \quad (\text{X.93})$$

Сумма членов геометрической прогрессии равна

$$\frac{1}{B} \left[1 - \frac{1}{(1+B)^n} \right]. \quad (\text{X.94})$$

Следовательно,

$$x_n = \frac{x_0}{(1+B)^n} + \frac{y'}{m} \left[1 - \frac{1}{(1+B)^n} \right]. \quad (\text{X.95})$$

Определяем среднюю концентрацию пара над тарелкой \bar{y} :

$$\bar{y} = \frac{1}{G} \left[\frac{G}{n} y_1 + \frac{G}{n} y_2 + \dots + \frac{G}{n} y_n \right] = \frac{\Sigma y}{n}. \quad (\text{X.96})$$

Комбинируя (X.90) и (X.96), получаем

$$\bar{y} = \frac{\eta_{oy} m}{n} (\Sigma X) - \eta_{oy} y + y + \eta_{oy} b. \quad (\text{X.97})$$

Определяем ΣX из соотношения

$$x_1 + x_2 = x_0 \left[\frac{1}{1+B} + \frac{1}{(1+B)^2} \right] + \frac{y'B}{m} \left[\frac{1}{(1+B)^2} + \frac{2}{1+B} \right] \quad (\text{X.98})$$

и, обобщая, имеем

$$\begin{aligned} \Sigma X = x_0 \left[\frac{1}{1+B} + \frac{1}{(1+B)^2} + \dots + \frac{1}{(1+B)^n} \right] + \\ + \frac{y'B}{m} \left[\frac{1}{(1+B)^n} + \frac{2}{(1+B)^{n-1}} + \dots + \frac{n}{1+B} \right]. \end{aligned} \quad (\text{X.99})$$

Сумма следующих за $y'B/m$ членов геометрической и арифметической прогрессии равна

$$\frac{(1+B)^n (Bn-1) + 1}{B^2 (1+B)^n}. \quad (\text{X.100})$$

Подставляя (X.94) и (X.100) в (X.99) и комбинируя (X.99) и (X.97), получаем

$$\bar{y} = \frac{\eta_{oy} m x_0}{nB} \left\{ 1 - \frac{1}{(1+B)^n} + \frac{\eta_{oy} m y' B}{nm} \left[\frac{(1+B)^n (Bn-1) + 1}{B^2 (1+B)^n} \right] \right\} - \eta_{oy} y' + y. \quad (\text{X.101})$$

Так как к.п.д. тарелки $\eta_{\pi y} = \frac{\bar{y} - y}{y_n^* - y}$, (X.102)

то, подставляя x_n из (X.95) в (X.100) и упрощая, получаем

$$y_n^* - y = \frac{m x_0 - y'}{(1+B)^n}. \quad (\text{X.103})$$

Подставляя \bar{y} из (X.101) в (X.102) и упрощая, получаем

$$\bar{y} - y = \frac{\eta_{oy}}{nB} (m x_0 - y') \left[\frac{(1+B)^n - 1}{(1+B)^n} \right]. \quad (\text{X.104})$$

Подставляя (X.97) и (X.98) в уравнение (X.103), получаем

$$\eta_{\text{ту}} = \frac{1}{\lambda} \left[\left(1 + \frac{\lambda \eta_{0y}}{n} \right) - 1 \right]. \quad (\text{X.105})$$

Для практического применения уравнения (X.105) необходимо предварительно определить локальную эффективность и число ячеек n . При полном смешении жидкости на тарелке $n = 1$, при $n \rightarrow \infty$ на тарелке нет смешения. Ориентировочно

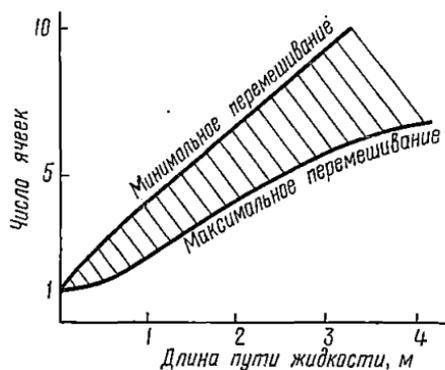


Рис. 172. Зависимость числа ячеек от длины пути, проходимого жидкостью на рабочей части тарелки

число ячеек от длины пути движения жидкости на тарелке можно определить по рис. 172.

При анализе интенсивности перемешивания на тарелках при помощи ячейечной модели необходимо иметь в виду, что: 1) число ячеек идеального перемешивания зависит от длины пути жидкости; чем длиннее путь, тем меньше перемешивание, а следовательно, больше число ячеек; 2) число ячеек зависит от скорости жидкости, с повышением скорости увеличивается число ячеек; 3) число ячеек зависит от конструкции тарелки; 4) число ячеек зависит от скорости пара;

5) перемешивание жидкости больше сказывается при высоких локальных эффективностях; 6) при постоянном числе ячеек эффективность тарелки возрастает с увеличением фактора диффузионного потенциала.

Наличие градиента концентрации жидкости на тарелке можно учесть при помощи коэффициента отклонения ϵ действительной движущей силы процесса массопередачи от движущей силы при идеальном перемешивании:

$$\epsilon = \Delta y_n / \Delta y_c. \quad (\text{X.106})$$

Величина ϵ связана с числом ячеек полного перемешивания равенством

$$\epsilon = \frac{1}{n} \frac{y_n - y_{n+1}}{y^* - y_{n+1}} \frac{1}{\sqrt{\frac{y_n^* - y_{n+1}}{y_n^* - y_n} - 1}}. \quad (\text{X.107})$$

Для определения числа ячеек полного перемешивания на колпачковой тарелке можно воспользоваться уравнением

$$n = 0,915 \cdot 10^{-2} \text{Re}_{\text{ж}}^{0,6} \left(\frac{D}{h_{\text{с. п}}} \right)^{1,2}, \quad (\text{X.108})$$

где $Re_{ж} = Lh_L/\nu_L$; D — диаметр колонны, м; L — расход жидкости, $л/м^2 \cdot с$; h_L — условная высота светлой жидкости на тарелке, м; $h_{с.п}$ — высота сливной перегородки, м; ν_L — кинематическая вязкость, $м^2/с$.

Число ячеек полного перемешивания, на которое условно можно изделить тарелку, зависит только от гидродинамической обстановки. Корость газовой фазы в интервале от 0,4 до 0,97 м/с не оказывает заметного влияния на интенсивность перемешивания жидкой фазы. Наибольшее влияние на интенсивность перемешивания жидкости оказывают расход жидкости и высота сливной перегородки; с увеличением расхода жидкости перемешивание ослабевает, с увеличением высоты сливной перегородки перемешивание интенсифицируется. Число ячеек полного перемешивания для ситчатой тарелки рассчитывается по уравнению

$$n = 0,45 + t_T (8,4 - 0,036h_{с.п}) - 0,0028G/L. \quad (X.109)$$

Циркуляционная модель. Эффект перемешивания жидкости на тарелке можно учесть также исходя из следующих соображений. Принимая, что часть жидкости от сливной перегородки мгновенно рециркулирует на вход тарелки и жидкость движется в режиме идеального вытеснения, к.п.д. тарелки можно определить по уравнению

$$\frac{\eta_{Ty}}{\eta_{Oy}} = \frac{c \left[e^{\frac{\lambda \eta_{Oy}}{c}} - 1 \right]}{\lambda \eta_{Oy}}, \quad (X.110)$$

где

$$c = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_1 - x_n}; \quad (X.111)$$

x_{n-1} — состав жидкости, поступающей на тарелку; x_1 — состав жидкости у входной перегородки; x_n — состав жидкости, покидающей тарелку.

При $c = 1$ смешение отсутствует, при $c = \infty$ — полное перемешивание. Однако для практических расчетов удобно следующее выражение:

$$\eta_{Ty} = \frac{e^{\lambda \eta_{Oy}(1-I)} - 1}{\lambda(1-I)}, \quad (X.112)$$

где I — фактор перемешивания. При полном отсутствии перемешивания $I = 0$ и η_{Ty} достигает максимального значения, равного

$$\eta_{Ty} = \frac{1}{\lambda} (e^{\lambda \eta_{Oy}} - 1). \quad (X.113)$$

При полном перемешивании $I = 1$ и η_{Ty} достигает минимального значения, равного $\eta_{Ty} = \eta_{Oy}$. Практически значения фактора перемешивания лежат в пределах $I = 0,25 - 0,75$.

Модель байпасирования. Согласно этой модели часть жидкости A и часть газа B проходят через тарелку в режимах байпасирования. Такое представление о структуре потоков приводит к соотношению

$$\eta_{\text{тн}} = \frac{(1-B)\eta_{0y}}{1 + \frac{A(1+B)}{1-A}} \quad (\text{X.11})$$

Диффузионная модель. Модель перемешивания на тарелках может быть развита из представлений о вихревой диффузии. Степень перемешивания характеризуется безразмерным числом Pe , представляющим отношение длины пути, проходимого жидкостью $l_{\text{ж}}$, к длине пути смешения $D_L/\omega_{\text{ж}}$, где D_L — коэффициент вихревой диффузии; $\omega_{\text{ж}}$ — линейная скорость аэрированной жидкости при движении через тарелку. Таким образом, число Pe выражается в виде

$$Pe = \frac{\omega_{\text{ж}} l_{\text{ж}}}{D_L} = \frac{l_{\text{ж}}^2}{D_L \tau} \quad (\text{X.11.})$$

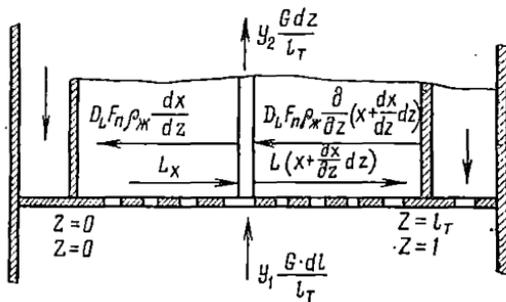


Рис. 173. К выводу уравнения диффузионной модели

где τ — время пребывания жидкости на тарелке, равное $\tau = \gamma_{\text{ж}} h_L / L$; $\gamma_{\text{ж}}$ — удельная молярная плотность жидкости, кг-моль/м³; h_L — высота светлой жидкости; L — количество жидкости, кг-моль/м².

Чем больше степень перемешивания, тем выше значение D_L и тем меньше значение Pe . Увеличение числа Pe указывает на уменьшение степени перемешивания.

Согласно диффузионной модели принимается, что скорость перемешивания компонента пропорциональна градиенту концентрации; количество переданного вещества описывается уравнениями, аналогичными уравнениям молекулярной диффузии. Основные уравнения однопараметрической диффузионной модели получают из материального баланса, составленного для элементарного пенного слоя на тарелке (рис. 173), и имеет вид

$$D_L \frac{d^2 x}{dz^2} - \frac{L}{F_{\Pi} \rho_{\text{ж}}} \frac{dx}{dz} + \frac{y_1 - y_2}{F_{\Pi} \rho_{\text{ж}}} \frac{G}{l_T} = 0, \quad (\text{X.116})$$

где F_{Π} — площадь поперечного сечения потока светлой жидкости, м². Если локальный к.п.д. не меняется по длине тарелки и равновесная зависимость линейна, то уравнение (X.116) можно привести к виду

$$\frac{1}{Pe} \frac{d^2 x}{dz^2} - \frac{dx}{dz} - \lambda \eta_{0y} (x - x_1^*) = 0, \quad (\text{X.117})$$

где

$$Pe = \frac{L l_T}{D_L F_{\Pi} \rho_{\text{ж}}} = \frac{\omega_{\text{ж}} l_T}{D_L};$$

ω — расход жидкости, кг-моль/с; $\omega_{ж}$ — скорость жидкости на тарелке, м/с; $\lambda = mG/L$ — фактор диффузионного потенциала; x_1^* — равновесное значение концентрации на выходе потока с тарелки; $Z = z/l_T$ — безразмерная координата.

Используя граничные условия

$$x = x_1 \text{ и } \frac{dx}{dZ} = 0 \text{ при } Z = 1 \quad (\text{X.118})$$

получаем следующее решение уравнения (X.117):

$$\frac{x - x_1^*}{x_1 - x_1^*} = \frac{e^{(a+Pe)(Z-1)}}{1 + \frac{a+Pe}{a}} + \frac{e^{a(1-Z)}}{1 + \frac{a}{a+Pe}}, \quad (\text{X.119})$$

где

$$a = \frac{Pe}{2} \left[\sqrt{1 + \frac{4\lambda\eta_{oy}}{Pe}} - 1 \right]. \quad (\text{X.120})$$

Уравнение (X.119) описывает изменение концентрации жидкости на тарелке при условии, что на тарелку поступает пар одинакового состава. Определим зависимость к.п.д. тарелки $\eta_{ТУ}$ от степени перемешивания жидкости и локального к.п.д. η_{oy} . Для этого запишем выражение для локального к.п.д. как

$$\eta_{oy} = \frac{y - y_{n+1}}{y^* - y_{n+1}} = \frac{y - y_{n+1}}{m(x - x_{n+1}^*)}, \quad (\text{X.121})$$

или

$$y - y_{n+1} = m(x - x_{n+1}^*) \eta_{oy}. \quad (\text{X.122})$$

При отсутствии полного перемешивания состав жидкости и, следовательно, пара изменяется по длине тарелки. При постоянной скорости пара (газа) по всему поперечному сечению тарелки и отсутствии градиента концентрации жидкости в направлении, перпендикулярном току жидкости, справедливо соотношение

$$y - \bar{y}_{n+1} = m\eta_{oy} \int_0^1 (x - x_{n+1}^*) dZ, \quad (\text{X.123})$$

где \bar{y}_n и \bar{y}_{n+1} — средние составы покидающего и поступающего на тарелку пара; Z — безразмерная координата сечения с концентрацией жидкости x , равная отношению расстояния сечения от начала активной зоны ко всей длине зоны барботажа.

Используя уравнение (X.87) и учитывая, что $y_n^* = mx_n + b$, получаем выражение для определения эффективности тарелки по газовой фазе:

$$\eta_{ТУ} = \frac{\bar{y}_n - \bar{y}_{n+1}}{m(x_n - x_{n+1}^*)}. \quad (\text{X.124})$$

Допуская, что состав поступающего пара не меняется по сечению тарелки, т.е. $x_{n+1}^* = \text{const}$, уравнение (X.124) можно записать в вид

$$\frac{\eta_{\text{тy}}}{\eta_{\text{oу}}} = \int_0^1 \frac{x - x_{n+1}^*}{x_n - x_{n+1}^*} dz. \quad (\text{X.125})$$

При выводе уравнения (X.125) не вводилось никаких предположений о природе процесса перемешивания; оно показывает, что при $\eta_{\text{oу}} = \text{const}$ профиль концентрации жидкости на тарелке однозначен и определяет средний состав пара, покидающего тарелку.

Подставляя уравнение (X.119) в уравнение (X.125) и интегрируя получаем

$$\frac{\eta_{\text{тy}}}{\eta_{\text{oу}}} = \frac{1 - e^{-(\alpha + \text{Pe})}}{(\alpha + \text{Pe}) \left(1 + \frac{\alpha + \text{Pe}}{a}\right)} + \frac{e^{\alpha} - 1}{\alpha \left(1 + \frac{\alpha}{\alpha + \text{Pe}}\right)}, \quad (\text{X.126})$$

$$\alpha = \frac{\text{Pe}}{2} \left(\sqrt{1 + \frac{4 \frac{mG}{L} \eta_{\text{o}}}{\text{Pe}}} - 1 \right),$$

где L и G — нагрузки по жидкости и пару, кг-моль/с.

Используя для решения уравнения (X.117) граничные условия

$$\frac{dx}{dz} = \frac{L}{F_{\text{нрж}} D_L} (x - x_{\text{т}}) \quad \text{при } z = 0; \quad (\text{X.127})$$

$$\frac{dx}{dz} = 0 \quad \text{при } z = l_{\text{т}}$$

и уравнение материального баланса для всей тарелки

$$\bar{y}_n = \bar{y}_{n+1} + \frac{L}{G} (x - x_{\text{т}}), \quad (\text{X.128})$$

получим следующую зависимость между $\eta_{\text{тy}}$ и $\eta_{\text{oу}}$:

$$\frac{\eta_{\text{тy}}}{\eta_{\text{oу}}} = \frac{1}{4\rho\lambda\eta_{\text{oу}}} \left\{ (1 + \rho)^2 \exp[-z(1 - \rho)] - (1 - \rho)^2 \exp[-z(1 + \rho)] - 4\rho \right\}, \quad (\text{X.129})$$

где

$$\rho = \left(1 + \frac{4\lambda}{\text{Pe}} \eta_{\text{oу}} \right)^{1/2}. \quad (\text{X.130})$$

Графическое решение уравнения (X.129) представлено на рис. 174. При $D_L \rightarrow 0$ уравнение (X.129) приводится к виду

$$\frac{\eta_{\text{тy}}}{\eta_{\text{oу}}} = \frac{\exp \lambda_{\text{oу}} - 1}{\lambda_{\text{oу}}}. \quad (\text{X.131})$$

При $D_L \rightarrow \infty$ $\eta_{\text{тy}}/\eta_{\text{oу}} = 1$.

Используя основные допущения диффузионной модели, можно получить уравнение для расчета локальной эффективности:

$$\eta_{oy} = 1 - \frac{4p \exp(2M_r)}{(1+p)^2 \exp[M_r(1+p)] - (1-p)^2 \exp[M_r(1-p)]} = N_{oy} \alpha = \frac{N_{ox} \alpha}{\lambda}, \quad (X.132)$$

где $p = \left(1 + 2 \frac{N_{oy}}{M_r}\right)^{1/2}$; $\alpha = \eta_{oy}/N_{oy}$; λ — фактор диффузионного потенциала; $N_{ox} = K_{ж} a \left(\frac{L_r}{w_{жк}}\right)$ — общее число единиц переноса, отнесенное к жидкой фазе; $N_{oy} = K_r a \left(\frac{h_f}{w_r}\right)$ — общее число единиц переноса, отнесенное к газовой фазе; $w_{жк}$, w_r — скорости жидкой и газовой фаз; м/с; $M_r = \frac{h_f w_r}{2D_G}$ — параметр, характеризующий перемешивание газа; $K_{ox} a$, $K_{oy} a$ — коэффициенты массопередачи по жидкой и газовой фазам, кг-моль/м³·с; h_f — высота пены, м.

Из уравнения (X.132) следует, что локальная эффективность зависит от времени контакта фаз, коэффициента массопередачи и перемешивания в газовой фазе и не зависит от положения рассматриваемой точки на тарелке. При идеальном перемешивании газа по высоте слоя пены ($M_r = 0$) η_{oy} стремится к предельному значению, определяемому уравнением

$$\eta_{oy} = \frac{N_{oy}}{1+N_{oy}} = \frac{N_{ox}}{\lambda \left(1 - \frac{N_{ox}}{\lambda}\right)}, \quad (X.133)$$

при отсутствии перемешивания по высоте слоя пены ($M_r \rightarrow \infty$)

$$\eta_{oy} = 1 - \exp(-N_{oy}) = 1 - \exp\left(-\frac{N_{ox}}{\lambda}\right). \quad (X.134)$$

Изменение η_{oy} в зависимости от N_{oy} и N_{ox} при различных значениях M_r показано на рис. 175.

Эффективность тарелки по газовой фазе рассчитывается по уравнению

$$\tau_y = \frac{1}{\lambda} \left[\frac{(1+q)^2 \exp[M_{жк}(1+q)] - (1-q)^2 \exp[M_{жк}(1-q)]}{4q \exp 2M_{жк}} - 1 \right], \quad (X.135)$$

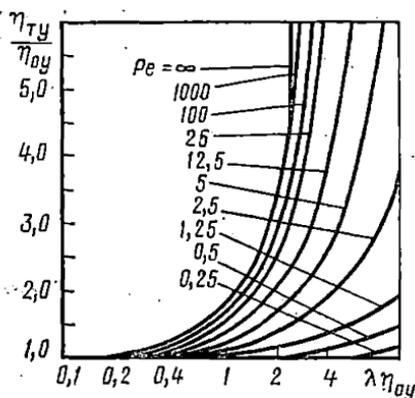


Рис. 174. Графическое решение уравнения (X.129)

где $M_{ж} = \frac{l_1 \omega_f h_f}{2D_L h_L}$ — параметр, характеризующий перемешивание жидкости;

$$q = \left(1 + \frac{2\lambda \eta_{oy}}{M_{ж}}\right)^{1/2}; \quad (X.136)$$

ω_f — линейная скорость жидкости, рассчитанная на сечение слоя пены, м/с; $\varphi = 1 - (h_L/h_f)$ — газосодержание барботажного слоя

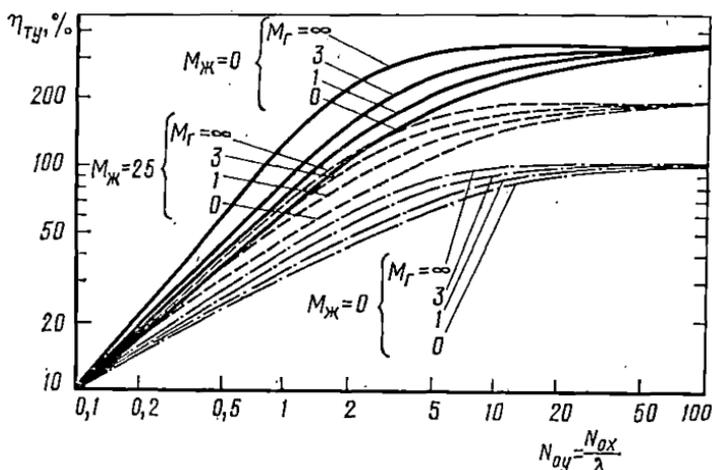


Рис. 175. Зависимость эффективности тарелки от степени перемешивания жидкости и газа и числа единиц переноса

m^3/m^3 ; D_L — коэффициент турбулентной диффузии жидкости на тарелке, m^2/c .

Изменение эффективности тарелки в зависимости от $M_{ж}$, $M_{г}$, N_o

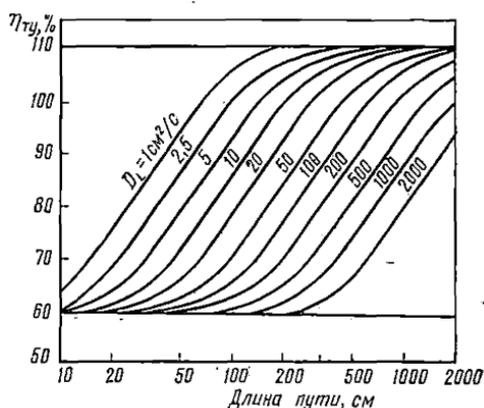


Рис. 176. Влияние длины пути, проходимого жидкостью, на эффективность тарелки

или N_{ox} , рассчитанное по уравнению (X.136), показано на рис. 176. Эффективность тарелки значительно возрастает с изменением N_{oy} или N_{ox} и уменьшается с увеличением интенсивности перемешивания жидкой и газовой фаз. Влияние перемешивания жидкости на эффективность тарелки более значительно, чем перемешивание газа в пенном слое, причем это различие становится особенно заметным с увеличением N_o или N_{ox} . Исследование зависимости эффективности та

елки при идеальном перемешивании газа от общего числа единиц переноса, отнесенного к газовой фазе, показывает, что влияние перемешивания газа ограничивается областью значений N_{oy} от 0,5 до 20. При $N_{oy} < 0,5$ и $N_{oy} > 20$ изменение $\eta_{\tau y}$ при изменении l_{τ} от бесконечности до нуля не превышает 10%, а максимальное значение $\frac{\eta_{\tau y}}{(\eta_{\tau y})_{M_{\tau=0}}}$ достигает при $N_{oy} = 2,5-3$.

Влияние длины пути, проходимого жидкостью l_{τ} , на эффективность тарелки при различных значениях коэффициентов продольного перемешивания представлено на рис. 176. При постоянном коэффициенте турбулентной диффузии для жидкости D_L эффективность тарелки возрастает с увеличением диаметра колонны. Эффективность тарелки в газовой фазе при перекрестном токе газа и жидкости можно рассчитать по уравнению

$$\eta_{\tau y} = \frac{1}{\lambda} \left[\left(\lambda \eta_{oy} + \frac{Pe}{2} \right) \epsilon^{-1} \operatorname{sh} \exp \left(-\frac{Pe}{2} \right) + \operatorname{ch} \epsilon \exp \left(-\frac{Pe}{2} \right) - 1 \right], \quad (X.137)$$

где

$$\epsilon = \left(\lambda \eta_{oy} Pe + \frac{Pe^2}{4} \right)^{1/2}.$$

Для определения коэффициента турбулентной диффузии можно использовать следующие эмпирические уравнения:

1. Для колпачковой тарелки с круглыми колпачками диаметром 5 мм, расположенными по равностороннему треугольнику со стороной, равной 115 мм, и для ситчатой тарелки

$$D_L^{0,5} = 0,00378 + 0,0171 w_r' + 0,0614 L' + 0,18 h_{c.п}. \quad (X.138)$$

2. Для тарелки с колпачками диаметром 165 мм, расположенными в вершинах равностороннего треугольника со стороной 222 мм,

$$D_L^{0,5} = 1,154 (0,00378 + 0,0171 w_r' + 0,0614 L' + 0,18 h_{c.п}), \quad (X.139)$$

где D_L — коэффициент турбулентной диффузии, m^2/c ; w_r' — скорость газа, отнесенная к площади барботажа, m/c ; L' — объемный расход жидкости на единицу ширины сливной перегородки, m^3/c ; $h_{c.п}$ — высота сливной перегородки, m .

Экспериментально установлено, что такие физические свойства, как вязкость, плотность и поверхностное натяжение, существенно не влияют на степень перемешивания жидкости на барботажных тарелках. Заметно влияют высота сливной перегородки, плотность барботирующего газа (давление в колонне) и скорость жидкой и газовой фаз.

Коэффициент турбулентной диффузии ситчатой тарелки также можно рассчитать по эмпирическому уравнению

$$D_L = 24 \left(\frac{G}{F'} \right)^{1,3} \left(\frac{L}{b'} \right)^{0,3} h_{c.п}^{0,6} B^{-0,4}, \quad (X.140)$$

где F' — площадь барботажа, см^2 ; L — массовая скорость жидкости $\text{кг}/\text{мин}$; b' — ширина сливной перегородки, м ; $h_{\text{с.п}}$ — высота сливной перегородки, м ; B — доля свободного сечения тарелки, %.

Комбинированная модель. Определение профиля концентрации и дикатора на ситчатой и колпачковых тарелках диаметром 700 мм показало, что на тарелке наблюдаются зоны с различной интенсивностью перемешивания. В час ситчатой тарелки, приме кающей к услоконтельнк зоне у входного порог газове факелы отклон ются потоком жидкости нижней части пенном слоя к середине тарелк а в верхней части — приемному порогу. У ст нок колонны наблюдаетк интенсивная циркуляци пены. Структура пото жидкости на тарелках оп сывается комбинированнс

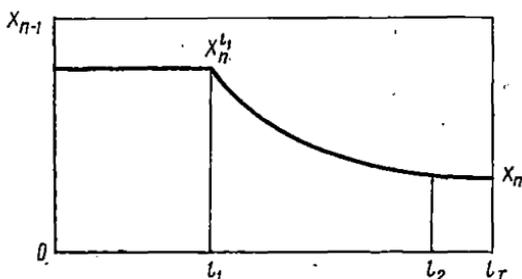


Рис. 177. Изменение концентрации жидкости на тарелке (комбинированная модель)

моделью, состоящей из последовательно соединенных зон полного перемешивания: зоны, характеризуемой диффузионной моделью; зон полного перемешивания.

Размеры зон полного перемешивания на ситчатой тарелке: у приемного порога длина зоны составляла 100—150 мм, а у сливного порога — 0÷50 мм. Размеры зон мало изменились при изменении нагрузки по газу и жидкости и высот сливной перегородки. Сливные перегородки имели высоту 25, 50, 75 и 100 мм. Плотность орошения изменилась от 0,5 до 3,5 $\text{м}^3/\text{ч}\cdot\text{м}$; скорость газа, рассчитанная на свободное сечение колонны, — от 0,5 до 1,35 $\text{м}/\text{с}$. Была обнаружена и поперечная неравномерность структуры потока. Значения Re диффузионной зоны в центре тарелки превышали в несколько раз значения Re у стенок колонны. Для определения среднего по сечению коэффициента турбулентной диффузии в зоне, описываемой диффузионной моделью, предложена зависимость

$$D_{L_{\text{ср}}} = 7,08 \cdot 10^{-2} \left(\frac{w_{\text{г}}}{w_{\text{ж}}} \right)^{-0,47} h_{\text{с.п}}^{0,33} w_{\text{г}}^{1,25}, \quad (\text{X.14})$$

где $D_{L_{\text{ср}}}$ — средний коэффициент турбулентной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; $w_{\text{г}}$ — скорость газа, рассчитанная на свободное сечение колонны; $\text{м}/\text{с}$; $w_{\text{ж}}$ — средняя скорость жидкости, $\text{м}/\text{с}$; $h_{\text{с.п}}$ — высота сливной перегородки, м .

Изменение концентрации жидкости по длине рабочей части тарелки приведено на рис. 177. Участок от 0 до l_1 представляет собой ячейку полного перемешивания, в интервале от l_1 до l_2 изменение концентрации жидкости описывается уравнением диффузионной модели и, наконец, участок от l_2 до l_T соответствует ячейке полного перемешивания. Дл

определения эффективности тарелки с использованием комбинированной модели перепишем уравнение (X.125) в форме

$$\frac{\eta_{\text{гy}}}{\eta_{\text{оy}}} = \int_0^{Z_1} \frac{x - x_{n+1}^*}{x_n - x_{n+1}^*} dZ + \int_{Z_1}^{Z_2} \frac{x - x_{n+1}^*}{x_n - x_{n+1}^*} dZ + \int_{Z_2}^1 \frac{x - x_{n+1}^*}{x_n - x_{n+1}^*} dZ. \quad (\text{X.142})$$

Концентрация жидкости в зоне полного перемешивания у сливного порога постоянна ($x = x_n$) и для этой зоны имеем

$$Z/Z_2 = \frac{l_T - l_2}{l_T}. \quad (\text{X.143})$$

Для определения второго интеграла (X.142) введем безразмерную координату Z' , представляющую собой отношение расстояния сечения от начала зоны, описываемой уравнением диффузионной модели, к длине всей этой зоны, тогда, меняя пределы интегрирования для второго слагаемого (X.142), можно записать

$$\int_{Z_1}^{Z_2} \frac{x - x_{n+1}^*}{x_n - x_{n+1}^*} dZ = \frac{l_2 - l_1}{l_T} \int_0^1 \frac{x - x_{n+1}^*}{x_n - x_{n+1}^*} dZ'. \quad (\text{X.144})$$

При диффузионном механизме перемешивания и граничных условиях (X.118) подынтегральное выражение равно

$$\frac{x - x_{n+1}^*}{x_n - x_{n+1}^*} = \frac{e^{(\alpha + \text{Pe})(Z' - 1)}}{1 + \frac{\alpha + \text{Pe}}{\alpha}} + \frac{e^{\alpha(1 - Z')}}{1 + \frac{\alpha}{\alpha + \text{Pe}}}, \quad (\text{X.145})$$

где

$$\alpha = \frac{\text{Pe}}{2} \left(\sqrt{1 + \frac{4\eta_{\text{оy}} \lambda_{\text{д}}}{\text{Pe}}} - 1 \right);$$

$$\text{Pe} = \frac{\omega(l_2 - l_1)}{D_{\text{ср}}};$$

$$\lambda_{\text{д}} = \frac{mG(l_2 - l_1)}{Ll_T}.$$

Подставляя уравнение (X.145) под знак интеграла в уравнении (X.144), получаем

$$\int_{Z_1}^{Z_2} \frac{x - x_{n+1}^*}{x_n - x_{n+1}^*} dZ = \frac{l_2 - l_1}{l_T} \left[\frac{1 - e^{-(\alpha + \text{Pe})}}{(\alpha + \text{Pe}) \left(1 + \frac{\alpha + \text{Pe}}{\alpha} \right)} + \frac{e^{\alpha} - 1}{\alpha \left(1 + \frac{\alpha}{\alpha + \text{Pe}} \right)} \right]. \quad (\text{X.146})$$

При расчете первой зоны для определения x используем уравнение (X.145) при $Z' = 0$. В результате получаем

$$\int_0^{Z_2} \frac{x - x_{n+1}^*}{x_n - x_{n+1}^*} dZ = \frac{l_1}{l_T} \left[\frac{e^{-(\alpha + \text{Pe})}}{1 + \frac{\alpha + \text{Pe}}{\alpha}} + \frac{e^{\alpha}}{1 + \frac{\alpha}{\alpha + \text{Pe}}} \right]. \quad (\text{X.147})$$

Подставляя в уравнение (X.142) значения трех слагаемых: (X.143), (X.144), (X.147), получаем отношение эффективности тарелки к локальной эффективности для всей рабочей части тарелки:

$$\frac{\eta_{\tau y}}{\eta_{oy}} = \frac{l_1}{l_{\tau}} \left[\frac{e^{-(\alpha+Pe)}}{1 + \frac{\alpha}{\alpha+Pe}} + \frac{e^{\alpha}}{1 + \frac{\alpha}{\alpha+Pe}} \right] + \frac{l_2 - l_1}{l_{\tau}} \left[\frac{1 - e^{-(\alpha+Pe)}}{(\alpha+Pe) \left(1 + \frac{\alpha}{\alpha+Pe}\right)} + \frac{e^{\alpha} - 1}{\alpha \left(1 + \frac{\alpha}{\alpha+Pe}\right)} \right] + \frac{l_{\tau} - l_2}{l_{\tau}}. \quad (X.148)$$

Для более точного расчета $\eta_{\tau y}/\eta_{oy}$ можно заменить отношение линейных размеров отношением площадей.

