

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Комсомольский-на-Амуре государственный технический университет»

В. С. Щетинин

**АБСОРБЦИЯ, ЭКСТРАГИРОВАНИЕ.
РАСЧЕТ, ПРИМЕРЫ, ЗАДАЧИ**

Утверждено в качестве учебного пособия
Ученым советом Федерального государственного бюджетного
образовательного учреждения высшего профессионального образования
«Комсомольский-на-Амуре государственный технический университет»

Комсомольск-на-Амуре
2013

УДК 66.01(07)
ББК 35.113я7
Щ702

Рецензенты:

А. А. Кулик, кандидат технических наук, ведущий инженер
ООО «РН-Комсомольский НПЗ»;
В. М. Козин, доктор технических наук, главный научный сотрудник
Института машиноведения и металлургии ДВО РАН

Щетинин, В. С.

Щ702 Абсорбция, экстрагирование. Расчет, примеры, задачи : учеб.
пособие / В. С. Щетинин. – Комсомольск-на-Амуре : ФГБОУ ВПО
«КнАГТУ», 2013. – 87 с.

ISBN 978-5-7765-1010-6

Учебное пособие содержит два основных раздела, которые состоят из теоретического и практического материала для расчётов процессов абсорбции и экстрагирования. В разделах приведены основные расчетные формулы и зависимости для расчетов процессов абсорбции и экстрагирования, примеры решения задач, а также содержатся варианты заданий для самостоятельной подготовки.

В приложениях приведены табличные данные констант, графические зависимости для проведения расчётов.

Учебное пособие предназначено для студентов специальностей 130603 – «Машины и аппараты химических производств», 240801 – «Оборудование нефтегазопереработки», 151000 – «Технологические машины и оборудование», 241000 – «Энерго и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, неорганической химии и биотехнологии» очной и заочной форм обучения и составлено с расчетом на самостоятельную работу при изучении курса «Процессы и аппараты химических технологий».

УДК 66.01(07)
ББК 35.113я7

ISBN 978-5-7765-1010-6

© ФГБОУ ВПО «Комсомольский-на-Амуре
государственный технический
университет», 2013

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	4
1. ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ. АБСОРБЦИЯ.....	4
1.1. Основные зависимости и расчетные формулы.....	5
1.2. Примеры решения задач.....	18
1.3. Контрольные задачи.....	32
2. ЭКСТРАГИРОВАНИЕ.....	35
2.1. Основные зависимости и расчетные формулы.....	35
2.2. Примеры решения задач.....	46
2.3. Контрольные задачи.....	60
3. ВАРИАНТЫ ЗАДАНИЙ.....	64
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	64
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК.....	64
ПРИЛОЖЕНИЕ 1. КОНСТАНТЫ ВЕЩЕСТВ.....	66
ПРИЛОЖЕНИЕ 2. ПРИМЕР РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА.....	80

ВВЕДЕНИЕ

Массообменные процессы занимают в различных отраслях промышленности широкое место. Абсорбция и экстрагирование – процессы, похожие между собой тем, что в процессах массообмена участвуют жидкие вещества по извлечению или поглощению веществ.

Изучение данных разделов является обязательным при подготовке специалистов в областях химического и нефтехимического производства.

1. ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ. АБСОРБЦИЯ

Массообменом (массопереносом) называют процессы переноса массы какого-либо вещества или веществ (целевого компонента или компонентов) из одной точки пространства в другую. Под *массоотдачей* понимают перенос целевого компонента из основного объема потока-носителя к границе его раздела с другой фазой. *Массопередача* – это процесс переноса целевого компонента из одного потока-носителя в основную массу другого вещества через границу раздела фаз между веществами.

Перенос целевого компонента происходит только при отсутствии концентрационного равновесия в различных точках пространства или между веществами-носителями по обе стороны от границы их раздела. Направление самопроизвольных процессов массообмена, согласно второму закону термодинамики, соответствует достижению состояния равновесия, то есть выравниванию значений содержания целевого компонента в гомогенной фазе и установлению равновесного соотношения составов двух или нескольких фаз. Скорость переноса компонента пропорциональна степени отклонения системы от состояния равновесия. При расчетах массообменной аппаратуры равновесие составов фаз традиционно описывается несколько иным способом, чем это принято в химической термодинамике: не через равенство (при равновесии) или неравенство (в отсутствие равновесия) значения химического потенциала, вычисление которого для реальных систем представляет известные в термодинамике трудности, а в форме наличия (при равновесии) или отсутствия (при отсутствии равновесия) равновесного соотношения между содержаниями целевого компонента в одной и в другой фазе. Равновесные соотношения для конкретных систем обычно известны из опытных данных во всем возможном диапазоне изменения содержания компонента. Такой способ описания равновесных и неравновесных систем более удобен при практических расчетах, хотя при этом факт наличия равновесия составов фаз не означает численного равенства содержаний целевого компонента в каждой из фаз, как это имеет место при описании равновесия через химический потенциал.

1.1. Основные зависимости и расчетные формулы

Различные способы выражения состава фаз двухкомпонентных систем жидкость – газ (пар), используемые при расчетах массообменных процессов, представлены в табл. 1.1. Формулы для пересчета состава (на примере жидкой фазы) приведены в табл. 1.2; для газовой (паровой) фазы справедливы те же соотношения с заменой обозначений x на y , X на Y и C_x на C_y .

Молярная (или равная ей объемная) доля Y компонента смеси идеальных газов (паров) рассчитывается по формуле

$$y = p / P, \quad (1.1)$$

где p – парциальное давление компонента газовой смеси; $P = p_A + p_B + p_C + \dots$ – общее давление смеси газов или паров, равное сумме парциальных давлений всех компонентов смеси.

Таблица 1.1

Способы выражения состава фаз двухкомпонентных систем

Способ выражения состава	Обозначение содержания компонента А	
	в жидкой фазе	в газовой или паровой фазе
Молярная доля, кмоль А/кмоль (А+В)	x	y
Массовая доля, кг А/кг (А+В)	\bar{x}	\bar{y}
Относительная молярная доля, кмоль А/кмоль В	X	Y
Относительная массовая доля, кг А/кг В	\bar{X}	\bar{Y}
Молярная концентрация, кмоль А/м ³ (А+В)	C_x	C_y
Массовая концентрация, кг А/м ³ (А+В)	\bar{C}_x	\bar{C}_y

Законы межфазного равновесия для идеальных растворов:

а) Закон Генри

$$p^* = E x, \quad (1.2)$$

где p^* – парциальное давление компонента в газовой фазе над равновесной с газом жидкостью; E – коэффициент Генри, зависящий от природы газа и жидкости, а также от температуры системы; x – молярная доля компонента в жидкости (табл. П1.9).

Подставляя значение $p^* = y^* \cdot P$ в уравнение (1.2), получаем следую-

щую зависимость:

$$y^* = T \cdot x. \quad (1.3)$$

Здесь y^* – молярная доля компонента в газовой фазе, равновесной с жидкостью; $m = E / \Pi$ – коэффициент распределения, постоянный для данной системы газ – жидкость при $t = \text{const}$ и $\Pi = \text{const}$.

Применительно к двухфазной трехкомпонентной системе (газовая фаза: А + В, жидкая фаза: А + С), подстановка в уравнение равновесия (1.3) значений x и y^* для компонента А, выраженных через его относительные молярные и массовые доли X и Y^* , \bar{X} и \bar{Y}^* (см. табл. 1.2), дает

$$\frac{Y^*}{1 + Y^*} = m \frac{X}{1 + X}; \quad (1.4)$$

$$\frac{\bar{Y}^*}{\bar{Y}^* + M_A / M_B} = m \frac{\bar{X}}{\bar{X} + M_A / M_C}, \quad (1.5)$$

где M_A – молярная масса распределенного между фазами компонента А; M_B – то же второго компонента бинарной газовой смеси; M_C – то же второго компонента бинарной жидкой смеси, кг/кмоль.

б) Закон Рауля

$$p^* = P \cdot x, \quad (1.6)$$

где p^* – парциальное давление компонента в парогазовой смеси над жидкостью в условиях равновесия; $P = P(t)$ – давление насыщенного пара чистого компонента; x – молярная доля компонента в жидкости.

Подстановка в уравнение (1.6) значения $p^* = y^* \cdot \Pi$ из уравнения (1.1) дает

$$y^* = P \cdot x / \Pi, \quad (1.7)$$

где y^* – молярная доля компонента в парогазовой фазе, равновесной с жидкостью.

Для двухкомпонентной смеси, если оба ее компонента следуют закону Рауля, уравнение (1.7) приводится к виду

$$y_A^* = a x_A / [1 + (a - 1)x_A], \quad (1.8)$$

где $a = P_A / P_B$ – коэффициент относительной летучести. Здесь P_A и P_B – давления насыщенного пара более летучего (низкокипящего) компонента и менее летучего (высококипящего) компонента при той же температуре, соответственно.

Данные о равновесных составах жидкости и пара для различных растворов имеются в справочной литературе. Для некоторых бинарных смесей равновесные данные при $\Pi = \text{const}$ приведены в табл. П1.6 и на рис. П1.2.

Таблица 1.2

Соотношение мольных и молярных масс

Выражение содержания компонента А	x	\bar{x}	X	\bar{X}	C_x	\bar{C}_x
X	-	$\frac{\bar{x}M_{cm}}{M_A}$ или $\frac{\bar{x}/M_A}{\frac{1-\bar{x}}{M_A} + \frac{1}{M_B}}$	$\frac{X}{1+X}$	$\frac{M_B\bar{X}}{M_B\bar{X}+M_A}$	$\frac{C_x M_{cm}}{\rho}$ или $\frac{C_x M_B}{\rho + C_x(M_B - M_A)}$	$\frac{\bar{C}_x M_{cm}}{\rho M_A}$ или $\frac{\bar{C}_x M_B}{\rho M_A + \bar{C}_x(M_B - M_A)}$
\bar{x}	$\frac{M_A x}{M_{cm}}$	-	$\frac{M_A X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\bar{X}}{1 + \bar{X}}$	$\frac{M_A C_x}{\rho}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho}$
X	$\frac{x}{1-x}$	$\frac{\bar{x}M_B}{M_A(1-\bar{x})}$	-	$\frac{M_B\bar{X}}{M_A}$	$\frac{M_B C_x}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{M_B \bar{C}_x}{M_A(\rho - \bar{C}_x)}$
\bar{X}	$\frac{M_A x}{M_B(1-x)}$	$\frac{\bar{x}}{1-\bar{x}}$	$\frac{M_A X}{M_B}$	-	$\frac{M_A C_x}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho - \bar{C}_x}$
C_x	$\frac{\rho x}{M_{cm}}$	$\frac{\rho \bar{x}}{M_A}$	$\frac{\rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \bar{X}}{M_A(1 + \bar{X})}$	-	$\frac{\bar{C}_x}{M_A}$
\bar{C}_x	$\frac{\rho M_A x}{M_{cm}}$	$\rho \bar{x}$	$\frac{M_A \rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \bar{X}}{1 + \bar{X}}$	$M_A C_x$	-

Примечание. M_A , M_B и M_{cm} – молярные массы компонентов и смеси, кг/кмоль; $M_{cm} = M_A x + M_B(1-x)$; ρ – плотность смеси, кг/м³.
 Для смеси идеальных газов $\rho / M_{cm} = \Pi / (RT) = \Pi T_0 / (22,4 \Pi_0 T)$

Существуют два элементарных вида переноса массы – диффузия и конвективный массоперенос.

Диффузия целевого компонента, перенос которого рассматривается, может происходить как в неподвижной, так и в движущейся среде-носителе. Причиной диффузионного потока компонента является наличие градиента его концентрации. Величина поверхностной плотности диффузионного потока соответствует закону Фика

$$\vec{j}_o = -D \text{grad} \bar{C}_y, \quad (1.9)$$

где $\text{grad} \bar{C}_y$ – градиент концентрации C_y (кг/м³) целевого компонента в среде-носителе в направлении диффузионного потока \vec{j}_o (кг/(м²·с)); D – коэффициент диффузии компонента в среде, м²/с; знак минус соответствует положительному значению диффузионного потока в направлении уменьшения концентрации.