На рис. 178 приведена блок-схема комбинированной модели структуры потока жидкой фазы. Допуская, что равновесное соотношение

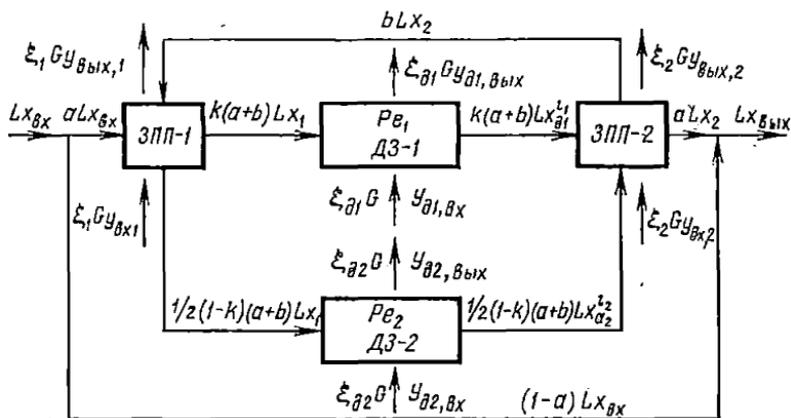


Рис. 178. Блок-схема комбинированной модели структуры потока жидкой фазы на барботажной тарелке

в пределах изменения концентраций на одной тарелке соответствует линейной равновесной зависимости $y^* = mx$, локальная эффективность по всей площади барботажки постоянна; объемные расходы жидкой и газовой фаз во времени и по всему поперечному сечению рабочей части тарелки постоянны; межтарельчатый унос жидкости не учитывается. Система расчетных уравнений, учитывающая балансы материальных потоков и кинетику процесса массопередачи, определяемую локальной эффективностью (η_{oy}), решалась методом конечных разностей. Эта система имеет вид

$$ax_{вх} + bx_2 - (a+b)x_1 = \eta_{oy} \lambda \xi_1 x_1 - \eta_{oy} \frac{G\xi_1}{LZ_1} \int_0^{Z_1} y_{вх,1}(Z) dZ, \quad (X.149)$$

$$y_{вх,1}(Z) - y_{вх,1}(Z) = \eta_{oy} [mx_1 - y_{вх,1}(Z)], \quad (X.150)$$

$$\frac{d^2 x_{\partial 1}}{dZ_{\partial 1}^2} - \text{Pe}_1 \frac{dx_{\partial 1}}{dZ_{\partial 1}} = \eta_{oy} \text{Pe}_1 \frac{\lambda \xi_{\partial 1}}{Z_{\partial 1}} \int_{Z_1}^{Z_{\partial 1}} x_{\partial 1}(Z) dZ -$$

$$- \eta_{oy} \text{Pe}_1 \frac{G \xi_{\partial 1}}{L Z_{\partial 1}} \int_{Z_1}^{Z_{\partial 1}} y_{\partial 1, \text{вх}}(Z) dZ, \quad (\text{X.151})$$

$$y_{\partial 1, \text{вых}}(Z) - y_{\partial 1, \text{вх}}(Z) = \eta_{oy} [m x_{\partial 1}(Z) - y_{\partial 1, \text{вх}}(Z)], \quad (\text{X.152})$$

$$\frac{d^2 x_{\partial 2}}{dZ_{\partial 2}^2} - \text{Pe}_2 \frac{dx_{\partial 2}}{dZ_{\partial 2}} = \eta_{oy} \text{Pe}_2 \frac{\lambda \xi_{\partial 2}}{Z_{\partial 2}} \int_{Z_2}^{Z_{\partial 2}} x_{\partial 2}(Z) dZ -$$

$$- \eta_{oy} \text{Pe}_2 \frac{G \xi_{\partial 2}}{L Z_{\partial 2}} \int_{Z_2}^{Z_{\partial 2}} y_{\partial 2, \text{вх}}(Z) dZ, \quad (\text{X.153})$$

$$y_{\partial 2, \text{вых}}(Z) - y_{\partial 2, \text{вх}}(Z) = \eta_{oy} [m x_{\partial 2}(Z) - y_{\partial 2, \text{вх}}(Z)], \quad (\text{X.154})$$

$$k(a+b)x_{\partial 1}^2 + (1-k)(a+b)x_{\partial 2}^2 - (a+b)x_2 =$$

$$= \eta_{oy} \lambda \xi_2 x_2 - \eta_{oy} \frac{G \xi_2}{L Z_2} \int_{Z_1}^1 y_{\text{вх}, 2}(Z) dZ, \quad (\text{X.155})$$

$$y_{\text{вых}, 2}(Z) - y_{\text{вх}, 2}(Z) = \eta_{oy} [m x_2 - y_{\text{вх}, 2}(Z)], \quad (\text{X.156})$$

$$a x_2 + (1-a) x_{\text{вх}} = x_{\text{вых}}. \quad (\text{X.157})$$

Граничные условия:

$$Z_{\partial 1} = Z_{\partial 2} = 0; \quad \frac{dx_{\partial 1}}{dZ_{\partial 1}} = \text{Pe}_1 (x_{\partial 1} - x_1); \quad \frac{dx_{\partial 2}}{dZ_{\partial 2}} = \text{Pe}_2 (x_{\partial 2} - x_2); \quad (\text{X.158})$$

$$Z_{\partial 1} = Z_{\partial 2} = 1, \quad \frac{dx_{\partial 1}}{dZ_{\partial 1}} = \frac{dx_{\partial 2}}{dZ_{\partial 2}} = 0. \quad (\text{X.159})$$

При расчете нижней части колонны принято:

$$y_{\text{вх}, 1} = y_{\partial 1, \text{вх}} = y_{\partial 2, \text{вх}} = y_{\text{вх}, 2} = y_0^* = m x_w, \quad (\text{X.160})$$

$$L x_{\text{вых}, 1} = G y_0^* + W x_w, \quad (\text{X.161})$$

где L — расход жидкой фазы; G — расход паровой фазы; W — кубовый остаток; x_w — состав жидкой фазы в кубе колонны; y_0^* — состав пара, равновесный жидкости в кубе колонны; $\lambda = mG/L$ — фактор диффузионного потенциала; m — константа равновесия; η_{oy} — локальный к.п.д.; $\xi_1, \xi_2, \xi_{\partial 1}, \xi_{\partial 2}$ — объемные доли соответствующих зон тарелки; a — доля потока жидкости, участвующая в барботаже; $(1-a)$ — доля байпасирующего потока; b — доля рециркулирующего потока; k — доля жидкости, проходящей через среднее сечение тарелки.

ки; Re_1 , Re_2 — числа Пекле соответствующих зон тарелки; $Z = l/l_T$ — безразмерная длина рабочей части тарелки; l_T — длина рабочей части тарелки; 1, 2, $\partial 1$, $\partial 2$ — индексы переменных Z , x , y , обозначают их принадлежность соответственно к зоне полного перемешивания на входе тарелки (ЗПП-1, рис. 178), к зоне перемешивания на выходе тарелки (ЗПП-2, рис. 178), к центральной диффузионной зоне (ДЗ-1, рис. 178), к боковой диффузионной зоне (ДЗ-2, рис. 178); vx , vxy — индексы, обозначающие соответственно составы x жидкости и y пара, входящих на тарелку или соответствующую зону тарелки и выходящих из соответствующих зон тарелки или тарелки в целом.

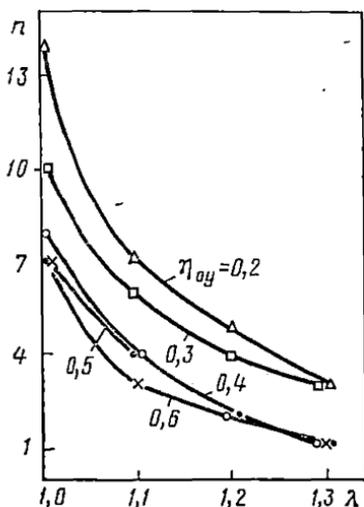


Рис. 179. Зависимость числа ступеней разделения n от η_{oy} и λ при заданной степени разделения

На рис. 179 приведены зависимости числа ступеней разделения n от значений η_{oy} и λ , которые показывают, что с увеличением η_{oy} и λ эффективность резко повышается, а число ступеней разделения соответственно снижается. Диапазон изменения η_{oy} и λ выбирался на основе экспериментальных данных, полученных на промышленных ректификационных установках.

В исследуемых диапазонах $\eta_{oy} = 0,2-0,6$ и $\lambda = 1,0-1,3$ при заданной степени разделения изменение структуры потока паровой фазы практически не оказывает влияния на эффективность и высоту массообменных аппаратов. Действительно, число ступеней разделения остается неизменным, если реальная структура парового потока идеализируется моделью полного перемешивания. Это позволяет с достаточной степенью точности принять полное перемешивание пара в межтарельчатом пространстве и вести расчет массообменных аппаратов по зависимостям, определяющим эффективность тарелок.

Анализ изменения профиля концентраций жидкой и паровой фаз при переходе от тарелки к тарелке показал, что при значениях $\eta_{oy} = 0,6-1,0$ и $\lambda < 1$ необходимо учитывать реальную картину структуры потока не только жидкой, но и паровой фазы.

Кроме влияния структуры потока паровой фазы исследовалась также зависимость эффективности массообменных аппаратов от направления течения жидкости на смежных тарелках. Расчетные данные показывают, что при учете реальной картины структуры потока паровой и жидкой фаз прямоточное и противоточное движения жидкости практически обеспечивают одинаковую степень разделения при одном и том же числе контактов фаз. Это позволяет значительно упростить конструктивное оформление колонных массообменных аппаратов.

Наряду с описанными расчетами проведены исследования влияния деформации комбинированной модели на эффективность массообмена.

Изменение размеров зон полного перемешивания на входе и выходе тарелки ($\xi_1 = \xi_2 = 0,14$) привело к снижению эффективности в 2 раза, дополнительное увеличение степени рециркуляции до 0,5 ведет к снижению эффективности в 4,6 раза.

Для сравнения данных, полученных по комбинированной модели, был сделан расчет числа ступеней разделения, когда структура потока паровой и жидкой фаз описывалась следующими моделями: 1) идеальное вытеснение паровой фазы и идеальное вытеснение жидкой фазы; 2) полное перемешивание паровой фазы и идеальное вытеснение жидкой фазы.

Результаты расчета свидетельствуют о необходимости учета влияния реальной структуры потоков на эффективность массообменных аппаратов. Необоснованная идеализация структуры потока жидкой фазы моделями идеального вытеснения или полного перемешивания может привести к неверному расчету высоты массообменных аппаратов с заниженным числом контактных устройств, что, в свою очередь, не позволит достичь на них заданной степени разделения, причем в зависимости от значения η_{oy} и вида модели ошибка может достигать 40% при $\eta_{oy} = 0,6$ и 10—70% при $\eta_{oy} = 0,2$. Проведенный анализ показал, что при расчете тарельчатых аппаратов для проведения диффузионных процессов необходимо учитывать реальную картину структуры потока жидкой и паровой фаз.

§ 4. Оценка эффективности массопередачи на тарелках при разделении многокомпонентных смесей

При разделении многокомпонентных смесей эффективность одной той же тарелки по отношению к различным компонентам разделяемой смеси, рассчитанная по формуле (VII.40), может существенно различаться. Проанализируем, как изменяется к.п.д. тарелки для различных компонентов разделяемой смеси. Рассмотрим трехкомпонентную смесь и ректификационную колонну, работающую в полном режиме орошения. Для режима полного орошения на любой тарелке

$$x_{i+1, k} = y_{i, k} \quad k = 1, 2, 3. \quad (\text{X.162})$$

При использовании соотношения (VII.40) для определения к.п.д. тарелки по любому из разделяемых компонентов состав паровой фазы, покидающей i -ю тарелку, может быть рассчитан по уравнению

$$y_{i, k} = (1 - \eta_T) y_{i-1, k} + \eta_T y_{i, k}^*, \quad \text{где } k = 1, 2, 3. \quad (\text{X.163})$$

В равенстве (X.163) не все величины η_T являются независимыми, поскольку на $y_{i, k}$ наложено условие

$$\sum_{k=1}^3 y_{i, k} = 1. \quad (\text{X.164})$$

Предположим, что относительные летучести компонентов разделяемой смеси не зависят от температуры. Тогда, определяя относительные

летучести a_k по отношению к самому легкому компоненту ($k = 1$), лучшим соотношением

$$a_1 > a_2 > a_3 \quad (a_1 = 1). \quad (\text{X.162})$$

При этом состав паровой фазы, равновесный жидкости, находящейся на i -й тарелке, может быть определен по формуле

$$y_{i,k} = \frac{a_k x_{i,k}}{\sum_{k=1}^3 a_k x_{i,k}}, \quad (\text{X.163})$$

которая с учетом (X.162) может быть переписана в виде

$$y_{i,k} = \frac{a_k y_{i-1,k}}{\sum_{k=1}^3 a_k y_{i-1,k}}. \quad (\text{X.164})$$

Выражение (X.163) может быть представлено как

$$y_{i,k} = y_{i-1,k} \left[1 - \eta_T + \frac{a_k \eta_T}{\sum_{k=1}^3 a_k y_{i-1,k}} \right]. \quad (\text{X.165})$$

Совершенно аналогичное уравнение может быть записано и для $i - 1$ -й тарелки колонны:

$$y_{i+1,k} = y_{i,k} \left[1 - \eta_T + \frac{a_k \eta_T}{\sum_{k=1}^3 a_k y_{i,k}} \right]. \quad (\text{X.166})$$

Зная состав пара, поступающего на $i - 1$ -ю тарелку, можно определить состав паровой фазы, покидающей $i + 1$ -ю тарелку. Для этого в уравнение (X.169) подставим значения $y_{i,k}$, рассчитанные по (X.168). Допустим, что целевым продуктом разделения является самый легкий компонент, и к.п.д. тарелок по этому компоненту η_{T1} — известная постоянная величина.

Рассмотрим влияние к.п.д. тарелок по тяжелым компонентам η_{T2} и η_{T3} на разделительную способность двух тарелок. Для оценки разделительной способности будем использовать разность концентраций

$$\Delta y_1 = y_{i+1,1} - y_{i-1,1}, \quad (\text{X.170})$$

которая представляет собой количество легкого компонента, извлеченного из жидкости на двух тарелках. Для этого достаточно исследовать знаки производных $\partial \Delta y_1 / \partial \eta_{T2}$ и $\partial \Delta y_1 / \partial \eta_{T3}$.

Поскольку η_{T1} — заданная и постоянная величина, а все значения η_T связаны между собой условием (X.164), то достаточно исследовать знак только одной из производных, учитывая взаимосвязь η_{T2} и η_{T3} . Подставляя в (X.170) значения y_{i+1} из (X.169) и дифференцируя по η_{T3} , получаем

$$\frac{\partial \Delta y_1}{\partial \eta_{T3}} = \frac{\partial y_{i,1}}{\partial \eta_{T3}} \left[1 - \eta_{T1} + \frac{a_1 \eta_{T1}}{\sum_{k=1}^3 a_k y_{i,k}} \right] - y_{i,k} \frac{a_k \eta_{T1}}{\left(\sum_{k=1}^3 a_k y_{i,k} \right)^2} \sum_{k=1}^3 a_k \frac{\partial y_{i,k}}{\partial \eta_{T3}} \quad (X.171)$$

Как как $\eta_{T1} = \text{const}$, имеем

$$\frac{\partial \eta_{T1}}{\partial \eta_{T3}} = 0, \quad \frac{\partial y_{i,1}}{\partial \eta_{T3}} = 0. \quad (X.172)$$

Дифференцируя соотношение (X.164) с учетом (X.172), можно получить

$$\frac{\partial y_{i,2}}{\partial \eta_{T3}} = - \frac{\partial y_{i,3}}{\partial \eta_{T3}}. \quad (X.173)$$

Кроме того, из (X.168) следует

$$\frac{\partial y_{i,3}}{\partial \eta_{T3}} = y_{i-1,3} \left(\frac{a_3}{\sum_{k=1}^3 a_k y_{i-1,k}} - 1 \right). \quad (X.174)$$

Имея в виду (X.172) — (X.174), выражение (X.171) принимает вид

$$\frac{\partial \Delta y_1}{\partial \eta_{T3}} = \frac{a_1 y_{i,1} \eta_{T1}}{\left(\sum_{k=1}^3 a_k y_{i,k} \right)^2} y_{i-1,3} \left(1 - \frac{a_3}{\sum_{k=1}^3 a_k y_{i-1,k}} \right) (a_3 - a_2). \quad (X.175)$$

В равенстве (X.175) член $1 - \frac{a_3}{\sum_{k=1}^3 a_k y_{i-1,k}}$ является положительной величиной:

$$\begin{aligned} 1 - \frac{a_3}{\sum_{k=1}^3 a_k y_{i-1,k}} &= \frac{\sum_{k=1}^3 a_k y_{i-1,k} - a_3 \sum_{k=1}^3 y_{i-1,k}}{\sum_{k=1}^3 a_k y_{i-1,k}} = \\ &= \frac{\sum_{k=1}^3 (a_k - a_3) y_{i-1,k}}{\sum_{k=1}^3 a_k y_{i-1,k}} > 0, \end{aligned}$$

поскольку при любом значении k , согласно (X.165), $a_k - a_3 \geq 0$. Разность $(a_3 - a_2)$ есть величина отрицательная, а все остальные члены

уравнения (X.175) положительны, поэтому

$$\frac{\partial \Delta y_1}{\partial \eta_{T2}} < 0. \quad (X.17)$$

Точно такой же результат можно получить, если допустить, что относительные летучести компонентов зависят от температуры. Из неравенства (X.176) следует, что при постоянном к.п.д. тарелки η для самого легкого компонента разделительная способность групп тарелок по этому компоненту растет с уменьшением η_{T2} . Следовательно, разделительная способность тарелок по легкому компоненту будет выше для тарелок с меньшим значением к.п.д., рассчитанным по тяжелому компоненту.

При определении числа действительных тарелок в ректификационных колоннах, предназначенных для разделения многокомпонентных смесей, необходимо использовать методы расчета, позволяющие учитывать возможные различия в эффективности тарелок по всем компонентам разделяемой смеси. Для многокомпонентных смесей межфазный массообмен определяется матрицей общих коэффициентов массопередачи $[K_{oy}]$, которая определяется через матрицы частных коэффициентов массопередачи по формуле (см. ч. I)

$$[K_{oy}]^{-1} = [k_y]^{-1} + [m] [k_x]^{-1}. \quad (X.17)$$

Вектор количеств компонентов, передаваемых от жидкой к паровой фазе, при этом определяется выражением

$$N = [K_{oy}] (y^* - y), \quad (X.178)$$

где $y^* = \begin{pmatrix} y_1^* \\ \vdots \\ y_{n-1}^* \end{pmatrix}$ — вектор состава паровой фазы, равновесной жид-

кости; $y = \begin{pmatrix} y_1 \\ \vdots \\ y_{n-1} \end{pmatrix}$ — вектор состава паровой фазы; $N = \begin{pmatrix} N_1 \\ \vdots \\ N_{n-1} \end{pmatrix}$ —

вектор потоков компонентов через единицу межфазной поверхности массообмена.

Из формулы (X.178) следует, что если матрица общих коэффициентов массопередачи $[K_{oy}]$ недиагональна, то количество передаваемого компонента от одной фазы к другой будет зависеть не только от движущей силы этого компонента, но также и от движущих сил других компонентов смеси. Если разделяемые компоненты близки между собой по физическим свойствам и можно принять, что частные коэффициенты массопередач для каждой из фаз одинаковы для всех компонентов, т. е. матрицы частных коэффициентов массопередачи диагональны, матрица общих коэффициентов массопередачи $[K_{oy}]$ может быть недиагональной, поскольку матрица угловых коэффициентов, касательных к равновесным зависимостям $[m]$, в общем случае недиагональна.

При использовании модели идеального вытеснения уравнение, описывающее изменение концентраций компонентов по высоте массооб-

мена пространства, имеет вид

$$G \frac{dy}{dh} = aN \quad (\text{X.179})$$

или с учетом выражения (X.178) для вектора N

$$G \frac{dy}{dh} = a [K_{oy}] (y^* - y), \quad (\text{X.180})$$

где a — межфазная поверхность, приходящаяся на единицу высоты массообменного пространства.

Если предположить, что жидкость по высоте массообменного пространства идеально перемешана и матрица общих коэффициентов массопередачи $[K_{oy}]$ и межфазная поверхность a постоянны, то аналитическое решение уравнения (X.180) имеет вид

$$y = y^* + \exp \{-[N]\} (y - y^*), \quad (\text{X.181})$$

где через $[N]$ обозначена матрица чисел единиц переноса, определяемая как

$$[N] = \frac{ah}{G} [K_{oy}]. \quad (\text{X.182})$$

Чтобы по формуле (X.180) определить состав пара, уходящего с тарелки, необходимо вычислить экспоненциальную функцию от матрицы чисел единицы переноса, для чего можно воспользоваться соотношением

$$\exp \{-[N]\} = \sum_{l=1}^{n-1} \exp \{-N_l^0\} [Z(N_l^0)], \quad (\text{X.183})$$

где

$$[Z(N_l^0)] = \frac{\prod_{j \neq l}^{n-1} (N_l^0 [I] - [N])}{\prod_{j \neq l}^{n-1} (N_j^0 - N_l^0)}; \quad (\text{X.184})$$

$N_l^0 [I]$ — единичная матрица; $[N]$ — собственные числа матрицы чисел единиц переноса.

Соотношение (X.183) используется для вычисления функции от матрицы лишь тогда, когда все собственные числа N_l^0 различны. Функция от матрицы, определяемая соотношением (X.183), также является матрицей, в общем случае недиагональной, при помощи которой можно найти матрицу локальных эффективностей по формуле

$$[\eta] = [I] - \exp \{-[N]\}. \quad (\text{X.185})$$

С использованием матрицы локальных эффективностей (X.185) выражение (X.181), определяющее состав пара, уходящего с тарелки, может быть записано в виде

$$y = y_0 + [\eta] (y^* - y_0), \quad (\text{X.186})$$

или в обычной форме записи

$$y_j = y_{0j} + \sum_{i=1}^{n-1} \eta_{ji} (y_i^* - y_{0i}), \quad j = 1, \dots, n-1. \quad (\text{X.187})$$

Согласно принятому определению точечная эффективность контакта по паровой фазе выражается соотношением

$$\eta_j = \frac{y_j - y_{0j}}{y_j^* - y_{0j}}. \quad (\text{X.188})$$

Формула (X.187) позволяет установить связь точечной эффективности η_j с элементами матрицы локальных эффективностей, которая представляется как

$$\eta_j = \frac{\sum_{i=1}^{n-1} \eta_{ji} (y_i^* - y_{0i})}{y_j^* - y_{0j}}. \quad (\text{X.189})$$

Из выражения (X.189) следует, что точечная эффективность контакта зависит не только от локальных условий массопередачи, которые учитываются матрицей локальных эффективностей $[\eta]$, но также и от движущих сил компонентов разделяемой смеси. Точечная эффективность, определяемая формулой (X.189), для многокомпонентной смеси может быть как больше 1, так и отрицательной. Таким образом, понятие точечной эффективности контакта для многокомпонентной смеси теряет физический смысл и может использоваться лишь для формального выражения наблюдаемой разделительной способности тарелки.

Матрица локальных эффективностей контакта $[\eta]$ может быть также непосредственно вычислена через матрицу чисел единиц переноса $[N]$, если воспользоваться формулой

$$[\eta] = \sum_{i=1}^{n-1} (1 - \exp\{-N_{ij}^0\}) [Z(N_{ij}^0)], \quad (\text{X.190})$$

которая может быть получена подстановкой выражения (X.183) в соотношение (X.185).

Для расчета матрицы общих коэффициентов массопередачи K_{oy} через которую определяется матрица чисел единиц переноса $[N]$ (X.182), необходимо воспользоваться матрицей угловых коэффициентов, касательных к равновесным зависимостям $[m]$. Матрица угловых коэффициентов определяется как матрица линейной аппроксимации равновесных соотношений

$$y^* = y_0 + [m](x - x_0). \quad (\text{X.191})$$

Поскольку в многокомпонентной смеси независимыми являются концентрации лишь $(n-1)$ компонентов, в выражении (X.177) могут использоваться матрицы, определяющие условия массопередачи только для $(n-1)$ компонентов, что относится и к матрице $[m]$. Если равновесная зависимость известна, то

$$y_i^* = K_i(T, P, x_1, x_2, \dots, x_n) x_i, \quad i=1, \dots, n. \quad (\text{X.192})$$

Линейная аппроксимация равновесной зависимости для j -го компонента смеси представляется в виде

$$y_i^* = y_{0i}^* + \sum_{j=1}^n \frac{\partial y_i^*}{\partial x_j} (x_j - x_{0j}). \quad (\text{X.193})$$

Чтобы исключить из выражения (X.193) концентрацию в жидкой фазе одного из компонентов, например n -го, можно воспользоваться соотношением

$$\sum_{l=1}^{n-1} (x_j - x_{0l}) = 0, \quad (\text{X.194})$$

из которого следует

$$x_n - x_{0n} = - \sum_{l=1}^{n-1} (x_j - x_{0l}). \quad (\text{X.195})$$

Подставляя величину $x_n - x_{0n}$ из выражения (X.195) в соотношение (X.193), получим

$$y_i^* = y_{0i}^* + \sum_{l=1}^{n-1} \left(\frac{\partial y_i^*}{\partial x_l} - \frac{\partial y_i^*}{\partial x_n} \right) (x_l - x_{0l}), \quad (\text{X.196})$$

откуда следует, что

$$m_{ij} = \frac{\partial y_i^*}{\partial x_j} - \frac{\partial y_i^*}{\partial x_n}, \quad (\text{X.197})$$

и, таким образом, элементы матрицы $[m]$ определяются частными производными от равновесных соотношений (X.192). Для малых отклонений концентраций, при которых погрешность линейной аппроксимации (X.191) невелика, можно считать, что относительные летучести компонентов постоянны и равновесные соотношения представляются в виде

$$y_i^* = \frac{\alpha_{il} x_i}{\sum_{s=1}^n \alpha_{sl} x_s}, \quad (\text{X.198})$$

где

$$\alpha_{sl} = \frac{K_s}{K_l} = \text{const}; \quad (\text{X.199})$$

K_s, K_l — константы равновесия.

Дифференцированием выражения (X.198) по x_j можно получить следующую формулу для производной:

$$\frac{\partial y_i^*}{\partial x_j} = \begin{cases} -y_i^* \frac{y_j^*}{x_j} & i \neq j \\ (1 - y_i^*) \frac{y_i^*}{x_i} & i = j \end{cases} \quad (\text{X.200})$$

или

$$\frac{\partial y_i^*}{\partial x_j} = (\delta_{ij} - y_i^*) \frac{y_j^*}{x_j} \quad (\text{X.201})$$

Подставляя найденное значение производной (X.201) в соотношение (X.197), получим искомое выражение для элементов матрицы $[m]$:

$$m_{ij} = (\delta_{ij} - y_i^*) \frac{y_j^*}{x_j} + y_i^* \frac{y_n^*}{x_n} \quad (\text{X.202})$$

§ 5. Моделирование и расчет насадочных колонн

1. Массопередача в насадочных колоннах

На рис. 180 представлено изменение разделяющей способности насадочной ректификационной колонны (ВЭТТ) в зависимости от скорости пара, отнесенной к полному сечению колонны, для различных размеров колец.

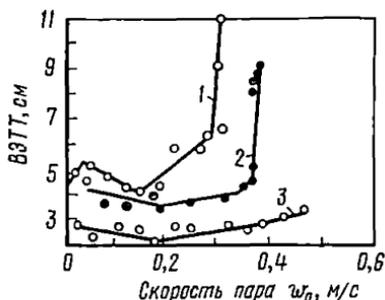


Рис. 180. Зависимость разделяющей способности насадочной ректификационной колонны (ВЭТТ) от скорости пара: система четыреххлористый углерод—бензол:

1 — кольца $5,7 \times 5,9 \times 0,6$ мм; 2 — кольца $8 \times 8 \times 2$ мм; 3 — кольца $10,9 \times 11,5 \times 2$ мм

пара, поскольку отношение удерживающей способности насадки к количеству жидкости, стекающей в единицу времени, уменьшается. Общая поверхность контакта фаз при этом режиме не изменяется, так как жидкость стекает без завихрения, а увеличение ее количества лишь повышает толщину стекающей пленки жидкости. Поверхность контакта фаз, отнесенная к единице объема стекающей жидкости, будет уменьшаться с увеличением количества

жидкости. Повышение толщины пленки жидкости замедляет выравнивание концентрации и температуры внутри жидкости, что снижает движущую силу процесса на границе раздела фаз.

Увеличение нагрузок колонны приводит к турбулизации стекающей по насадке жидкости, улучшая массообмен. При этом возрастающая скорость пара превышает разделяющую способность насадки. Так как удерживающая способность насадки быстро возрастает, время контакта фаз увеличивается. За счет вихреобразования увеличивается поверхность контакта фаз. Движущая сила процесса также возрастает за счет более быстрого выравнивания концентрации и температуры в завихренной жидкости.

При достижении скорости пара, соответствующей точке инверсии фаз, наблюдается резкое возрастание разделяющей способности насадочной колонны с почти вертикальным ходом кривой эффективности. Гидродинамические характеристики работы колонны: удерживающая способность насадки по жидкости (φ) и перепад давления ($\Delta P_{г-ж}$) также резко возрастают в точке инверсии, причем характер изменения всех трех параметров становится идентичным (рис. 181). Так как при этом количество жидкости, находящейся в насадке, во много раз превышает количество жидкости, стекающей в единицу времени, то время контакта фаз также резко возрастает. Вся находящаяся в насадке жидкость пронизывается пузырьками пара и эмульгируется ими, массообмен проходит не на поверхности пленки жидкости, покрывающей насадку, а в зоне свободного объема, заполненного паро-жидкостной эмульсией. Выравнивание концентраций происходит очень быстро. Помимо этого, при увеличении перепада давления возрастает перепад температуры на единицу высоты насадки, улучшая условия тепло- и массообмена.

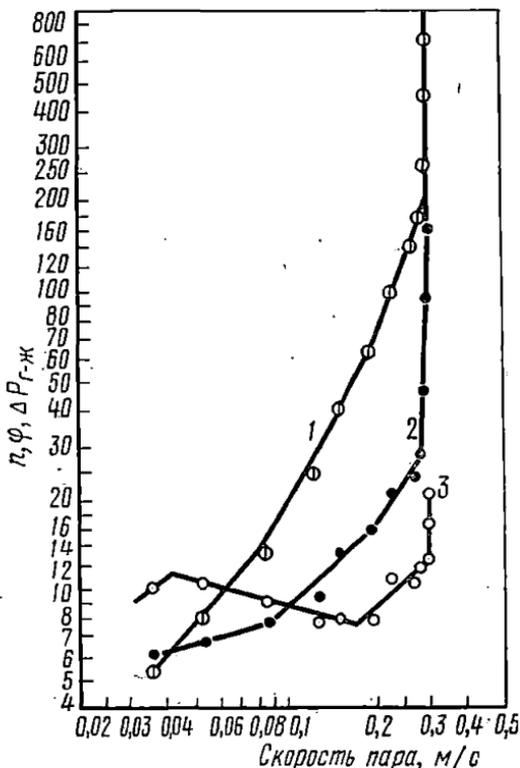


Рис. 181. Изменение основных параметров работы насадочной ректификационной колонны; кольца $5,7 \times 5,9 \times 0,6$ мм:

1 — перепад давления, мм вод. ст./м; 2 — удерживающая способность насадки, см²; 3 — число теоретических тарелок

В точке инверсии фаз пар перестает быть сплошной фазой и диспергируется в объеме завихренной жидкости. Режим заполнения насадки паро-жидкостной эмульсией представляет собой режим эмульгирования.

Насадка при режиме эмульгирования дробит паровые вихри на большое число мелких пузырьков, пронизывающих жидкость, распределяет их по всему сечению колонны и удлиняет путь, а следовательно, и время контакта с жидкостью. При режиме эмульгирования с повышением интенсивности испарения линейная скорость пузырьков пара не изменяется, а увеличивается лишь их количество, поверхность контакта и массообмен. Большое количество паровых пузырьков уменьшает сечение для прохода жидкости, тем самым повышая ее линейную скорость.

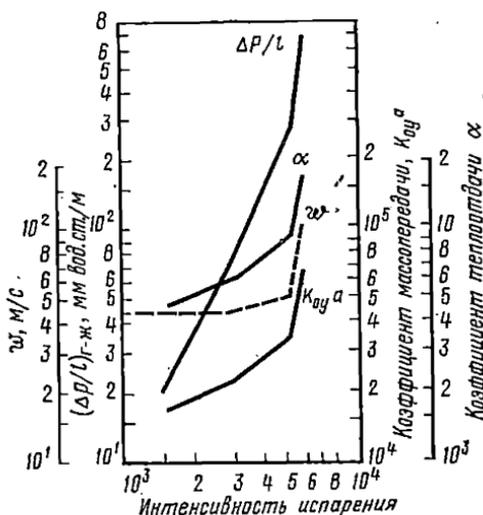


Рис. 182. Изменение основных параметров работы насадочной колонны в режиме эмульгирования

Ниже точки инверсии пар представляет собой сплошную фазу. Повышение интенсивности испарения увеличивает линейную скорость пара, не влияя существенно на линейную скорость жидкости. При режиме же эмульгирования повышение интенсивности испарения увеличивает линейную скорость жидкости, не влияя на линейную скорость пара. Предельную верхнюю точку на вертикальной прямой эмульгирования можно определить как точку захлебывания насадочной колонны, так как после нее начинается накопление паро-жидкостной эмульсии над насадкой и интенсивное ее перемешивание в этой зоне, нарушающее нормальный ход процесса.

Режим эмульгирования осуществляется при предельных скоростях потоков и обеспечивает максимальную производительность оборудования. Учитывая, что при этом достигается максимальная разделяющая способность, этот режим можно определить как оптимальный режим работы насадочных колонн. Перепад давления на одну теоретическую тарелку такой же, как и в обычных режимах (25—35 мм вод. ст.). Аналогично разделяющей способности колонны в режиме эмульгирования изменяются коэффициенты теплоотдачи (рис. 182). Коэффициенты абсорбции для легко- и труднорастворимых газов рассчитываются по уравнению

$$Nu_{r(ж)} = \beta \frac{d_э}{d_{э.с}} Re_{r(ж)}^{0.8} Pr_{r(ж)}^{2/3} (1+f), \quad (X.203)$$

где

$$Nu_{r(ж)} = \frac{K_{oy} a d_э}{a D_r}; \quad Re_{r(ж)} = \frac{\omega_r d_э \rho_r}{F_c \mu_r}; \quad Pr_{r(ж)} = \frac{3600 \mu_r}{\rho_r D_r};$$

$K_{oy} a$ — коэффициент массопередачи, $кг/м^3 \cdot ч \cdot кг/м^3$; $d_{э.с}$ — эквивалентный диаметр стандартной насадки размером $25 \times 25 \times 3$ мм; ω_r — скорость газа в полном сечении колонны, м/с; f — фактор гидродинамического состояния системы; β — коэффициент пропорциональности, определяемый опытным путем и зависящий от гидродинамического режима работы абсорбера.

Для точки инверсии $\Delta P \cong \omega_r^2$; $m = 1$ и уравнение (VI.59) устанавливает прямую пропорциональность между $K_{oy} a$ и ω_r . Так как в точке инверсии коэффициенты массопередачи не зависят от молекулярно-кинетических характеристик, а растворимость газа остается различной, то опытные данные для газов с различной растворимостью могут быть обобщены в одно уравнение введением отношения коэффициентов растворимости m_1/m_2 . Для расчета общих коэффициентов массопередачи в точке инверсии фаз получены уравнения

$$K_{oy} a = 10,4 a \left(\frac{d_э}{d_{э.с}} \right)^{0,66} \left(\frac{m_1}{m_2} \right) \omega_r (1+f)$$

или

$$K_{oy} a = 10,4 a \left(\frac{d_э}{d_{э.с}} \right)^{0,66} \left(\frac{m_1}{m_2} \right) \omega_r \left[1 + 8,4 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,405} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,225} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_r} \right)^{0,045} \right], \quad (X.204)$$

где $d_{э.с}$ — эквивалентный диаметр стандартной насадки, в качестве которой принят $d_{э.с}$ для колец 25×25 мм; m_1 — коэффициент растворимости NH_3 .

Для расчета эквивалентной высоты насадки в точке инверсии $h_{инв}$ (м) для процессов ректификации получено уравнение

$$h_{инв} = 28 \omega_{п}^{0,2} \rho_{п}^{0,2} \mu_{п}^{-0,2} a^{1,2} F_c \left(\frac{G}{L} \right)^{0,342} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}} \right)^{0,19} \times \\ \times \left(\frac{\mu_{п}}{\mu_{ж}} \right)^{0,038} \frac{\lg \frac{L}{mG}}{1 - m \frac{G}{L}} \quad (X.205)$$

или в безразмерной форме, округляя показатели степени,

$$\frac{h_{инв}}{d_э} = 5,2 Re_{п}^{0,2} \left(\frac{G}{L} \right)^{0,35} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{L}{mG}}{1 - m \frac{G}{L}}, \quad (X.206)$$

где $d_э$ — эквивалентный диаметр насадки, равный $d_э = 4F_c/a$, м; F_c — свободный объем насадки, $м^3/м^3$; a — удельная поверхность

насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; Re_Π — число Рейнольдса для пара, равное $\text{Re}_\Pi = \frac{\omega_\Pi d_{\text{э}} \rho_\Pi}{F c \mu_\Pi}$; ω_Π — скорость пара, отнесенная к полному сечению колонны, $\text{м}/\text{с}$; ρ_Π — плотность пара, $\text{кг}/\text{м}^3$; μ_Π — вязкость пара; $G/L = (R + 1)/R$ — для верхней части колонны и $G/L = (R + 1)/(R + F)$ — для нижней части колонны; R — флегмовое число; F — число питания; m — тангенс угла наклона кривой равновесия.

Эквивалентная высота насадки зависит от относительной летучести разделяющей смеси (от тангенса угла наклона кривой равновесия m) и отношения плотности орошения к нагрузке по пару, т. е. диффузионного потенциала $mG/L = \lambda$ (рис. 183).

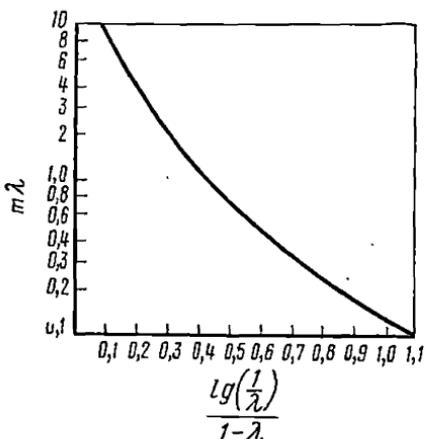


Рис. 183. Влияние диффузионного потенциала на изменение эквивалентной высоты насадки

Эквивалентная высота насадки будет уменьшаться с увеличением наклона кривой равновесия. Так, например, для смеси метиловый спирт — вода наклон кривой равновесия при содержании летучего в паре 50% составляет около 2, а для смеси этиловый спирт — вода при той же концентрации — около 1. Следовательно, для смеси метиловый спирт — вода при прочих равных условиях следует ожидать более низких значений эквивалентных высот насадки. Эквивалентная высота насадки $h_э$ (мм) в экстракционных колоннах может быть определена по эмпирическому уравнению

$$h_э = \frac{(25,4)^{h-1} c \mu_c d_k^h \omega_c^{0,5}}{\Delta \gamma \omega_d^{0,5}}, \quad (\text{X.207})$$

где d_k — диаметр кольца насадки, мм; c и h — постоянные, определяемые по рис. 184 и по взаимной растворимости жидкостей, составляющих сплошную и дисперсную фазы; ω_c , ω_d — скорости сплошной и дисперсной фаз; μ_c — вязкость сплошной фазы; $\Delta \gamma$ — разность удельных весов фаз, $\text{г}/\text{см}^3$.

Для практически несмешивающихся жидкостей (взаимная растворимость меньше 1%) уравнение (X.207) приводится к виду

$$h_э = 1,6 \frac{d_k^2 \mu_c \omega_c^{0,5}}{\Delta \gamma \omega_d^{0,5}}. \quad (\text{X.208})$$

При взаимной растворимости, составляющей более 10%, высота эквивалентной теоретической тарелки почти не зависит от диаметра колец. Уравнения (X.207) и (X.208) целесообразно использовать при

экстракции из водных растворов. Для определения минимальной эквивалентной высоты насадки h_{\min} экстракционных колонн в режиме, близком к захлебыванию, для ориентировочных расчетов можно пользоваться уравнением

$$\frac{h_{\min}}{d_э} = 24 \left(\frac{w_{\pi}^2}{gd_э} \right)^{-0,2}, \quad (\text{X.209})$$

где h_{\min} — минимальная эквивалентная высота насадки, м; $d_э$ — эквивалентный диаметр насадки, м, равный $d_э = 4F_c/a$ (где F_c — сво-

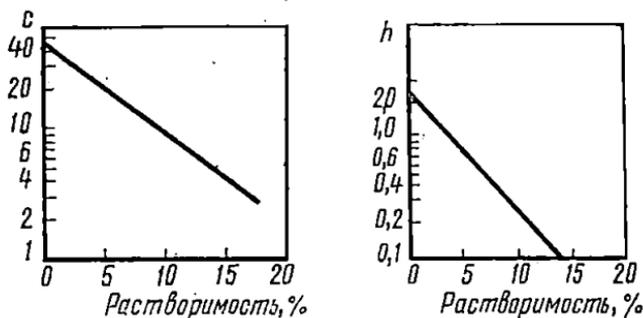


Рис. 184. К расчету постоянных c и h в уравнении (X.207)

бодный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; $a_э$ — удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; w_{π} — предельная линейная скорость легкой фазы, м/с. Эквивалентная высота насадки ниже точки инверсии приближенно может быть определена из соотношения $h_э = (1,5 \div 2)h_{\min}$.

2. Моделирование и расчет насадочных абсорбционных колонн

Для оптимального проектирования и управления целесообразно математические модели процесса абсорбции разделить на две группы: 1) математические модели без учета продольного перемешивания; 2) математические модели с учетом продольного перемешивания. Первая группа моделей (табл. 17) предполагает наличие в колонне режима полного вытеснения по взаимодействующим фазам. Процесс массообмена в нестационарном режиме описывается в общем случае системой нелинейных дифференциальных уравнений с частными производными:

$$\begin{aligned} L \frac{\partial x}{\partial z} + K_{ox} a(L, G) \Delta c &= \varphi_L(L, G) \frac{\partial x}{\partial \tau}, \\ G \frac{\partial y}{\partial z} + K_{oy} a(L, G) \Delta c &= -\varphi_G(L, G) \frac{\partial y}{\partial \tau}, \end{aligned} \quad (\text{X.210})$$

где G, L — массовая скорость газовой и жидкой фаз в полном сечении колонны; $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$; x, y — концентрация компонента в жидкости и газе

Таблица 17

Математические модели насадочных абсорбционных колонн

Номер модели	Модель	Уравнения
1	<p>Без учета продольного перемешивания</p> <p>С сосредоточенными параметрами (среднеарифметическая движущая сила)</p>	$G(y_{ВХ} - y_{ВЫХ}) + \Delta G (y_{ВХ}^0 - y_{ВЫХ}^0) -$ $- L(x_{ВЫХ} - x_{ВХ}) = \frac{\varphi_L}{2} x_{ВЫХ}^0 \frac{dx_{ВЫХ}}{d\tau} +$ $+ \frac{\varphi_L}{2} x_{ВХ}^0 \frac{dx_{ВХ}}{d\tau} + \frac{\varphi_G}{2} y_{ВЫХ}^0 \frac{dy_{ВЫХ}}{d\tau} +$ $+ \frac{\varphi_G}{2} y_{ВХ}^0 \frac{dy_{ВХ}}{d\tau},$ $G(y_{ВХ} - y_{ВЫХ}) + \Delta G (y_{ВХ}^0 - y_{ВЫХ}^0) -$ $- \frac{\varphi_G}{2} y_{ВХ}^0 \frac{dy_{ВХ}}{d\tau} - \frac{\varphi_G}{2} y_{ВЫХ}^0 \frac{dy_{ВЫХ}}{d\tau} =$ $= \frac{K_{Oy} Z}{2} (y_{ВХ} - mx_{ВЫХ} + y_{ВЫХ} - mx_{ВХ})$
2	По ступеням разделения	$G(y_{n-1} - y_n) + L(x_{n+1} - x_n) = \varphi_L \frac{dx_n}{d\tau} +$ $+ \varphi_G \frac{dy_n}{d\tau}$
3	Многоступенчатое представление процесса (линеаризация движущей силы по ступеням)	$G(y_{n-1} - y_n) + \Delta G (y_{n-1}^0 - y_n^0) -$ $- L(x_n - x_{n+1}) = \frac{\varphi_L}{2N} x_n^0 \frac{dx_n}{d\tau} +$ $+ \frac{\varphi_L}{2N} x_{n+1}^0 \frac{dx_{n+1}}{d\tau} + \frac{\varphi_G}{2N} y_{n-1}^0 \frac{dy_{n-1}}{d\tau} +$ $G(y_{n-1} - y_n) + \Delta G (y_{n-1}^0 - y_n^0) -$ $- \frac{\varphi_G}{2N} y_{n-1}^0 \frac{dy_{n-1}}{d\tau} - \frac{\varphi_G}{2N} y_n^0 \frac{dy_n}{d\tau} =$ $= \frac{K_{Oy} Z}{2N} (y_{n-1} - mx_n + y_n - mx_{n+1})$
4	С распределенными параметрами (среднегеометрическая движущая сила)	$L \frac{\partial x}{\partial z} + K_{Oy} a (y - y^*) = \varphi_L \frac{\partial x}{\partial \tau},$ $G \frac{\partial y}{\partial z} + K_{Oy} a (y - y^*) = -\varphi_G \frac{\partial y}{\partial \tau}$
5	С учетом продольного перемешивания Полностью асимметричная модель	$G \frac{\partial y}{\partial z} + K_{Oy} a (y - y^*) = -\varphi_G \frac{\partial y}{\partial \tau},$

Номер модели	Модель	Уравнения
6	Ассиметричная модель	$\overline{Lx} + K_{Oy} a (y - y^*) = \varphi_L \frac{d\overline{x}}{d\tau},$ $\overline{x} = \frac{1}{z} \int_0^z x dz$ $L (x_{n,k+1} - x_{n,k}) + \frac{K_{Oy} a z}{N} (y_n - m x_{n,k}) =$ $= \varphi_L \frac{dx_{n,k}}{d\tau},$ $G (y_{n-1} - y_n) - \frac{K_{Ox} a z}{N} (a y_n -$ $- m \sum_{k=1}^a x_{n,k}) = \varphi_G \frac{dy_n}{d\tau}$
7	Симметричная модель	$L (x_{n+1} - x_n) + \frac{K_{Ox} a z}{N} (x_n^* - x_n) =$ $= \varphi_L \frac{dx_n}{d\tau},$ $G (y_{n-1} - y_n) - \frac{K_{Oy} a z}{N} (x_n^* - x_n) =$ $= \varphi_G \frac{dy_n}{d\tau}$
8	<p>Полное вытеснение Полная симметрия</p> <p>Полное перемешивание</p>	$L \frac{\partial x}{\partial z} + K_{Oy} a (y - y^*) = \varphi_L \frac{\partial x}{\partial \tau},$ $G \frac{\partial y}{\partial z} + K_{Oy} a (y - y^*) = -\varphi_G \frac{\partial y}{\partial \tau}$ $G (y_{\text{вх}} - y_{\text{вых}}) - K_{Oy} a z (y_{\text{вых}} - y_{\text{вых}}^*) =$ $= \varphi_G \frac{dy_{\text{вых}}}{d\tau},$ $L (x_{\text{вх}} - x_{\text{вых}}) + K_{Oy} a z (y_{\text{вых}} - y_{\text{вых}}^*) =$ $= \varphi_L \frac{dx_{\text{вых}}}{d\tau}$

соответственно, кг/кг (или %); Δc —движущая сила процесса, кг/кг (или %); $K_{o,y,a}$ — объемный коэффициент массопередачи, кг/м³·ч·кг/кг; φ_L, φ_G — удерживающая способность по жидкости и газу соответственно, кг/м³; τ — время, ч; z — высота слоя насадки, м.

Нелинейные свойства уравнения обусловлены зависимостью коэффициентов от величины возмущающих воздействий. Аналитическое решение такой системы связано с большими трудностями и может быть получено лишь при некоторых упрощениях. Рассматривая поведение процесса при малых отклонениях от стационарного состояния, коэффициенты в уравнениях математической модели могут быть приняты постоянными. Дальнейшее упрощение достигается за счет усреднения движущей силы процесса по высоте колонны. Тогда исходная система уравнений с частными производными превращается в систему обыкновенных дифференциальных уравнений. В первом приближении изменение концентраций фаз по высоте колонны аппроксимируется линейной зависимостью, а средние концентрации выражаются как среднеарифметические их начальных и конечных значений (модель 1). Однако при расчете нестационарных режимов процесса в условиях, когда движущая сила изменяется более чем в 2 раза, такое упрощение может привести к значительным отклонениям от точного решения, в особенности на начальном участке временной характеристики. В этом случае необходимо использование среднелогарифмической движущей силы.

Другой метод анализа распределенных систем, используемый при решении дифференциальных уравнений с частными производными на вычислительных машинах, основан на представлении непрерывного процесса многоступенчатым с сосредоточенными параметрами в каждой ступени. В зависимости от принимаемых допущений относительно механизма процесса массопередачи в ступени, а также способа представления движущей силы возможны некоторые разновидности математических моделей (см. табл. 17, модели 2, 3). Простейшей математической моделью является модель без учета кинетики процесса абсорбции. Насадочный абсорбер рассматривается как тарельчатый аппарат с тарелками, имеющими к.п.д., равный 1 (модель 2). При этом число тарелок выбирается равным числу ступеней, эквивалентных одной теоретической тарелке. Расчет динамических характеристик при помощи этой модели показал неудовлетворительное представление участка запаздывания на временной характеристике процесса при малом числе ступеней разделения. Кроме того, расчет стационарных режимов может быть выполнен лишь с некоторым приближением, так как число ступеней не может быть дробным.

Условие материального баланса удовлетворяется в модели с учетом кинетики процесса. При этом число ступеней, на которое условно разбивается высота слоя насадки в аппарате, больше числа ступеней полного разделения. Модель 3 не может быть использована для описания нестационарных свойств реального процесса.

Во всех рассмотренных моделях принимается режим полного вытеснения по взаимодействующим фазам. Модели между собой различаются способами аппроксимации движущей силы, распределение

которой по высоте колонны в пределе стремится к среднелогарифмическому. Так, например, согласно ступенчатой модели математическое описание будет тем точнее, чем больше n , т. е. чем больше модель приближается к модели полного вытеснения. В то же время режим полного вытеснения является упрощенным для реальных аппаратов, а степень приближения к нему зависит от гидродинамического режима, в котором работает насадочный абсорбер. В реальном аппарате происходит неравномерное распределение по времени пребывания элементов потоков, обусловленное неравномерностью профиля скоростей, молекулярной диффузией и турбулизацией потоков.

При построении математических моделей насадочных колонн как объектов с распределенными параметрами с учетом продольного перемешивания также возможны два подхода: описание процесса на основе дифференциальных уравнений с частными производными второго порядка — диффузионная модель или приближенное представление непрерывного процесса многоступенчатым с сосредоточенными параметрами в каждой ступени — ячеечная модель.

Прежде чем перейти к рассмотрению этих моделей, введем понятие продольной симметрии потоков в аппарате. Потоки, имеющие одинаковую степень продольного перемешивания по фазам, будем называть симметричными. При этом степень продольного перемешивания можно оценивать числом ячеек полного перемешивания n и коэффициентом продольного перемешивания D_L . Тогда математические модели процесса абсорбции для насадочного аппарата можно классифицировать следующим образом:

- симметричная модель $n_L = n_G = N$,
- асимметричная модель $n_L \neq n_G$, $n_L = N_L$, $n_G = N_G$,
- полностью симметричная модель $n_L = n_G = \infty$ или 1,
- полностью асимметричная модель $n_L \neq n_G$, $n_L = 1$,
 $n_G = \infty$ или $n_L = \infty$, $n_G = 1$.

Построение математической модели с учетом гидродинамической структуры взаимодействия фаз позволяет получить более точное математическое описание процесса в двухфазной системе.

При использовании ячеечной модели насадочный абсорбер рассматривается как объект, состоящий из двух последовательностей ячеек полного перемешивания, между которыми происходит массообмен. Число ячеек по фазам определяется по степени продольного перемешивания этих фаз. Причем возможны два предельных случая: полное перемешивание по жидкой фазе и полное вытеснение по газовой и, наоборот, полное перемешивание по газовой фазе и полное вытеснение по жидкой фазе. Для насадочных абсорберов особый интерес представляет первый случай. Ячеечная модель описывается системой дифференциально-разностных уравнений, решение которых относительно просто может быть осуществлено на ЦВМ.

Блочная структура модели позволяет использовать аппарат блок-алгебры для анализа модели колонны и, следовательно, удобна для моделирования на аналоговых вычислительных машинах. Кроме того, для симметричной и полностью асимметричной моделей аналитическим

путем могут быть получены передаточные функции, используемые при анализе и синтезе систем автоматического управления насадочной колонны. Математическое описание насадочной абсорбционной колонны на основе ячеечной симметричной модели

$$L(x_{n+1} - x_n) + K_{ox} aH\Delta C = \varphi_L H \frac{dx_n}{d\tau},$$

$$G(y_{n-1} - y_n) - K_{oy} aH\Delta C = \varphi_G H \frac{dy_n}{d\tau}, \quad (X.211)$$

где H — высота ячейки полного перемешивания, м; x_n, y_n — соответственно концентрация компонента в жидкости и газе в n -й ячейке, кг/кг (или %).

Для определения степени продольного перемешивания обычно используется импульсный метод. Вычисляя моменты функции распределения по времени пребывания элементов индикатора в колонне, а также используя соотношение между числом ячеек и коэффициентом продольного перемешивания

$$n = zw/2D_L, \quad (X.212)$$

где z — высота слоя насадки, м; n — число ячеек полного перемешивания; w — средняя скорость фазы, м/ч; D_L — коэффициент продольного перемешивания, м²/ч. Можно определить значения n для различных гидродинамических режимов.

Кинетика процесса абсорбции обычно рассчитывается в предположении существования режима полного вытеснения. Использование кинетических данных при расчете стационарных режимов на основе математической модели с учетом продольного перемешивания приводит к значительным отклонениям от действительных значений составов выходных потоков в реальном аппарате. Лучшее согласие с опытом дает ячеечная модель с застойными зонами: уравнения математической модели

$$L(x_{n+1} - x_n) + K_{ox} aH\Delta C = \varphi_L H \frac{dx_n}{d\tau},$$

$$G(y_{n-1} - y'_n) - K_{oy} aH\Delta C = \varphi_G H \frac{dy'_n}{d\tau}, \quad (X.213)$$

$$G(y'_n - y_n) = \varphi_{з.з} H \frac{dx_n^*}{d\tau},$$

где $\varphi_{з.з}$ — объем жидкости в застойной зоне (статическая удерживающая способность), кг/м³; y'_n — концентрация компонента в газовой фазе на входе в застойную зону, кг/кг (или %).

Выражение движущей силы процесса в n -й ячейке для легкорастворимых газов

$$\Delta C_n = y_n - y_n^*;$$

для труднорастворимых газов

$$\Delta C_n = x_n^* - x_n,$$

где y^* и x^* — равновесные концентрации соответственно газа и жидкости.

Связь между равновесными концентрациями аппроксимируется линейной зависимостью

$$y^* = mx,$$

где m — константа равновесия.

При решении уравнений математической модели принимается, что отклонения концентраций потоков до нанесения возмущения равны

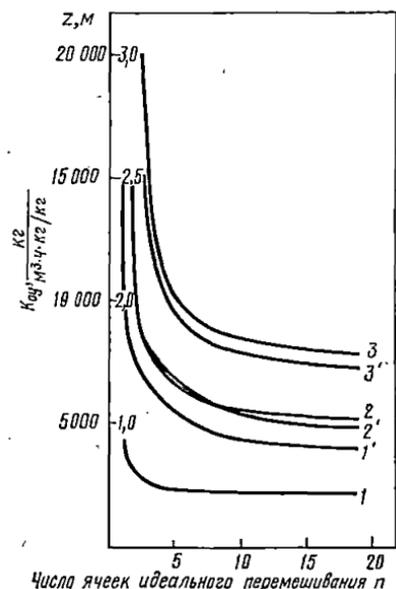


Рис. 185. Зависимость изменения коэффициента массопередачи и высоты слоя насадки от степени продольного перемешивания; система аммиак—вода; насадка кольца Рашига 15×15 мм; 1, 2, 3 — зависимость z от n ; 1', 2', 3' — зависимость K_{Oy} от n :

1, 1' — $L=1900$ кг/м²·ч; $G=3020$ кг/м²·ч;
 2, 2' — $L=3423$ кг/м²·ч; $G=3820$ кг/м²·ч;
 3, 3' — $L=4358$ кг/м²·ч; $G=3020$ кг/м²·ч

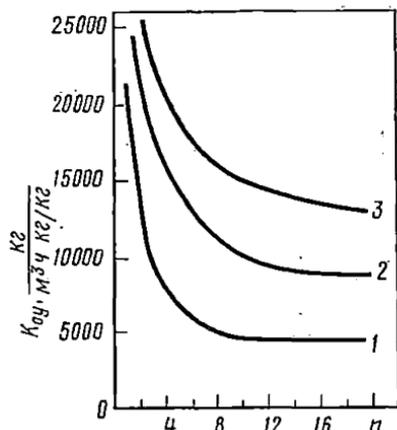


Рис. 186. Зависимость коэффициента массопередачи от числа ячеек:

1 — пленочный режим; 2 — промежуточный режим; 3 — турбулентный режим

нулю, т. е. при $\tau = 0$ $\Delta y(0) = 0$, $\Delta x(0) = 0$. На рис. 185 приведена зависимость изменения коэффициента массообмена K_{Oy} и высоты слоя насадки z от степени продольного перемешивания. Существенное изменение коэффициента массообмена K_{Oy} (более 10%) происходит при высокой степени перемешивания ($n < 5$). На рис. 186 представлена

зависимость коэффициента массопередачи от гидродинамических режимов в насадочных абсорбционных колоннах и интенсивность перемешивания в насадке.

3. Моделирование и расчет насадочных экстракционных колонн

Движение сплошной и дисперсной фаз в насадочных экстракционных колоннах обычно представляется моделями идеального вытеснения. Однако при помощи этих моделей многие явления не могут быть

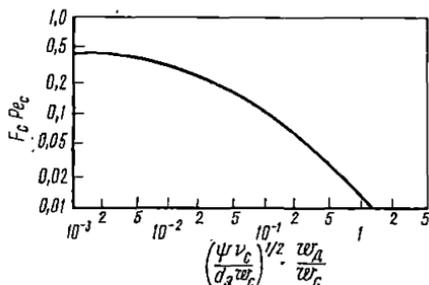


Рис. 187. К расчету чисел Pe_c в экстракционных колоннах

объяснены. Прежде всего это относится к процессу коалесценции и наличию статической удерживающей способности, которые влияют на форму функции распределения частиц по времени пребывания в аппарате и потому должны учитываться при анализе и расчете гидродинамики процесса экстракции в насадочной колонне. Движение сплошной фазы удовлетворительно описывается диффузионной моделью.

Числа Pe возрастают с увеличением нагрузки по обоим фазам, причем этот эффект усиливается, если дисперсная фаза смачивает насадку. Ориентировочные значения чисел Pe_c для сплошной фазы в двухфазном потоке можно определить по рис. 187, на котором представлена зависимость $F_c Pe_c$ от безразмерного комплекса:

$$F_c Pe_c = f \left[\left(\frac{\psi \nu_c}{d_3 w_c} \right)^{1/2} \frac{w_D}{w_c} \right],$$

где F_c — свободный объем насадки; ν_c — кинематическая вязкость сплошной фазы; d_3 — эквивалентный диаметр насадки; ψ — безразмерный коэффициент, равный

$$\psi = [\Lambda + (\Delta f_x + f_y)] / (1 - \Delta),$$

где Λ — соотношение обратных потоков с учетом коэффициента распределения; f_x и f_y — доли обратных потоков по рафинату и раствору соответственно. Приведенная зависимость получена для сравнительно небольших диаметров колонн (максимальный диаметр составляет 148 мм). Структура движения дисперсной фазы существенно отличается от диффузионной модели. Механизм движения дисперсной фазы непосредственно связан с размерами насадки. Свободное движение капель дисперсной фазы наблюдается, если размер насадки больше критического. В этом случае капли свободно проходят через элементы насадки и лишь незначительная часть может задерживаться насадкой. Объемы дисперсной фазы, задерживаемой насадкой, сравнительно

малы, и весь эффект распределения скоростей можно отнести к проточной части потока дисперсной фазы.

Если размер насадки меньше критического, в аппаратуре существует значительный объем дисперсной фазы, которая задерживается насадкой. Кроме того, столкновение капель дисперсной фазы, которые движутся с каплями, застрявшими в насадке, увеличивает вероятность коалесценции. Эффект такого рода взаимодействий не позволяет использовать диффузионную модель в ее обычной форме для описания движения дисперсной фазы.

Модель с застойной зоной. Для построения математической модели движения фаз в насадочной колонне примем следующие допущения:

1. Общий объем дисперсной фазы в колонне можно разделить на статическую и динамическую составляющие. Статическая составляющая — объем дисперсной фазы, скорость которой равна нулю. Динамическая составляющая — объем дисперсной фазы, скорость которой отлична от нуля.

2. Движение динамической составляющей описывается диффузионной моделью.

3. Статическая и динамическая составляющие обмениваются веществом за счет коалесценции.

4. В процессе коалесценции участвуют равные объемы статической и динамической составляющих.

5. В объеме жидкости, возникающем при коалесценции, осуществляется идеальное перемешивание.

6. После коалесценции следует процесс редиспергирования.

Объем дисперсной фазы dV_k , образовавшийся в результате коалесценции за время $d\tau$ в элементарном объеме dV , составляет

$$dV_k = \omega \varphi_{ст} \varphi_{дин} dV d\tau, \quad (X.214)$$

где ω — постоянная скорость коалесценции, ч^{-1} ; $\varphi_{ст}$, $\varphi_{дин}$ — статическая и динамическая удерживающие способности насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Рассчитаем количество вещества, переданное в результате коалесценции и редиспергирования из динамической составляющей в статическую. Учитывая допущения 4 и 5, запишем

$$Q_k = \frac{1}{2} dV_{кy} - \frac{1}{2} dV_k \frac{y + y_1}{2} = \frac{1}{2} dV_k \frac{1}{2} (y - y_1), \quad (X.215)$$

где $\frac{1}{2} dV_{кy}$ — количество вещества, участвующего в коалесценции

со стороны динамической составляющей, и $\frac{1}{2} dV_k \frac{y + y_1}{2}$ — количество вещества после редиспергирования с динамической составляющей.

Подставляя (X.214) в (X.215), получим

$$Q_k = \frac{1}{4} \omega \varphi_{ст} \varphi_{дин} (y - y_1) dV d\tau. \quad (X.216)$$

Введем в рассмотрение понятие полной удерживающей способности

$$\varphi = \varphi_{ст} + \varphi_{дин} \quad (X.217)$$

и обозначим $\alpha = \varphi_{дин}/\varphi$. Тогда $(1-\alpha) = \varphi_{ст}/\varphi$. Уравнение (X.216) можно теперь представить в виде

$$Q_k = \frac{1}{4} \omega \varphi^2 \alpha (1-\alpha) (y-y_1) dV d\tau. \quad (X.218)$$

Составим материальный баланс по трассе для дисперсной фазы в элементе колонны высотой dz . Структура материальных потоков

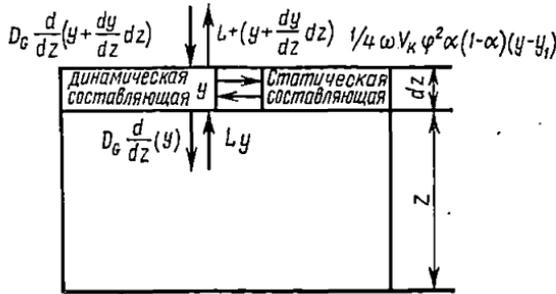


Рис. 188. Структура потоков в экстракционной насадочной колонне

показана на рис. 188. Уравнения материального баланса имеют вид

$$-L \frac{dy}{dz} + D_G \frac{\partial^2 y}{\partial z^2} - \frac{1}{4} \omega \varphi^2 \alpha (1-\alpha) F (y-y_1) = F_c \varphi_{дин} \frac{\partial y}{\partial \tau}, \quad (X.219)$$

$$\frac{1}{4} \omega \varphi^2 \alpha (1-\alpha) F (y-y_1) = F_c \varphi_{ст} \frac{\partial y_1}{\partial \tau}. \quad (X.220)$$

Уравнения (X.219) и (X.220) описывают движение дисперсной фазы в насадочной экстракционной колонне. Введя безразмерные координаты $\theta = \tau/\tau_{дисц}$ и $Z = z/H$, а также $N_k = \frac{1/4 \omega F H}{L}$ — величину, характеризующую скорость массообмена между проточной и застойной зонами, получим

$$\frac{\partial y}{\partial Z} + \frac{1}{Pe_d} \frac{\partial^2 y}{\partial Z^2} - N_k \varphi^2 \alpha (1-\alpha) (y-y_1) = \alpha \frac{\partial y}{\partial \theta},$$

$$N_k \varphi^2 \alpha (1-\alpha) (y-y_1) = (1-\alpha) \frac{\partial y_1}{\partial \theta}. \quad (X.221)$$

Пусть коалесценция на концах колонны незначительна. Тогда в качестве граничных условий для модели (X.221) можно принять граничные условия для диффузионной модели:

$$Z = 0 \quad - \frac{1}{Pe_d} \frac{\partial y}{\partial Z} = y_{вх} - y,$$

$$Z = 1 \quad \frac{\partial y}{\partial Z} = 0. \quad (\text{X.222})$$

При решении (X.221) с граничными условиями (X.222) получим передаточную функцию

$$W(p) = \frac{y_{\text{вых}}(p)}{y_{\text{вх}}(p)},$$

где p — оператор Лапласа.