Конвективный перенос осуществляется за счет перемещения целевого компонента вместе с потоком вещества-носителя

$$\vec{j}_k = \vec{\omega} \bar{C}_y, \quad (1.10)$$

где \vec{j}_k – плотность конвективного потока компонента, кг/(м²·с); $\vec{\omega}$ – скорость движения вещества-носителя, м/с; \bar{C}_y – массовая концентрация целевого компонента, кг/м³.

Движущая сила процесса массопереноса, являющаяся причиной перехода компонента из одной фазы в другую, в технических расчетах выражается как абсолютное значение разности между действительным значением концентрации в одной из фаз и тем ее значением, которое является равновесным с содержанием компонента в другой фазе: ($y^*(x) - y$) или ($x - x^*(y)$). Составы фаз могут быть выражены в различных единицах, поэтому движущая сила процесса массопередачи может иметь различные значения.

В соответствии с двумя возможными способами выражения движущей силы процесса массопередачи – по газовой (паровой) фазе ($\Delta y = y^* - y$) или по жидкой фазе ($\Delta x = x - x^*$) – уравнение массопередачи может быть написано в двух видах

$$M = K_y \Delta y_{CP} F \quad (1.11)$$

и

$$M = K_x \Delta x_{CP} F. \quad (1.12)$$

Здесь M – молярный расход компонента, переходящего из одной фазы в другую, кмоль/с; K_y – коэффициент массопередачи, отнесенный к движущей силе Δy , выраженный через молярные доли компонента в газовой фазе, кмоль/(м²·с); K_x – коэффициент массопередачи, отне-

сенный к движущей силе Δx , выраженный через молярные доли компонента в жидкой фазе, кмоль/(м²·с); Δu_{CP} и Δx_{CP} – соответствующие движущие силы процесса, усредненные по F; F – площадь поверхности массопередачи, м².

В уравнении массопередачи вместо молярных расходов и молярных долей могут быть использованы массовые значения этих величин.

При отсутствии сопротивления при переходе компонента через собственно поверхность раздела фаз, существовании равновесия на этой поверхности и линейности уравнения равновесия $y^* = mx$ справедливы следующие соотношения между коэффициентами массопередачи K_y и K_x и фазовыми коэффициентами массоотдачи β_y и β_x в уравнениях:

$$M = \beta_y (y^* - y)F = \beta_x (x - x^*) F:$$

$$K_y = ((1 / \beta_y) + (m / \beta_x))^{-1}, \quad (1.13)$$

$$K_x = ((1 / m \beta_y) + (1 / \beta_x))^{-1}, \quad (1.14)$$

где m – тангенс угла наклона линии равновесия к оси x . Знаменатели в соотношениях (1.13) и (1.14) представляют собой общее диффузионное сопротивление, равное сумме диффузионных сопротивлений в газовой и в жидкой фазах.

Из уравнений (1.13) и (1.14) следует, что

$$K_y = K_x / m. \quad (1.15)$$

1.1.1. Основные диффузионные критерии подобия процессов массоотдачи

Диффузионный критерий Нуссельта, представляющий меру отношения интенсивностей конвективной массоотдачи и диффузии поперек неподвижного слоя вещества-носителя

$$Nu' = \beta l / D. \quad (1.16)$$

Диффузионный критерий Пекле (мера отношения интенсивностей конвективного и диффузионного переноса в основном потоке-носителе)

$$Pe' = \omega l / D. \quad (1.17)$$

Диффузионный критерий Прандтля (мера отношения вязкостных и диффузионных свойств потока-носителя)

$$Pr' = Pe' / Re = \nu / D, \quad (1.18)$$

где β – коэффициент массоотдачи, м/с (кмоль/(м²·с·кмоль/м³) или кг/(м²·с·кг/м³)); l – характерный линейный размер для потока-носителя, м; D – коэффициент молекулярной диффузии целевого компонента, м²/с; ω – скорость потока-носителя, м/с; ν – кинематическая вязкость среды.

Коэффициент молекулярной диффузии газа А в газе В (или газа В в газе А) может быть вычислен по формуле

$$D_r = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{p(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (1.19)$$

где D_r – коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; T – температура, К ; p – давление (абсолютное), $\text{кгс}/\text{см}^2$; M_A и M_B – молярные массы газов А и В; v_A и v_B – молярные объемы газов А и В, определяемые как сумма атомных объемов элементов, входящих в состав газа (атомные объемы некоторых элементов и молярные объемы некоторых газов приведены в табл. 1.3).

При расчете молярного объема химического соединения значение соответствующей структурной постоянной надо прибавить к сумме атомных объемов.

Если известно значение коэффициента диффузии D_1 при температуре T_1 и давлении P_1 , то из формулы (1.19) следует, что значение D_2 при температуре T_2 и давлении P_2 можно найти из соотношения

$$D_2 = D_1 (P_1 / P_2)(T_2 / T_1)^{1,5}. \quad (1.20)$$

Таблица 1.3

Физические величины по химическим веществам и элементам

Элемент	Атомный объем, $\text{см}^3/\text{атом}$	Вещество	Молярный объем, $\text{см}^3/\text{моль}$
В	27,0	H_2	14,3
С	14,8	O_2	25,6
Сl	24,6	N_2	31,2
Н	3,7	Воздух	29,9
Н в первичных аминах	10,5	CO	30,7
Н во вторичных аминах	12,0	CO_2	34,0
Н с двумя насыщенными связями	15,6	SO_2	44,8
О с двумя насыщенными связями	7,4	NO	23,6
О в альдегидах и кетонах	7,4	N_2O	36,4
О в сложных эфирах	9,1	NH_3	25,8
О в простых эфирах	9,9	H_2O	18,9
О в высших простых и сложных эфирах	11,0	H_2S	32,9
О в кислотах	12,0	COS	51,5
О в соединениях с S,P,N	8,3	Cl_2	48,4
S	25,6	Br_2	53,2
J	37,0	J_2	71,5

Структурные постоянные:

Бензольное кольцо.....	15
Нафталиновое кольцо.....	30
Антраценовое кольцо.....	47,5

Значения коэффициентов диффузии в воздухе для некоторых газов и паров приведены в табл. П1.10.

Коэффициент молекулярной диффузии в жидкости $D_{ж}$ при 20 °С можно вычислить по приближенной формуле

$$D_{ж} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A \cdot B \sqrt{\mu} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (1.21)$$

где $D_{ж}$ – коэффициент диффузии, м²/с; А и В – коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя; μ – динамическая вязкость жидкости, мПа·с; v_A и v_B – молярные объемы растворенного вещества и растворителя; M_A и M_B – молярные массы растворенного вещества и растворителя.

Значения коэффициента А для некоторых веществ, растворенных в воде:

для газов.....	1,00
этанола.....	1,24
метанола.....	1,19
уксусной кислоты.....	1,27

Коэффициент В равен:

для воды.....	4,70
этанола.....	2,00
метанола.....	2,00
ацетона.....	1,15
неассоциированных жидкостей.....	1,00

Коэффициент диффузии газа в жидкости D_t (при температуре t) связан с коэффициентом диффузии D_{20} (при температуре 20 °С) следующей приближенной зависимостью:

$$D_t = D_{20} (1 + b(t - 20)), \quad (1.22)$$

в которой температурный коэффициент b может быть определен по эмпирической формуле

$$b = 0,2 \mu^{0,5} / \rho^{1/3}, \quad (1.23)$$

где μ – динамическая вязкость жидкости при 20 °С, мПа·с; ρ – плотность жидкости, кг/м³.

Значения коэффициентов диффузии некоторых газов в воде приведены в табл. П1.11.

Коэффициент диффузии $D_{ж}$ (m^2/c) в разбавленных растворах может быть вычислен также по формуле

$$D_{ж} = 7,4 \cdot 10^{-12} (\beta_a \cdot M)^{1/2} T / (\mu \nu^{0,6}). \quad (1.24)$$

Здесь β_a – параметр, учитывающий ассоциацию молекул растворителя; M – молярная масса растворителя; T – температура, К; μ – динамическая вязкость растворителя, мПа·с; ν – молярный объем диффундирующего вещества.

Параметр β_a равен:

для воды.....	2,6
метанола.....	1,9
этанола.....	1,5
бензола, эфира, гептана.....	1,0

1.1.2. Материальный баланс абсорбера непрерывного действия

Схема абсорбера непрерывного действия приведена на рис. 1.1.

Уравнение материального баланса (в массовых единицах)

$$M = G(\bar{Y}_H - \bar{Y}_B) = L(\bar{X}_H - \bar{X}_B), \quad (1.25)$$

где M – расход нелетучего поглощаемого компонента, кг/с; G и L – расходы инертного газа и жидкого нелетучего поглотителя, кг/с; \bar{Y}_H и \bar{Y}_B – относительные массовые доли поглощаемого компонента в газе внизу и наверху абсорбера, кг/кг инертного газа; \bar{X}_H и \bar{X}_B – то же в жидкости внизу и наверху абсорбера, кг/кг жидкого поглотителя.

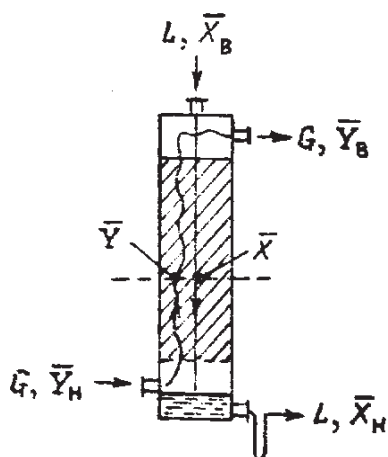


Рис. 1.1. Схема абсорбера

где \bar{Y} и \bar{X} – переменные по высоте колонны относительные массовые доли поглощаемого компонента в контактирующих неравновесных потоках газа к жидкости в текущем сечении абсорбера (см. рис. 1.1).

или

$$\bar{Y} = \bar{Y}_H + (L/G)(\bar{X} - \bar{X}_H) \quad (1.26)$$

$$\bar{Y} = \bar{Y}_B + (L/G)(\bar{X} - \bar{X}_B), \quad (1.27)$$

Расход жидкого поглотителя

$$L = \varphi L_{\text{мин}}, \quad (1.28)$$

где $\varphi > 1$ – коэффициент избытка поглотителя; $L_{\text{мин}}$ – теоретически минимальный расход поглотителя, определяемый графическим или аналитическим путем:

$$L_{\text{мин}} = M / (\bar{X}_H^* - \bar{X}_B). \quad (1.29)$$

Здесь \bar{X}_H^* – относительная массовая доля, равновесная с \bar{Y}_H .

Степенью поглощения (или извлечения) называется величина

$$\eta_n = (\bar{Y}_H - \bar{Y}_B) / \bar{Y}_H = (Y_H - Y_B) / Y_H. \quad (1.30)$$

1.1.3. Определение средней движущей силы ($\Delta\bar{Y}_{\text{cp}}$) в массообменном аппарате (абсорбере) с непрерывным контактом фаз

Запишем общее уравнение массопередачи

$$F = M / K_y \Delta\bar{Y}_{\text{cp}}, \quad (1.31)$$

где F – поверхность массопередачи в абсорбере, м^2 ; M – расход поглощаемого компонента, кг/с ; K_y – коэффициент массопередачи, $\text{кг}/[\text{м}^2 \cdot \text{с}(\text{кг}/\text{кг} \text{ инертного газа})]$; $\Delta\bar{Y}_{\text{cp}}$ – средняя движущая сила.

$\Delta\bar{Y}_{\text{cp}}$ определяется следующим образом. Если в пределах от \bar{X}_B и \bar{X}_H (см. рис. 1.2) линия равновесия прямая, то

$$\Delta\bar{Y}_{\text{cp}} = (\Delta\bar{Y}_H - \Delta\bar{Y}_B) / \ln(\Delta\bar{Y}_H / \Delta\bar{Y}_B), \quad (1.32)$$

где $\Delta\bar{Y}_H$ и $\Delta\bar{Y}_B$ – концевые движущие силы: $\Delta\bar{Y}_H = \bar{Y}_H - \bar{Y}_H^*$ – на одном конце аппарата; $\Delta\bar{Y}_B = \bar{Y}_B - \bar{Y}_B^*$ – на другом конце аппарата. Когда $\Delta\bar{Y}_H$ и $\Delta\bar{Y}_B$ отличаются менее, чем в два раза: $0,5 \leq \Delta\bar{Y}_H / \Delta\bar{Y}_B \leq 2$, среднюю движущую силу в абсорбере можно рассчитывать по формуле среднего арифметического значения

$$\Delta\bar{Y}_{\text{cp}} = (\Delta\bar{Y}_H + \Delta\bar{Y}_B) / 2. \quad (1.33)$$

В общем случае криволинейной равновесной зависимости

$$\Delta\bar{Y}_{\text{cp}} = (\bar{Y}_H - \bar{Y}_B) / \int_{\bar{Y}_B}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}. \quad (1.34)$$

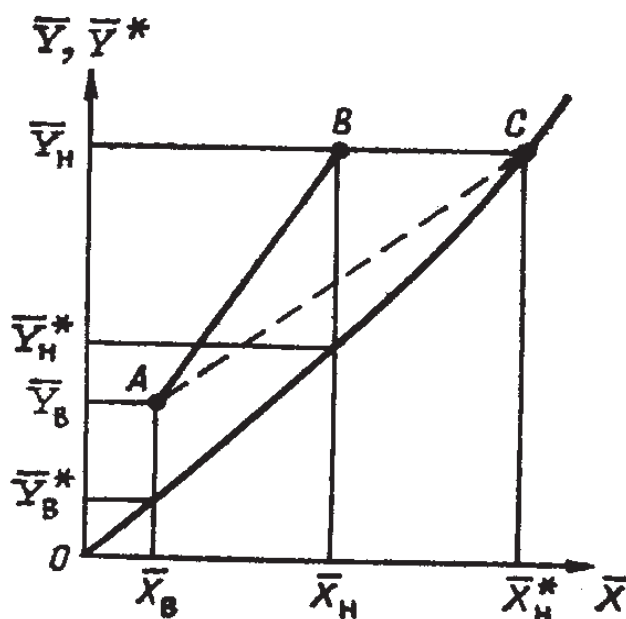


Рис. 1.2. Равновесная (OC) и рабочие (AB – при расходе поглотителя L , AC – при минимальном расходе $L_{\text{мин}}$) линии непрерывного процесса абсорбции

Значение интеграла в знаменателе находят, например, методом графического интегрирования. Другой метод расчета при криволинейной линии равновесия заключается в разбиении равновесной кривой на участки, принимаемые приближенно за отрезки прямых, после чего для каждого участка в отдельности среднюю движущую силу определяют по уравнению (1.32) или (1.33).

1.1.4. Определение диаметра насадочного абсорбера

Диаметр абсорбционной колонны D (в метрах) рассчитывают по уравнению расхода для газового потока

$$D = (V_c / (0,785\omega))^{0,5}, \quad (1.35)$$

где V_c – расход газа, проходящего через абсорбер, $\text{м}^3/\text{с}$; ω – скорость газа, отнесенная к полному поперечному сечению колонны (фиктивная), $\text{м}/\text{с}$.

Скорость газа ω находится следующим образом.

Сначала рассчитывается фиктивная скорость газа ω_3 в точке захлебывания (инверсии) по уравнению (при $\rho_{\text{ж}} \gg \rho_{\text{г}}$)

$$\lg \left(\frac{\omega_3^2 \sigma \rho_{\text{г}} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}. \quad (1.36)$$

Здесь σ – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; $\rho_{\text{г}}$ и $\rho_{\text{ж}}$ – плотности газа и жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\mu_{\text{ж}}$ – динамическая вязкость жидкости, $\text{мПа}\cdot\text{с}$; g – ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$; $V_{\text{св}}$ – свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; $A = 0,022$ для насадки из колец или спиралей, для ректификации $A = -0,125$; L и G – массовые расходы жидкости и газа, $\text{кг}/\text{с}$.

Затем определяется рабочая скорость газа ω (фиктивная) для абсорберов, работающих в пленочном режиме:

$$\omega = (0,75 \sim 0,9) \omega_3. \quad (1.37)$$

1.1.5. Определение высоты насадочного абсорбера

а) Определение высоты через высоту единицы переноса (ВЕП).

Поверхность контакта фаз в абсорбере при пленочном режиме работы

$$F = H_{\text{н}} S \sigma \psi, \quad (1.38)$$

где $H_{\text{н}}$ – высота слоя насадки, м ; $S = \pi D^2 / 4$ – площадь поперечного сечения колонны, м^2 ; D – диаметр колонны, м ; σ – удельная поверхность сухой насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; ψ – коэффициент смоченности насадки, расчет значения этого безразмерного коэффициента.

Высота слоя насадки

$$H_{\text{н}} = \frac{G}{K_y S y \psi} \int_{\bar{Y}_B}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*} = h_{0y} n_{0y}. \quad (1.39)$$

Здесь G – постоянный по высоте колонны расход инертного газа, $\text{кг}/\text{с}$ или $\text{кмоль}/\text{с}$; K_y – средний коэффициент массопередачи, $\text{кг}/[\text{м}^2\cdot\text{с}(\text{кг}/\text{кг инертного газа})]$ или $\text{кмоль}/[\text{м}^2\cdot\text{с}(\text{кг}/\text{кг инертного газа})]$; h_{0y} – высота единицы переноса, м ; n_{0y} – общее число единиц переноса:

$$h_{0y} = G / (K_y S \sigma \psi); \quad (1.40)$$

$$n_{0y} = \int_{\bar{Y}_B}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}. \quad (1.41)$$

Из уравнения (1.34) следует

$$n_{0y} = (\bar{Y}_H - \bar{Y}_B) / \Delta\bar{Y}_{\text{ср}}. \quad (1.42)$$

При прямолинейной равновесной зависимости средняя движущая сила $\Delta\bar{Y}_{\text{ср}}$ рассчитывается по уравнению (1.32) или (1.33), при криволинейной равновесной зависимости число единиц переноса n_{0y} находится графическим построением или методом графического интегрирования.

Объемным коэффициентом массопередачи K_{yV} называют величину

$$K_{yV} = K_y \sigma \psi = K_y \cdot a, \quad (1.43)$$

где $a = \sigma \psi$ – удельная смоченная (активная) поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$, при $\psi = 1$, $a = \sigma$.

Высота единицы переноса может быть выражена через объемный коэффициент массопередачи

$$h_{Oy} = G / K_{yV} \cdot S. \quad (1.44)$$

б) Определение высоты через высоту, эквивалентную теоретической тарелке (ВЭТТ).

Высота слоя насадки H_n может быть рассчитана также по уравнению

$$H_n = h_{\Theta} p_T, \quad (1.45)$$

где h_{Θ} – высота, эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ) или теоретической ступени (ВЭТС), м (определяется по экспериментальным данным); p_T – число теоретических тарелок (ступеней изменения концентрации).

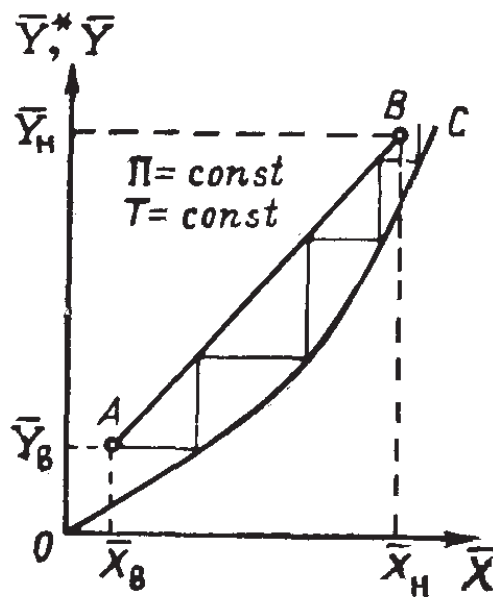


Рис. 1.3. Графическое определение числа ступеней изменения концентрации (теоретических тарелок) для непрерывного процесса абсорбции

Число теоретических тарелок – ступеней изменения концентрации в абсорбере – определяется обычно графическим путем (рис. 1.3). На этом рисунке АВ – рабочая линия, построенная по уравнению (1.26) или (1.27), ОС – равновесная линия.

Общая высота единицы переноса может быть выражена через h_y и h_x высоты единиц переноса в газовой и жидкой фазах, соответственно

$$h_{Oy} = h_y + m(G / L) h_x.$$

1.1.6. Критериальные формулы для расчета коэффициентов массоотдачи в насадочных абсорберах с неупорядоченной насадкой при пленочном режиме

а) Для газовой фазы $Nu'_Г = 0,407 Re_G^{0,655} (Pr'_Г)^{0,33}$ справедливо при

$$10 \leq Re_G < 10^4. \quad (1.46)$$

Здесь $Nu'_Г = \beta_G d_{\text{э}} / D_G$; $Re_G = 4 \omega r_G / \sigma \mu_G$; $Pr'_Г = \mu_G / \rho_G D_G$; β_G – коэффициент массоотдачи для газа, $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль}/\text{м}^3) = \text{м}/\text{с}$; D_G – коэффициент диффузии поглощаемого компонента в газе, $\text{м}^2/\text{с}$. Остальные обозначения – см. формулы (1.36) и (1.38).

Кинетическое уравнение (1.46) может быть записано для высоты единицы переноса по газовой фазе

$$h_y / d_{\text{э}} = 0,615 Re_G^{0,345} (Pr'_Г)^{0,67}. \quad (1.47)$$

б) Для жидкой фазы

$$Nu'_{\text{ж}} = 0,0021 Re_{\text{ж}}^{0,75} (Pr'_{\text{ж}})^{0,5}, \quad (1.48)$$

где $Nu'_{\text{ж}} = \beta_{\text{ж}} \delta_{\text{пр}} / D_{\text{ж}}$; $Re_{\text{ж}} = 4 L / S \sigma \psi \mu_{\text{ж}}$; $Pr'_{\text{ж}} = \mu_{\text{ж}} / \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}$; $\beta_{\text{ж}}$ – коэффициент массоотдачи для жидкости, $\text{м}/\text{с}$; $\delta_{\text{пр}} = (\mu_{\text{ж}}^2 / g \rho_{\text{ж}}^2)^{1/3}$ – так называемая приведенная толщина жидкой пленки, м ; $D_{\text{ж}}$ – коэффициент диффузии поглощаемого компонента в жидкости, $\text{мг}/\text{с}$; L – массовый расход жидкости, $\text{кг}/\text{с}$.

Уравнение (1.48) может быть представлено относительно высоты единицы переноса по жидкой фазе

$$h_{\text{ж}} / \delta_{\text{пр}} = 119 Re_{\text{ж}}^{0,25} (Pr'_{\text{ж}})^{0,5}. \quad (1.49)$$

Омываемый жидкостью периметр сечения абсорбера выражается через уравнение (1.38)

$$\Pi = F / H_{\text{н}} = S \sigma \psi. \quad (1.50)$$

Скорость течения пленки жидкости через насадку

$$\omega_{\text{ж пп}} = L / (\rho_{\text{ж}} \Pi \delta) = L / (\rho_{\text{ж}} S \sigma \psi \delta), \quad (1.51)$$

где δ – средняя толщина пленки, м .

Эквивалентный диаметр жидкости пленки

$$d_{\text{пл}} = 4 \Pi \delta / \Pi = 4 \delta. \quad (1.52)$$

1.2. Примеры решения задач

Пример расчета абсорбера насадочного типа приведен в приложении 2.

Пример 1. Жидкая смесь имеет состав: молярная доля толуола 58,8 % и тетрахлорида углерода (ТХУ) 41,2 %. *Определить* относительную массовую долю толуола \bar{X} (в кг толуола/кг ТХУ) и его массовую концентрацию C_x (в кг/м³).

Решение. Относительная массовая доля толуола

$$\bar{X} = \frac{M_{\text{ТОЛ}} x}{M_{\text{ТХУ}} (1 - x)},$$

где $M_{\text{ТОЛ}}$ – молярная масса толуола (92 кг/кмоль); $M_{\text{ТХУ}}$ – то же тетрахлорида углерода (154 кг/кмоль); x – молярная доля толуола.

$$\bar{X} = \frac{92 \cdot 0,588}{154(1 - 0,588)} = 0,853 \text{ кг толуола/кг ТХУ.}$$

Чтобы рассчитать массовую концентрацию C_x , необходимо знать плотность смеси $\rho_{\text{см}}$. Для расчета плотности предварительно находится массовая доля толуола \bar{x}

$$\bar{x} = \frac{\bar{X}}{1 + \bar{X}} = \frac{0,853}{1 + 0,853} = 0,461.$$

Далее находятся плотности толуола (табл. П1.2) $\rho_{\text{ТОЛ}} = 870 \text{ кг/м}^3$ и тетрахлорида углерода $\rho_{\text{ТХУ}} = 1630 \text{ кг/м}^3$.