Структура передаточной функции для модели (X.221) совпадает со структурой передаточной функции для диффузионной модели:

$$W(p) = \frac{\frac{Pe_d}{2} a}{4e^{\frac{Pe_d}{2} a} (1+a)^2 e^{-\frac{Pe_d}{2} a} (1-a)^2 e^{-\frac{Pe_d}{2} a}}. \quad (\text{X.223})$$

Различаются лишь значения параметра a , который для (X.221) равен

$$a = \sqrt{1 + \frac{4}{Pe_d} \left[\frac{N_{K\varphi^2} \alpha (1-\sigma) \rho}{N_{K\varphi^2} \alpha + \rho} + \alpha \rho \right]}. \quad (\text{X.224})$$

Передаточная функция (X.223) получена при нулевых начальных условиях. Решение системы уравнений (X.221) дает

$$y(\theta) = \sum_{k=1}^{\infty} \frac{A(\rho_k)}{B(\rho_k)} e^{\rho_k \theta}, \quad (\text{X.225})$$

где

$$A(\rho_k) = 4e^{\frac{Pe_d}{2} a(\rho_k)}; \quad (\text{X.226})$$

$$B'(\rho_k) = \frac{d}{d\rho} \left[(1+a)^2 e^{\frac{Pe_d}{2} a} - (1-a)^2 e^{-\frac{Pe_d}{2} a} \right]_{\rho \rightarrow \rho_k}. \quad (\text{X.227})$$

В результате получаем

$$y(\theta) = \sum_{k=1}^{\infty} \sum_{i=1}^2 \frac{2\lambda_k^2 e^{\left[\frac{Pe_d}{2} + \rho_k, i\theta\right]}}{E(\rho_k, i) \left\{ \lambda_k \left(1 + \frac{Pe_d}{2}\right) \sin 2\lambda_k - \left[\frac{Pe_d}{4} + \left(\frac{Pe_d}{4}\right)^2 - \lambda_k^2\right] \cos 2\lambda_k \right\}}, \quad (\text{X.228})$$

где λ_k определяется из уравнения

$$\operatorname{tg} 2\lambda_k = \frac{\frac{Pe_d}{2} \lambda_k}{\lambda_k^2 - \left(\frac{Pe_d}{4}\right)^2}, \quad (\text{X.229})$$

$$\rho_k(1, 2) = -\frac{C}{2} \left(1 \pm \sqrt{1 - \frac{4D}{C^2}}\right), \quad (\text{X.230})$$

$$C = \frac{1}{\alpha} \frac{4}{\text{Pe}_d} \left[\left(\frac{4}{\text{Pe}_d} \right)^2 + \lambda_k^2 \right] + N_K \varphi^2, \quad (\text{X.231})$$

$$D = \frac{4}{\text{Pe}_d} \left[\left(\frac{4}{\text{Pe}_d} \right)^2 + \lambda_k^2 \right] N_K \varphi^2, \quad (\text{X.232})$$

$$E(\rho_k, t) = \frac{N_K^2 \varphi^4 \alpha^2 (1 - \alpha)}{[N_K \varphi^2 \alpha + \rho_k, t]^2} + \alpha. \quad (\text{X.233})$$

Для диффузионной модели без учета коалесценции и застойных зон решение имеет вид

$$y^{(0)} = \sum_{k=1}^{\infty} \frac{2 \lambda_k^2 e^{\left[\frac{\text{Pe}_d}{2} - \frac{\text{Pe}_d \theta - \lambda_k^2}{4} \frac{4}{\text{Pe}_d} \right]}}{\lambda_k \left(1 + \frac{\text{Pe}_d}{2} \right) \sin 2 \lambda_k - \left[\frac{\text{Pe}_d}{4} + \left(\frac{\text{Pe}_d}{4} \right)^2 - \lambda_k^2 \right] \cos 2 \lambda_k}. \quad (\text{X.234})$$

Остановимся на числовых характеристиках моделей, в качестве которых обычно используются два первых момента функции распределения частиц по времени пребывания. Момент любого порядка может быть вычислен по формуле

$$M_i = (-1)^i \left[\frac{d^i W(\rho)}{d\rho^i} \right]_{\rho \rightarrow 0}. \quad (\text{X.235})$$

Рассмотрим основные параметры модели, влияющие на числовые характеристики.

1. Объем застойной зоны равен нулю. Так как $(1 - \alpha) = 0$, получаем диффузионную модель в ее обычной форме. Для этой модели

$$M_1 = 1, \quad (\text{X.236})$$

$$M_2 = 1 + \frac{2}{\text{Pe}_d} - \frac{2}{\text{Pe}_d^2} (1 - e^{-\text{Pe}_d}), \quad (\text{X.237})$$

т. е. второй момент является только функцией Pe_d .

2. Постоянная скорости коалесценции равна нулю, т. е. $N_K = 0$. Физически это означает, что не происходит обмена веществом между статической и динамической составляющими. Следовательно, на распределение частиц по времени пребывания не влияет часть объема, соответствующая статической составляющей. Тогда

$$M_1 = \alpha, \quad (\text{X.238})$$

$$M_2 = \alpha^2 \left[1 + \frac{2}{\text{Pe}_d} - \frac{2}{\text{Pe}_d^2} (1 - e^{-\text{Pe}_d}) \right]. \quad (\text{X.239})$$

Таким образом величины моментов зависят от объема застойной зоны.

3. Постоянная скорости коалесценции велика, тогда получаем выражения для первых двух моментов, в точности совпадающие с

(X.236) и (X.237). Таким образом, при значительной скорости коаалесценции вся дисперсная фаза представляет собой динамическую составляющую.

4. Постоянная скорости коаалесценции ω и объем проточной зоны имеют конечное значение, отличное от нуля. По-видимому, именно этот случай характерен для реальных аппаратов. Первый и второй моменты имеют вид

$$M_1 = 1, \quad (X.240)$$

$$M_2 = \frac{2(1-\alpha)}{N_K \beta^{2\alpha}} + \left[1 + \frac{2}{Pe_D} - \frac{2}{Pe_D^2} (1 - e^{-Pe_D}) \right]. \quad (X.241)$$

Первый момент равен единице и не зависит от объема застойной зоны. Второй момент может принимать большие значения в зависимо-

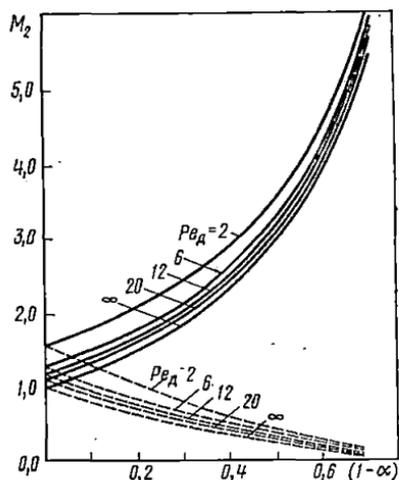


Рис. 189. Влияние объема застойной зоны на величину второго момента при различных значениях N_K и Pe_D :
 --- $N_K = 2,5$; $\varphi = 0,2$; - - - - $N_K = 0$, $\varphi = 0,2$

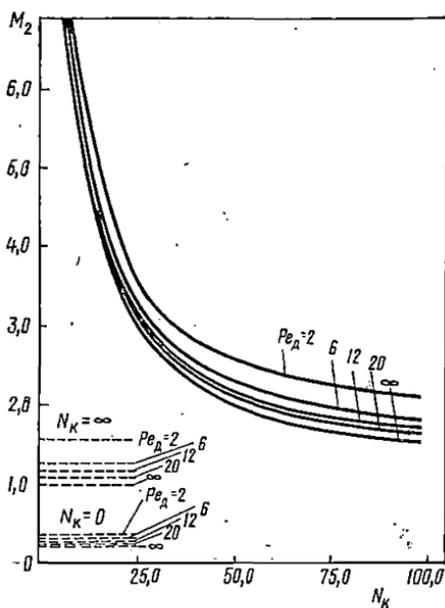


Рис. 190. Влияние скорости коаалесценции на величину второго момента при различных значениях Pe_D ($\alpha = 0,5$; $\varphi = 0,2$)

сти от величины N_K и α . На рис. 189—191 приведены зависимости M_2 от α , φ и N_K при различных значениях Pe_D .

С уменьшением скорости коаалесценции второй момент возрастает очень сильно, но при достижении $N_K = 0$ функция $M_2(N_K)$ претерпевает разрыв, и значение M_2 оказывается меньше единицы (рис. 189).

Это можно объяснить тем, что с уменьшением скорости коалесценции вымывание трассера длится очень долго и по существу определяет величину второго момента. При $N_K = 0$, объем, соответствующий застойной зоне, не участвует в процессе. При этом второй момент определяется только величиной Re_d (при $\alpha = \text{const}$). Рассмотренная модель движения дисперсной фазы в насадочной колонне более полно отражает процессы, протекающие в аппарате.

Ячеечная модель с обратным перемешиванием между ячейками. В этом случае колонна рассматривается как последовательность участков с сосредоточенными параметрами, причем каждый из участков эквивалентен ступени идеального смешения. Структура потоков в модели показана на рис. 192. Величины рециркуляционных потоков f_L

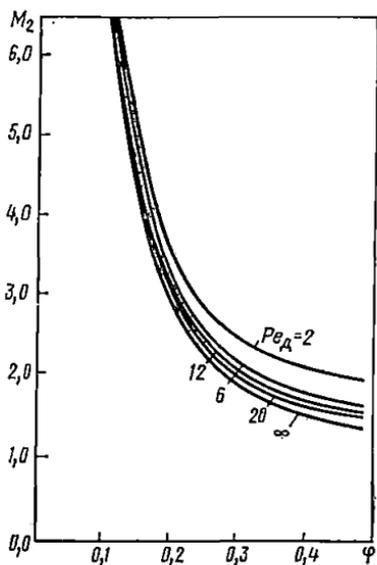


Рис. 191. Влияние общей удерживающей способности на величину второго момента при различных значениях Re_d ($N_K = 2,5$; $\alpha = 0,5$)

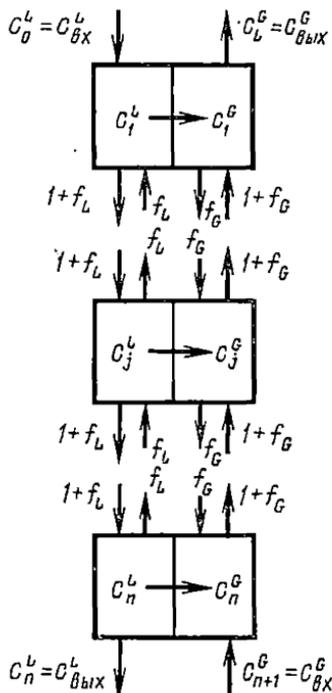


Рис. 192. Структура ячейки модели с обратными потоками

и f_G характеризуют интенсивность заброса вещества в направлениях, обратных направлениям движения основных потоков L и G .

Систему уравнений для ячейки модели с обратными потоками при массообмене между фазами (рис. 192), обозначаемую в общем виде как $P(C)$, можно записать в виде

$$\begin{aligned}
 & -C_0^L + (1 + f_L) C_1^L + \lambda \varphi \psi (C_1^L) - \lambda \varphi C_1^G - C_2^L f_L = \\
 & \quad = P_1 (C_1^L, C_1^G, C_2^L) = 0 \\
 & -\lambda \psi (C_1^L) + (1 + f_G + \lambda) C_1^G - (1 + f_G) C_2^G = P_2 (C_1^L, \\
 & \quad C_1^G, C_2^G) = 0 \\
 & \dots \dots \dots \\
 & -(1 + f_L) C_{j-1}^L + \lambda \varphi \psi (C_j^L) + (1 + 2f_L) C_j^L - \lambda \varphi C_j^G - \\
 & \quad - f_L C_{j+1}^L = P_{2j-1} (C_{j-1}^L, C_j^L, C_j^G, C_{j+1}^L) = 0 \\
 & -f_G C_{j-1}^G - \lambda \psi (C_j^L) + (1 + 2f_L + \lambda) C_j^G - (1 + f_G) C_{j+1}^G = \\
 & \quad = P_{2j} (C_{j-1}^G, C_j^L, C_j^G, C_{j+1}^G) = 0 \\
 & \dots \dots \dots \\
 & -(1 + f_L) C_{n-1}^L + (1 + f_L) C_n^L + \lambda \varphi \psi (C_n^L) - \lambda \varphi C_n^G = \\
 & \quad = P_{2n-1} (C_{n-1}^L, C_n^L, C_n^G) = 0 \\
 & -f_G C_{n-1}^G - \lambda \psi (C_n^L) + (1 + f_G + \lambda) C_n^G - C_{n+1}^G = \\
 & \quad = P_{2n} (C_{n-1}^G, C_n^L, C_n^G, C_{n+1}^G) = 0
 \end{aligned}
 \quad \left. \vphantom{\begin{aligned} \dots \\ \dots \\ \dots \end{aligned}} \right\} P(C) \quad (X.242)$$

В приведенной системе $P(C)$ вектор-столбец

$$[C] = \begin{vmatrix} C_1^L \\ C_1^G \\ \vdots \\ C_j^L \\ C_j^G \\ \vdots \\ C_n^L \\ C_n^G \end{vmatrix} \quad (X.243)$$

определяет совокупность величин, характеризующих профиль концентраций по высоте экстрактора в обеих фазах.

Для системы уравнений произвольного порядка алгоритм Ньютона в обобщенном виде может быть представлен как

$$P(C_k) + P'(C_k)(C_{k+1} - C_k) = 0, \quad (X.244)$$

где $P'(C_k)$ — матрица Якоби от функций $P_1, P_2, \dots, P_{2j-1}, P_{2j}, \dots, P_{2n-1}, P_{2n}$ системы уравнений (X.242). Смысл матрицы Якоби соответствует выполнению операций вида

$$P'(C) = \begin{vmatrix} \frac{\partial P_1}{\partial C_1^L} & \frac{\partial P_1}{\partial C_1^G} & \dots & \frac{\partial P_1}{\partial C_j^L} & \frac{\partial P_1}{\partial C_j^G} & \dots & \frac{\partial P_1}{\partial C_n^L} & \frac{\partial P_1}{\partial C_n^G} \\ \dots & \dots \\ \frac{\partial P_{2j-1}}{\partial C_1^L} & \frac{\partial P_{2j-1}}{\partial C_1^G} & \dots & \frac{\partial P_{2j-1}}{\partial C_j^L} & \frac{\partial P_{2j-1}}{\partial C_j^G} & \dots & \frac{\partial P_{2j-1}}{\partial C_n^L} & \frac{\partial P_{2j-1}}{\partial C_n^G} \\ \frac{\partial P_{2j}}{\partial C_1^L} & \frac{\partial P_{2j}}{\partial C_1^G} & \dots & \frac{\partial P_{2j}}{\partial C_j^L} & \frac{\partial P_{2j}}{\partial C_j^G} & \dots & \frac{\partial P_{2j}}{\partial C_n^L} & \frac{\partial P_{2j}}{\partial C_n^G} \\ \dots & \dots \\ \frac{\partial P_{2n}}{\partial C_1^L} & \frac{\partial P_{2n}}{\partial C_1^G} & \dots & \frac{\partial P_{2n}}{\partial C_j^L} & \frac{\partial P_{2n}}{\partial C_j^G} & \dots & \frac{\partial P_{2n}}{\partial C_n^L} & \frac{\partial P_{2n}}{\partial C_n^G} \end{vmatrix} \quad (X.245)$$

После выполнения преобразований (X.245) применительно к системе уравнений (X.222) получим расчетные зависимости для определения профиля концентраций по высоте аппарата на k -м шаге приближения. Эта зависимость имеет вид блочной матрицы

$$\begin{vmatrix} [B_1] [D_1] & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ [A_1] [B_2] [D_2] & 0 & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 [A_2] [B_3] [D_3] & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 [A_{n-2}] [B_{n-2}] [D_{n-2}] & 0 & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 [A_{n-1}] [B_{n-1}] [D_{n-1}] & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 [A_n] [B_n] & \dots \end{vmatrix} \times [F]$$

$$\times \begin{vmatrix} [C_1]_k \\ [C_2]_k \\ [C_3]_k \\ \vdots \\ [C_{n-2}]_k \\ [C_{n-1}]_k \\ [C_n]_k \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} [A_1] \\ 0 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{vmatrix} \times [C_0] + \begin{vmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \\ 0 \\ [D_n] \end{vmatrix} \times [C_{n-1}] + \begin{vmatrix} [T_1] \\ [T_2] \\ [T_3] \\ \vdots \\ [T_{n-2}] \\ [T_{n-1}] \\ [T_n] \end{vmatrix} \times [V] \quad (X.246)$$

$$[A_j] = \begin{vmatrix} -(1 + \delta_j f_L) & 0 \\ 0 & -\delta_j f_G \end{vmatrix},$$

$$\text{где } \delta_j = \begin{cases} 0 & \text{при } j = 1 \\ 1 & \text{при } 2 \leq j \leq n; \end{cases}$$

$$[B_j] = \begin{vmatrix} \{1 + (1 + \bar{\delta}_j) f_L + \lambda \varphi \psi'[(C_j^L)_k]\} & 0 \\ 0 & \{1 + (1 + \bar{\delta}_j) f_G + \lambda\} \end{vmatrix},$$

$$[C_j]_k = \begin{vmatrix} (C_j^L)_k \\ (C_j^G)_k \end{vmatrix},$$

$$\text{где } \bar{\delta}_j = \begin{cases} 0 & \text{при } j = 1, n \\ 1 & \text{при } 2 \leq j \leq n-1 \end{cases};$$

$$[D_j] = \begin{vmatrix} -\delta_j^* f_L & 0 & \dots & 0 \\ 0 & & & -(1 + \delta_j^*) f_L \end{vmatrix};$$

$$[T_j] = \begin{vmatrix} -\{ \psi[(C_j^L)_{k-1}] - \psi'[(C_j^L)_{k-1}](C_j^L)_{k-1} \} & 0 \\ 0 & \{ \psi[(C_j^L)_{k-1}] - \psi'[(C_j^L)_{k-1}](C_j^L)_{k-1} \} \end{vmatrix},$$

$$\text{где } \delta_j^* = \begin{cases} 0 & \text{при } j = n \\ 1 & \text{при } 1 \leq j \leq n-1 \end{cases};$$

$$[V] = \begin{vmatrix} \lambda \varphi \\ \lambda \end{vmatrix}.$$

Матричную систему (X.246) решают методом диагонализации блочной матрицы Якоби (матрицы F). Единственность решения гарантируется невырожденностью матрицы F , определитель которой всегда

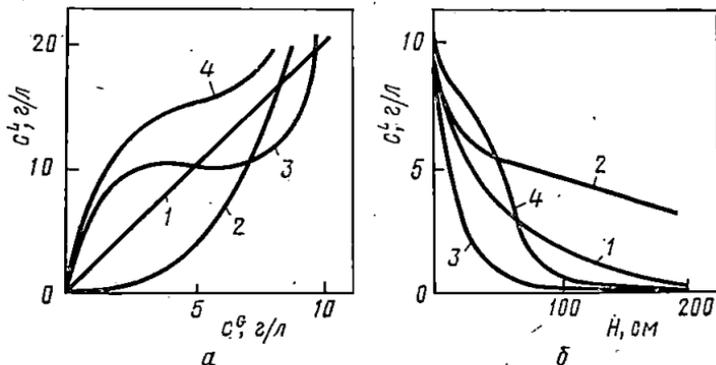


Рис. 193. Влияние вида равновесной зависимости (а) на профиль концентрации по высоте колонны (б):

1 — линейная зависимость; 2 — степенная зависимость; 3 — кривая с экстремумом; 4 — кривая с перегибом;

отличен от нуля, если равновесная зависимость имеет не экстремальный характер. В качестве начального приближения используют профиль концентрации, рассчитанный для линейной равновесной зависимости с постоянным коэффициентом распределения $m = \psi'(0)$. Для этого случая $[T_1] = \dots = [T_j] = \dots = [T_n] = 0$. Расчеты, выполненные на ЦВМ, показали, что характер распределения концентраций

по высоте экстрактора (рис. 193) определяется видом равновесной зависимости.

Практическое использование ячеечной модели с обратным перемешиванием между ступенями связано с получением расчетных зависимостей параметров модели от числовых характеристик функции распределения. Для решения указанной задачи проводится теоретический анализ однофазной модели без массопередачи, при помощи ко-

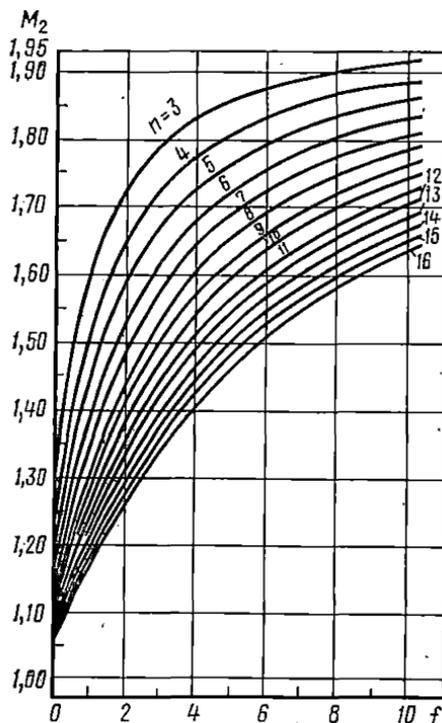


Рис. 194. Номограмма для определения совокупности значений f и n по M_2

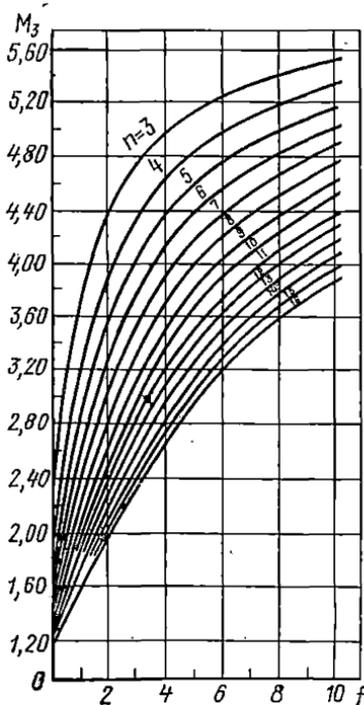


Рис. 195. Номограмма для определения совокупности значений f и n по M_3

торого отыскиваются уравнения связи для определения гидродинамических параметров модели. По результатам решения уравнений связи составляются обобщенные номограммы, связывающие величины второго M_2 (рис. 194) и третьего M_3 (рис. 195) начальных моментов с параметрами модели: числом ячеек смещения n и величиной обратного потока f .

Диффузионная модель. Для учета продольного перемешивания в экстракционных колоннах воспользуемся диффузионной моделью (рис. 196). Уравнение баланса для элемента dz есть:

$$D_L \frac{d^2x}{dz^2} - w_L \frac{dx}{dz} = K_x a (x - x^*), \quad (\text{X.247})$$

где D_L — коэффициент продольного перемешивания в обедненной фазе, $\text{м}^2/\text{ч}$; x — концентрация в обедненной фазе, $\text{кг}/\text{м}^3$; ω_L — фиктивная скорость обедненной фазы, $\text{м}/\text{ч}$; z — координата, м ; $K_x a$ — объемный коэффициент массопередачи, $1/\text{ч}$.

Материальный баланс для нижней части колонны до точки z :

$$L_f x_f + Gy = Gy_E + Lx - D_G \frac{dy}{dz} - D_L \frac{dx}{dz}, \quad (\text{X.248})$$

где G — фиктивная скорость обогащенной фазы, $\text{м}/\text{ч}$; y — концентрация в обогащенной фазе, $\text{кг}/\text{м}^3$; D_G — коэффициент продольного перемешивания в обогащенной фазе, $\text{м}^2/\text{ч}$.

Уравнения (X.247) и (X.248) приводятся к виду

$$\frac{dX}{dz} = -\frac{K_x a}{L} (x - x^*), \quad (\text{X.249})$$

$$P x_p = Lx - Gy,$$

где

$$X = x - \frac{D_L}{L} \frac{dx}{dz}, \quad (\text{X.250})$$

$$Y = y + \frac{D_G}{G} \frac{dy}{dz}, \quad (\text{X.251})$$

$$P x_p = L_f x_f - G y_E. \quad (\text{X.252})$$

Для решения системы (X.249) — (X.252) необходимо задать граничные условия, которые представлены в виде

$$\text{при } z=0 \quad X_0 = x_f; \quad Y_0 = y_E; \quad (\text{X.253})$$

$$\text{при } z=H \quad X_H = x_R; \quad Y_H = y_S.$$

Для построения рабочей линии система (X.249) — (X.252) записывается в конечных разностях:

$$\Delta X_i = -\frac{K_x a}{L} \Delta z (x_i - x_i^*), \quad (\text{X.254})$$

$$Y_{i+1} = \frac{L}{G} X_{i+1} - \frac{P x_p}{G}, \quad (\text{X.255})$$

$$\Delta x_i = -\frac{L}{D_L} \Delta z (X_i - x_i), \quad (\text{X.256})$$

$$\Delta y_i = -\frac{y_i - Y_{i+1}}{1 + \frac{D_G}{G \Delta z}}. \quad (\text{X.257})$$

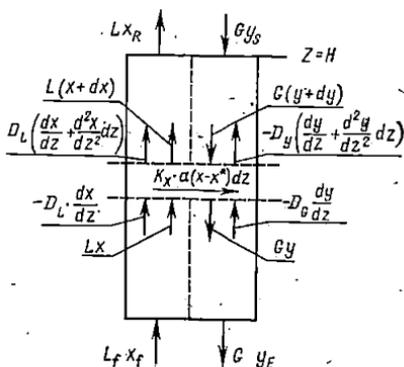


Рис. 196. Диффузионная модель экстракционной колонны

Схема потоков в конечно-разностном приближении показана на рис. 197. Рассмотрим последовательность расчета продольного перемешивания в обогащенной и обедненной фазах.

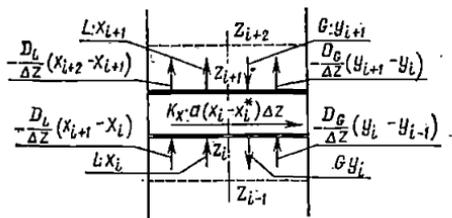


Рис. 197. Схема потоков в конечно-разностном приближении

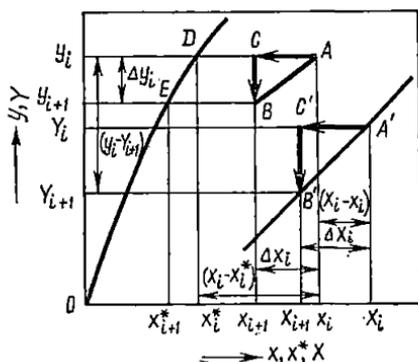


Рис. 198. Построение рабочей линии с учетом продольного перемешивания в обогащенной фазе

1. Построение рабочей линии с учетом продольного перемешивания в обогащенной фазе (рис. 198). При этом $D_L = 0$, тогда $X = x$ и система (X.254) — (X.257) примет вид

$$\Delta x_i = -\frac{K_x a}{L} \Delta z (x_i - x_i^*), \quad (\text{X.258})$$

$$Y_{i+1} = \frac{L}{G} X_{i+1} - \frac{P x_p}{G}, \quad (\text{X.259})$$

$$\Delta y_i = -\frac{y_i - Y_{i+1}}{1 + D_G / G \Delta z}. \quad (\text{X.260})$$

Линия OED — равновесная, линия $A'B'$ — рабочая. В соответствии с уравнениями (X.258) — (X.260) концентрации в сечении $i + 1$ могут быть выражены через концентрации в сечении i . Это соответствует точке $B(x_{i+1}, y_{i+1})$ при заданном положении точки $A(x_i, y_i)$. На основе соотношения

$$\frac{AC}{AD} = \frac{K_x a}{L} \Delta z,$$

получаемого из уравнения (X.258), наносим точку $C(x_{i+1}, y_i)$, лежащую на линии AD . Шаг Δz выбирается произвольно. Из уравнения (X.259) следует, что точка B должна лежать на рабочей линии. Тогда положение точки B на линии CB определяется из соотношения

$$\frac{CB}{CB'} = \frac{1}{1 + \frac{D_G}{G \Delta z}}.$$

Линия AB представляет собой элемент рабочей линии, соответствующей шагу Δz .

Построение рабочей линии и определение числа ступеней разделения выполнено для следующих условий: $m = 0,8$; $L = 16$; $G = 10$; $x_f = 0,4$; $y_s = 0,0$; $y_F = 0,265$; $K_{xa} = 3,2$; $D_G = 25$; $D_L = 0$; $\Delta z = 2$; приведено на рис. 199. Построение начинается от точки с координатами $x_f = x_0$; $y_s = y_0$. В результате расчета получено $n = 4,9$ ступеней разделения и соответственно высота колонны составит $H = n\Delta z = 4,9 \cdot 2 = 9,8$.

2. Построение рабочей линии с учетом продольного перемешивания в обедненной фазе. В этом случае построение начинается с точки, имеющей координаты $x_0 = X_0 = x_R$ и $y_0 = y_s$. Для определения приращений Δx_i и Δy_i используются соотношения:

$$\Delta y_i = \frac{K_{oy} a_s}{G} \Delta z (y_i^* - y_i), \quad (X.261)$$

$$x_{i+1} = \frac{G}{L} y_{i+1} + \frac{P x_p}{L}, \quad (X.262)$$

$$\Delta x_i = \frac{1}{1 + \frac{D_L}{L\Delta z}} (X_{i+1} - x_i). \quad (X.263)$$

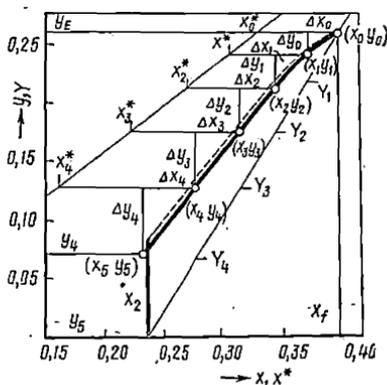


Рис. 199. Построение рабочей линии и определение числа ступеней контакта с учетом продольного перемешивания

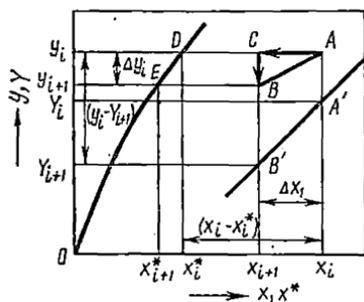


Рис. 200. Построение рабочей линии с учетом продольного перемешивания в обогащенной и обедненной фазах

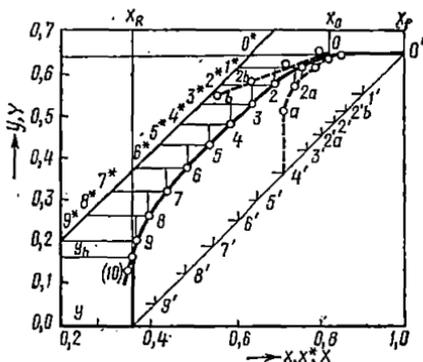


Рис. 201. Построение рабочей линии и определение числа ступеней контакта в обогащенной и обедненной фазах с учетом продольного перемешивания

Расчет числа ступеней разделения до достижения точки с координатой y_E .

3. Построение рабочей линии с учетом продольного перемешивания в обеих фазах. Этот случай представляется наиболее сложным, поскольку требует использования метода проб и ошибок. Для построения рабочей линии используется система уравнений (X.254) — (X.257). На рис. 200 показано графическое определение x_{i+1}, y_{i+1} через x_i, y_i .

Точка $A(x_i, y_i)$ лежит на рабочей линии, точка $A'(x_i, y_i)$ — на рабочей линии, учитывающей перемешивание. Положение точки $B(x_{i+1}, y_{i+1})$ определяется следующим образом. Находится точка $C'(x_{i+1}, y_i)$ при помощи соотношения

$$A'C'/AD = (K_{ox}a/L) \Delta z \text{ по } \Delta X_i.$$

Точка $B'(X_{i+1}, Y_{i+1})$ лежит на рабочей линии, учитывающей перемешивание. Вторая точка $C(x_{i+1}, y_i)$ определяется из уравнения (X.256), затем из (X.257) находится точка $B(x_{i+1}, y_{i+1})$. Построение рабочей линии, определение числа теоретических ступеней контакта при условии $m = 1; L = 10; V = 10; x_f = 1; x_R = 0,36; K_{ox}a = 5,0; D_L = 25; D_G = 25; \Delta z = 1$ показано на рис. 201.