Считая, что изменения объема при смешении не происходит, то есть объем смеси равен сумме объемов компонентов, можно найти удельный объем смеси

$$0,461 / 870 + 0,539 / 1630 = 0,862 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{кг},$$

откуда плотность смеси

$$\rho_{\text{см}} = 1 / 0,862 \cdot 10^{-3} = 1160 \text{ кг/м}^3.$$

Можно рассчитать $\rho_{\text{см}}$ и таким образом

$$\rho_{\text{см}} = \frac{1 + \bar{X}}{1/\rho_{\text{ТХУ}} + \bar{X}/\rho_{\text{ТОЛ}}} = \frac{1 + 0,853}{1/1630 + 0,853/870} = 1160 \text{ кг/м}^3.$$

Массовая концентрация толуола

$$\bar{C}_x = \rho_{\text{см}} \bar{x} = 1160 \cdot 0,461 = 535 \text{ кг/м}^3.$$

Пример 2. Воздух при давлении 745 мм рт. ст. и температуре 34 °С насыщен водяным паром. *Определить* парциальное давление воздуха, объемную и массовую долю пара в воздушно-паровой смеси и его относительную массовую долю, считая оба компонента смеси идеальными газами. *Определить* также плотность воздушно-паровой смеси, сравнить ее с плотностью сухого воздуха.

Решение. Из табл. П1.9 следует, что при $t = 34$ °С давление насыщенного водяного пара составляет 39,9 мм рт. ст. Это давление является парциальным давлением водяного пара $p_{\text{п}}$ в воздушно-паровой смеси; парциальное давление воздуха определяется по закону Дальтона

$$P_{\text{в}} = P - p_{\text{п}} = 745 - 39,9 \approx 705 \text{ мм рт. ст.}$$

Молярная (объемная) доля водяного пара в смеси

$$y = p_{\text{п}} / P = 39,9 / 745 = 0,0535.$$

Массовая доля пара

$$\bar{y} = M_{\text{н}} y / (M_{\text{н}} y + M_{\text{в}} (1 - y)) = 18 \cdot 0,0535 / ((18 \cdot 0,0535) + 29 \cdot (1 - 0,0535)) = 0,0339.$$

Относительная массовая доля

$$\bar{Y} = \frac{\bar{y}}{1 - \bar{y}} = \frac{0,0339}{(1 - 0,0339)} = 0,0351 \text{ кг пара/кг воздуха.}$$

Плотность воздушно-паровой смеси рассчитывается как сумма плотностей компонентов

$$\rho_{\text{см}} = \rho_{\text{в}} + \rho_{\text{п}} = (M_{\text{в}} P_{\text{в}} T_0 / 22,4 T P_0) + (M_{\text{п}} P_{\text{п}} T_0 / 22,4 T P_0) = T_0 (M_{\text{в}} P_{\text{в}} + M_{\text{п}} P_{\text{п}}) = 273(29 \cdot 705 + 18 \cdot 39,9) / 22,4(273 + 34)760 = 1,105 \text{ кг/м}^3.$$

Можно рассчитать плотность смеси иначе.

Молярная масса смеси

$$M_{\text{см}} = M_{\text{п}} \cdot y + M_{\text{в}} (1 - y) = 18 \cdot 0,0535 + 29 \cdot (1 - 0,0535) = 28,4 \text{ кг/кмоль.}$$

Плотность смеси при $P = 745$ мм рт. ст. и $t = 34$ °С

$$\rho_{\text{см}} = M_{\text{см}} \cdot P \cdot T_0 / 22,4 \cdot P_0 \cdot T = 28,4 \cdot 745 \cdot 273 / 22,4 \cdot 760 (273 + 34) = 1,105 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность сухого воздуха при тех же давлении и температуре

$$\rho_{\text{с.в}} = M_{\text{в}} \cdot P \cdot T_0 / 22,4 \cdot P_0 \cdot T = 29 \cdot 745 \cdot 273 / 22,4 \cdot 760 (273 + 34) = 1,13 \text{ кг/м}^3.$$

Пример 3. Определить плотности диффузионных потоков аммиака в его смеси с воздухом и в аммиачной воде, если массовые концентрации аммиака на одинаковом расстоянии 1,9 м составляют в обоих случаях $5,2 \cdot 10^{-3}$ и $0,14 \cdot 10^{-3}$ кг/м³. Изменение концентрации считать линейным; температура воздуха и воды 15 °С; давление в газе 1300 мм рт. ст. Плотности диффузионных потоков в воздухе и в воде сравнить с расходами конвективно переносимого аммиака (по значению большей концентрации), если скорости движения воздушно-аммиачной смеси и аммиачной воды составляют 1,80 и 0,18 м/с соответственно.

Решение. Значение градиента концентрации аммиака в воздухе и в воде одинаковое

$$\text{grad}\bar{C} = (0,14 \cdot 10^{-3} - 5,20 \cdot 10^{-3}) / 1,9 = -2,66 \cdot 10^{-3} \text{ (кг/м}^3\text{)/м.}$$

По табл. П1.10 находится коэффициент диффузии аммиака в воздухе при нормальных условиях: $D_0 = 17,0 \cdot 10^{-6}$ м²/с, и по формуле (1.20) производится пересчет коэффициента диффузии на заданные параметры воздушно-аммиачной смеси

$$D_{\text{вх}} = (17 \cdot 10^{-6} \cdot 760 / 1300) ((273 + 15) / 273)^{3/2} = 10,8 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2\text{/с.}$$

Плотность диффузионного потока аммиака в воздухе, согласно закону молекулярной диффузии (1.9), составляет

$$j_{\text{д, вх}} = -10,8 \cdot 10^{-6} (-2,66 \cdot 10^{-3}) = 28,7 \cdot 10^{-9} \text{ кг/(м}^2\text{ с).}$$

Из данных табл. П1.11 находится коэффициент диффузии аммиака в воде при 20 °С: $D_{20} = 1,8 \cdot 10^{-9}$ м²/с. Для пересчета на 15 °С по формуле (1.22) необходимо получить значение температурного коэффициента b согласно (1.23)

$$b = 0,2(1,01 \cdot 10^{-3})^{0,5} / 1000^{1/3} = 6,36 \cdot 10^{-4} \text{ К}^{-1},$$

где $\mu = 1,01 \cdot 10^{-3}$ Па·с и $\rho = 1000$ кг/м³ – вязкость и плотность воды при 20 °С (см. рис. 1.3, табл. П1.2).

Тогда

$$D_{15} = 1,8 \cdot 10^{-9} [1 + 6,36 \cdot 10^{-4} (15 - 20)] = 1,79 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2\text{/с.}$$

Плотность диффузионного потока в воде согласно закону Фика (1.9)

$$j_{\text{д, в}} = -1,79 \cdot 10^{-9} (-2,66 \cdot 10^{-3}) = 0,00477 \cdot 10^{-9} \text{ кг/(м}^2\text{·с).}$$

Плотность диффузионного потока аммиака в воде оказывается здесь в $28,7 \cdot 10^{-9} / 0,00477 \cdot 10^{-9} = 6017$ раз меньшей, чем в воде вследствие меньшего значения коэффициента диффузии. Расходы аммиака, конвективно-переносимого движущимися потоками, находятся непосредственно

по соотношению (1.10):

потоком воздуха

$$j_{к,вх} = 1,80 \cdot 5,20 \cdot 10^{-3} = 9,36 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

потоком воды

$$j_{к,в} = 0,18 \cdot 5,20 \cdot 10^{-3} = 0,936 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Меньшее значение $j_{к,в}$ по сравнению с $j_{к,вх}$ связано с меньшим значением скорости аммиачной воды.

Сравнение интенсивностей конвективного переноса компонента с переносом за счет молекулярной диффузии показывает, что конвективный перенос, как в потоке воздуха, так и в потоке воды, значительно преобладает над продольным переносом за счет молекулярной диффузии.

Пример 4. При температуре 25 °С приведены в соприкосновение: воздух атмосферного давления, содержащий 14 % (объемная доля) ацетилена (C_2H_2), и вода, содержащая растворенный ацетилен в количестве: а) $0,29 \cdot 10^{-3}$ кг на 1 кг воды; б) $0,153 \cdot 10^{-3}$ кг на 1 кг воды. *Определить:*

- 1) из какой фазы в какую будет переходить ацетилен;
- 2) движущую силу этого процесса перехода (в относительных молярных долях).

Общее давление 765 мм рт. ст. Равновесные содержания ацетилена в газовой и в жидкой фазах определяются законом Генри.

Решение. Из табл. П1.14 следует, что при $t = 25$ °С коэффициент Генри для раствора ацетилена в воде равен $E = 1,01 \cdot 10^6$ мм рт. ст.

Парциальное давление ацетилена в воздухе по уравнению (1.1)

$$p = y \cdot P = 0,14 \cdot 765 = 107 \text{ мм рт. ст.}$$

а) Массовая доля ацетилена в воде при $\bar{X} = 0,29 \cdot 10^{-3}$ кг ацетилена/(кг воды) (см. табл. 1.2)

$$x = \frac{\bar{X}}{\bar{X} + M_{ac}/M_e} = \frac{0,29 \cdot 10^{-3}}{0,29 \cdot 10^{-3} + 26/18} = 0,2 \cdot 10^{-3}.$$

Ответы на вопросы примера могут быть получены двумя путями.

1) В условиях равновесия парциальное давление ацетилена в газовой фазе над жидкостью с $x = 0,2 \cdot 10^{-3}$ по закону Генри должно составлять

$$p^* = E \cdot x = 1,01 \cdot 10^6 \cdot 0,2 \cdot 10^{-3} = 202 \text{ мм рт. ст.}$$

Таким образом, $p = 107 < p^* = 202$ мм рт. ст., и ацетилен будет переходить из воды в воздух. Движущая сила этого процесса перехода равна:

в единицах парциального давления ацетилена

$$\Delta p = p^* - p = 202 - 107 = 95 \text{ мм рт. ст.};$$

в молярных долях

$$\Delta y = y^* - y = 202 / 765 - 0,140 = 0,124;$$

в относительных молярных долях

$$\Delta Y = Y^* - Y = (y^* / (1 - y^*)) - (y / (1 - y)) = (0,264 / (1 - 0,264)) - (0,14 / (1 - 0,14)) = 0,196 \text{ кмоль ацетилена/кмоль воздуха.}$$

2) При равновесии с газовой фазой, в которой $p = 107$ мм рт. ст., вода по закону Генри должна иметь содержание ацетилена (в молярных долях)

$$x^* = p / E = 107 / 1,01 \cdot 10^6 = 0,106 \cdot 10^{-3}.$$

Действительная молярная доля ацетилена в воде больше: $x = 0,2 \cdot 10^{-3}$ и, следовательно, ацетилен будет переходить из воды в воздух.

Движущая сила этого процесса в молярных долях

$$\Delta x = x - x^* = 0,2 \cdot 10^{-3} - 0,106 \cdot 10^{-3} = 0,094 \cdot 10^{-3};$$

в относительных молярных долях

$$\Delta X = X - X^* = x / (1 - x) - x^* / (1 - x^*) = (0,2 \cdot 10^{-3} / (1 - 0,2 \cdot 10^{-3})) - (0,106 \cdot 10^{-3} / (1 - 0,106 \cdot 10^{-3})) = 0,094 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль ацетилена/кмоль воды.}$$

б) Молярная доля ацетилена в воде

$$x \approx 18 \cdot 0,153 \cdot 10^{-3} / 26 = 0,106 \cdot 10^{-3}.$$

Так как соприкасающиеся фазы находятся в равновесии

$$x = x^* = 0,106 \cdot 10^{-3}, \quad y = y^* = 0,14,$$

то перехода ацетилена из одной фазы в другую в этом случае не будет.

Пример 5. В массообменном аппарате, работающем под давлением $p_{\text{абс}} = 3,1 \text{ кгс/см}^2$, коэффициенты массоотдачи имеют следующие значения: $\beta_y = 1,07$ (кмоль/м²·ч ($\Delta y = 1$)), $\beta_x = 22$ (кмоль/м²·ч ($\Delta x = 1$)). Равновесные составы газовой и жидкой фаз характеризуются законом Генри $p^* = 8 \cdot 10^4 x$. *Определить:* а) коэффициенты массопередачи K_y и K_x ; б) соотношение диффузионных сопротивлений в жидкой и в газовой фазах.