Расчет начинается от точки O' с координатами $X_0 = x_f, y_0 = y_E$ и произвольно принятого положения точки $O(x_0, y_E)$ и определяются положения точек 1, 1', 2, 2' и т. д.

Глава XI

Аппараты с внешним подводом энергии

Аппараты с внешним подводом энергии чаще всего используются для обработки систем жидкость — жидкость с малой разностью удельных весов жидкостей и малой относительной скоростью их движения. Трение на границе раздела фаз таких систем незначительно, и поэтому для развития поверхности фазового контакта и турбулизации необходим подвод энергии к потокам. Однако аппараты с внешним подводом энергии нашли также применение и для систем газ — жидкость.

§ 1. Аппараты с механическими мешалками

1. Моделирование аппаратов с механическими мешалками

Для описания диффузионных процессов, проводимых в аппаратах с мешалками, используются самые разнообразные математические модели, начиная от простейших (идеальное смешение) и кончая сложными комбинированными и многоконтурными циркуляционными. Кроме того, для описания неидеальности смешения используются ячеечные модели и диффузионные. Недетерминированность процесса перемешивания, его стохастичность позволили для его количественно-

го описания привлекать статистико-вероятностные методы, в результате чего появились стохастические модели.

За счет турбулизации потоков мешалкой, проскоков, байпасирования части потоков и наличия застойных зон, молекулярной диффузии и неравномерности профилей скоростей, их деформации распределение времени пребывания в аппарате частиц перемешиваемой жидкости существенно неравномерно. Учет отдельных явлений и введение

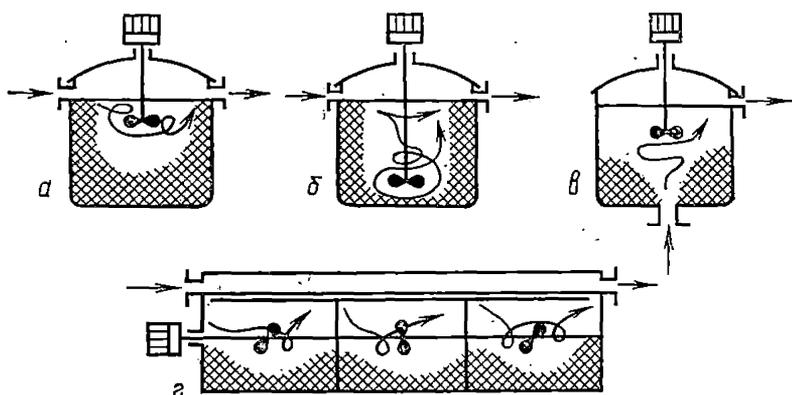


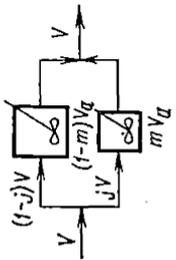
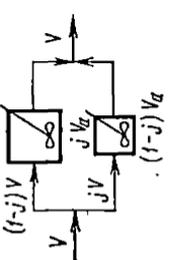
Рис. 202. Возникновение застойных зон в проточных аппаратах с мешалкой

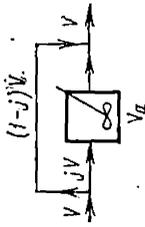
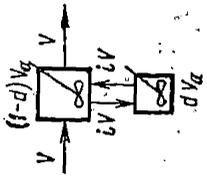
в модели параметров, характеризующих их, позволяет получить описание процесса перемешивания, наиболее полно отвечающее реальной картине.

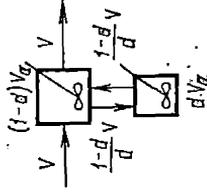
Комбинированные модели. Комбинированные модели наиболее часто используются при описании процессов перемешивания в аппаратах с мешалками. Практически такие модели состоят из однотипных ячеек идеального смешения и вытеснения, соединенных потоками обмена, а также включают байпас, рецикл и застойные зоны, наличие которых сильно сказывается на неоднородности перемешивания в объеме и тем самым влияет на эффективность процессов массопередачи.

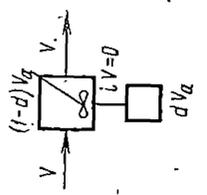
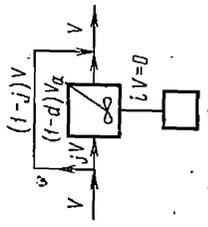
Застойные зоны, возникающие при прохождении потока через аппарат, приводят к ухудшению теплопередачи и массопередачи. Так как полностью удалить застойные зоны и байпас не всегда удается, то необходимо их учитывать при расчете аппарата. На рис. 202, а—в показаны застойные зоны (заштрихованные части) в аппаратах с плохим перемешиванием, на рис. 202, г — застойные зоны вместе с байпасом (см. с. 373).

Для количественного описания аппаратов неидеального перемешивания служат модели (табл. 18), которые позволяют учитывать многочисленные физические явления и сравнительно просты для расчетов. Упрощенно системы можно описать моделью, состоящей из двух зон идеального перемешивания. Частицы, непрерывно поступающие в систему, принципиально могут попасть в любую из зон и остаться

Название модели	Модель	Функции распределения времени пребывания
Двухпараметрическая с параллельными потоками		$\tau f(t) = \frac{j^2}{m} \exp \left[-\frac{j}{m} \frac{t}{\tau} \right] + \frac{(1-j)^2}{1-m} \exp \left[-\frac{1-j}{1-m} \frac{t}{\tau} \right] \quad (1)$ $F(t) = 1 - \left\{ j \exp \left[-\frac{j}{m} \frac{t}{\tau} \right] + (1-j) \exp \left[-\frac{1-j}{1-m} \frac{t}{\tau} \right] \right\} \quad (2)$ $\tau \lambda(t) = \frac{j^2}{m} \exp \left[-\frac{j}{m} \frac{t}{\tau} \right] + \frac{(1-j)^2}{1-m} \exp \left[-\frac{1-j}{1-m} \frac{t}{\tau} \right] \quad (3)$
Однопараметрическая с параллельными потоками		$\tau f(t) = \frac{j^2}{1-j} \exp \left[-\frac{j}{1-j} \frac{t}{\tau} \right] + \frac{(1-j)^2}{1-j} \exp \left[-\frac{1-j}{1-j} \frac{t}{\tau} \right] \quad (4)$ $F(t) = 1 - \left\{ j \exp \left[-\frac{j}{1-j} \frac{t}{\tau} \right] + (1-j) \exp \left[-\frac{1-j}{1-j} \frac{t}{\tau} \right] \right\} \quad (5)$ $\tau \lambda(t) = \frac{j^2}{1-j} \exp \left[-\frac{j}{1-j} \frac{t}{\tau} \right] + \frac{(1-j)^2}{1-j} \exp \left[-\frac{1-j}{1-j} \frac{t}{\tau} \right] \quad (6)$

Название модели	Модель	Функции распределения времени пребывания
Однопараметрическая с байпасом		$\tau f(t) = \begin{cases} j^2 \exp\left[-j \frac{t}{\tau}\right] & t = 0 \\ 1 - j \exp\left[-j \frac{t}{\tau}\right] & t > 0 \end{cases} \quad (7)$
Двухпараметрическая с обменом		$\tau f(t) = \frac{a+b}{2a(1-d)} \exp\left[-\frac{i+d-a}{2d(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] + \frac{a-b}{2a(1-d)} \exp\left[-\frac{i+d+a}{2d(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] \quad (10)$ $F(t) = 1 - \left\{ \frac{d(a+b)}{a(i+d-a)} \exp\left[-\frac{i+d-a}{2d(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] + \frac{d(a-b)}{a(i+d+a)} \exp\left[-\frac{i+d+a}{2d(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] \right\} + \frac{a+b}{a+d-a} \exp\left[-\frac{i+d-a}{2d(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] \quad (11)$ $\tau \lambda(t) = \frac{2(1-d)}{d(a+b)} \exp\left[\frac{2d(1-d)}{a} \frac{t}{\tau}\right] + \frac{i+d-a}{i+d-a} \exp\left[\frac{a}{2d(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] + \frac{a-b}{2d(1-d)} \exp\left[-\frac{a}{2d(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] + \frac{d(a-b)}{1+d+a} \exp\left[-\frac{a}{2d(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] \quad (12)$

Название модели	Модель	Функции распределения времени пребывания
Однопараметрическая с обменом		$a = \sqrt{1 - 2id + 4id^2 + d^2} \quad b = i - 2id - d$
		$\tau f(t) = \frac{a+b}{2\alpha(1-d)} \exp\left[-\frac{1-d+d^2-ad}{2d^2(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] +$ $+ \frac{a-b}{2\alpha(1-d)} \exp\left[-\frac{1-d+d^2+ad}{2d^2(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] \quad (13)$
		$F(t) = 1 - \frac{d^2(a+b)}{a(1-d+d^2-ad)} \exp\left[-\frac{1-d+d^2-ad}{2d^2(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] +$ $+ \frac{d^2(a-b)}{a(1-d+d^2+ad)} \exp\left[-\frac{1-d+d^2+ad}{2d^2(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] \quad (14)$
		$\tau \lambda(t) = \frac{a+b}{2(1-d)} \exp\left[+\frac{a}{2d(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] +$ $+ \frac{d^2(a+b)}{1-d+d^2-ad} \exp\left[+\frac{a}{2d(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] +$ $+ \frac{a-b}{2(1-d)} \exp\left[-\frac{a}{2d(1-d)} \frac{t}{\tau}\right]$
		$+ \frac{d^2(a-b)}{1-d+d^2+ad} \exp\left[-\frac{a}{2d(1-d)} \frac{t}{\tau}\right] \quad (15)$
		$a = \sqrt{1 - 2d - d^2 + 6d^2 - 3d^4}/d \quad b = (1 - 3d + d^2)/d$

Название модели	Модель	Функции распределения времени пребывания
Однопараметрическая с застойной зоной		$\tau f(t) = \frac{1}{1-d} \exp \left[-\frac{t}{1-d} \frac{1}{\tau} \right] \quad (16)$ $F(t) = 1 - \exp \left[-\frac{t}{1-d} \frac{1}{\tau} \right] \quad (17)$ $\tau \lambda(t) = \frac{1}{1-d} \quad (18)$
Двухпараметрическая		$\tau f(t) = \begin{cases} \infty & t = 0 \\ \frac{j^2}{1-d} \exp \left[\frac{j}{1-d} \frac{t}{\tau} \right] & t > 0 \end{cases} \quad (19)$ $F(t) = 1 - j \exp \left[-\frac{j}{1-d} \frac{t}{\tau} \right] \quad (20)$ $\tau \lambda(t) = \begin{cases} \infty & t = 0 \\ j & t > 0 \end{cases} \frac{1}{1-d} \quad (21)$

в ней до выхода из системы или перейти в другую зону. Таким образом, рассмотренная модель является трехпараметрической моделью. Параметрами модели служат: d — доля объема одной зоны; j — доля потока, протекающего через одну из зон; i — поток, учитывающий обмен между зонами. Тогда байпас можно представить как одну из зон смешения с малым средним временем пребывания dV_a/jV или $(1-d)V_a/(1-j)V$, где V — общий поток, V_a — объем аппарата, а застойной зоной будет вторая зона.

Модель идеального перемешивания получается при двух граничных случаях: а) при $i \rightarrow \infty$ для любых d и j ; б) при $d = j$ при любом i .

Так как увеличение параметра i и уменьшение отличия параметров d и j одинаково влияет на деформацию модели, то принимают или $i = 0$, или $j = 0$, тогда модель сводится к двум двухпараметрическим моделям: 1) модель с параллельными потоками (табл. 18) ($i = 0$); 2) модель с обменом (табл. 18), в котором нет прямой связи застойной зоны с входным и выходным потоками ($j = 0$).

Модель с параллельными потоками. Параметрами модели являются доля потока j и доля объема m .

Функции распределения времени пребывания описываются уравнениями (1) — (9) в табл. 18.

Модель с параллельными потоками дает распределение времени пребывания, соответствующее времени пребывания в аппарате идеального перемешивания. Модель позволяет описывать область от идеального перемешивания ($j=m$) до байпаса ($j=1, m=0$). Отличие от идеального перемешивания тем больше, чем больше различаются параметры j и m для двух зон. Тот факт, что различные комбинации параметров модели дают подобные кривые распределения, позволяет объединить эти параметры и свести модель к однопараметрической с параллельными потоками при $m=1-j$. Значению $m=1$ соответствует модель с байпасом.

Модель с обменом. Параметрами модели служат d — объем застойной зоны и i — поток обмена между зонами. Функции распределения времени пребывания для такой модели описываются уравнениями (10) — (21) (табл. 18). Так же, как и для предыдущей модели, модель идеального перемешивания является граничным случаем при $i \rightarrow \infty$; другой граничный случай при $i \rightarrow 0$ (однопараметрическая модель в табл. 18) идентичен граничному случаю $j \rightarrow 0$ или $(1-j) \rightarrow 0$ модели с параллельными потоками. Объединение параметров модели $i = (1-d)/d$ (табл. 18) приводит к модели идеального перемешивания ($d=0$) и байпасу ($d=1$).

Циркуляционные модели. В аппаратах с мешалками возникают циркуляционные потоки, поэтому создан отдельный класс моделей, так называемый класс циркуляционных моделей. К достоинствам циркуляционных моделей можно отнести то, что они состоят из однотипных элементов — ячеек идеального смешения. Однотипность элементов, имеющих экспоненциальный закон распределения времени пребывания, позволила применить математический аппарат процессов Маркова для получения функций распределения времени пребывания. Введем понятие степени рециркуляции $R = q/Q$, которое

будем считать равным отношению потока, создаваемого мешалкой (насосная производительность мешалки q), к основному потоку, поступающему в аппарат Q . Насосная производительность мешалки является основной характеристикой аппарата с мешалкой. Именно с определения насосной производительности мешалки начались первые исследования гидродинамических процессов в таких аппаратах. Экспериментальные и теоретические исследования в этой области подтвердили формулу, предложенную Ван-де-Вуссом для лопастных и турбинных мешалок, которая имеет вид

$$q = K_M n_{об} d_M^2 b, \quad (XI.1)$$

где K_M — коэффициент пропорциональности, зависящий от вида мешалки, расположения и числа лопастей; $n_{об}$ — частота оборотов мешалки, об/с; d_M — диаметр мешалки, м; b — ширина лопастей, м.

Простейшая циркуляционная модель — ячеичная модель с рециклом: материал возвращается в первичный поток (рис. 203, а). Эта модель однопараметрическая (число ячеек n), и ее передаточная функция (p — оператор Лапласа) отражает весь спектр функций распределения времени пребывания между режимами идеального смешения и вытеснения:

$$W(p) = \frac{1}{\left(\frac{V}{q(R+1)n} p + 1\right)^n - R} \quad (XI.2)$$

Весь объем аппарата разделяется на две зоны: зону идеального смешения вокруг мешалки и зону одной ячейки смешения (остальной объем аппарата). Обе зоны соединены циркуляционным контуром (рис. 203, б). Передаточная функция этой модели имеет вид

$$W(p) = \frac{1}{\left(\frac{V_1}{q(R+1)} p + 1\right) - \frac{R}{\left(\frac{V_2}{q(R+1)} p + 1\right)}} \quad (XI.3)$$

Однако одноконтурные модели не полностью отражают действительные гидродинамические процессы в аппаратах с мешалкой, где обычно имеется по крайней мере два циркуляционных контура.

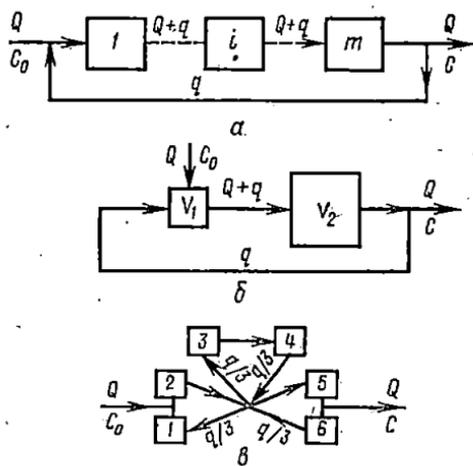


Рис. 203. Схемы комбинированных моделей с циркуляционными контурами

В трехконтурной циркуляционной модели (рис. 203, в) каждая половина объема контура до и после мешалки состоит из n последовательных ячеек смешения. После упрощений модель при небольших степенях рециркуляции превращается в одноконтурную:

$$W(p) = \frac{1}{(1+R) \left(\frac{3V}{q(R+1)n} p + 1 \right)^n - R} \quad (\text{XI.4})$$

Указанная модель была использована для расчета аппаратов с лопастной и двумя лопастными мешалками.

В четырехконтурной циркуляционной модели весь объем аппарата делится на четыре области в зависимости от положения и диаметра

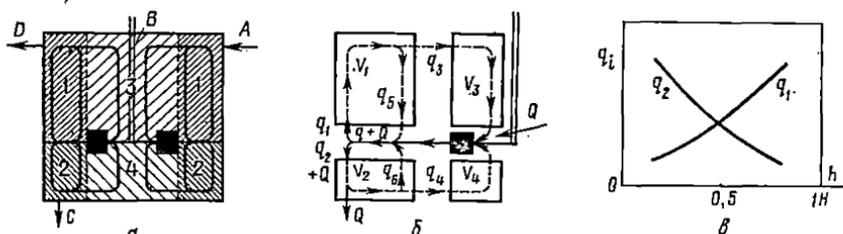


Рис. 204. Схема четырехконтурной циркуляционной модели (а, б) и зависимость циркуляционных потоков q_1 и q_2 от положения мешалки $h(\theta)$

мешалки (рис. 204, а). Каждая область представляется в виде ячейки идеального смешения и соединена с соседней циркуляционными потоками. Путь питающего потока зависит от положения входа и выхода в аппарате и совпадает с циркуляционным потоком. Блок-схема модели представлена на рис. 204, б. На рис. 204, в представлены зависимости циркуляционных потоков q_1 и q_2 , образующих верхний и нижний циркуляционные контуры, от высоты слоя жидкости в аппарате H и высоты положения мешалки h .

Циркуляционная модель с переменной структурой состоит из двух циркуляционных контуров с переменным числом ячеек идеального

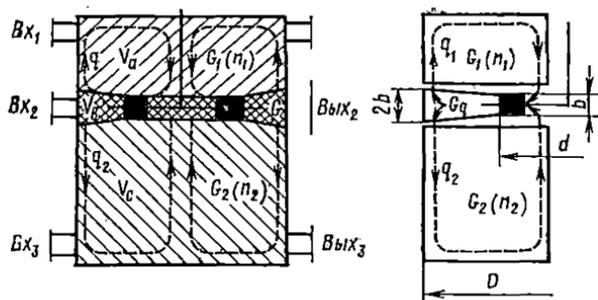


Рис. 205. Схема циркуляционной модели с переменной структурой

в геометрически подобных аппаратах, определяется по зависимости

$$Eu_M = c Re_M^m, \quad (XI. 10)$$

где $Eu_M = N / (n_{об}^3 d_M^5 \rho)$ — число Эйлера для мешалок; $Re_M = n_{об} d_M^2 \rho / \mu$ — число Рейнольдса для мешалок; N — расход энергии (мощности) на перемешивание; $n_{об}$ — частота вращения мешалки, об/с; d_M — диаметр мешалки, м; ρ — плотность перемешиваемой среды; μ — вязкость перемешиваемой среды; c — константа, зависящая от формы лопастей мешалки; m — константа, зависящая от гидродинамического режима.

В турбулентной области ($Re_M = \frac{n_{об} d_M^2 \rho_{ж}}{\mu_{ж}} > 10^4$) при наличии отражательных перегородок $m = 0$ уравнение (XI.10) принимает вид

$$Eu_M = \frac{N}{n_{об}^3 d_M^5 \rho} = const \quad (XI. 11)$$

или

$$N = const n_{об}^3 d_M^5 \rho. \quad (XI. 12)$$

2. Перемешивание в системах газ — жидкость

Для проведения процессов массопередачи в системах газ—жидкость в аппаратах с механическими мешалками обычно газ подводят через барботер (рис. 207) и на стенках аппарата устанавливают отражательные перегородки, гасящие воронку. Получили распространение мешалки, работающие без барботера. Одной из таких мешалок является всасывающая мешалка. Она представляет собой полую трубу с выбросом газа через патрубок, служащий одновременно лопастью мешалки (рис. 208).

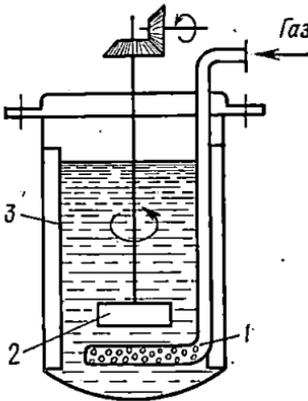


Рис. 207. Схема барботера с мешалкой:

1 — барботер; 2 — мешалка; 3 — отражательные перегородки

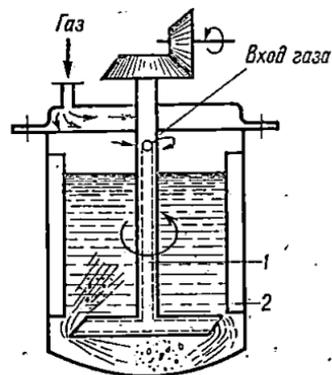


Рис. 208. Схема всасывающей мешалки:

1 — труба-мешалка; 2 — отражательные перегородки

Применяются также барботажные аппараты с секционированием аппарата по его высоте и мешалками, расположенными между секциями с подачей газа в нижней части аппарата (рис. 209). Введение в жидкую фазу газа изменяет плотность среды, взаимодействующей с мешалкой. Так как объемная производительность мешалки пропорциональна $n_{об}d_M^3$, а количество газа в перемешиваемой мешалкой среде является функцией количества газа, подаваемого под мешалку $V_{Г}(м^3/с)$, то доля газа в объеме перемешиваемой среды φ может быть представлена в виде зависимости

$$\varphi_{Г} = f\left(\frac{V_{Г}}{n_{об}d_M^3}\right) \quad (XI. 13)$$

При перемешивании газо-жидкостной смеси шестилопастной турбинной мешалкой в сосуде с отражательными перегородками шириной $b = 0,08 D$ зависимость выражается

$$\varphi_{Г} = cA^m k_1 k_2 k_3, \quad (XI. 14)$$

где A , c — коэффициенты; k_1 — коэффициент, учитывающий вязкость рабочей жидкости; k_2 — коэффициент, учитывающий диаметры сосуда D и мешалки d_M ; k_3 — коэффициент, учитывающий высоту h расположения мешалки над дном сосуда:

$$A = \left(\frac{V_{Г} \rho_{ж} n^2}{\sigma}\right)^{0,21} n \sqrt{d_M} \left(\frac{H}{D}\right)^{0,4}$$

$$k_1 = 10^{0,003\left(1 - \frac{\mu}{\mu_B}\right)}; \quad k_2 = 0,413 \left(5,43 - \frac{D}{d_M}\right); \quad k_3 = f\left(\frac{h}{D}\right),$$

где μ_B — вязкость воды при 20°C. Значения c , m и k_3 приведены в табл. 19.

Таблица 19

Коэффициенты c , m и k_3 в уравнении (XI.14)

Число перегородок	Область применимости уравнения (XI.14)	c	m	k_3
3	$A \leq 30$	0,425	0,42	$1,16 (h/D)^{-0,15}$
3	$A > 30$	1,50	0,26	$(h/D)^{-0,32}$
4	$A \leq 30$	0,83	0,61	$0,76 (h/D)^{-0,565}$
4	$A > 30$	1,50	0,26	$(h/D)^{-0,385}$

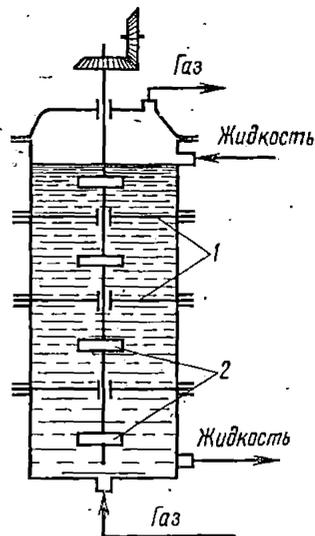


Рис. 209. Схема барботажного аппарата с секционированием по высоте:

1 — перегородки; 2 — мешалки

Расход энергии в системе газ—жидкость может быть определен через расход энергии на перемешивание жидкости без газа:

$$\frac{N_{\Gamma}}{N_0} = f \left(\frac{V_{\Gamma}}{n_{об} d_M^3} \right), \quad (XI.15)$$

где N_0 — расход энергии при перемешивании жидкости без газа.

Зависимость $\frac{N_{\Gamma}}{N_0}$ от $\frac{V_{\Gamma}}{n_{об} d_M^3} 10^2$ при подводе газа через барботер для дисковых мешалок с шестью лопастями приведена на рис. 210.

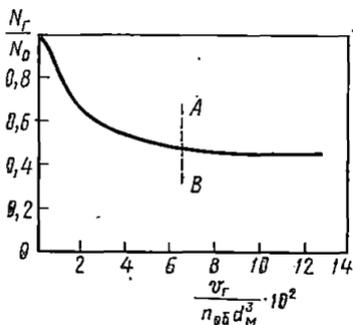


Рис. 210. Зависимость относительной мощности от $\frac{V_{\Gamma}}{n_{об} d_M^3}$

Для всех типов мешалок имеется линейная зависимость $\lg \frac{N_{\Gamma}}{N_0}$ от $\lg \frac{V_{\Gamma}}{n_{об} d_M^3} 10^2$ и, следовательно,

$$\frac{N_{\Gamma}}{N_0} = c \left(\frac{V_{\Gamma}}{n_{об} d_M^3} 10^2 \right)^p, \quad (XI.16)$$

где c и p — постоянные для каждого типа мешалок. Постоянные c и p приведены в табл. 20.

При масштабировании геометрически подобных аппаратов с мешалками для систем газ — жидкость необходимо учитывать, что равенство расхода энергии на единицу перемешиваемого объема жидкости и равенство безразмерных отношений $\frac{V_{\Gamma_1}}{n_{об} d_{1M}^3} = \frac{V_{\Gamma_2}}{n_{об} d_{2M}^3}$

должны сохраняться.

При диспергировании газов в жидкости в аппарате с механической мешалкой размер газовых пузырей определяется равновесием между силами поверхностного натяжения и силами, обусловленными турбулентными флуктуациями. При коалесценции размер пузырей зави-

Таблица 20

Значение постоянных c и p в уравнении (X1.16) при $\frac{n_{об} d_M^2 P_{ж}}{v_{г} \mu_{ж}} > 10^4$

Тип мешалки	$\frac{E_{ц, M}}{v_{г}} \text{ при } v_{г} = 0$	$\frac{D}{d_M}$	$\frac{b}{d_M}$	$\frac{H}{d_M}$	$\frac{h}{d_M}$	$\frac{n_{об}, \text{ об/мин}}{v_{г}}$	$\frac{v_{г}}{n_{об} d_M^3} 10^3$	c	p	Примечание
Плосколопастные с двумя лопастями	2,07	3	0,2	3	1	470—780	0,7—3,5	0,81	-0,54	Четыре отражательные перегородки То же
	2,52	3	0,2	3	1	485—1180	0,6—7	0,87	-0,32	
Плосколопастные с четырьмя лопастями	1,61	3	0,133	3	1					
	3,70	3—4,5	0,3	3—4,5	1		0,6—7,5			
Двухлопастные типа «полый трубы»	4,96	3—4,5	0,4	3—4,5	1		0,6—8,0			
	1,3	3	0,2	3	1	470—790	0,7—2,9	0,79	-0,53	»
Четырехлопастные типа «полый трубы»	0,67	3	0,133	3	1	470—970	0,7—6,5	0,85	-0,376	»
	2,16	3	0,2	3	1					
Дисковые с шестью лопастями	1,50	3	0,133	3	1	477—1160	0,6—6,5	0,82	-0,310	»
	2,34	3—4,5	0,1	3—4,5	1	490—790	1,0—8,5	0,88	-0,330	
Дисковые с шестью лопастями $d_M = 9,58$ см	4,8	3—4,5	0,2	3—4,5	1	173—598	0,7—8	0,89	-0,255	»
	3,0	2,45	0,1	2,45	1					
Дисковые с шестью изогнутыми лопастями $d_M = 10,2$ см	4,47	3,13	0,218		0,815—1,55	423—854	3,3—12,0	1,05	-0,53	Три отражательные перегородки

сит от их слияния, которому препятствует турбулентное движение. При этом диаметр пузырей $d_{п}$ пропорционален $N^{-1/4}$ или $d_{п} \sim n_{об}^{-3/4}$. При отсутствии коалесценции $d_{п} \sim n_{об}^{-1,2}$. Наличие мельчайших примесей и посторонних включений препятствует коалесценции пузырей, при этом $d_{п} \sim n_{об}^{0,76 \div 1,5}$. Уравнение для определения среднего размера пузырей без учета коалесценции

$$\bar{d}_{п} = 4,15 \left[\frac{\sigma^{0,6}}{(N_e/V)^{0,4} \rho_c^{0,2}} \right] \varphi_r^{0,5} + 0,0009, \quad (XI.17)$$

где N_e/V — суммарная подводимая энергия;

$$N_e/V = N_r/V + c_1 N_g/V;$$

N_g — энергия, подводимая с газом;

$$N_g/V = \frac{V_g \rho_g}{V} \left\{ \frac{\eta \omega_0^2}{2} + \frac{RT}{M} \ln \left(\frac{P_0}{P} \right) \right\};$$

$\eta = 0,06$ — доля энергии газа, передаваемой жидкости; ω_0 — скорость газа в отверстиях газораспределителя, м/с; P_0 — давление в газораспределителе, Н/м²; R — универсальная газовая постоянная; T — абсолютная температура; M — молекулярная масса газа.

Средний диаметр пузыря в барботажном аппарате с механической мешалкой линейно зависит от газосодержания:

$$d_{п\varphi} / d_{п0,1} \simeq 2,5\varphi + 0,75, \quad (XI.18)$$

где $d_{п0,1}$ — средний диаметр пузыря при газосодержании, равном $\varphi = 0,1$; $d_{п\varphi}$ — средний диаметр пузыря при газосодержании, равном φ .

При подаче воздуха в растворы электролитов (хлорида, сульфата и фосфата натрия) для среднего диаметра пузыря (см) получено

$$\bar{d}_{п} = 2,25 c_1 \varphi_r^{0,4} (\mu_a / \mu_c)^{0,4}, \quad (XI.19)$$

для водных растворов спиртов (см)

$$\bar{d}_{п} = 1,9 c_1 \varphi_r^{0,65} (\mu_a / \mu_c)^{0,25}, \quad (XI.20)$$

где μ_a — вязкость воды; μ_c — вязкость среды.

Поверхность контакта фаз a_0 может быть определена по уравнению

$$a_0 = 1,44 \left[\frac{(N/V)^{0,4} \rho_c^{0,2}}{\sigma^{0,6}} \right] \left(\frac{\omega_r}{\omega_0} \right)^{1/2}, \quad (XI.21)$$

где ω_0 — конечная скорость газового пузыря при свободном подъеме; ρ_c — плотность среды.

При больших значениях Re_M наблюдается положительное отклонение от уравнения (XI.21), что обусловлено рециркуляцией пузырей. Уравнение (XI.21) справедливо при

$$Re_M^{0,7} \left(\frac{n_{об} d_M}{\omega_r} \right)^{0,3} < 20\,000, \quad \text{где } Re_M = n_{об} d_M^2 \rho_c / M_c.$$

При больших значениях Re_m межфазная поверхность a_ϕ может быть рассчитана из соотношения

$$2,3 \lg \frac{a_\phi}{a_0} = 1,95 \cdot 10^{-5} Re_m^{0,7} \left(\frac{n_{об} \bar{d}_m}{\omega_\Gamma} \right)^{0,3} \quad (XI.22)$$

Присутствие в аэрируемых смесях гидрофильных растворенных веществ (даже в незначительных количествах) увеличивает межфазную поверхность контакта. Это объясняется тем, что такие растворенные вещества (например, спирт) препятствуют коалесценции газовых пузырей. Для определения газонасыщенности жидкости получена зависимость

$$\varphi = \left(\frac{\omega_\Gamma \varphi}{\omega_0} \right)^{1/2} + 0,0216 \left[\frac{(\dot{N}/V)^{0,4} \rho_c^{0,2}}{\sigma^{0,6}} \right] \left(\frac{\omega_\Gamma}{\omega_0} \right)^{1/2} \quad (XI.23)$$

При низких расходах газа увеличение мощности, затрачиваемой на перемешивание, повышает газонасыщенность. С увеличением частоты оборотов $n_{об}$ (до 3000 об/мин) газонасыщенность изменяется незначительно и стремится к верхнему пределу ($\sim 40\%$). С увеличением расхода газа зависимость газосодержания от частоты вращения мешалки и мощности, расходуемой на перемешивание, уменьшается и при высоких газовых нагрузках вообще пропадает. При больших нагрузках по газу продольное перемешивание остается практически независимым от частоты вращения мешалки. Повышение интенсивности механического перемешивания увеличивает продольное смещение газовой фазы, а в секционированных барботажных аппаратах практически не влияет на продольное перемешивание ее.

3. Перемешивание в системах жидкость — жидкость

Дисперсные системы жидкость—жидкость, так же как и системы газ — жидкость, характеризуются такими параметрами, как величина удерживающей способности, размер капель дисперсной фазы и т. п. В то время как для аппаратов периодического действия величина удерживающей способности определяется соотношением объемов загруженных жидкостей, доля дисперсной фазы в проточном аппарате может существенно отличаться от доли ее в питании. При некоторых значениях мощности, зависящих от свойств фаз, удерживающая способность становится равной доле дисперсной фазы в питании.

Для проточных аппаратов с отражательными перегородками при использовании двухрядных лопастных мешалок величина удерживающей способности практически равна доле дисперсной фазы в питании при отношении

$$(q_c + q_d + 0,01 \frac{nd_m}{\omega_{всп}}) > 3,$$

где q_c и q_d — удельная нагрузка аппарата по сплошной и дисперсной фазам; $\omega_{всп}$ — скорость всплывания (осаждения) капель дисперсной

фазы. Скорость всплывания (осаждения) капель $\omega_{всп}$ может быть рассчитана по уравнению Адамара—Рыбчинского:

$$\omega_{всп} = \frac{\Delta\rho g d_K}{18\mu_c} \left(\frac{1 + \mu_d/\mu_c}{2/3 + \mu_d/\mu_c} \right).$$

Величина, стоящая перед скобками, представляет собой скорость осаждения твердой сферической частицы по закону Стокса. В скобках приведена поправка, учитывающая влияние внутренней циркуляции в капле на скорость ее движения. Уравнение Адамара — Рыбчинского и уравнение Стокса применимы при малых значениях числа Рейнольдса для капли ($Re < 1$). При больших значениях числа Рейнольдса скорость всплывания (осаждения) капель рассчитывается по эмпирическим уравнениям.

Величина удерживающей способности определяется обычно по эмпирическим уравнениям, полученным исходя из теории размерностей:

$$N_\varphi = CN_{PV}^a N_F^b N_\rho^c N_G^d N_\mu^e, \quad (X1.24)$$

$$N_{PV} = \frac{NQ_d \mu_c^2}{V_R \sigma^3}, \quad N_F = \frac{Q_d \rho_c \sigma}{\mu_c^3},$$

$$N_\rho = \frac{\Delta\rho}{\rho_c}, \quad N_G = \frac{\mu_c^4 g}{\rho_c \sigma^3}, \quad N_\mu = \frac{\mu_d}{\mu_c},$$

$N_\varphi = \bar{\varphi}/x_F$ — безразмерная удерживающая способность; C — безразмерная константа; P — мощность мешалки; Q — объемная скорость потока; x_F — объемная доля дисперсной фазы во входном потоке $x_F = Q_d/(Q_c + Q_d)$; μ — вязкость; $\bar{\varphi}$ — средняя удерживающая способность; ρ — плотность.

Зависимость (X1.24) в аппарате без отражательных перегородок различна для случаев, когда сплошная фаза легче и тяжелее дисперсной:

$$\rho_d < \rho_c \quad N_\varphi = 10^{0,53} N_{PV}^{0,247} N_F^{-0,247} N_\rho^{-0,43} N_G^{-0,401} N_\mu^{0,0987},$$

$$\rho_d > \rho_c \quad N_\varphi = 10^{0,703} N_{PV}^{-0,131} N_F^{0,0752} N_\rho^{0,0677} N_G^{0,0299} N_\mu^{0,0949}.$$

Для аппарата с отражательными перегородками получено следующее выражение для расчета средней удерживающей способности:

$$N_\varphi = 10^{-0,117} N_{PV}^{0,3} N_F^{-0,178} N_\rho^{-0,0741} N_G^{-0,276} N_\mu^{0,136}.$$

В настоящее время в качестве характеристик гетерогенных систем стали использовать не только средние величины, но и локальные их значения. В аппарате с мешалкой и отражательными перегородками можно выделить три зоны, определяемые различным состоянием частиц дисперсной фазы (рис. 211): 1) зона I — малый размер частиц и большая величина удерживающей способности; 2) зона II — промежуточный размер частиц и среднее значение удерживающей способности;

3) зона III — большой размер частиц и малая величина удерживающей способности.

Анализ дисперсной системы в различных точках аппарата, за исключением зоны, непосредственно прилегающей к мешалке, показывает, что величина локальной удерживающей способности и локального размера капель не зависит от радиального положения, а опреде-

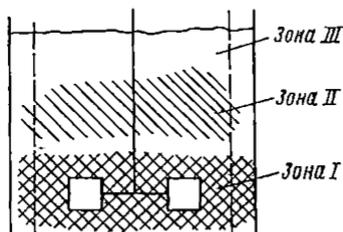


Рис. 211. Схема аппарата с перемешиванием двухфазной системы

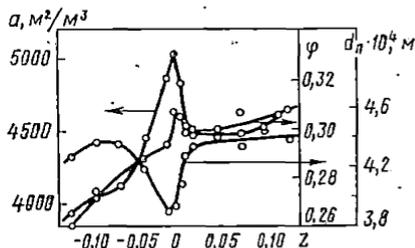


Рис. 212. Зависимость удерживающей способности, межфазной поверхности и размера капель от вертикального расстояния от мешалки; система октанол—вода; $D = 0,245$ м, $d_m = 0,076$ м, $n = 6,67$ об/с

ляется вертикальным расстоянием от мешалки (рис. 212). Неравномерность распределения дисперсной фазы по высоте аппарата различна в зависимости от соотношения плотностей сплошной (ρ_c) и дисперсной (ρ_d) фаз. Так, величина удерживающей способности больше в верхней части аппарата при $\rho_d < \rho_c$ и у дна аппарата при $\rho_d > \rho_c$. С увеличением скорости мешалки и смещения ее ко дну аппарата профиль распределения дисперсной фазы по высоте аппарата выравнивается.

Одним из параметров, характеризующих состояние двухфазной системы, является размер капель дисперсной фазы, который устанавливается в результате перемешивания. Частицы дисперсной фазы непрерывно участвуют в процессах дробления и коалесценции. Оба эти процесса обуславливают микросмещение дисперсной фазы. Наличие турбулентного поля скоростей и циркуляционного потока сплошной фазы при перемешивании вызывает макросмещение частиц дисперсной фазы. Явление макро- и микросмещения существенно зависит от физических свойств обеих фаз, условий проведения процесса перемешивания и геометрии мешалки и аппарата.

Размер частиц дисперсной фазы и распределение частиц по размерам определяются механизмом взаимодействия частиц дисперсной фазы. Основным типом взаимодействия в дисперсной фазе двухфазной системы жидкость—жидкость в аппарате с мешалкой являются коалесценция и дробление капель объемом V_1 и V_2 и концентрацией c_1 и c_2 . Когда две капли коалесцируют, то освобождается достаточно большое количество энергии, чтобы принять полное перемешивание в образовавшейся капле. Поэтому при дроблении образовавшейся капли

концентрации в обеих каплях одинаковы и равны:

$$c'_1 = c'_2 (V_1 c_1 + V_2 c_2) / (V_1 + V_2).$$

При допущении, что все капли имеют одинаковый размер, конечная концентрация в каплях будет равна $1/2 (c_1 + c_2)$. При постоянном распределении капель по размерам скорость коалесценции должна быть равна скорости дробления. Тогда за скорость взаимодействия можно принять скорость коалесценции ω_k , определяемую как доля общего объема дисперсной фазы, которая вступает в коалесценцию в единицу времени.

Средний диаметр капель и дисперсия уменьшаются во времени и с повышением интенсивности перемешивания. Распределение капель по размерам соответствует β -распределению Пирсона, однако отличия от нормального гауссова распределения невелики. При дроблении преобладают третичные и четвертичные распады, т. е. образуются 3—4 капли. Период полураспада капель существенно изменяется в зависимости от размера капель. Так же, как и величина удерживающей способности, размер капель дисперсной фазы и функция распределения капель по размерам существенно изменяются в зависимости от зоны аппарата.

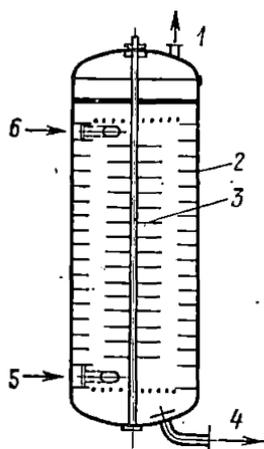


Рис. 213. Схема роторно-дискового экстрактора:

1 — выход легкой жидкости; 2 — неподвижные диски; 3 — вращающиеся с валом диски; 4 — выход тяжелой жидкости; 5 — вход легкой жидкости; 6 — вход тяжелой жидкости

4. Экстракционные колонны с мешалками

К экстракционным колоннам с мешалками относятся так называемые роторно-дисковые экстракторы. На рис. 213 показан роторно-дисковый экстрактор, разработанный впервые Реманом. Этот экстрактор представляет собой непрерывно действующий вертикальный аппарат с центральным валом, на котором укреплены горизонтальные круглые диски. Экстракционная зона аппарата состоит из ряда секций, образуемых неподвижными дисками, между которыми вращаются диски мешалки. Расход энергии на каждый диск

рассчитывается для данного режима по уравнению

$$N = \text{const } n_{об}^3 d_M^5 \rho_{см}.$$

Расход энергии на единицу массы рассчитывается:

$$\frac{N}{\pi D^2 H \rho_{см}} = \text{const } \frac{n_{об}^3 d_M^5}{H D^2},$$

где D — диаметр аппарата, м; H — высота аппарата, м.

По параметру $n_{об}^3 d_M^5 / H D^2$ могут быть определены предельные нагрузки роторно-дискового экстрактора по сплошной ω_c и дисперсной

ω_d фазам. На рис. 214 представлена зависимость предельных нагрузок аппарата от параметров $n_{об}^3 d_M^5 / HD^2$ и $c_R = (D^2 - d_M^2) / D^2$ для аппаратов диаметром 82, 640 и 2200 мм при $\omega_c : \omega_d = 3 : 4$.

На рис. 215 представлено изменение эффективности роторно-дисковых экстракторов диаметром от 50 до 400 мм, которая выражается от-

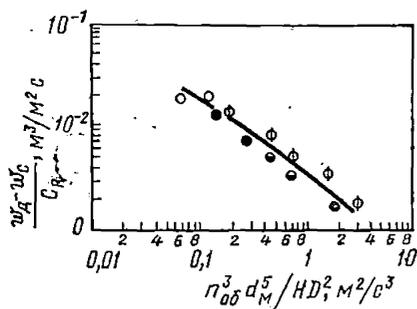


Рис. 214. Предельные нагрузки роторно-дискового экстрактора

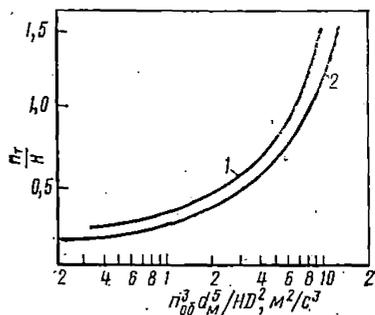


Рис. 215. Эффективность роторно-дискового экстрактора для различных отношений нагрузок и диаметров аппарата (100 и 400 мм):
1 — $\omega_d / \omega_c = 0,64$; $\omega_d = 4,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$;
2 — $\omega_d / \omega_c = 0,32$; $\omega_d = 2,2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$

ношением числа теоретических ступеней контакта n_T к высоте колонны H от параметра $n_{об}^3 d_M^5 / HD^2$. Эффективность роторно-дискового экстрактора повышается при следующих условиях: 1) при увеличении скорости ротора; иногда эффективность проходит через максимум за счет влияния продольного перемешивания в экстракционных зонах; 2) при увеличении диаметра роторных дисков; 3) при уменьшении диаметра кольцевого зазора между ротором и статором; 4) при увеличении удельной нагрузки; 5) при увеличении потока дисперсной фазы при постоянной скорости сплошной фазы.

Рассматривая роторно-дисковый экстрактор как аппарат с последовательным рядом ячеек идеального смешения n при противоточном движении фаз, пренебрегая удерживающей способностью и уносом, эффективность может быть выражена соотношением

$$\frac{n}{H} \cong \frac{6K}{d_K} \frac{\varphi}{\omega_d} \lambda^{0,5} \quad (\text{XI } 25)$$

где K — коэффициент массопередачи, $\text{кг-моль}/\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кг-моль}/\text{м}^3$; φ — удерживающая способность по дисперсной фазе; d_K — диаметр капель, м; ω_d — линейная скорость дисперсной фазы, считая на полное сечение экстрактора, м/с; λ — фактор диффузионного потенциала, равный произведению коэффициента распределения на соотношение потоков растворителя и рафината.

Приближенное масштабирование удовлетворяется при соблюдении соотношений

$$\frac{n}{H} \cong D^{0,15} \text{ при } \frac{n_{\text{об}} d_{\text{м}}^5}{HD^2} \leq 0,1. \quad (\text{XI.26})$$

Расчет средней относительной скорости дисперсной фазы в системе жидкость—жидкость с учетом рассеяния капель по размерам проводится по уравнению

$$\bar{V} = \int_0^{d_{\text{к,мак}}} V(d_{\text{к}}) H(d_{\text{к}}) d(d_{\text{к}}),$$

где $d_{\text{к,мак}}$ — максимальный диаметр капли; $H(d_{\text{к}})$ — функция распределения капель по размерам; $V(d_{\text{к}})$ — скорость движения капель, м/с. Функция распределения капель по размерам определяется как

$$H(d_{\text{к}}) = \frac{d_{\text{к}}^3}{6\alpha^4} \exp(-d_{\text{к}}/\alpha),$$

где α — экспериментально определяемый параметр.

В зоне турбулентных течений относительная скорость движения капель определяется по уравнению

$$V(d_{\text{к}}) = \sqrt{\frac{4/3 \Delta \rho g d_{\text{к}}}{c_{\text{w}} \rho c}},$$

где c_{w} — коэффициент сопротивления, зависящий от числа Рейнольдса:

$$c_{\text{w}} = 24/\text{Re} + 4/\sqrt{\text{Re}} + 0,4,$$

$$\text{Re}(d_{\text{к}}) = V(d_{\text{к}}) d_{\text{к}} \rho c / \mu_c.$$

Для вычисления величины \bar{V} удобно использовать численные методы, в частности итерационный метод расчета.

Для оценки продольного перемешивания в роторно-дисковых экстракторах используются две модели: диффузионная и ячеечная с обратным перемешиванием. В диффузионной модели коэффициент продольного перемешивания рассматривается как суммарный коэффициент, учитывающий наличие двух эффектов: неравномерности профиля скорости по сечению аппарата и турбулентную диффузию. В соответствии с этим представлением коэффициент продольного перемешивания можно рассчитать по формулам:

для сплошной фазы D_c

$$\frac{(1-\varphi) D_c}{\omega_c H} = 0,5 + 0,09(1-\varphi) \frac{d_{\text{м}} n_{\text{об}}}{\omega_c} \left(\frac{d_{\text{м}}}{D} \right)^2 \left[\left(\frac{d_s}{D} \right)^2 - \left(\frac{d_{\text{м}}}{D} \right)^2 \right], \quad (\text{XI.27})$$

для дисперсной фазы D_d

$$\frac{\varphi D_d}{\omega_d H} = 0,5 + 0,09\varphi \frac{d_{\text{м}} n_{\text{об}}}{\omega_d} \left(\frac{d_{\text{м}}}{D} \right)^2 \left[\left(\frac{d_s}{D} \right)^2 - \left(\frac{d_{\text{м}}}{D} \right)^2 \right], \quad (\text{XI.28})$$

где d_s — диаметр статора.

При использовании ячеечной модели с обратным перемешиванием число последовательно соединенных ячеек идеального перемешивания принимается равным числу дисков ротора, а доля обратного потока между ячейкам Δ_c и Δ_d определяется по уравнениям: для сплошной фазы

$$\Delta_c = 0,09 (1 - \varphi) \frac{d_m n_{об}}{w_c} \left(\frac{d_M}{D} \right)^2 \left[\left(\frac{d_S}{D} \right)^2 - \left(\frac{d_M}{D} \right)^2 \right], \quad (XI.29)$$

для дисперсной фазы

$$\Delta_d = 0,09 \varphi \frac{d_m n_{об}}{w_d} \left[\left(\frac{d_M}{D} \right)^2 - \left(\frac{d_M}{D} \right)^2 \right]. \quad (XI.30)$$

§ 2. Пульсационные колонны

Для интенсификации межфазного взаимодействия в системах с относительно малой разностью удельных весов и большой вязкостью (системы жидкость—жидкость) широко используется принцип наложения

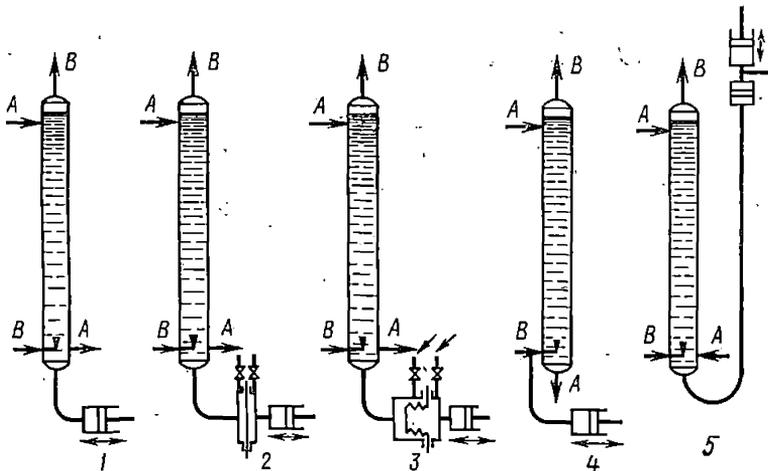


Рис. 216. Принципиальные схемы различных методов наложения пульсации:

1.— прямой контакт пульсатора с обрабатываемыми жидкостями; 2— через разделительную мембрану; 3— через сифон; 4— через вспомогательный поток; 5— через воздушную подушку; А — тяжелая фаза; В — легкая фаза

жения на движущиеся потоки пульсаций, образующих дополнительно межфазное трение, а следовательно, и увеличение дисперсности и турбулизации потоков фаз. Наиболее широко этот принцип применяется в процессах экстракции в ситчатых колоннах, которые не имеют переливных стаканов. Реже используются насадочные колонны.

К достоинствам пульсационного способа относятся в первую очередь равномерность подвода энергии по сечению аппарата и отсутствие в аппарате движущихся частей. Для создания возвратно-поступатель-

ланса движущейся системы. На поверхность жидкости в пульсационной камере действует переменная сила, отнесенная к площади пульсационной камеры и изменяющаяся по периодическому закону $p_{в.с}(t)$. Под действием возмущающей силы жидкость в пульсационной камере перемещается на некоторую величину $x_{п.к}$. Работа, совершаемая возмущающей силой, идет на изменение кинетической и потенциальной энергии жидкости и преодоление гидравлических сопротивлений.

Рассматривая всю систему (рис. 217), состоящую из n участков с различными проходными сечениями, длинами, гидравлическими диаметрами, коэффициентами сопротивления и удельными весами, а также используя уравнение неразрывности потока для приведения перемещений во всех частях установки к перемещению в рабочей секции, получим уравнение, описывающее перемещение жидкости под действием внешней силы $p_{в.с}$:

$$\frac{2F_{\kappa}}{g} \sum_{i=1}^n \gamma_i L_i \frac{1}{F_i} \frac{d^2 x_{\kappa}}{dt^2} + \frac{F_{\kappa}^2 \omega x_{\kappa}^{\max}}{2g} \sum_{i=1}^n \gamma_i \frac{1}{F_i} \left(\xi_i + \lambda_i \frac{L_i}{D_i} \right) \frac{dx_{\kappa}}{dt} + 2\gamma_{п.к} \frac{F_{\kappa}}{F_{п.к}} x_{\kappa} = p_{в.с} \quad (XI.32)$$

где F_{κ} — свободное сечение колонны; $F_{п.к}$ — площадь сечения пульсационной камеры; F_i — площадь поперечного сечения i -го участка колонны; x_{κ} — перемещение жидкости в рабочей секции колонны; γ_i — удельный вес жидкости на i -м участке колонны; $\gamma_{п.к}$ — удельный вес жидкости в пульсационной камере; L_i — длина i -го участка колонны; ξ_i — коэффициент местного сопротивления на i -м участке колонны; x_{κ}^{\max} — максимальная амплитуда пульсации в рабочей секции; ω — угловая частота пульсации; λ_i — коэффициент трения на i -м участке колонны; D — гидравлический диаметр i -го участка колонны; t — время; $p_{в.с} = p_{п.к}^{\text{II}} - p_{п.к}^{\text{I}}$.

При выводе уравнения (XI.32) предполагалось, что коэффициенты местных сопротивлений берутся как среднее арифметическое их значений при прямом и обратном ходе. Второй член в правой части уравнения (XI.32), учитывающий гидравлическое сопротивление, линеаризован относительно скорости жидкости. Такое упрощение возможно благодаря пологому характеру возрастания гидравлического сопротивления тарельчатых и насадочных колонн при увеличении скорости потока.

Уравнения, описывающие поведение воздуха в пульсационных камерах, могут быть получены на основании рассмотрения связи между расходом воздуха через золотник, давлением в пульсационной камере и сопротивлением золотника:

$$G_{\text{пр}} = \frac{p_{\text{нит}} - p_{п.к}(t)}{R_{\text{зол}}^{\text{пр}}(t)}, \quad (XI.33)$$

$$G_{\text{ст}} = \frac{p_{п.к}(t)}{R_{\text{зол}}^{\text{ст}}(t)}, \quad (XI.34)$$

где $p_{\text{пт}}$ — давление сжатого воздуха на входе в золотниково-распределительный механизм; $p_{\text{п.к}}(t)$ — текущее значение давления в пульсационной камере; $R_{\text{зол}}^{\text{пр}}$ и $R_{\text{зол}}^{\text{ст}}$ — сопротивление золотника на притоке и стоке соответственно.

Уравнения (XI.33) и (XI.34) используются для расчета количества воздуха в пульсационной камере в любой момент времени. В уравнениях (XI.33) и (XI.34) переменные представим в виде приращений, полагая, что в момент времени t_0 сопротивления на линиях притока и стока равны по абсолютной величине и противоположны по знаку:

$$\frac{d(\Delta Q)}{dt} = -\frac{2\Delta p_{\text{п.к}}}{R_{\text{зол}}^0} + \frac{p_{\text{пт}}}{(R_{\text{зол}}^0)^2} \Delta R_{\text{зол}}^{\text{ст}} = -\frac{2\Delta p_{\text{п.к}}}{R_{\text{зол}}^0} - \frac{p_{\text{пт}}}{(R_{\text{зол}}^0)^2} \Delta R_{\text{зол}}^{\text{пр}}, \quad (\text{XI.35})$$

где ΔQ — приращение количества воздуха в пульсационной камере; $\Delta p_{\text{п.к}}$ — приращение давления в пульсационной камере; $R_{\text{зол}}^0$ — среднее сопротивление золотниково-распределительного механизма; $\Delta R_{\text{зол}}^{\text{пр}}$ и $\Delta R_{\text{зол}}^{\text{ст}}$ — приращение сопротивления золотника на притоке и стоке соответственно.

Далее, используя уравнение (XI.35) для каждого плеча установки, интегрируем полученные уравнения по t , в которых зависимость между давлением воздуха, его объемом и количеством описывается уравнением Клапейрона—Менделеева. После преобразований получаем уравнения, выражающие связь между изменением давления воздуха в пульсационных камерах обоих плечей установки, перемещением жидкости и сопротивлением золотника. Эти уравнения в области преобразований по Лапласу имеют вид

$$\Delta \bar{p}_{\text{п.к}}^{\text{I}} = \frac{\frac{\mu p_{\text{пт}} F_{\text{к}} K_3}{2RT} \Delta \bar{x}_{\text{к}} - \frac{p_{\text{пт}}}{\rho (R_{\text{зол}}^0)^2} \Delta \bar{R}_{\text{зол}}}{\frac{\mu F_{\text{к}} x_{\text{к}}^{\text{max}} K_3}{RT} + \frac{2}{\rho R_{\text{зол}}^0}}, \quad (\text{XI.36})$$

$$\Delta \bar{p}_{\text{п.к}}^{\text{II}} = \frac{-\frac{\mu p_{\text{пт}} F_{\text{к}} K_3}{2RT} \Delta \bar{x}_{\text{к}} - \frac{p_{\text{пт}}}{\rho (R_{\text{зол}}^0)^2} \Delta \bar{R}_{\text{зол}}}{\frac{\mu F_{\text{к}} x_{\text{к}}^{\text{max}} K_3}{RT} + \frac{2}{\rho R_{\text{зол}}^0}}, \quad (\text{XI.37})$$

где μ — молекулярная масса воздуха; R — универсальная газовая постоянная; T — абсолютная температура; ρ — оператор Лапласа; $\Delta \bar{p}_{\text{п.к}}$, $\Delta \bar{x}_{\text{к}}$, $\Delta \bar{R}_{\text{зол}}$ — изображения соответствующих функций по Лапласу; K_3 — коэффициент запаса, определяющий размер пульсационной камеры.

Подставив уравнения (XI.36) и (XI.37) в уравнение (XI.32), записанное в приращениях и преобразованное по Лапласу, получим передаточную функцию системы по каналу сопротивление золотника — перемещение жидкости в колонне. Соответствующая амплитудно-частотная характеристика имеет вид

$$A_x(\omega) = \frac{x}{\sqrt{[1 - (I\varepsilon - \eta)\omega^2]^2 + \{[I(1+x) + \varepsilon]\omega - I\eta\omega^3\}^2}}, \quad (\text{XI.38})$$

где

$$I = \frac{\mu R_{\text{зол}}^0 V_{\text{п.к.}} K_3}{2RT}; \quad x = \frac{\rho_{\text{пит}} F_{\text{п.к.}}}{2\gamma_{\text{п.к.}} V_{\text{п.к.}}};$$

$$\varepsilon = \frac{\omega V_{\text{п.к.}} F_{\text{п.к.}}}{4g\gamma_{\text{п.к.}}} \sum_{i=1}^n \frac{\gamma_i}{F_i} \left(\varepsilon_i + \lambda_i \frac{L_i}{D_i} \right); \quad \eta = \frac{F_{\text{п.к.}}}{g\gamma_{\text{п.к.}}} \sum_{i=1}^n \frac{\gamma_i}{F_i} L_i.$$

Параметры пульсационной системы собраны в комплексы, характеризующие различные свойства системы. Комплекс I учитывает свойства и объем газа в пульсационной камере и среднее сопротивление на линиях подачи и сброса воздуха; ε — гидравлические сопротивления; x — влияние силового давления питания системы сжатым воздухом; η — инерционные свойства столба жидкости в колонне.

Уравнение (XI.38) позволяет оценить при заданной частоте пульсации влияние различных свойств системы на амплитуду пульсации, а также определить давление воздуха на входе в золотник, необходимое для обеспечения заданного режима пульсации в колонне. На рис. 218 приведена зависимость интенсивности пульсации в аппарате

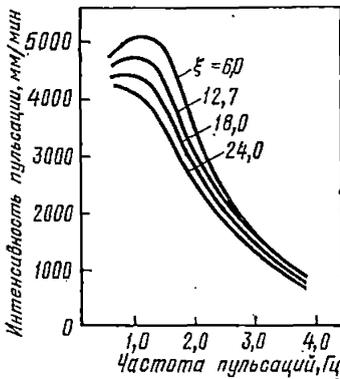


Рис. 218. Зависимость интенсивности пульсации от частоты пульсации при различных сопротивлениях насадки в рабочей секции колонны

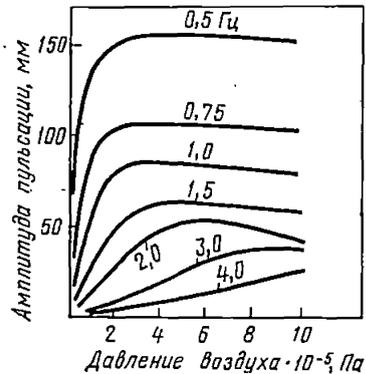


Рис. 219. Зависимость амплитуды пульсации от давления воздуха на различных частотах пульсации

от частоты пульсации при изменении сопротивления насадки для колонны с высотой рабочих секций 5 м, диаметром каждого плеча установки 0,2 м и диаметром U-образной соединительной трубки 0,1 м, заполненной двухфазной системой дихлорэтан—вода.

Расчеты подтвердили известный факт резкого снижения амплитуды пульсации с ростом частоты. Поскольку интенсивность пульсации представляет собой произведение частоты и амплитуды, т. е. произве-

дение линейно возрастающей функции на убывающую, то зависимость интенсивности от частоты носит экстремальный характер, причем с ростом давления воздуха, уменьшением сопротивления насадки и сопротивления золотникового распределителя экстремум смещается в сторону более высоких частот. На рис. 219 приведены зависимости амплитуды пульсации в колонне от давления сжатого воздуха на различных частотах. Рис. 219 может быть использован как номограмма для выбора давления, обеспечивающего необходимую интенсивность пульсации на заданной частоте.

Гидродинамические режимы и массопередача в ситчатых пульсационных колоннах. Для ситчатых колонн без переточных патрубков установлены следующие гидродинамические режимы (рис. 220); при малой частоте пульсаций наблюдается захлебывание колонны (режим А), так как потоки не могут пройти через отверстия тарелок. При увеличении частоты пульсации колонна входит в нормальный режим работы: происходит смещение фаз и их расщепление в межтарельчатом пространстве (режим В). Дальнейшее повышение приводит к эмульгированию, характеризующемуся однородностью дисперсии и малым изменением дисперсности фаз в период цикла пульсации (режим С). После этого наступает нестабильный режим, характеризующийся локальным захлебыванием и неоднородностью диспергирования при условиях, близких к захлебыванию (режим D). Чрезмерное повышение частоты пульсации приводит к захлебыванию колонны (режим E).

При низких частотах производительность колонны равна произведению амплитуды на частоту или так называемой пульсирующей объемной скорости:

$$V_p = fV,$$

где f — частота пульсации, цикл/мин; V — пульсирующий объем (объем жидкости, перемещаемый за цикл пульсации), см³/цикл. Кривая захлебывания при низких частотах представляет прямую линию, выходящую из начала координат. При повышенных частотах кривая захлебывания отклоняется от линии пульсационной объемной скорости, проходя через максимум, и затем падает. Наконец, достигается предельная частота (или произведение амплитуды на частоту), выше которой противоток через колонну прекращается. Соотношения объемных скоростей потоков и пульсирующей объемной скорости для первого режима захлебывания имеют вид

$$\pi V_d / V_T + \pi/2 = (\cos \theta) \theta \dots, \quad (\text{XI } 39)$$

$$\theta = V_T / \pi V_p \dots, \quad (\text{XI } 40)$$

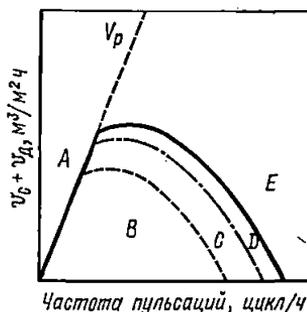


Рис. 220. Зависимость суммарной объемной скорости от частоты пульсаций при постоянной амплитуде в ситчатой пульсационной колонне

где V_d — объемная скорость легкой фазы, см³/мин; V_T — объемная скорость тяжелой фазы, см³/мин. Левая часть уравнения (XI.39) является функцией только соотношения объемных скоростей потоков, количества которых обычно заданы. По соотношению V_d/V_T может быть определена величина θ , откуда по уравнению (XI.40) рассчитывается минимально необходимая объемная скорость пульсации для данного значения V_T . Если левая часть уравнения (XI.39) больше правой, то происходит захлебывание колонны, вследствие недостаточной пульсации. Если существует обратное соотношение, колонна работает нормально. По объемной скорости пульсации можно определить частоту пульсаций.

Соотношение объемных скоростей потоков при захлебывании вследствие чрезмерной пульсации (режим E , рис. 220) можно рассчитать по уравнению

$$\frac{(\omega_c + \omega_d) \mu_c}{\sigma} = b_0 \left(\frac{\omega_c}{\omega_d} \right)^{b_1} \left(\frac{\Delta \gamma}{\Delta \gamma_c} \right)^{b_2} \left(\frac{\psi \mu_c^5 g}{\gamma_c \sigma^4 3600^3} \right)^{b_3} \left(\frac{d_0 \sigma \gamma_c}{\mu_c^2 g} \right)^{b_4} \times \\ \times \left(\frac{D}{d_0} \right)^{b_5} \left(\frac{g^2 \mu_c^4}{\gamma_c \sigma^3} \right)^{b_6} \left(\frac{\mu_d}{\mu_c} \right)^{b_7}, \quad (\text{XI.41})$$

где ψ — максимальная энергия, потребляемая единицей массы жидкости, м²/ч;

$$\psi = \frac{\pi^2 (1 - \varepsilon^2) (fa)^3}{2\varepsilon^3 c_0^2 H_T}; \quad (\text{XI.42})$$

ω_c , ω_d — линейные скорости сплошной и дисперсной фаз, м³/м²·ч; σ — межфазное натяжение, кг/м; d_0 — диаметр отверстия тарелки, м; ε — доля свободного сечения тарелки; f — частота пульсации, цикл/ч; a — амплитуда пульсаций, м/цикл; H_T — расстояние между тарелками, м; $c_0 = 0,60$ — коэффициент расхода отверстия. Постоянная b_0 и показатели степени в уравнении (XI.41) имеют следующие значения: $b_0 = 0,527$; $b_1 = -0,014$; $b_2 = 0,63$; $b_3 = -0,207$; $b_4 = 0,458$; $b_5 = 0$; $b_6 = 0,81$; $b_7 = -0,20$.