Решение. Уравнение равновесия приводится к виду $y^* = mx$

$$y^* = P^* / \Pi = 8 \cdot 10^4 \cdot x / 3,1 \cdot 735 = 35,1 \cdot x.$$

Находятся коэффициенты массопередачи

$$K_y = (1/\beta_y + m/\beta_x)^{-1} = (1/1,07 + 35,1/22)^{-1} = 0,396 \text{ кмоль/м}^2 \text{ ч } (\Delta y = 1);$$

$$K_x = (1/m\beta_y + 1/\beta_x)^{-1} = (1/35,1 \cdot 1,07 + 1/22)^{-1} = 13,9 \text{ кмоль/м}^2 \text{ ч } (\Delta x = 1).$$

Проверка: $K_x / K_y = 13,9 / 0,396 = 35,1 = m$.

Отношение диффузионных сопротивлений в жидкой и в газовой фазах

$$(m / \beta_x) / (1 / \beta_y) = (35,1 / 22) / (1 / 1,07) = 1,71.$$

Пример 6. Коэффициент массопередачи в абсорбере $K_y = 10,4$ кмоль/ $(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кмоль/м}^3)$. Инертный газ – азот. Давление в аппарате $P_{\text{абс}} = 760$ мм рт. ст., температура 20 °С. *Определить* значение коэффициента массопередачи K_y в следующих единицах: 1) кмоль/ $(\text{м}^2 \cdot \text{ч } (\Delta y = 1))$; 2) кмоль/ $(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.})$; 3) кг/ $[\text{м}^2 \cdot \text{ч } (\text{кг/кг инертного газа})]$.

Решение. Записывается уравнение массопередачи при различных вариантах движущей силы

$$M = K_y \Delta C_y F = K_y' \Delta y F = K_y'' \Delta p F,$$

где M – молярный расход переходящего в жидкость компонента, кмоль/ч.

Отсюда

$$1) K_y \Delta C_y = K_y' \Delta y, \text{ то есть } K_y' = K_y \Delta C_y / \Delta y.$$

Из табл. 1.2

$$C_y = \rho \cdot y / M_{\text{см}}.$$

2) В данном примере $\Pi = \Pi_0$ и

$$\Delta C_y / \Delta y = T_0 / 22,4T = 273 / (22,4 \cdot 293) = 0,0416;$$

$$K_y' = K_y (\Delta C_y / \Delta y) = 10,4 \cdot 0,0416 = 0,433 \text{ кмоль/м}^2 \cdot \text{ч } (\Delta y = 1);$$

$$K_y' \Delta y = K_y'' \Delta p.$$

По уравнению (1.1)

$$\Delta y = \Delta p / \Pi,$$

$$K_y'' = K_y' \Delta y / \Delta p = K_y' / \Pi = 0,433 / 760 = 5,69 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.}$$

3) Из равенств

$$W = M_K \cdot M = M_K \cdot K_y' \Delta y F = K_y''' \Delta \bar{Y} F,$$

где W – массовый расход переходящего компонента, кг/ч – находится

$$K_y''' = M_K \cdot K_y' \Delta y / \Delta \bar{Y}.$$

По табл. 1.2

$$\bar{Y} = M_K y / M_{иг} (1 - y).$$

Здесь M_K и $M_{иг}$ – молярные массы переходящего компонента и инертного газа. При малых значениях $y \ll 1$

$$Y \approx M_K y / M_{иг}.$$

Отсюда

$$\Delta y / \Delta \bar{Y} \approx M_{иг} / M_K;$$

$$K_y''' = M_K \cdot K_y' \Delta y / \Delta \bar{Y} = K_y' M_{иг} = 0,433 \cdot 28 = 12,1 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч} \text{ (кг/кг инертного газа)}.$$

Пример 7. Вычислить коэффициент диффузии сероводорода в воде при 40 °С.

Решение. Сначала вычисляется коэффициент диффузии при 20 °С по формуле (1.21), для чего определяются:

для сероводорода

$$A = 1$$

$$v_A = 2 \cdot 3,7 + 25,6 = 33,0 \text{ см}^3/\text{моль}$$

$$M_A = 34$$

для воды

$$B = 4,7$$

$$\mu = 1,0 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

$$v_B = 23,7 + 7,4 = 14,8 \text{ см}^3/\text{моль}$$

$$M_B = 18$$

Эти значения подставляются в формулу (1.21)

$$D_{20} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 4,7 \cdot 1 \cdot (33^{1/3} + 14,8^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{34} + \frac{1}{18}} = 1,93 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

По формуле (1.23) вычисляется температурный коэффициент b

$$b = (0,2 \cdot 1^{0,5}) / 1000^{1/3} = 0,020.$$

Согласно формуле (1.22) искомый коэффициент диффузии равен

$$D_{40} = 1,93 \cdot 10^{-9} (1 + 0,020 (40 - 20)) = 2,70 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Для сравнения коэффициент диффузии сероводорода в воде при 40 °С рассчитывается по формуле (1.24)

$$D_{40} = 7,4 \cdot 10^{-12} (2,6 \cdot 18)^{0,5} \cdot (273 + 40) / 0,656 \cdot 33^{0,6} = 2,96 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Здесь $\mu = 0,656 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ – динамическая вязкость воды при 40 °С (рис. П1.1).

Пример 8. Определить расход серной кислоты, используемой для сушки воздуха. Производительность скруббера $500 \text{ м}^3/\text{ч}$ по сухому воздуху при нормальных условиях. Начальное содержание влаги в воздухе $0,016 \text{ кг/кг}$ сухого воздуха, конечное содержание $0,006 \text{ кг/кг}$ сухого воздуха. Начальное содержание воды в кислоте $0,6 \text{ кг/кг}$ моногидрата, конечное содержание $1,4 \text{ кг/кг}$ моногидрата. Давление атмосферное.

Решение. Массовый расход воздуха

$$G = V_C \cdot \rho = 500 \cdot 1,29 = 646 \text{ кг/ч},$$

где $1,29 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при нормальных условиях.

По уравнению (1.25) расход серной кислоты (моногидрата)

$$L = G \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_B}{\bar{X}_H - \bar{X}_B} = 646(0,016 - 0,006) / (1,4 - 0,6) = 8,07 \text{ кг/ч}.$$

Пример 9. Скруббер для поглощения паров ацетона из воздуха при атмосферном давлении и температуре $20 \text{ }^\circ\text{C}$ орошается чистой водой с расходом 3000 кг/ч . Объемная доля ацетона в исходной паровоздушной смеси 6% . Расход чистого воздуха в поступающей смеси $1400 \text{ м}^3/\text{ч}$ (считая на нормальные условия). Степень поглощения ацетона $\eta_{\text{п}} = 0,98$.

Уравнение линии равновесия: $Y^* = 1,68 \cdot X$, где X и Y^* выражены в киломолях ацетона на 1 кмоль второго компонента, то есть воды или воздуха. Определить необходимые диаметр и высоту скруббера, заполненного керамическими кольцами размером $25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$. Скорость газа принять на 25% меньше скорости захлебывания. Коэффициент массопередачи $K_Y = 0,4 \text{ кмоль ацетона/[м}^2/\text{ч (кмоль ацетона/кмоль воздуха)]}$. Коэффициент смоченности насадки равен единице.

Решение. Количество поглощаемого ацетона

$$M = (V_{\text{иг}} \cdot y_H \cdot \eta_{\text{п}}) / (1 - y_H) \cdot 22,4 = (1400 \cdot 0,06 \cdot 0,98) / (1 - 0,06) \cdot 22,4 = 3,91 \text{ кмоль/ч}.$$

Конечное содержание ацетона в воде

$$X_H = M / (L / M_B) = 3,91 / (3000 / 18) = 0,0234 \text{ кмоль ацетона/кмоль воды}.$$

Начальное содержание ацетона в воздухе

$$Y_H = y_H / (1 - y_H) = 0,06 / (1 - 0,06) = 0,0639 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха}.$$

Конечное содержание ацетона в воздухе

$$Y_B = y_H (1 - C_{\text{п}}) / (1 - y_H) = 0,06 (1 - 0,98) / (1 - 0,06) = 0,00128 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха}.$$

По полученным точкам на диаграмме $Y - X$ (рис. 1.4) нанесена рабочая линия, ниже расположена равновесная линия.

Движущая сила абсорбции (разность концентраций) внизу скруббера

$$\Delta Y_H = Y_H - Y_H^* = 0,0639 - 0,0393 = 0,0246 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха,}$$

где значение Y_H^* находится по уравнению равновесной линии.

Для X_H

$$Y_H^* = 1,68 \cdot X_H = 1,68 \cdot 0,0234 = 0,0393 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха.}$$

Разность концентраций наверху скруббера

$$\Delta Y_B = Y_B - Y_B^* = 0,00128 - 0 = 0,00128 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха.}$$

Средняя движущая сила

$$\Delta Y_{CP} = (\Delta Y_H - \Delta Y_B) / \ln(\Delta Y_H / \Delta Y_B) = (0,0246 - 0,00128) / \ln(0,0246 / 0,00128) = 0,0079 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха.}$$

Требуемая поверхность массопередачи

$$F = M / K_y \cdot \Delta Y_{CP} = 3,91 / 0,4 \cdot 0,0079 = 1230 \text{ м}^2.$$

Объем слоя керамических колец, необходимый для создания найденной поверхности, при $\delta = 1$ [см. уравнение (1.38)]

$$V = H_H \cdot S = E / \sigma = 1230 / 204 = 6,05 \text{ м}^3,$$

где $\sigma = 204 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – удельная поверхность насадки (табл. П1.3).

Определяется сечение скруббера.

По уравнению (1.36) вычисляется фиктивная скорость газа в точке инверсии потока жидкости (пренебрегая содержанием ацетона в жидкости и газе).

Значения входящих в уравнение величин

$$L = 3000 \text{ кг/ч; } \rho_G = \rho_0 T_0 / T = 1,293 \cdot 273 / (273 + 20) = 1,20 \text{ кг/м}^3;$$

$$G = 1400 \cdot 1,29 = 1810 \text{ кг/ч; } \rho_J = 1000 \text{ кг/м}^3;$$

$$L / G = 3000 / 1810 = 1,66; \rho_G / \rho_J = 1,20 / 1000 = 0,0012; \mu_J = 1,0 \text{ мПа}\cdot\text{с};$$

$$V_{CB} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ (см. табл. П1.3).}$$

Эти значения подставляются в формулу (1.36)

$$Lg (\omega_3^2 \cdot 204 \cdot 0,0012 \cdot 1,0^{0,16} / 9,81 \cdot 0,74^3) = 0,022 - 1,75 \cdot 1,66^{0,25} \cdot 0,0012^{0,125},$$

откуда $\omega_3 = 1,56 \text{ м/с}$.