Суммарная скорость захлебывания $\omega_c + \omega_d$ не зависит от соотношения диаметра колонны и диаметра отверстий тарелки ($b_5 = 0$). Среднее отклонение опытных данных от рассчитанных по уравнению (XI.41) составляет 19,6%.

Диаметр пульсационной ситчатой колонны D рассчитывается по уравнению

$$D = \sqrt{\frac{4\omega_c}{\pi \Phi (\omega_c + \omega_d)}}, \quad (\text{XI.43})$$

где ω_c — заданная производительность колонны, суммарная по обеим фазам, м³/ч; $(\omega_c + \omega_d)$ — суммарная скорость захлебывания, рассчитанная по уравнению (XI.41); Φ — доля от скорости захлебывания, равная

$$\Phi = \frac{(\omega_c + \omega_d)_{\text{раб.}}}{(\omega_c + \omega_d)_{\text{захл.}}};$$

$(\text{ВЕП})_{\text{ос}}$ — высота единицы переноса по сплошной фазе может быть рассчитана по уравнению

$$\begin{aligned} \frac{(\text{ВЕП})_{\text{ос}}}{H_T} = c_0 \left(\frac{V_0 d_0 \gamma_d}{g \mu_d} \right)^{c_1} \left(\frac{\Delta \gamma}{\gamma_d} \right)^{c_2} \left(\frac{\mu_d g}{\gamma_d D_d} \right)^{c_3} \times \\ \times \left(\frac{\sigma 3600}{\mu_c \omega_c} \right)^{c_4} \left(\frac{\omega_d}{\omega_c} \right)^{c_5} \left(\frac{D}{H_T} \right)^{c_6} \left(\frac{\mu_c}{\mu_d} \right)^{c_7}, \end{aligned} \quad (\text{XI.44})$$

где $V_0 = fa/\varepsilon$; f — частота пульсаций, цикл/с; a — амплитуда, м/цикл; D_d — коэффициент диффузии в дисперсную фазу, м²/с. Постоянные уравнения (XI.44) имеют следующее значение: $c_0 = 0,20$; $c_1 = -0,434$; $c_2 = 1,04$; $c_3 = 0,865$; $c_4 = 0,096$; $c_5 = -0,636$; $c_6 = 0,37$; $c_7 = 4,57$. Среднее отклонение опытных данных от рассчитанных по уравнению

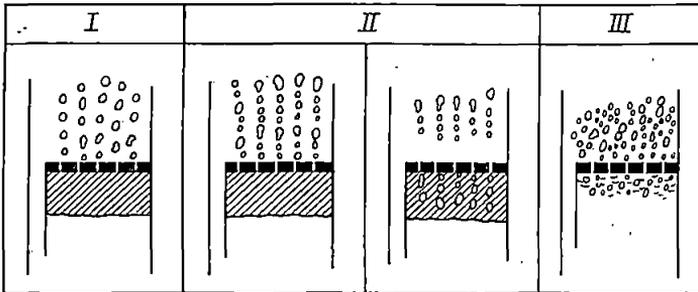


Рис. 221. Состояние двухфазной системы жидкость—жидкость в ситчатой пульсационной колонне со сливными стаканами

(XI.44) составляет 16,4%. Уравнение (XI.44) применимо, если происходит экстракция из дисперсной фазы в сплошную водную фазу и основное сопротивление сосредоточено в дисперсной фазе.

Высота ситчатой пульсационной колонны может быть вычислена по уравнению

$$H = (\text{ВЕП})_{\text{ос}} N_{\text{ос}},$$

где $N_{\text{ос}}$ — общее число единиц переноса, рассчитанное по сплошной фазе.

Для экстракционных ситчатых тарелок со сливными стаканами с пульсацией установлены три состояния двухфазной системы в зависимости от скоростей потоков и степени пульсации (рис. 221).

Режим I. Характер движения сплошной фазы такой же, как и в колонне без пульсации. При этом дисперсная фаза коалесцирует, образуя сплошной слой под тарелкой, и выходит через перфорацию, не подвергаясь пульсации. Пульсация увеличивает сопротивление потока за счет слоя дисперсной фазы под тарелкой.

Режим II. На поток сплошной фазы воздействует пульсация. Это проявляется в том, что только часть жидкости переливается через патрубок и часть через перфорацию. Ни одна фаза не является сплошной, так как каждая фаза диспергирована в другой сменяющимися циклами пульсации. Более легкая жидкость все же коалесцирует под тарелкой и толщина этого слоя зависит от степени пульсации и скорости потока фаз. Размеры капель становятся неравномерными, большие капли образуются в начале пульсации и малые при столкновении возвратно-поступательного инжентирования и удара (вверх и вниз).

Режим III. Коалесценция жидкости под тарелкой непродолжительна. Величина произведения амплитуды на частоту велика. Образуемые капли легкой жидкости неоднородны и меньше, чем в режимах I и II. В зонах выше и ниже тарелки турбулентность возрастает и удерживающая способность по легкой жидкости увеличивается. При значительном увеличении пульсации происходит локальное захлебывание — режим работы колонны ближе всего соответствует режиму эмульгирования.

Пределы захлебывания ситчатых колонн со сливными стаканами выше пределов захлебывания для тарелок без сливных устройств. Для минимальных ВЭП или ВЭТТ существует оптимальное значение амплитуды пульсаций, определяемое по уравнению

$$f = \alpha + \beta \lg a_{\text{оп}}, \quad (\text{XI.45})$$

где f — частота пульсаций, цикл/мин; $a_{\text{оп}}$ — оптимальная амплитуда пульсаций, соответствующая минимуму ВЭП при данной частоте, мм; α и β — коэффициенты, зависящие от свойств систем, скоростей потоков и вида насадки.

Частота пульсаций, амплитуда и ВЭП связаны соотношением

$$f = g (r - \text{ВЭП}) + s \lg a, \quad (\text{XI.46})$$

где g , r и s — коэффициенты, зависящие от свойств систем, скоростей потоков и вида насадки. Теоретически f и a равны нулю, если $\text{ВЭП} = (\text{ВЭП})_{\text{бп}}$, где $(\text{ВЭП})_{\text{бп}}$ — ВЭП в отсутствие пульсации.

Для масштабирования пульсационных экстракторов рекомендуется уравнение (линейные размеры в метрах)

$$(\text{ВЭП})_{\text{б}} = (\text{ВЭП})_{\text{м}} e^{\frac{D_{\text{м}} - D_{\text{б}}}{0,61}}, \quad (\text{XI.47})$$

где индексы б и м относятся к большей и меньшей колоннам соответственно.

Для сохранения интенсивности массопередачи с увеличением диаметра пульсационного экстрактора необходимы перераспределительные устройства для сплошной фазы. Сравнение эффективности работы насадочных колонн с пульсацией и без нее приведено на рис. 222. Максимальная эффективность насадочной колонны с пульсацией достигается при частоте пульсаций 250 цикл/мин и амплитуде 1 мм.

Продольное перемешивание в пульсационных колоннах. Для оценки продольного перемешивания в ситчатых пульсационных колоннах ис-

пользуются диффузионная и ячеечная модели с обратным потоком. Максимальное значение коэффициента продольного перемешивания достигается при минимальной удерживающей способности колонны и частоте пульсации f_H , определяемой по уравнению

$$f_H = 40 (0,3 + 9 \cdot 10^{-8} \mu_{\text{д}} \Delta \gamma - \ln a). \quad (\text{XI.48})$$

Для режима смешения — отстаивания (частота пульсации ниже f_H) уравнение для расчета коэффициента продольного перемешивания в сплошной фазе имеет вид

$$D_c = 4,18 - 1,64 \cdot 10^{-5} \omega_c^3 (f - f_H)^2 + 0,190 \Delta \gamma, \quad (\text{XI.49})$$

а для режима эмульгирования (частота пульсации выше f_H)

$$D_c = 6,97 - 9,08 \cdot 10^{-9} \omega_c^3 (f - f_H) + 0,166 \Delta \gamma - 4,8 a + 2,49 a^2. \quad (\text{XI.50})$$

Таким образом, для режима эмульгирования становится существенным влияние амплитуды пульсации:

Для насадочных пульсационных колонн установлены три области работы: смешения — отстаивания, переходная и эмульгирования.

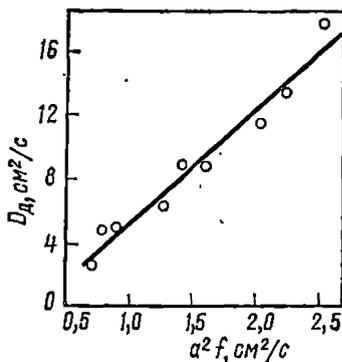
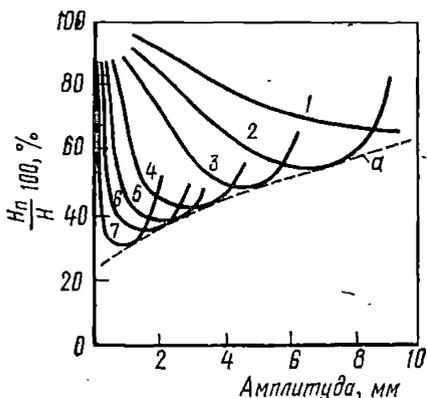


Рис. 222. Сравнение эффективности насадочной колонны с пульсацией потоков и без нее:

a — оптимальный режим: 1 — 25 цикл/мин; 2 — 50 цикл/мин; 3 — 75 цикл/мин; 4 — 100 цикл/мин; 5 — 150 цикл/мин; 6 — 200 цикл/мин; 7 — 250 цикл/мин

Рис. 223. Зависимость коэффициента турбулентной диффузии для дисперсной фазы от $a^2 f$ в режиме эмульгирования

Коэффициент продольного перемешивания сплошной фазы D_c в режиме эмульгирования может быть, рассчитан по уравнению

$$\frac{D_c}{a^2 f} = 0,64 \left(\frac{v_c + v_d}{a^2 J} \right)^{0,5}, \quad (\text{XI.51})$$

где v_c и v_d — нагрузки по фазам, $\text{см}^3/\text{с}$; $J = af$ — интенсивность пульсации, $\text{см}/\text{с}$.

Уравнение (XI.51) получено для аппарата диаметром 148 мм с насадкой из колец Рашига 15×15 мм. Коэффициенты турбулентной диффузии в дисперсной фазе D_d оказались слабо коррелированы с нагрузками, т. е. определяются только параметрами пульсаций. Эмпирическая зависимость для режима эмульгирования показана на рис. 223.

§ 3. Колонны с вибрацией потоков

В колоннах с вибрацией потоков турбулизация и развитие поверхности контакта осуществляются возвратно-поступательным движением вибратора, помещенного в поток жидкости. Одна из разновидностей таких колонн представлена на рис. 224. Внутри колонны диаметром 58, 76 и высотой 915 мм на центральном валу укреплены перфорированные тарелки. Вал с тарелками посредством кривошипно-шатунного механизма, смонтированного на крышке колонны, совершает возвратно-поступательное движение. Высота рабочей экстракционной зоны 500—610 мм, высота сепарационных зон 150—200 мм. Толщина тарелок 1 мм, диаметр отверстий 15,9 мм, общая площадь сечения отверстий 62,8%. Зазор между тарелками и внутренней стенкой колонны достигал 3 мм.

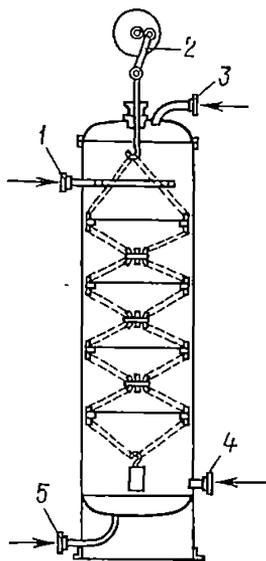


Рис. 224. Колонна с вибрирующими тарелками:
1 — вход тяжелой жидкости;
2 — кривошипно-шатунный механизм вибратора; 3 — выход легкой жидкости;
4 — вход легкой жидкости;
5 — выход тяжелой жидкости

Опыты проводились на системах метил-изобутилкетон—уксусная кислота — вода и о-ксиллол—уксусная кислота — вода. При амплитуде вибрации (12,7 мм), суммарных ($1,15 \text{ м}^3/\text{ч} \cdot \text{м}^2$) удельных нагрузках и расстоянии между тарелками (25,4 мм) получены зависимости ВЭТС от частоты вибрации. На этих кривых имеется минимум, причем минимальное значение ВЭТС и соответствующая этому значению амплитуда вибрации зависят от диаметра колонны. Соотношение между минимальными значениями ВЭТС и диаметрами колонны имеет вид

$$(\text{ВЭТС})_{D_2} / (\text{ВЭТС})_{D_1} = (D_2 / D_1)^{0,38}.$$

Значения частот вибрации f (цикл/мин) связаны соотношением

$$f_{D_1} / f_{D_2} = (D_1 / D_2)^{0,14}.$$

Данные соотношения могут быть использованы для масштабирования вибрационных колонн диаметром до 180 см. В колоннах большого диаметра для снижения продольного перемешивания следует устанавливать отражательные тарелки. При соблюдении этого условия приведенные соотношения остаются справедливыми и для колонн

большого диаметра. Расстояние между тарелками, число ходов в минуту и длину хода можно принимать такими же, какие были получены при оптимальном режиме работы на опытной установке.

У колонн с большим числом теоретических ступеней большое значение имеет расстояние между тарелками. Вследствие различной концентрации растворенного вещества в фазах в разных частях колонны это расстояние должно быть неодинаковым по высоте колонны. Чтобы получить равномерное перемешивание по всей высоте колонны, в зоне с низкой концентрацией растворенного вещества расстояние между тарелками уменьшают. Это позволяет получить максимальное число теоретических ступеней в колонне данной высоты. Кроме того, по мере увеличения концентрации растворенного вещества быстро снижается межфазное натяжение у большинства систем жидкость — жидкость и уменьшается расход энергии на диспергирование одной из фаз. Чтобы избежать преждевременного захлебывания колонны при возвратно-поступательном движении тарелок, необходимо увеличить расстояние между тарелками в зоне с высокой концентрацией растворенного вещества. Выбор оптимального расстояния между тарелками в различных частях колонны рекомендуется проводить опытным путем.

§ 4. Ротационные аппараты

Классификация ротационных аппаратов и анализ их конструкций. Каждая конструктивная схема ротационного аппарата в основном обуславливает состояние в нем межфазной поверхности. По способу образования поверхности контакта фаз в поле центробежных сил ротационные аппараты можно разделить на три основные группы: 1) аппараты с фиксированной поверхностью контакта фаз (пленочные аппараты); 2) аппараты с поверхностью контакта фаз, образующейся в свободном объеме; 3) аппараты с фиксированной и развиваемой в свободном объеме поверхностями контакта фаз.

Аппараты с фиксированной поверхностью контакта фаз (пленочные аппараты). На рис. 225 представлены конструктивные варианты центробежных аппаратов, работающих с пленочным режимом течения жидкости. В таких аппаратах процесс массообмена интенсифицируется за счет быстрого, непрерывного, принудительного обновления поверхности раздела в поле действия центробежных сил. Наибольшее распространение из этой группы аппаратов получили аппараты с внутренними кассетными насадками, спиралями, различными цилиндрами и т. п. На рис. 226 представлена схема центробежного экстрактора Подбельняка. Основной частью экстрактора является ротор, насаженный на вал и вращающийся вместе с ним со скоростью от 2000 до 5000 об/мин. Ротор выполнен в виде спирали. Массообмен осуществляется в ее каналах. Тяжелая и легкая жидкости непрерывно подаются насосами, причем легкая жидкость подводится к периферии спирали, а тяжелая — к центру. При вращении ротора под действием возникающей центробежной силы тяжелая жидкость отбрасывается к периферии, проходя через легкую. Стенки спиралей могут быть сделаны с отвер-

стями (перфорацией). Подача и отвод жидкостей в экстрактор обычно осуществляются через полый вал.

Вследствие относительно малой разности удельных весов жидкостей и большой силы трения между слоями волнообразование разрушает слоистое течение при сравнительно малых относительных скоростях жидкостей. Встречное слоистое движение жидкостей в каналах экстрактора невозможно, поэтому необходимо, чтобы в ленте были отверстия. В этом случае жидкости в экстракторе движутся не только вдоль каналов, образованных спиралью, но также и в радиальном на-

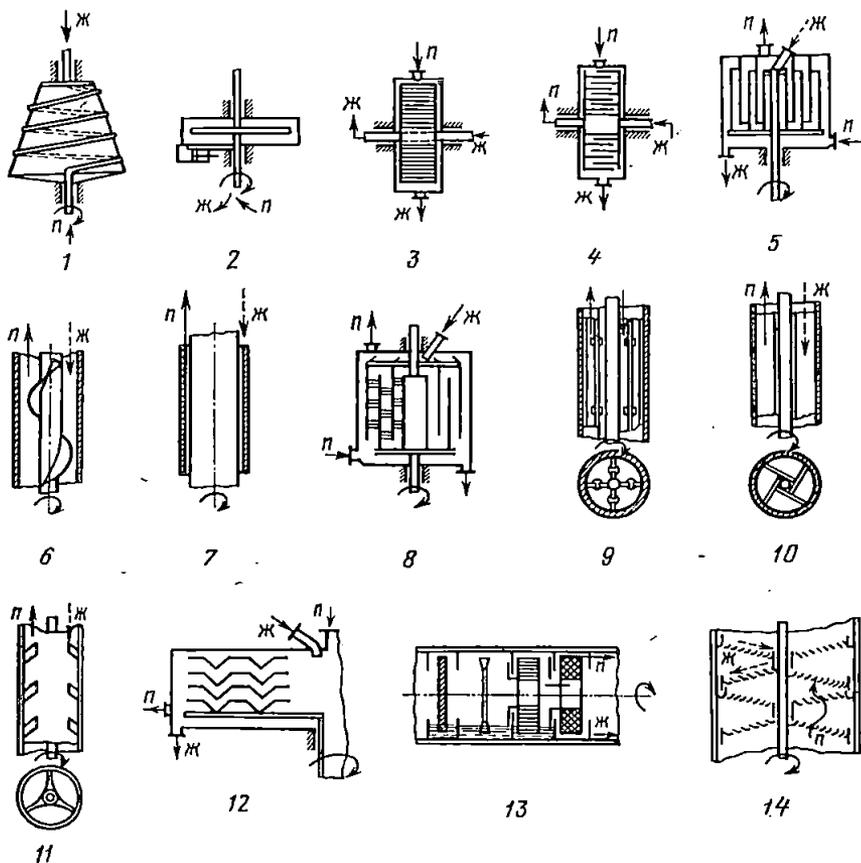


Рис. 225. Конструктивные варианты центробежных аппаратов, работающих с пленочным режимом течения жидкости, для процессов ректификации:

1 — аппарат из спиралеобразного вращающегося змеевика, навитого вокруг конического ротора; 2 — аппарат с вращающимся змеевиком в горизонтальной плоскости; 3 — аппарат со спиральной кассетой (аппарат Подбельника); 4 — аппарат с соосными цилиндрами; 5 — вертикальный ротационный аппарат; 6 — аппарат с ротором в виде ленты; 7 — аппарат с ротором в виде трубы; 8 — многоцилиндровая колонна с противоположным вращением соосных цилиндров; 9 — ротационный аппарат с турбулизаторами; 10 — аппарат с шарнирными вращающимися лопастями; 11 — аппарат с вертикальным ротором с внутренними пластинками и желобами; 12 — ротационный аппарат с гофрированными пластинками; 13 — различные виды насадок во вращающихся аппаратах; 14 — аппарат с вращающимися и неподвижными тарелками с отверстиями

правлении, перетекая из канала в канал. В каналах жидкости образуются слои, движущиеся относительно стенок канала со скоростями, зависящими от соотношения расходов компонентов. При относительно небольшом количестве легкого экстрагента тяжелая жидкость, продвигающаяся от оси барабана к его периферии, увлекает легкую жидкость и оба слоя движутся относительно стенок канала в направлении, обратном вращению барабана. В результате трения о стенки поток турбулизируется и массообмен между слоями интенсифицируется. На рис. 227 показана схема движения жидкостей в каналах барабана, вращающегося по часовой стрелке. Тяжелая жидкость перетекает из канала *A* в канал *B* и далее в канал *B*, легкая жидкость проходит каналы в обратном порядке. Оба слоя движутся в каналах в направлении, обратном вращению барабана.

При определенных соотношениях между количеством легкой жидкости, пропускаемой через экстрактор, и давлением ее на выходе из экстрактора создаются оптимальные условия работы. При уменьшении давления на выходе легкой жидкости при постоянном расходе может наступить затопление экстрактора: в линии, отводящей из аппарата легкую жидкость, появляется тяжелая жидкость. Наибольшая эффективность экстракции наблюдается при работе в режиме, близком к затоплению в обратной линии легкой фазы. При увеличении давления на выходе легкой жидкости может быть достигнуто затопление экстрактора, характеризующееся появлением легкой фазы в линии, отводящей из экстрактора тяжелую жидкость. Максимальное давление, достигаемое на выходе легкой жидкости, соответствующее затоплению, определяется как предельное давление. Максимальное число оборотов ротора определяется по уравнению

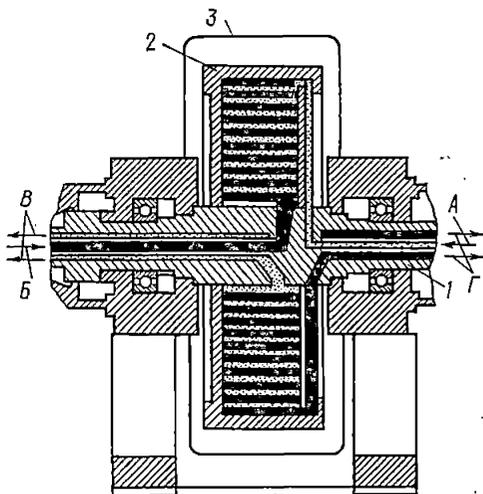


Рис. 226. Схема центробежного экстрактора Подбельняка:

1 — полый вал; 2 — ротор; 3 — кожух; А — вход легкой жидкости; Б — вход тяжелой жидкости; В — выход легкой жидкости; Г — выход тяжелой жидкости

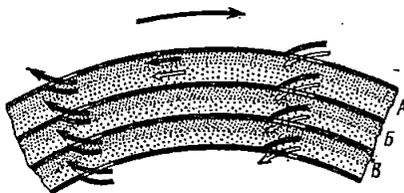


Рис. 227. Схема движения жидкости в каналах барабана центробежного экстрактора

$$\Delta P_{л.ф} = 2 \Delta \gamma \omega^2 r^2 g, \quad (XI. 52)$$

где $\Delta P_{л.ф}$ — давление легкой фазы на выходе; $\Delta \gamma$ — разность удельных весов жидкостей; ω — угловая скорость вращения роторов, c^{-1} , r — радиус ротора, м.

Затопление экстрактора происходит при условии

$$\Delta P_{л.ф.з} = 2 \Delta \gamma \omega^2 (r^2 - V_c / \pi b) g, \quad (XI. 53)$$

где $\Delta P_{л.ф.з}$ — давление легкой фазы на выходе при захлебывании; V_c — емкость ротора по сплошной фазе, m^3 ; b — ширина ротора, м.

Суммарная производительность по легкой и тяжелой жидкости промышленных экстракторов составляет до $9 \text{ м}^3/\text{ч}$, при этом число теоретических ступеней разделения достигает порядка 7—8. Экстрактор Подбельняка целесообразно применять при экстракции таких систем, когда необходимо быстро провести экстракцию. Сложность изготовления экстрактора, а также сложность обслуживания его и сравнительно большой расход энергии ограничивают его применение.

Нашли также применение пленочные ротационные аппараты с вертикально и с соосно расположенными подвижными и неподвижными цилиндрами. Жидкость подается во внутреннюю полость первого вращающегося цилиндра и в виде пленки перемещается противоточно пару поочередно по подвижным и неподвижным цилиндрам в радиальном направлении. Аппараты работают при больших окружных скоростях ротора и требуют высокой точности изготовления вращающихся частей. Для мелкомасштабных установок используют колонки с ротором в виде ленты. Рабочая часть аппаратов состоит из вертикальной трубы и вращающейся тонкой пластины, свернутой в один виток по длине аппарата. Такое устройство обладает малым гидравлическим сопротивлением и обеспечивает высокое турбулентное движение парового потока.

Многоцилиндровая колонна с противоположным вращением соосных цилиндров, имеющих турбулизаторы, позволяет иметь хорошую турбулизацию двухфазного потока при низких числах оборотов и значительно увеличить пропускную способность по фазам при малых гидравлических сопротивлениях.

При использовании центробежного аппарата для ректификации флегма подается во внутренний конец спирали и отводится с внешнего ее конца. Поток жидкости движется в виде пленки по поверхности спирали, а навстречу ей проходит пар. Так как потоки жидкости и пара существенно различаются по удельному весу и сила трения между ними относительно невелика, движение жидкости сохраняет устойчивость при скоростях встречного потока пара, доходящих до 10 м/с и более. При встречном движении двух жидкостей взаимодействие между ними проявляется интенсивнее, чем при движении жидкости и пара.

Ротационные аппараты имеют сравнительно малые гидравлические сопротивления и эффективно используются в промышленности для проведения процессов под вакуумом. Эти аппараты позволяют вести неадиабатическую ректификацию, т. е. такую, при которой, помимо

куба, обогревается корпус аппарата при одновременном охлаждении ротора. При такой ректификации достигается термодиффузионный эффект, улучшающий процесс массообмена. Недостатком этих аппаратов является то, что с увеличением диаметра поверхность массообмена изменяется пропорционально диаметру в первой степени, а не квадра-

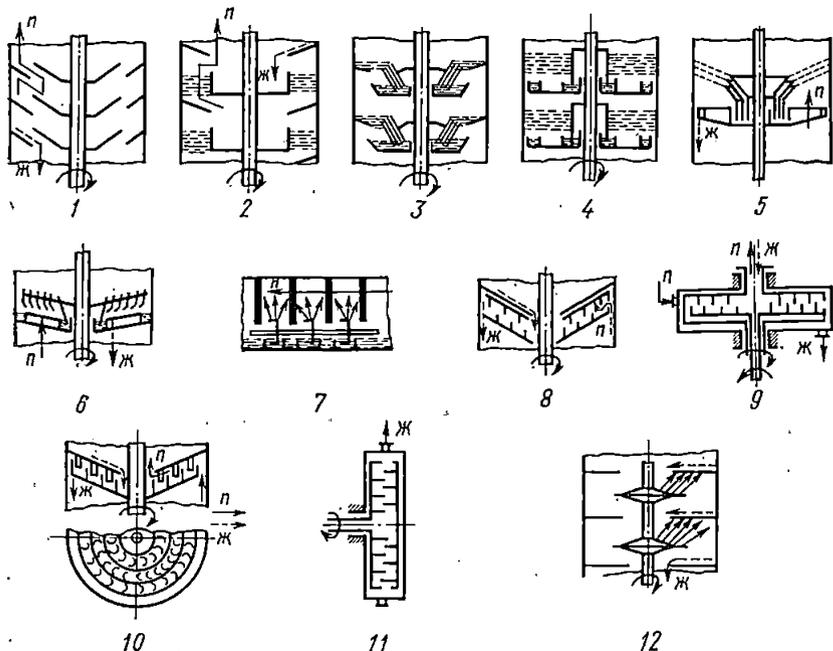


Рис. 228. Конструктивные варианты аппаратов с поверхностью контакта фаз, образующейся в свободном объеме:

1 — аппарат с вращающимися и неподвижными перегородками; 2 — аппарат с вращающимися корзинами и неподвижными перегородками; 3 — аппарат с вращающимся ротором и многократным диспергированием; 4 — аппарат с вращающимися тарелками; 5 — аппарат с вращающимися пакетными тарелками; 6 — аппарат с кассетами из концентрических колец; 7 — аппарат с вращающимися мешалками; 8 — вертикальный аппарат со двоянным ротором; 9 — вертикальный аппарат с вращающимися и неподвижными кольцами; 10 — аппарат с концентрически расположенными на конусе кольцами; 11 — аппарат с горизонтально расположенным ротором; 12 — аппарат с вращающимися дисками

ту диаметра. Поэтому эффективность единицы объема большего аппарата уменьшается.

Аппараты с поверхностью контакта фаз, образующейся в свободном объеме. На рис. 228 показаны схемы аппаратов, в которых жидкость разбрызгивается вращающимися рабочими органами. В таких аппаратах резко улучшается перенос массы благодаря высоко развитой быстрообновляющейся поверхности контакта фаз, наличия эффекта удара и дробления капель.

Большинство аппаратов подобного типа состоит из установленных на вертикальном валу конусов, между которыми расположены неподвижные перегородки; сочетание этих элементов образует лабиринт-

ный канал по высоте аппарата. Жидкость с перегородки стекает на верхний вращающийся конус, разбрызгивается им и по стенкам аппарата поступает на следующий конус. Пар контактирует с жидкостью, проходя вверх через кольцевые зазоры между вращающимися конусами и перегородками.

Аппараты с фиксированной и развиваемой в свободном объеме поверхностями контакта фаз. В таких аппаратах (рис. 229) под действием центробежного поля развиваются как пленочная, так и капельная поверхности контакта фаз. Большинство аппаратов состоит из последовательно расположенных вращающихся и неподвижных перевернутых конусов с относительно малым шагом.

Жидкость под влиянием сил тяжести стекает с неподвижного конуса на вращающийся конус. Находясь в зоне действия центробежного поля, жидкость в виде пленки движется к периферии и разбрызгивается в кольцевом пространстве. Пар контактирует с жидкостью, проходя противотоком через кольцевые зазоры. Такой аппарат обладает высокой разделительной способностью, но малой производительностью.

Один из вариантов подобного типа состоит из системы подвижных и неподвижных цилиндров (рис. 230), на которых закреплены конусы. Жидкость, поступающая в центр аппарата, при движении вниз многократно диспергируется конусами, расположенными на центральном цилиндре. Достигнув дна ротора, жидкость стекает в следующий зазор между цилиндрами, под действием центробежной силы поднимается в виде пленки, разбрызгивается верхним срезом в следующее кольцевое пространство с конусами и т. п. Пар движется противотоком жидкости. Такой аппарат требует больших окружных скоростей цилиндров.

Созданы вертикальные аппараты, в которых, помимо использования капельно-пленочной поверхности контакта, осуществляется циркуляция пара на каждой ступени контакта и подсос его для уменьшения потерь напора. В качестве рабочих органов применены центробежные вентиляторы с окнами в нижней части для всасывания пара.

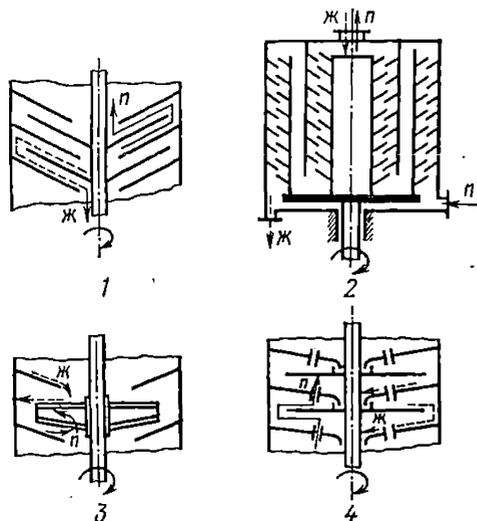


Рис. 229. Конструктивные варианты аппаратов с фиксированной и развиваемой в свободном объеме поверхностью контакта фаз:

1 — аппарат с последовательно расположенными вращающимися и неподвижными перевернутыми конусами; 2 — аппарат с системой подвижных и неподвижных цилиндров; 3 — вертикальный аппарат с центробежным вентилятором; 4 — схема секции аппарата с вращающимися плоскими дисками

На рис. 229 показана схема секции аппарата с вращающимися плоскими дисками. В таком аппарате неподвижные тарелки снабжены патрубками, которые позволяют разделить паровую и жидкую фазы на самостоятельные потоки при прохождении через узкое сечение аппарата и таким образом увеличить пропускную способность. Аппарат рекомендуется для процессов ректификации.

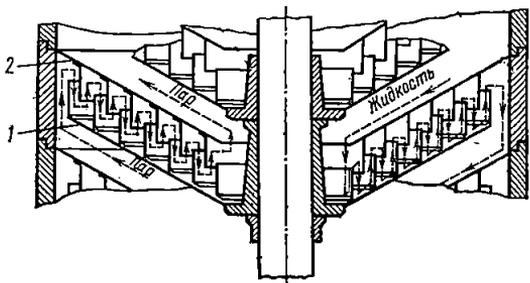


Рис. 230. Конструкция аппарата с многократным диспергированием жидкости и разрушением образовавшейся поверхности при ударе о преграду

Расчет ротационных аппаратов. Рационально разрабатывать и применять такие конструктивные схемы аппаратов, в которых имеются многократное диспергирование жидкости и разрушение образовавшейся капельно-струйной поверхности при ударе о преграду. В качестве примера рассмотрим одну из конструкций такого аппарата (рис. 230).