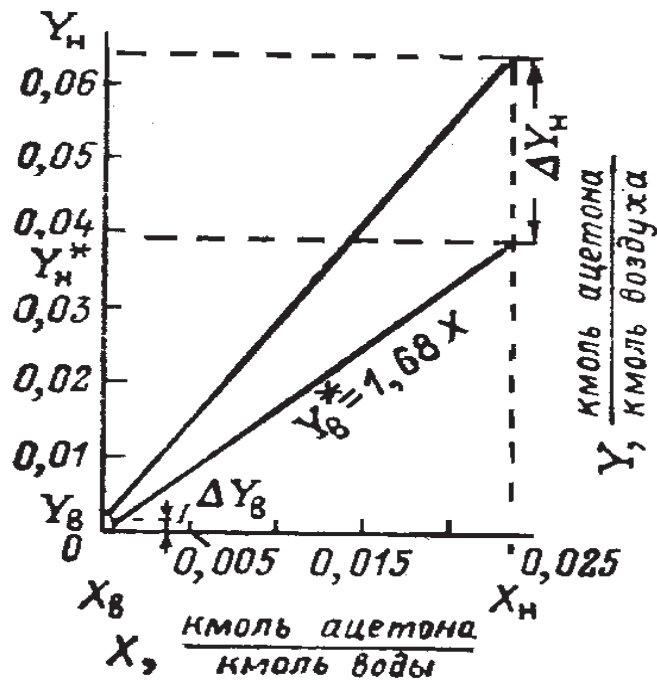


Рис. 1.4. Линейная равновесная зависимость и рабочая линия (к примеру 9)

Рабочая фиктивная скорость газа ω на 25 % меньше ω_3

$$\omega = (1 - 0,25) \omega_3 = 0,75 \cdot 1,56 = 1,17 \text{ м/с.}$$

Площадь поперечного сечения скруббера

$$S = G / (3600 \omega \rho_{\Gamma}) = 1810 / (3600 \cdot 1,17 \cdot 1,2) = 0,358 \text{ м}^2.$$

Диаметр скруббера

$$D = (0,358 / 0,785)^{0,5} = 0,675 \text{ м.}$$

Требуемая высота насадки

$$H_{\text{н}} = V / S = 6,05 / 0,358 = 16,9 \text{ м.}$$

Пример 10. Определить коэффициент массопередачи в водяном скруббере при поглощении из газа диоксида углерода по следующим данным. В скруббер поступает $5000 \text{ м}^3/\text{ч}$ газовой смеси, считая при атмосферном давлении и при рабочей температуре, $650 \text{ м}^3/\text{ч}$ чистой воды. Начальное содержание (объемная доля) диоксида углерода в газе 28,4 %, конечное 0,20 %. Давление в скруббере $p_{\text{абс}} = 16,5 \text{ кгс/см}^2$. Температура $15 \text{ }^\circ\text{C}$. В нижнюю часть скруббера загружено 3 т керамических колец $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$. Выше загружено 17 т колец $35 \times 35 \times 4 \text{ мм}$. Коэффициент смоченности насадки считать равным единице.

Решение. Вычисляется суммарная поверхность всех колец. Поверхность колец $50 \times 50 \times 5$ мм

$$f_1 = G \sigma_1 / \rho_1 = 3000 \cdot 87,5 / 530 = 495 \text{ м}^2,$$

где $\rho_1 = 530 \text{ кг/м}^3$ – насыпная плотность насадки из колец $50 \times 50 \times 5$ мм;
 $\sigma_1 = 87,5 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – удельная поверхность насадки (см. табл. П1.3).

Аналогично вычисляется поверхность колец $35 \times 35 \times 4$ мм

$$f_2 = G \sigma_2 / \rho_2 = 17\,000 \cdot 140 / 505 = 4720 \text{ м}^2.$$

Суммарная поверхность всех колец

$$F = f_1 + f_2 = 495 + 4720 = 5215 \text{ м}^2.$$

Начальный расход диоксида углерода, входящего в скруббер с газом:

$$V_{\text{H,CO}_2} = V_{\text{H,CM}} \cdot y_{\text{H}} = 5000 \cdot 0,284 = 1420 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расход диоксида углерода, выходящего с газом:

$$V_{\text{B,CO}_2} = V_{\text{B,CM}} \cdot y_{\text{B}} = y_{\text{B}} \cdot (V_{\text{H,CM}} - V_{\text{H,CO}_2}) / (1 - y_{\text{B}}).$$

Поглощается водой

$$V_{\text{ПОГЛ}} = V_{\text{H,CO}_2} - V_{\text{B,CO}_2} = 1420 - 7,2 = 1413 \text{ м}^3/\text{ч}$$

при $P = 1 \text{ кгс/см}^2$ и $t = 15 \text{ }^\circ\text{C}$.

Или

$$G_{\text{ПОГЛ}} = \rho_0 \cdot V_{\text{ПОГЛ}} \cdot T_0 / T = (1,976 \cdot 1413 \cdot 273) / (273 + 15) = 2630 \text{ кг/ч} = \\ = 2630 / 44 = 60 \text{ кмоль/ч}.$$

Здесь $1,976 \text{ кг/м}^3$ – плотность CO_2 при нормальных условиях;
 44 кг/кмоль – молярная масса CO_2 .

Находится движущая сила процесса внизу скруббера, парциальное давление диоксида углерода на входе в скруббер

$$P_{\text{H}} = P \cdot y_{\text{H}} = 1620 \cdot 0,284 = 460 \text{ кПа},$$

где $1620 = 16,598,1 \text{ кПа}$ – общее давление в скруббере.

Молярная доля CO_2 в воде, покидающей скруббер:

$$x_{\text{H}} = (G_{\text{CO}_2} / M_{\text{CO}_2}) / ((G_{\text{CO}_2} / M_{\text{CO}_2}) + (G_{\text{H}_2\text{O}} / M_{\text{H}_2\text{O}})) = (2630 / 44) / ((2630 / 44) + \\ + (650\,000 / 18)) = 0,00166.$$

Коэффициент Генри E для диоксида углерода при $15\text{ }^{\circ}\text{C}$ равен $0,93 \cdot 10^6$ мм рт. ст. (см. табл. П1.14) или $0,124 \cdot 10^6$ кПа; отсюда парциальное давление диоксида углерода в газе, равновесном с жидкостью, вытекающей из скруббера [см. уравнение (1.2)]:

$$P_{\text{H}}^* = E \cdot x_{\text{H}} = 0,00166 \cdot 0,124 \cdot 10^6 = 206 \text{ кПа.}$$

Движущая сила процесса абсорбции внизу скруббера

$$\Delta P_{\text{H}} = P_{\text{H}} - P_{\text{H}}^* = 460 - 206 = 254 \text{ кПа.}$$

Определяется движущая сила процесса абсорбции наверху скруббера. Парциальное давление диоксида углерода в выходящем из скруббера газе

$$P_{\text{B}} = \Pi y_{\text{B}} = 16\,200,002 = 3,24 \text{ кПа.}$$

Так как вода на орошение скруббера подается чистая, то парциальное давление диоксида углерода в равновесном с водой газе равна нулю; отсюда движущая сила процесса абсорбции наверху скруббера

$$\Delta P_{\text{B}} = P_{\text{B}} - P_{\text{B}}^* = 3,24 - 0 = 3,24 \text{ кПа.}$$

Средняя движущая сила для всего процесса

$$\Delta P_{\text{CP}} = (254 - 3,24) / \ln (254 / 3,24) = 57,4 \text{ кПа.}$$

Коэффициент массопередачи

$$K_{\Delta P} = M / F \cdot \Delta P_{\text{CP}} = 2630 / 5212 \cdot 57,4 = 0,0088 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кПа.}$$

Значение коэффициента массопередачи, отнесенное к разности давлений ΔP , выраженной в мм рт. ст.

$$K_{\Delta P} = 2630 / (5212 \cdot 57,4 / 0,133) = 0,0012 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.}$$

Пример 11. Аммиак поглощается в скруббере водой из газа под атмосферным давлением. Начальное содержание аммиака в газе $0,03$ кмоль/кмоль инертного газа. Степень извлечения равна 90% . Вода, выходящая из скруббера, содержит аммиака $0,02$ кмоль/кмоль воды. В скруббере поддерживается постоянная температура. Равновесные данные приведены в табл. 1.4.

Определить требуемое число единиц переноса n_{OY} : 1) графическим построением; 2) методом графического интегрирования.

Равновесные данные для примера 11

X, кмоль аммиака/кмоль воды	Y*, кмоль аммиака/кмоль инертного газа	X, кмоль аммиака/кмоль воды	Y*, кмоль аммиака/кмоль инертного газа
0	0	0,015	0,0183
0,005	0,0045	0,02	0,0273
0,010	0,0102	0,023	0,0327
0,0125	0,0138		

Решение. 1) По исходным данным на рис. 1.5 построена равновесная линия АВ. На этом же графике нанесена рабочая линия СД, которая проходит через точку С с координатами $X_B = 0$, $Y_B = 0,03(1 - 0,9) = 0,003$ (верхнее сечение скруббера) и точку D с координатами $X_H = 0,02$, $Y_H = 0,03$ (нижнее сечение скруббера).

Число единиц переноса n_{oy} находим следующим путем. Отрезки ординат между рабочей и равновесной линиями разделены пополам; через середины их проведена вспомогательная пунктирная линия. Затем, начиная от точки С, дальнейшее построение выполнено таким образом, что для каждой ступени $ab = bc$. Каждая из полученных ступеней представляет собой единицу переноса, то есть каждой ступени соответствует такой участок аппарата, на котором изменение рабочего содержания аммиака $(Y_1 - Y_2)$ равно средней движущей силе на этом участке $(Y - Y^*)_{cp}$.

Всего получено 5,82 ступени (последняя неполная ступень равна отношению отрезков $Dd / ef = 0,82$); следовательно, $n_{oy} = 5,82$.

2) Для определения числа единиц переноса методом графического интегрирования по исходным данным и рис. 1.5 составляется следующая запись (табл. 1.5).

По этим данным строится график в координатах $1 / (Y - Y^*) - Y$ (рис. 1.6). На этом графике подсчитывается отмеченная штриховкой площадь. Эта площадь, равная 5,83, дает значение интеграла, то есть число единиц переноса

$$\int_{Y_B=0,003}^{Y_H=0,03} \frac{dY}{Y - Y^*}.$$

Сводная таблица данных

X	Y	Y*	1 / (Y - Y*)
0	0,003	0	333
0,005	0,0097	0,0045	193
0,010	0,0165	0,0102	159
0,0125	0,0200	0,0138	161
0,015	0,0234	0,0183	196
0,020	0,0300	0,0273	371

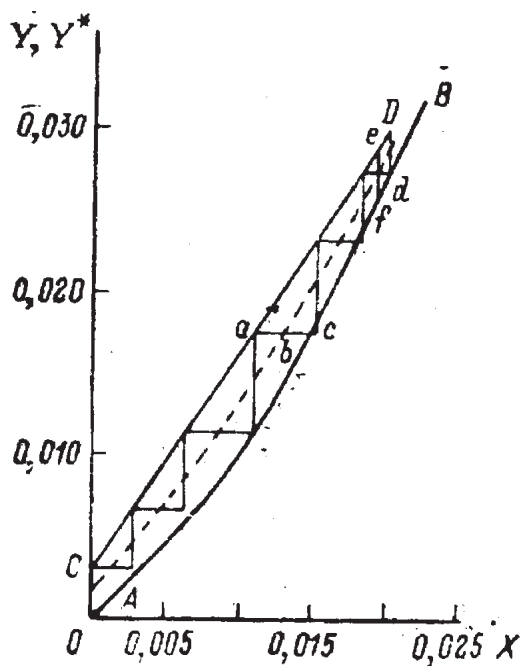


Рис. 1.5. Графическое определение числа единиц переноса (к примеру 11)

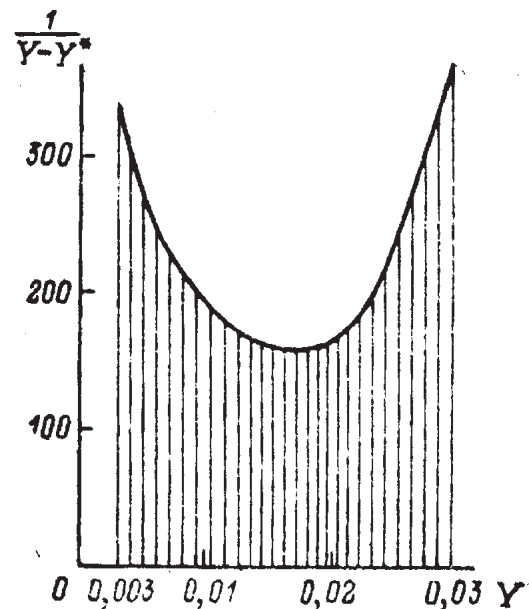


Рис. 1.6. Определение числа единиц переноса (к примеру 11)

Пример 12. Определить теоретически минимальный расход жидкого поглотителя, необходимый для полного извлечения пропана и бутана из 1000 м³/ч (при нормальных условиях) газовой смеси. Объемная доля пропана в газе 15 %, бутана 10 %. Температура в абсорбере 10 °С, абсолютное давление 1800 мм рт. ст. Растворимости бутана и пропана в поглотителе характеризуются законом Рауля.

Решение. Максимально возможная молярная доля пропана в поглотителе, вытекающем из скруббера (равновесная, с входящим газом), определяется по следующему уравнению:

$$x_{\text{II}}^* = \Pi \cdot y_{\text{II}} / P_{\text{II}} = 1800 \cdot 0,15 / 6000 = 0,045,$$

где $P_{\text{п}} = 6000$ мм рт. ст. – давление насыщенного пара пропана при $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ (рис. П1.3).

Количество содержащегося в газовой смеси пропана, которое требуется поглощать:

$$G_{\text{п}} = V \cdot y_{\text{п}} / 22,4 = 1000 \cdot 0,15 / 22,4 = 6,72 \text{ кмоль/ч.}$$

Минимальный расход поглотителя для поглощения пропана определяется из уравнения

$$L_{\text{мин}} \cdot x_{\text{п}}^* / (1 - x_{\text{п}}^*) = G_{\text{п}},$$

откуда

$$L_{\text{мин}} = G_{\text{п}} \cdot (1 - x_{\text{п}}^*) / x_{\text{п}}^* = 6,72 (1 - 0,045) / 0,045 = 142 \text{ кмоль/ч.}$$

Наибольшее возможное содержание бутана в поглотителе, вытекающем внизу из скруббера:

$$x_{\text{б}}^* = P \cdot y_{\text{б}} / P_{\text{б}} = 1800 \cdot 0,1 / 1200 = 0,15,$$

где $P_{\text{б}} = 1200$ мм рт. ст. – давление насыщенного пара бутана при $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ (см. рис. П1.3).

Максимально возможное количество поглощаемого бутана

$$G_{\text{б}} = V \cdot y_{\text{б}} / 22,4 = 1000 \cdot 0,10 / 22,4 = 4,47 \text{ кмоль/ч.}$$

Минимальный расход поглотителя для поглощения бутана

$$L_{\text{мин}} = G_{\text{б}} \cdot (1 - x_{\text{б}}^*) / x_{\text{б}}^* = 4,47 \cdot (1 - 0,15) / 0,15 = 25,4 \text{ кмоль/ч.}$$

Минимальный расход поглотителя для полного поглощения бутана в $142 / 25,4 = 5,60$ раза меньше, чем для поглощения пропана, следовательно, найденный выше расход поглотителя (142 кмоль/ч) достаточен для поглощения бутана.

1.3. Контрольные задачи

При решении контрольных задач используются формулы (1.1) – (1.52), табл. П1.1 – П1.6, рис. П1.1.

1) Определить плотность смеси равных объемов бензола и нитробензола, относительную массовую долю X нитробензола и его молярную концентрацию C_x , считая, что объем жидкой смеси равен сумме объемов компонентов.

2) Определить плотность жидкой смеси, содержащей (в молярных долях) 20 % хлороформа, 40 % ацетона и 40 % сероуглерода, считая, что изменения объема при смешении не происходит.

3) Воздух насыщен парами этилового спирта. Общее давление воз-

душно-паровой смеси 600 мм рт. ст., температура 60 °С. Считая оба компонента смеси идеальными газами, определить относительную массовую долю U этанола в смеси и плотность смеси.

4) Газовая смесь, содержащая 26 % водорода, 60 % метана и 14 % этилена (молярные доли), имеет давление $P_{абс} = 30$ кгс/см² и температуру 20 °С. Считая компоненты смеси идеальными газами, определить их массовые концентрации \bar{C}_y (в кг/м³).

5) Над плоской поверхностью поглотителя водяного пара со скоростью 2,1 м/с при нормальных условиях проходит паровоздушная смесь с начальной концентрацией пара $12,0 \cdot 10^{-3}$ кг/м³. Поверхность поглотителя имеет ширину 0,50 и длину 2,0 м. Высота зазора, по которому проходит смесь, составляет 100 мм. Средняя толщина пограничного слоя у поверхности, поперек которого происходит диффузия пара, равна 0,40 мм. Определить расход поглощенного пара, если на самой поглощающей поверхности концентрацию пара можно принять нулевой, а распределение концентрации вдоль движения воздуха – линейным. Расчет проводится последовательными приближениями.

6) В условиях примера 4, а) определить движущую силу процесса массоперехода по газовой и по жидкой фазе в молярных и массовых концентрациях.

7) Пар бинарной смеси хлороформ – бензол, содержащей 50 % хлороформа и 50 % бензола, контактирует с жидкостью, содержащей 44 % хлороформа и 56 % бензола (молярные доли). Давление атмосферное. Определить: а) из какой фазы в какую будут переходить хлороформ и бензол; б) движущую силу процесса массопередачи по паровой и по жидкой фазе на входе пара в жидкость (в молярных долях). Данные о равновесных составах в табл. П1.6.

8) Газовая смесь, содержащая 0,8 % (объемная доля) октана, сжимается компрессором до $P_{абс} = 5$ кг/см² и затем охлаждается до 25 °С.

Определить степень выделения октана. Как изменится степень выделения, если охладить сжатую газовую смесь холодильным рассолом до 0 °С? Давление насыщенного пара октана на рис. П1.3.

9) Рассчитать коэффициенты молекулярной диффузии при атмосферном давлении: а) пара бензола в паре толуола при температуре 100 °С; б) пара этанола в водяном паре при температуре 92 °С.

10) Определить коэффициент массопередачи в орошаемом водой абсорбере, в котором $\beta_y = 2,76 \cdot 10^{-3}$ кмоль/(м²·ч·кПа), а $\beta_x = 1,17 \cdot 10^{-4}$ м/с. Давление в аппарате $P_{абс} = 1,07$ кгс/см². Уравнение линии равновесия в молярных долях: $y^* = 102 \cdot x$.

11) Определить среднюю движущую силу и общее число единиц переноса po_y при поглощении из газа паров бензола маслом. Начальное содержание бензола в газе 4 % (объемная доля); улавливается 80 %

бензола. Относительная молярная доля бензола в масле, вытекающем из скруббера, 0,02 кмоль бензола/кмоль чистого масла. Масло, поступающее в скруббер, бензола не содержит. Уравнение равновесной линии в относительных молярных долях $Y^* = 0,126 X$. Движущую силу выразить в кмоль бензола/кмоль инертного газа.

12) В скруббере поглощается водой диоксид серы из азота под атмосферным давлением. Начальное содержание диоксида серы в газе 5 % (объемная доля). Температура воды 20 °С, ее расход на 20 % больше теоретически минимального. Извлекается из газа 90 % SO_2 . Определить: 1) расход воды на поглощение 1000 кг/ч диоксида серы; 2) среднюю движущую силу процесса; 3) общее число единиц переноса n_{oy} . Линия равновесия может быть принята за прямую; координаты одной из точек: парциальное давление SO_2 в газовой фазе $p = 39$ мм рт. ст., $X = 0,007$ кг SO_2 /кг воды.

13) В насадочном абсорбере производится поглощение пара метанола водой из газа под атмосферным давлением при средней температуре 27 °С. Содержание метанола в газе, поступающем в скруббер, 100 г на 1 м³ инертного газа (считая объем газа при рабочих условиях). На выходе из скруббера содержание метанола в воде составляет 67 % от равновесного с входящим газом. Уравнение растворимости метанола в воде $Y^* = 1,15X$. Извлекается из газа 98 % от исходного содержания спирта. Коэффициент массопередачи ($K_x = 0,50$ кмоль спирта) (м²·ч·моль спирта/кмоль воды). Расход инертного газа 1200 м³/ч (при рабочих условиях). Абсорбер заполнен насадкой из керамических колец с удельной поверхностью 190 м²/м³. Коэффициент смачивания насадки $\psi = 0,87$. Фиктивная скорость газа в абсорбере $\omega = 0,40$ м/с. Определить расход воды и требуемую высоту слоя насадки.

14) В скруббер диаметром 0,5 м подается 550 м³/ч (при 760 мм рт. ст. и 20 °С) воздуха, содержащего 2,8 % (объемная доля) аммиака, который поглощается водой под атмосферным давлением. Степень извлечения аммиака 0,95. Расход воды на 40 % больше теоретически минимального. Определить: 1) расход воды; 2) общее число единиц переноса n_{oy} ; 3) высоту слоя насадки из керамических колец 50 × 50 × 5 мм. Коэффициент массопередачи: $K_y = 0,001$ кмоль аммиака/(м²·с·моль аммиака/кмоль воздуха). Данные о равновесных составах жидкости и газа взять из примера 11. Коэффициент смоченности насадки $\psi = 0,9$.

15) Воздух с примесью аммиака проходит через орошаемый водой скруббер, заполненный насадкой из колец с удельной поверхностью 89,5 м²/м³. Свободный объем насадки 0,79 м³/м³. Температура процесса абсорбции 28 °С, абсолютное давление 1,0 кгс/см². Средняя объемная доля аммиака в газовой смеси 5,8 %. Массовая скорость газа, отнесенная к полному сечению скруббера, 1,1 кг/(м²·с). Определить коэффициент массоотдачи для газа, считая, что скруббер работает при пленочном режиме.

16) Рассчитать коэффициент массоотдачи от жидкой фазы в наса-

дочном абсорбере, в котором производится поглощение диоксида углерода водой при температуре 20 °С. Плотность орошения 60 м³/(м²·ч). Насадка – керамические кольца 35 × 35 × 4 мм навалом. Коэффициент смоченности насадки $\psi = 0,86$.

17) Определить коэффициент массоотдачи для газа в скруббере при поглощении пара бензола из коксового газа по следующим данным: насадка хордовая из реек 12,5 × 100 мм с расстоянием между рейками $b = 25$ мм (для такой насадки $d_3 = 2b = 0,05$ м); скорость газа, считая на полное сечение скруббера, 0,95 м/с; плотность газа 0,50 кг/м³; динамическая вязкость газа 0,013 МПа·с; коэффициент диффузии бензола в газе $16 \cdot 10^{-6}$ м²/с. Режим считать пленочным.

2. ЭКСТРАГИРОВАНИЕ

Экстрагированием называется процесс извлечения одного или нескольких компонентов из смеси, находящейся в жидком или в твердом состоянии, путем обработки растворителем (экстрагентом), избирательным по отношению к извлекаемому компоненту.

2.1. Основные зависимости и расчетные формулы

Задачи по равновесным соотношениям (статике) экстрагирования решаются преимущественно графическим путем с помощью треугольной (или прямоугольной) диаграммы.

1) Особенности треугольной диаграммы:

а) вершины треугольника (рис. 2.1, а) соответствуют чистым компонентам А, В и С, стороны треугольника АВ, ВС и АС – двухкомпонентным смесям А и В, В и С, А и С, точки внутри треугольника – трехкомпонентным системам (например, точка g характеризует следующий состав смеси в массовых долях: А 70 %, В 20 % и С 10 %);

б) лучи Аа, Вb, Сс, проведенные из вершин треугольника, являются геометрическим местом фигуративных точек смесей с постоянным отношением содержаний двух других компонентов x_B / x_C , x_A / x_C , x_A / x_B соответственно;

в) линии dd, ee, ff, параллельные сторонам треугольника АС, ВС, АВ, являются геометрическим местом фигуративных точек смесей с постоянным содержанием компонентов В, А, С соответственно.