Рабочими элементами аппарата служит устройство, состоящее из вращающегося 1 и неподвижного 2 конусов с кольцами, которые образуют лабиринтные каналы, сужающиеся к центру. Кольца ротора и статора перекрывают друг друга на 3—5 мм. Жидкость поступает в полость первого кольца ротора и разбрызгивается кромкой кольца. Капли и струи, пройдя кольцевой канал, ударяются о кольцо статора и жидкость стекает в полость между первым и вторым кольцами ротора и т. п. Пар, перемещаясь в секции аппарата противотоком к жидкости, многократно проходит через зону, где диспергируется жидкость. Взаимодействие фаз происходит в кольцевых каналах лабиринтного типа. Пар при движении через такие каналы меняет направление и скорость. Сопротивление сухого аппарата с вращающимся ротором ΔP_{II} в общем случае может быть представлено в виде

$$\Delta P_{\text{II}} = \Delta P_0 + \Delta P_{\text{в.р.}}, \quad (\text{XI. 54})$$

где ΔP_0 — сопротивление сухого аппарата с неподвижным ротором; $\Delta P_{\text{в.р.}}$ — прирост сопротивления за счет появления окружной составляющей скорости пара.

Потери напора ΔP_0 при движении пара через неподвижные каналы пропорциональны квадрату скорости пара и складываются в основном из потерь на многократно повторяющиеся изменения направления и скорости потока. Рассматривая такие потери напора, как сумму местных потерь ΔP_i , можно записать

$$\Delta P_0 = \sum_{i=1}^m \xi_i \frac{\rho w_i^2}{2}, \quad (\text{XI. 55})$$

где m — число колец секции; ξ_i — коэффициент сопротивления при переходе через i -й канал; w_i — скорость пара в этом канале, м/с.

С достаточной степенью точности уравнение (XI.55) можно свести к уравнению

$$\Delta P_0 = A c'_{\text{ср}} m' \frac{\rho_n w^2}{2}, \quad (\text{XI. 56})$$

где $c'_{\text{ср}}$ — коэффициент, учитывающий факторы, которые влияют на состояние потока пара при движении через средний канал секции; m' — число колец в аппарате; обычно принимают $A \cong 1,07$, $c'_{\text{ср}} \cong 1,85$.

Вращение ротора вызывает появление окружной составляющей скорости пара, оказывающей существенное влияние на гидродинамическую обстановку в аппарате.

Сопротивление $\Delta P_{\text{вр}}$ от закручивания потока пара ротором в орошаемом аппарате описывается уравнением

$$\Delta P_{\text{вр}} = 0,29 \Delta P_0 \left(\frac{n_{\text{об}} d_{\text{ср}}}{w_{\text{n}}} \right)^{1,54} \frac{d_3}{d_{\text{ср}}}, \quad (\text{XI. 57})$$

где $n_{\text{об}}$ — частота вращения ротора, об/с; $d_{\text{ср}}$ — средний диаметр первого от центра канала, м; $d_3 = \frac{2}{m} (d_{\text{р}} - d)$ — эквивалентный диаметр, м; d — диаметр первого подвижного кольца, м; m — число колец в секции; $d_{\text{р}}$ — диаметр ротора, м.

При $w_{\text{n}} = 0,2 - 8$ м/с обычно

$$\frac{n_{\text{об}} d_{\text{ср}}}{w_{\text{n}}} = 0,1 + 11,2; \quad d_3/d_{\text{ср}} = 0,215 + 0,5.$$

Анализ влияния этой составляющей сопротивления аппарата $\Delta P_{\text{вр}}$ позволяет более правильно оценить гидродинамическую обстановку при расчетах процесса массопередачи. При противотоке существует вполне определенный предел нагрузок по потокам. При определенных скоростях потока пара происходит накопление жидкой фазы в горловине неподвижного конуса, которое сопровождается резким возрастанием сопротивления аппарата. При дальнейшем увеличении жидкости ротор заполняется («захлебывается»). Предельно допустимая

скорость пара может быть определена по уравнению

$$\lg \left[\frac{\omega_0^2}{g d} \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{в}}} \right)^{0,16} \right] = -1,05 - 7,73 \left(\frac{R}{R+1} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125} \left(\frac{v_{\text{ж}}}{n_{\text{об}} d^3} \right)^{0,3}, \quad (\text{XI. 58})$$

где ω_0 — предельная скорость пара в меньшем кольцевом канале, м/с; $\mu_{\text{ж}}$ — вязкость жидкости; $\mu_{\text{в}}$ — вязкость воды при 20°; R — флегмовое число; d — диаметр меньшего кольца ротора, м; $v_{\text{ж}}$ — расход жидкости, м³/с; n — частота вращения ротора, об/с.

Уравнение (XI.58) применимо в следующих пределах изменения параметров:

$$R/(R+1) = 0,18 + 1,0; \quad \rho_{\text{п}}/\rho_{\text{ж}} = 0,62 \cdot 10^{-3} \div 3,4 \cdot 10^{-3};$$

$$\mu_{\text{ж}}/\mu_{\text{в}} = 0,2 \div 1,0; \quad v_{\text{ж}}/n_{\text{об}} d^3 = 0,3 \cdot 10^{-3} \div 3 \cdot 10^{-3}.$$

Фактор гидродинамического состояния двухфазной системы f для ротационного аппарата с каналами лабиринтного типа определяется по уравнению

$$f = \frac{\Delta P_{\text{п-ж}} - (\Delta P_0 + \Delta P_{\text{вр}})}{\Delta P_0 - \Delta P_{\text{вр}}} + \frac{\Delta k}{\Delta P_0 + \Delta P_{\text{вр}}}, \quad (\text{XI. 59})$$

где Δk — кинетическая энергия, сообщаемая жидкости;

$$\Delta k = 0,384 \frac{L n_{\text{об}}^2 \sum_{i=1}^m d_i^2}{(D^2 - d^2) H g}, \quad (\text{XI. 60})$$

где L — вес жидкости, кг; D — внутренний диаметр аппарата, м; H — высота секции, м.

При отсутствии вращения ротора значения $\Delta P_{\text{вр}}$ и Δk равны нулю. В этом случае наблюдается барботажный режим работы аппарата и уравнение (XI.59) примет известную форму, т. е.

$$f = \frac{\Delta P_{\text{п-ж}} - \Delta P_0}{\Delta P_0}.$$

Числитель первого слагаемого уравнения (XI.59) имеет малые значения, т. е. в ротационных аппаратах на создание поверхности контакта фаз расходует незначительная часть кинетической энергии парового потока. В практических расчетах первым слагаемым уравнения (XI.59) можно пренебречь, тогда

$$f = 0,384 \frac{L n_{\text{об}}^2 \sum_{i=1}^m d_i^2}{\Delta P_0 \left[1 + 0,29 \left(\frac{n_{\text{об}} d_{\text{ср}}}{\omega_{\text{п}}} \right)^{1,54} \frac{d_{\text{в}}}{d_{\text{ср}}} \right] (D^2 - d^2) H}. \quad (\text{XI. 61})$$

Для расчета коэффициента массопередачи используется зависимость

$$Nu' = 0,032 Re_{\Pi}^{0,89} \cdot Pr_{\Pi}^{0,6} (1 + f), \quad (XI. 62)$$

где $Nu' = \frac{22,4}{3600} \frac{Kv d_s^2}{D_{\Pi}}$ — диффузионное число Нуссельта; $Pr_{\Pi} = \frac{\mu_{\Pi}}{\rho_{\Pi} D_{\Pi}}$ —

диффузионное число Прандтля; D_{Π} — коэффициент молекулярной диффузии в паровой фазе, m^2/c .

Частота вращения ротора выбирается из условия, что окружная скорость внутреннего кольца ротора должна составлять $5 \div 7$ м/с.

Скорость пара принимается равной $\omega_{\Pi} = 0,9 \omega_0$ и определяется диаметр наименьшего кольца статора:

$$d_2 = \sqrt{\frac{G}{0,785 \omega_{\Pi} + d_1^2}} \quad \text{и шаг колец } \delta = \frac{d_2 - d_1}{2}$$

Зазор между наружным кольцом ротора и корпусом аппарата составляет 1,5δ. Число колец в роторе обычно 5—9. Расстояние между подвижным и неподвижным конусами (мм) определяется по формуле

$$h = 2,4(d_2 - d_1),$$

$$\text{высота кольца } h_k = \frac{(6 \div 10) + h}{2},$$

$$\text{высота секции } H = (2,5 \div 3)h_k.$$

Интенсификация диффузионных аппаратов возможна за счет турбулизации перерабатываемых потоков, непрерывного обновления межфазной поверхности, работы в режимах точки инверсии или близких к точке инверсии фаз; создания пульсационных и циклических режимов. Необходимо так организовывать процесс массообмена в аппаратах, чтобы эффект продольного перемешивания был сведен к минимуму. На практике это достигается использованием мелкой насадки, при работе в режиме инверсии фаз, созданием однонаправленного движения потоков газа и жидкости в тарельчатых колоннах специальных конструкций и газо-жидкостных эмульсий на тарелках.

Современные методы расчета диффузионных процессов должны базироваться на использовании принципов системного анализа и математического моделирования. При построении математической модели следует использовать блочный принцип. При этом любая математическая модель не может абсолютно точно отразить сложную физико-химическую систему, а лишь с той или иной степенью приближения. Однако всегда следует стремиться в математической модели по возможности наиболее полно отражать существо происходящих явлений,

и вместе с тем математическое описание не должно быть слишком сложным, а по возможности простым, не искажающим физико-химической сущности рассматриваемого процесса.

Для гетерогенных систем отдельное рассмотрение каждой из фаз допустимо лишь при скоростях, более низких, чем скорости инверсии. При достаточно больших скоростях фаз необходимо учитывать относительную скорость их движения или вводить фактор взаимодействия потоков. Следует принимать во внимание, что с изменением гидродинамического режима системы могут изменяться виды моделей, т. е. модель может деформироваться.

ЛИТЕРАТУРА

- Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М., 1971.
- Александров И. А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. М., 1975.
- Багатуров С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. 2-е изд., перераб. и доп. М., 1974.
- Бояринов А. И., Кафаров В. В. Методы оптимизации в химической технологии. 2-е изд., перераб. и доп. М., 1975.
- Гельперин Н. И., Пибалк В. Л., Костаян А. Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности. М., 1977.
- Жаров В. Т., Серафимов Л. А. Физико-химические основы ректификации. Л., 1977.
- Кафаров В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. 3-е изд., перераб. и доп. М., 1976.
- Кафаров В. В., Дорохов И. Н. Системный анализ процессов химической технологии. М., 1976.
- Кафаров В. В., Ветохин В. Н., Бояринов А. И. Программирование и вычислительные методы в химии и химической технологии. М., 1972.
- Коган В. Б., Огородников С. К., Кафаров В. В. Справочник по растворимости. Т. 1—3, М—Л., 1961—1969.
- Коган В. Б., Фридман В. М., Кафаров В. В. Равновесие между жидкостью и паром. В кн.: 1 и 2. М., 1966.
- Коган В. Б., Харисов М. А. Оборудование для разделения смесей под вакуумом. Л., 1976.
- Кочин Н. Е., Кибель И. А., Розе Н. В. Теоретическая гидродинамика. М., 1963.
- Лойцянский Л. Г. Механика жидкости и газа. М., 1973.
- Платонов В. Н., Берго Б. Г. Разделение многокомпонентных смесей. М., 1965.
- Рамм В. М. Абсорбция газов. 2-е изд., перераб. и доп. М., 1976.
- Стабников В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. Киев, 1970.
- Трейбал Р. Жидкостная экстракция. М., 1966.
- Холланд Ч. Многокомпонентная ректификация. М., 1969.
- Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. 2-е изд., перераб. и доп. М., 1974.

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

А

- Абсорбер 218, 225, 365
- Абсорбент, удельный расход 34
- Абсорбция
 - рабочая линия 34
 - равновесие 34
 - моделирование 365
- Автомодельный режим 122, 125
- Адекватность модели 318
- Азеотропный состав 16
- Алгоритм
 - моделирования ректификационных колонн 320
 - расчета, равновесия 26
 - — периодической ректификации 48 и далее
- Анализ размерностей 119
- Аппараты
 - с вибрацией потоков 418
 - с внешним подводом энергии 386 и далее
 - с механическим перемешиванием 386
 - с поверхностью контакта, обра-зуемой в процессе движе-ния потоков 228, 423
 - ротационные 419 и далее
 - с фиксированной поверхностью фазового контакта 221, 419

Б

- Баланс
 - материальный 34, 9
 - тепловой 34, 36
- Барботажный слой
 - гидродинамика 158
 - газосодержание 161
 - продольное перемешивание 162, 163
 - сопротивление 142
- Барьер диффузионный 183
- Блочный принцип 6, 319

В

- Вихревая, вязкость 112
 - движение 96
 - диффузия 112
 - слой 99
 - линии 99

- Вихри, взаимодействие 102
 - возникновение 93
 - компоненты 95, 96
 - напряжение 99, 101
 - поверхность 99
 - постоянство 102
 - размер 113
 - скорость 99
 - трубка 99
 - цепочка 104
 - циркуляция 100
- Возмущения, импульсные 126
 - ступенчатые 126
- Время
 - отгонки 50
 - контакта 220, 240
 - пребывания 125
- Высота
 - единицы переноса 212, 226
 - сливного порога 237
 - эквивалентная теоретической сту-пени 210
- Вязкость
 - вихревая 112
 - динамическая 92

Г

- Газо-жидкостная эмульсия 141
- Газосодержание 169, 397
- Гамильтониан 55
- Гидравлический радиус 86
- Гидродинамика однофазного потока 84 и далее
 - двухфазного потока 131 и далее

Д

- Десорбция 36
- Движение
 - вихревое 93, 95 и далее
 - ламинарное 125
 - неустановившееся 91, 92
 - турбулентное 125
 - установившееся 91
- Движение двухфазных систем
 - кольцевое 155
 - однонаправленное 154, 262
 - пробковое 155

Движение перекрестное 229
 — пузырьковое 251, 155
 — сопротивление 149
 — эмульсионное 155, 289, 291
 Движущаяся сила
 — методы выражения 200 и далее
 Двухфазные системы
 — — перемешивание 386
 — — газ—жидкость 396
 — — жидкость—жидкость 401
 Диаграммы, равновесие 16, 32
 Диаметр эквивалентный 123, 285
 Динамика процесса 331
 Диссипация энергии 113
 Диффузионный поток 167
 Диффузия
 — вихревая 169
 — конвективная 166
 — в однофазной неподвижной среде 171
 — осмотическая 183
 — в движущуюся жидкость 174
 — в единичной капле 176
 — в падающей пленке 172
 — реверсивная 183
 Длина пути смещения 110

Ж

Живое сечение потока 86
 Жидкости
 — идеальная 89
 — несжимаемая 92
 — несмешивающиеся 67

З

Закон Генри 10
 — Дальтона 14
 — Рауля 14
 — сопротивления 123, 124
 — Фика, первый 167
 — Фика, второй 170
 Затопление экстрактора 422
 Захлебывание в двухфазной системе 240

И

Идеальные системы 14
 Иерархическая структура 131 и далее
 Импульсное возмущение (С-кривая) 126
 Инвариант геометрического подобия 116, 123
 Инверсия, точка 294
 — фаз 155, 294

Инерционные силы 107
 Интенсивность пульсации 417

К

Кинетика
 — межфазного переноса 187
 — процессов массопередачи 187, 191, 192, 194, 196
 — микро и макро 84
 Классификация диффузионных аппаратов 218
 Ключевой компонент 61
 Колонны, с вибрацией потоков 418
 — абсорбционные 365
 — дистилляционные 79
 — насадочные 284, 360, 365
 — ялечные 221
 — с плоскопараллельной насадкой 225
 — распылительные 227
 — тарельчатые 228
 — с однонаправленным движением фаз 262
 — экстракционные 404
 — эмульгационные 305
 Комбинированные модели 348
 — — с байпасом 341
 — — с застойной зоной 373
 — — с циркуляцией 341
 — — ячеечная 337
 — — ячеечная с обратным перемешиванием 378
 Коноды 32
 Константа Генри 10
 Коррекция математической модели 318
 Коэффициенты
 — активности 17, 70
 — вириальный 20
 — вихревой диффузии 169
 — гидравлического сопротивления насадок 225
 — летучести 19
 — молекулярной диффузии 115, 167
 — массопередачи 170, 188, 199, 202, 212
 — парораспределения 32
 — продольного перемешивания 129, 348, 406, 417
 — расхода 269
 — сопротивления 107, 150, 406
 — селективности 33, 70
 — съема продукции 219
 — трения 124
 — трения сухой насадки 285
 Коэффициент полезного действия, колонны 210
 — — — Мерффри 209
 — — — локальный 209, 337
 — — — тарелки 37, 209, 337
 — — — точечный 211

Л

- Лапласа оператор 393
- Летучесть относительная 13
- Летучий компонент 13
- Линия тока 85

М

- Макрокинетика 6
- Массопередача
 - в аппаратах 310, 360, 415
 - гидродинамические основы 84 и далее
 - механизм 178 и далее
 - методы выражения движущей силы 200 и далее
 - кинетика 178
- Масштабирование
 - процессов 7
 - насадочных колонн 303
 - аппаратов с перемешиванием 398
 - пульсационных экстракторов 416
- Метод
 - Джиллиланда 47
 - Андервуда 47
 - математического моделирования 6
- Межфазный перенос 187
- Межфазное натяжение 137
- Межфазная турбулентность 139

- Микрокинетика 6
- Минимальная флегма 45
- Минимальное число тарелок 46
- Многокомпонентные системы
 - диффузия 180
 - равновесие 13, 19, 26
 - разделение 60, 353 и далее

- Модели
 - двухплечная массопередачи 187
 - Колмогорова 113
 - математическая полная 6
 - межфазного переноса 187
 - межфазной турбулентности 196
 - пограничного диффузионного слоя 191
 - Прандтля 112
 - проницания и обновления поверхности 192
 - Тейлора 108
 - симметричные 369
 - асимметричные 369
- Модели структуры потоков 125
 - — байпасирования 341
 - — — диффузионная 128, 342
 - — — идеального вытеснения 127, 367
 - — — идеального перемешивания 126
 - — — комбинированная 129, 348, 370, 387
 - — — с застойной зоной 373, 387

- Модели структуры потоков, циркуляционные 341, 392
- — — ячеечные 337, 370, 378
- Моделирование
 - абсорбции 365
 - математическое 6
 - насадочных колонн 360
 - тарельчатых колонн 395
 - ректификации 313, 320
 - экстракции 372, 415, 378
 - физическое 122
 - перемешивания 386
- Мощность вихря 107

Н

- Напор
 - динамический 91
 - статический 91
- Напряжение вихревой трубки 99, 101
- Насадочные колонны, затопленные 307
 - — незатопленные 284
- Насосная производительность мешалки 393
- Неидеальные системы 16

О

- Обтекание
 - цилиндра 94, 105
 - цилиндра вращающегося 105
- Однонаправленное движение двухфазных систем 262
- Однофазный поток 84
- Определение числа теоретических тарелок 34, 57

П

- Параметры математической модели 126
 - — — двухфазного потока 131
- Парахор 138
- Патрубки паровые 243
- Периодического действия колонны 48
- Перегородки сливные 229
- Пена 251, 141
- Пенные аппараты 256
- Передаточная функция 393, 394
- Переменные
 - входные 7
 - выходные 7
- Перемешивание
 - мешалками 386 и далее
 - на тарелках 335
- Поверхностное натяжение 137, 138
- Поверхность

- раздела 93
- фазового контакта 400
- свободная 131
- Пограничный слой 94
- Подъемная сила 105
- Подобие
 - геометрическое 116
 - инварианты 116
 - критерии 119
 - полное 116
 - явлений 115
- Поле скоростей 87, 103, 112
- Потоки
 - двухфазный 131
 - двухфазный регулярно вращающийся 275
 - диффузионный 167
 - однофазный 84
 - реверсивный 183
 - перекрестный 230
 - секционирование 277
 - скорость 87
 - сопротивление 265, 223, 267, 269, 274, 283
 - живое сечение 86
- Правило фаз 10, 31
- Продольное перемешивание 128
 - — в барботажном слое 162
 - — в насадке 300
 - — в пульсационной колонне 406, 416
- Профиль концентраций по тарелкам 62
- Пульсация
 - первого порядка 113
 - скорости 110
 - жидкости на тарелках 250
- Пульсационные колонны 407 и далее

Р

- Рабочая линия 34
 - — ректификационной колонны 40
 - — экстракционной колонны 64, 384, 385
- Равновесие в системах 10
 - — газ—жидкость 10
 - — жидкость—жидкость 31
 - — пар—жидкость 10
 - — многокомпонентных 13, 19, 26
- Расход жидкости 86
- Распределение времени пребывания 125, 387
- Рафинат 64
- Ректификация периодическая 48
 - — дистиллят постоянного состава 49
 - — дистиллят переменного состава 52
- Режим
 - турбулентного обмена 179

- Режим барботажный 251, 280, 282
 - волновой 249
 - дождевания 249, 281
 - захлебывания 264, 281, 426
 - кольцевой 155
 - молекулярного переноса 179
 - пенный 251, 257
 - пленочный 264, 291, 419
 - пробковый 155
 - просачивания 249, 251
 - пузырьковый 155, 251
 - свободной турбулентности 141
 - стационарный 34
 - струйный 291
 - факельный 283
 - эмульгирования 122, 155, 281, 290, 417

С

- Свободная турбулентность 112
- Свободная поверхность 131
- Сегрегация 132
- Селективность 33, 70
- Системы
 - азеотропные 16
 - двухфазные 131 и далее
 - идеальные 14
 - неидеальные 16
 - многокомпонентные 20, 27
 - физико-химические 131
- Скорость
 - вращения 97
 - вызываемая вихрем 103
 - диссипации энергии 113
 - линейная 153, 295
 - массовая 87
 - объемная 87
 - пара в сечении колонны 231
 - средняя 87
 - угловая 97
- Смоченный периметр 86
- Ступенчатое возмущение (F -кривая) 126, 130
- Съем продукции 219
- Сопротивление
 - насадки сухой 284
 - тарелки сухой 233
 - тарелки орошаемой 235, 252, 268

Т

- Тарелки
 - виды движения жидкости 229
 - захлебывания 240
 - клапанные 270
 - Киттеля 266
 - колпачковые 228
 - массопередача 335
 - с направленными прорезями 263

Тарелки провальные 278
 — ситчатые 247, 258
 — эффективность 37, 210, 335
 — Юнифлюкс 268
 Теорема
 — Бьеркнеса 95
 — Жуковского 104
 — Стокса 101
 — Томсона 102
 Теоретическая ступень контакта 35, 210
 Теоретическая тарелка 35, 210, 214
 Точка
 — инверсии 136, 294
 — захлебывания 292
 — подвисяния 292
 — торможения 291
 Трубка
 — вихревая 99
 — тока 86
 Турбулентная диффузия 417
 Турбулентная пульсация 110
 Турбулентность
 — возникновение 108
 — интенсивность 111
 — масштаб 111
 — свободная 112
 — связь с вихревым движением 108

У

Удельный расход абсорбента 34
 Удерживающая способность 136, 156, 403
 — — статическая 293, 299
 — — динамическая 293, 299
 Унос жидкости 240, 254
 Уравнение
 — Андервуда 47
 — Бернулли 91
 — Ван-Лаара 24
 — Вола 23
 — Вильсона 25, 26
 — вихревых линий 99
 — движения жидкости 89
 — Громеки 110
 — Гиббса—Дюгема 23
 — Жуковского 104
 — Кармана—Ховарта 115
 — Клайперона 13
 — Маргулеса 24
 — постоянства расхода 87
 — Навье—Стокса 92
 — Рауля 14
 — Редлиха—Кистера 25
 — сплошности 87
 — Скетчарда—Хамера 24
 — Трутона 13
 — Фенске 44
 — Фика 167, 170
 — Эйлера 90

Уравнение Эйнштейна 115
 Устойчивость работы тарелки 265
 Устройства переливные 245

Ф

Фазовое равновесие расчет 27
 Фазового контакта поверхности 131, 140
 Фактор гидродинамического состояния двухфазной системы 149, 152, 200, 427
 Фактор диффузионного потенциала 200
 Флегмовое число 45, 54
 Фугитивность 18
 Функция интенсивности 130
 — передаточная 393
 — отклика 126
 — распределения времени пребывания 126, 130, 382
 — распределения капель по размерам 406

Х

Химический потенциал 18

Ц

Цепочки вихревые 104
 Циклический режим работы 71
 Циркуляция
 — скорости 101, 103
 — жидкости 95
 — по контуру 100

Ч

Частота пульсации 250, 416
 — резонансная 408
 Число
 — единиц переноса 210, 203
 — Вебера 138
 — Галилея 300
 — колпачков 244
 — Нуссельта 178
 — Пекле 177
 — Прандтля 177
 — Рейнольдса 113, 118, 121, 123
 — степеней свободы 315
 — теоретических тарелок 34, 214, 208
 — Фруда 118, 121, 156
 — Эйлера 118, 121, 123
 — щелей на тарелке 282
 — ячеек 382, 370, 382

Эквивалентная высота
 — — теоретической ступени 210
 — — насадки 212
 Экстракция
 — двумя растворителями 70
 — материальный баланс 34
 — многократный контакт 66
 — однократный контакт 64
 — противоточная 67
 — равновесие 31, 381
 — с флегмой 69
 Экстракционные колонны
 — — вибрационные 418
 — — моделирование 372
 — — с мешалками 405
 — — насадочные 372

Экстракционные колонны
 — — пульсационные, ситчатые 407
 — — пульсационные насадочные 289, 364
 — — пульсационные U-образные 409
 — — тарельчатые 258
 Экстрактор
 — центробежный 421
 — Подбельняка 421
 Эмульгационные насадочные колонны
 — — тарельчатые 289, 362, 417
 — — — эффективность 362, 365
 Эффективность
 — насадок 312
 — колонны тарельчатой 210, 335, 345, 353
 — диффузионных аппаратов 218
 Эффект стесненности 134

Оглавление

Предисловие	3
Введение	5
Часть первая. Равновесные и балансовые соотношения в процессах массопередачи	9
Глава I. Равновесные соотношения в бинарных и многокомпонентных системах	10
§ 1. Равновесные соотношения в системах газ — жидкость и пар — жидкость	10
1. Основные понятия и определения (10). 2. Идеальные системы (14). 3. Неидеальные системы (16)	
§ 2. Равновесные соотношения в системах жидкость — жидкость. Основные понятия и определения.	31
Глава II. Материальные и тепловые балансы с учетом равновесий систем.	34
§ 1. Определение числа теоретических тарелок и основные закономерности	34
1. Периодическая ректификация (48). 2. Определение числа теоретических тарелок в пределах малых и больших концентраций летучего компонента (57). 3. Процессы разделения многокомпонентных систем (60)	
§ 2. Процессы экстракции	64
1. Экстракция путем однократного контакта (64). 2. Многократный контакт с подачей свежего растворителя в каждую ступень (66). 3. Противоточная экстракция (67). 4. Экстракция двумя растворителями (70)	
§ 3. Циклические режимы массообменных процессов.	71
Часть вторая. Гидродинамические основы процессов массопередачи	83
Глава III. Гидродинамика однофазных потоков	84
§ 1. Основные закономерности гидродинамики однофазных потоков.	84
1. Уравнение сплошности или неразрывности потока (уравнение постоянства расхода). (87). 2. Дифференциальные уравнения движения жидкости (89). 3. Возникновение вихревого движения в жидкости (93). 4. Дифференциальные уравнения движения жидкости с учетом вращения частиц и основные закономерности вихревых движений (96). 5. Теорема Жуковского о подъемной силе и направлении движения вихрей (105). 6. О связи между вихревым движением и турбулентностью (108). 7. Свободная турбулентность. Развитие турбулентности (112). 8. Принцип подобия как основа физического моделирования однофазных систем (115). 9. Закон сопротивления при движении однофазного потока (123)	
§ 2. Модельные представления о структуре потоков (Распределение частиц потока во времени и в пространстве)	125
Глава IV. Гидродинамика двухфазных потоков	131
§ 1. Основные понятия и определения.	131
§ 2. Межфазная турбулентность	139
§ 3. Сопротивление в двухфазном потоке. Фактор гидродинамического состояния двухфазной системы	149
§ 4. Линейная скорость потока в двухфазной системе.	153
§ 5. Однонаправленное движение потоков в двухфазных системах	154
§ 6. Гидродинамические параметры барботажного слоя.	158

Часть третья. Основы кинетики процессов массопередачи.	165
Глава V. Механизм переноса вещества и законы диффузии.	166
§ 1. Основные понятия и определения.	166
§ 2. Диффузия в однофазной неподвижной среде.	171
§ 3. Стационарная диффузия в движущихся средах.	172
§ 4. Массоперенос в однофазном потоке.	176
§ 5. Массоперенос в многокомпонентных системах.	180
1. Диффузия в многокомпонентных газовых системах (180). 2. Диффузия в многокомпонентных жидкостных системах (184). 3. Массопередача в многокомпонентных паро-жидкостных системах (185)	
Глава VI. Кинетика межфазного переноса.	187
§ 1. Двухпленочная модель массопередачи.	187
§ 2. Модель пограничного диффузионного слоя.	191
§ 3. Модель проницания и обновления поверхности.	192
§ 4. Модель массопередачи с учетом явлений адсорбции.	194
§ 5. Модель процессов массопередачи на основе представлений о межфазной турбулентности.	196
Глава VII. Методы выражения движущей силы и кинетики процессов массопередачи.	200
§ 1. Выражение движущей силы процесса через разность концентраций и кинетики процесса через коэффициенты массопередачи.	202
§ 2. Выражение движущей силы процесса через число единиц переноса и параметр λ	203
§ 3. Выражение движущей силы процесса через число теоретических ступеней контакта.	208
§ 4. Соотношения между к.п.д., коэффициентом массопередачи и числом единиц переноса.	210
§ 5. Соотношение между коэффициентом массопередачи, эквивалентной высотой насадки и высотой единицы переноса.	212
Часть четвертая. Моделирование и расчет диффузионных аппаратов.	217
Глава VIII. Аппараты с фиксированной поверхностью фазового контакта.	221
§ 1. Пленочные колонны с орошаемыми стенками.	221
§ 2. Колонны с плоскопараллельной насадкой.	225
§ 3. Распылительные колонны.	227
Глава IX. Аппараты с поверхностью контакта, образующейся в процессе движения потоков.	228
§ 1. Тарельчатые колонны.	228
1. Конструктивные особенности колонн с колпачковыми тарелками и их гидравлика (228). 2. Колонны с ситчатыми тарелками (247). 3. Колонны с ситчатыми тарелками для систем жидкость—жидкость (258). 4. Тарелки с однонаправленным движением фаз (262). 5. Клапанные тарелки (270). 6. Организация регулярно вращающегося двухфазного потока в контактных устройствах (275). 7. Секционирование потоков в контактных устройствах (277). 8. Тарелки без переточных патрубков (колонны с провальными тарелками) (278)	
§ 2. Насадочные колонны.	284
1. Сопrotивление сухих насадок (284). 2. Гидродинамика двухфазных систем в насадочных колоннах (287). 3. Продольное перемешивание в насадке (300). 4. Масштабирование насадочных колонн (303). 5. Колонны с затопленной насадкой (эмульсионные колонны) (304)	
Глава X. Моделирование и расчет аппаратов с поверхностью контакта фаз, образующейся в процессе движения потоков.	313
§ 1. Принципы моделирования процессов разделения многокомпонентных систем.	313
§ 2. Алгоритмы моделирования и математические модели ректификационных колонн.	320
§ 3. Влияние структуры потоков на эффективность тарельчатых колонн.	335
§ 4. Оценка эффективности массопередачи на тарелках при разде-	

лении многокомпонентных смесей	353
§ 5. Моделирование и расчет насадочных колонн.	360
1. Массопередача в насадочных колоннах (360). 2. Моделирование и расчет на- садочных абсорбционных колонн (365). 3. Моделирование и расчет насадочных экстракционных колонн (372)	
Глава XI. Аппараты с внешним подводом энергии.	386
§ 1. Аппараты с механическими мешалками.	386
1. Моделирование аппаратов с механическими мешалками (386). 2. Перемешива- ние в системах газ—жидкость (396). 3. Перемешивание в системах жидкость— жидкость (401). 4. Экстракционные колонны с мешалками (404)	
§ 2. Пульсационные колонны	407
§ 3. Колонны с вибрацией потоков.	418
§ 4. Ротационные аппараты	419
Литература	429
Предметный указатель	430

Виктор Вячеславович Кафаров

Основы массопередачи

Редактор *Т. П. Федорова*
Художественный редактор *Т. М. Скворцова*
Художник *Н. Л. Кузнецова*
Технический редактор *Т. Д. Гарина*
Корректор *С. К. Завьялова*

ИБ № 1731

Изд. № Хим-605. Сдано в набор 17.07.78.
Подп. в печать 22.01.79. Формат 60×90^{1/16}.
Бум. кн. журн. Гарнитура литературная. Печать
высокая. Объем 27,5 усл. печ. л. 26,14
уч.-изд. л. Тираж 9000 экз. Зак. № 635. Цена 1 р.30 к.

Издательство «Высшая школа»,
Москва, К-51, Неглинная ул., д. 29/14

Ярославский полиграфкомбинат Союзполиграфпрома
при Государственном комитете СССР по делам
издательств, полиграфии и книжной торговли.
150014, Ярославль, ул. Свободы, 97