2) Правило рычага при смешении двух растворов, составы которых характеризуются на диаграмме любыми точками а и b, общий состав смеси выражается точкой с, лежащей на прямой ab, соединяющей эти точки; отрезки ac и bc обратно пропорциональны массам взятых растворов (рис. 2.1, б):

$$G_a + G_b = G_c,$$

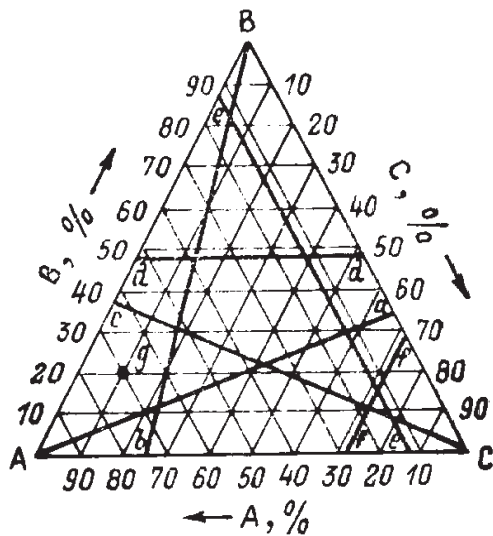
причем

$$x + x_b \neq x.$$

Тогда

$$\left. \begin{aligned} G_a \overline{ac} &= G_b \overline{bc}; G_a / \overline{bc} = G_b / \overline{ac}; \\ G_c \overline{ac} &= G_b \overline{ab}; \\ G_c \overline{bc} &= G_a \overline{ab}; G_c / \overline{ab} = G_b / \overline{ac} = G_a / \overline{bc}. \end{aligned} \right\} \quad (2.1)$$

а)



б)

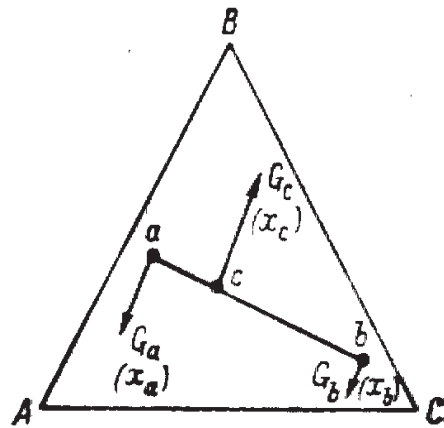


Рис. 2.1. Треугольная диаграмма равновесия трехкомпонентной смеси

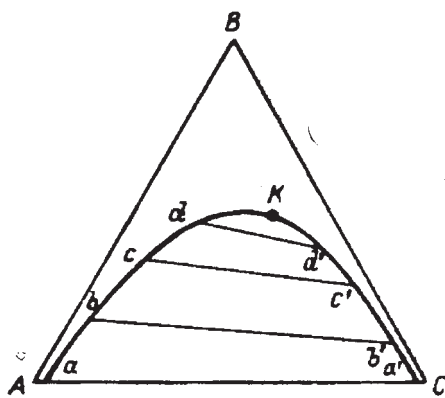
Здесь G_a, G_b, G_c – масса компонентов смеси a, b и c , кг; x_a, x_b, x_c – массовые доли любого компонента (A, B и C) в смеси a, b и c , %.

Эти же соотношения действительны при расщеплении смеси на две сосуществующие фазы x и b .

3) Свойства типовых тройных систем представлены на рис. 2.2 и 2.3. Вершина треугольника A соответствует первичному растворителю (твердое тело или жидкость), вершина B – экстрагируемому компоненту, вершина C – вторичному растворителю или экстрагенту (жидкость).

На рис. 2.2 $a, б$ линия $a b c d K d' c' b' a'$ – пограничная кривая; поле внутри этой кривой – область смесей, расщепляющихся на две сосуществующие фазы, состав которых выражается точками на кривой; поле вне пограничной кривой – область нерасщепляющихся (гомогенных) растворов; точка K – критическая точка.

а)



б)

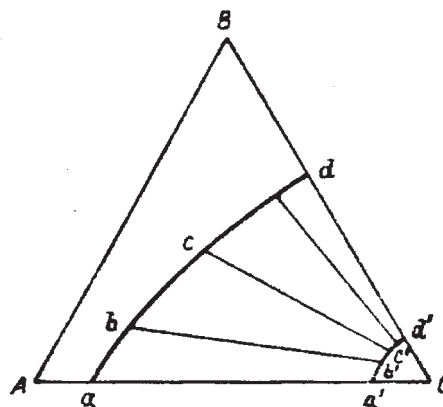


Рис. 2.2. Диаграмма изотермического равновесия систем жидкость – жидкость с одной (а) и с двумя (б) парами частично растворимых друг в друге компонентов

На рис. 2.3 линия аbсде – пограничная кривая; поле слева – область трехкомпонентных гетерогенных смесей; поле справа – область расслаивания; сторона треугольника ВС характеризует составы верхнего потока (раствор экстрагируемого вещества в растворителе); пограничная кривая характеризует составы нижнего потока (гетерогенная смесь твердого нерастворимого вещества экстрагируемого компонента и растворителя, удерживаемого в порах твердого вещества); хорды равновесия bb', cc', dd' при своем продолжении проходят через вершину треугольника А.

4) Коэффициент распределения экстрагируемого компонента В между фазами экстракта и рафината выражается соотношением

$$R = y_B / x_B; \quad R > \text{ или } < 1, \quad (2.2)$$

где y_B – массовая доля экстрагируемого компонента В в фазе экстракта, %; x_B – равновесное содержание (в массовых долях) экстрагируемого компонента В в фазе рафината, %.

5) Прямоугольные диаграммы.

Если взаимной растворимостью первичного (А) и вторичного (С) растворителей можно пренебречь, для графического расчета используют более удобную прямоугольную диаграмму в координатах $x'_B - y_B$ (массовые относительные доли). При этом:

$x'_B = x_B / (100 - x_B)$ (кг экстрагируемого компонента/кг первичного растворителя) в фазе рафината;

$y'_B = y_B / (100 - y_B)$ (кг экстрагируемого компонента/кг вторичного растворителя) в фазе экстракта. (2.3)

б) Жидкостная экстракция в перекрестном токе.

Уравнение общего материального баланса n-й ступени экстраги-

рования (рис. 2.4, а):

$$G_{R,n-1} + G_{S,n} = G_{R,n} + G_{E,n}, \quad (2.4)$$

где значения индексов следующие: F – исходная смесь; S – вторичный растворитель или экстрагент; R – рафинат; E – экстракт.

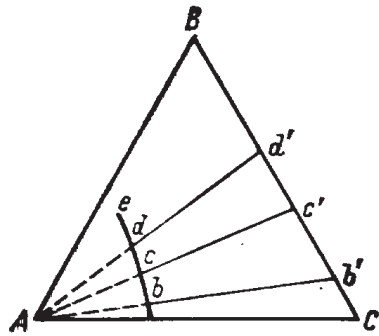
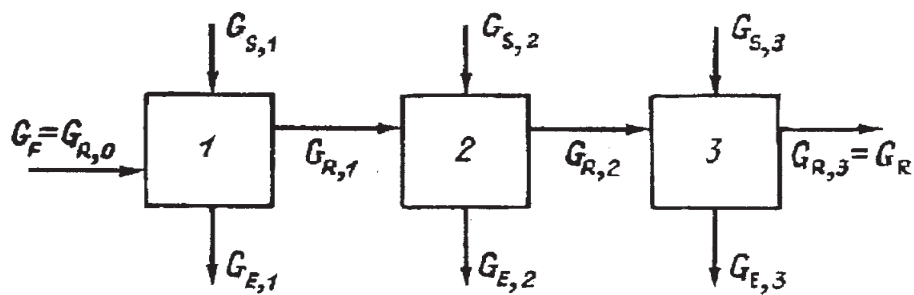
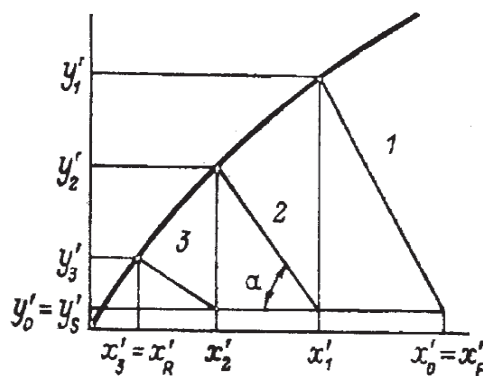


Рис. 2.3. Диаграмма изотермического равновесия в системе твердое тело – жидкость

а)



б)



в)

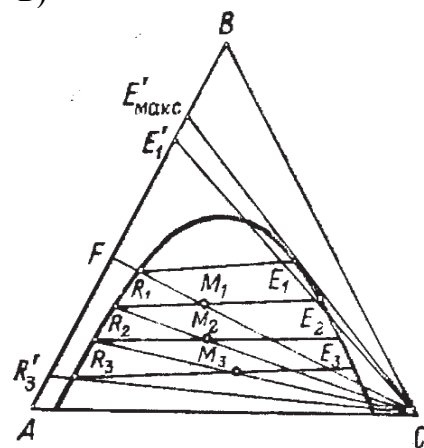


Рис. 2.4. Жидкостная экстракция в перекрестном токе

Количество первичного растворителя А (в кг или кг/с) в исходной смеси:

Уравнение материального баланса n -й ступени по экстрагируемому компоненту

$$G_{R,n-1} \cdot x_{n-1} + G_{S,n} \cdot y_S = G_{R,n} \cdot x_n + G_{E,n} \cdot y_n. \quad (2.5)$$

В случае, когда взаимной растворимостью первичного растворителя и экстрагента можно пренебречь, для расчета применяют прямоугольную диаграмму в координатах $x' - y'$.

$$G_A = G_F (100 - x_F) / 100. \quad (2.6)$$

Количество вторичного растворителя G_{Cn} (в кг или кг/с) в экстракте

$$G_{Cn} = G_S(100 - y_S) / 100. \quad (2.7)$$

Уравнение рабочей линии n -й ступени

$$y'_n = -(G_A / G_{Cn})(x'_n - x'_{n-1}) + y'_s. \quad (2.8)$$

Угол наклона α рабочей линии характеризуется следующим соотношением:

$$\operatorname{tg} \alpha = G_A / G_{Cn}. \quad (2.9)$$

Число ступеней изменения концентрации (число ступеней экстрагирования) определяется числом рабочих линий на диаграмме (рис. 2.4, б).

В случае частичной взаимной растворимости первичного растворителя и экстрагента для расчетов пользуются треугольной диаграммой (рис. 2.4, в).

Положение точки M_n , характеризующей общий состав смеси на n -й ступени, определяется по правилу рычага из соотношения потоков $G_{R,n-1} / G_{S,n-1}$.

Составы рафината x_n и экстракта y_n , выходящих с n -й ступени, определяются концами хорды равновесия (R_n и E_n), проведенной через точку M . Количества рафината и экстракта определяются также по правилу рычага.

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования определяется числом хорд равновесия $E_n R_n$, вмещающихся при построении на диаграмме до достижения заданного состава рафината x_R .

Состав и количество экстрактов или рафината после отгонки растворителя определяются точкой пересечения луча, проведенного через вершину треугольника C и фигуративную точку сырого экстракта или рафината, со стороной AB .

7) Противоточная жидкостная экстракция.

Уравнение общего материального баланса n -ступенчатой экстракционной установки (рис. 2.5, а)

$$G_F + G_S = G_R + G_E. \quad (2.10)$$

Уравнение материального баланса по экстрагируемому компоненту

$$G_F \cdot x_F + G_S \cdot y_S = G_R \cdot x_R + G_E \cdot y_E. \quad (2.11)$$

В случае, когда взаимной растворимостью первичного растворителя и экстрагента можно пренебречь, количества чистых растворителей первичного G_A и вторичного G_C по всем ступеням установки будут одинаковыми. Тогда уравнение материального баланса по экстрагируемому компоненту

$$G_A \cdot (x'_F - x'_R) = G_C \cdot (y'_E - y'_S). \quad (2.12)$$

Уравнение рабочей линии в координатах $y' - x'$

$$y'_{n-1} = (G_A / G_C)(x'_n - x'_F) + y'_E. \quad (2.13)$$

Угол наклона рабочей линии a (рис. 2.5, б) определяется из следующего соотношения:

$$\operatorname{tg} \alpha = (G_A / G_C) = (y'_E - y'_S) / (x'_F - x'_R). \quad (2.14)$$

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования определяется графически (так же, как при абсорбции и ректификации). В случае расчета процесса с помощью треугольной диаграммы (рис. 2.5, в) количества потоков выражаются положением точки M , характеризующей фиктивный (условный) общий состав смеси в экстракционной установке, и определяются по правилу рычага из соотношений:

$$\begin{aligned} G_F + G_S &= G_R + G_E = G_M; \\ G_F / G_S &= \overline{MC} / \overline{FM}; \\ G_E / G_R &= \overline{MR} / \overline{ME}. \end{aligned} \quad (2.15)$$

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования определяется числом хорд равновесия $E_n R_n$, вмещающихся при построении на диаграмме до достижения заданного состава рафината x_R . Точка P , называемая полюсом экстрагирования, является точкой пересечения прямых, проведенных через точки F и E , R и C , R_n и E_{n+1} , и служит для отыскания фигуративных точек экстрактов на экстрактивной ветви пограничной кривой (полюс экстрагирования может находиться как справа, так и слева от треугольника).

8) Противоточная жидкостная экстракция с возвратом (в зависимости от условий может применяться возврат как одного, так и обоих продуктов). Общий материальный баланс экстракционной установки (рис. 2.6, а):

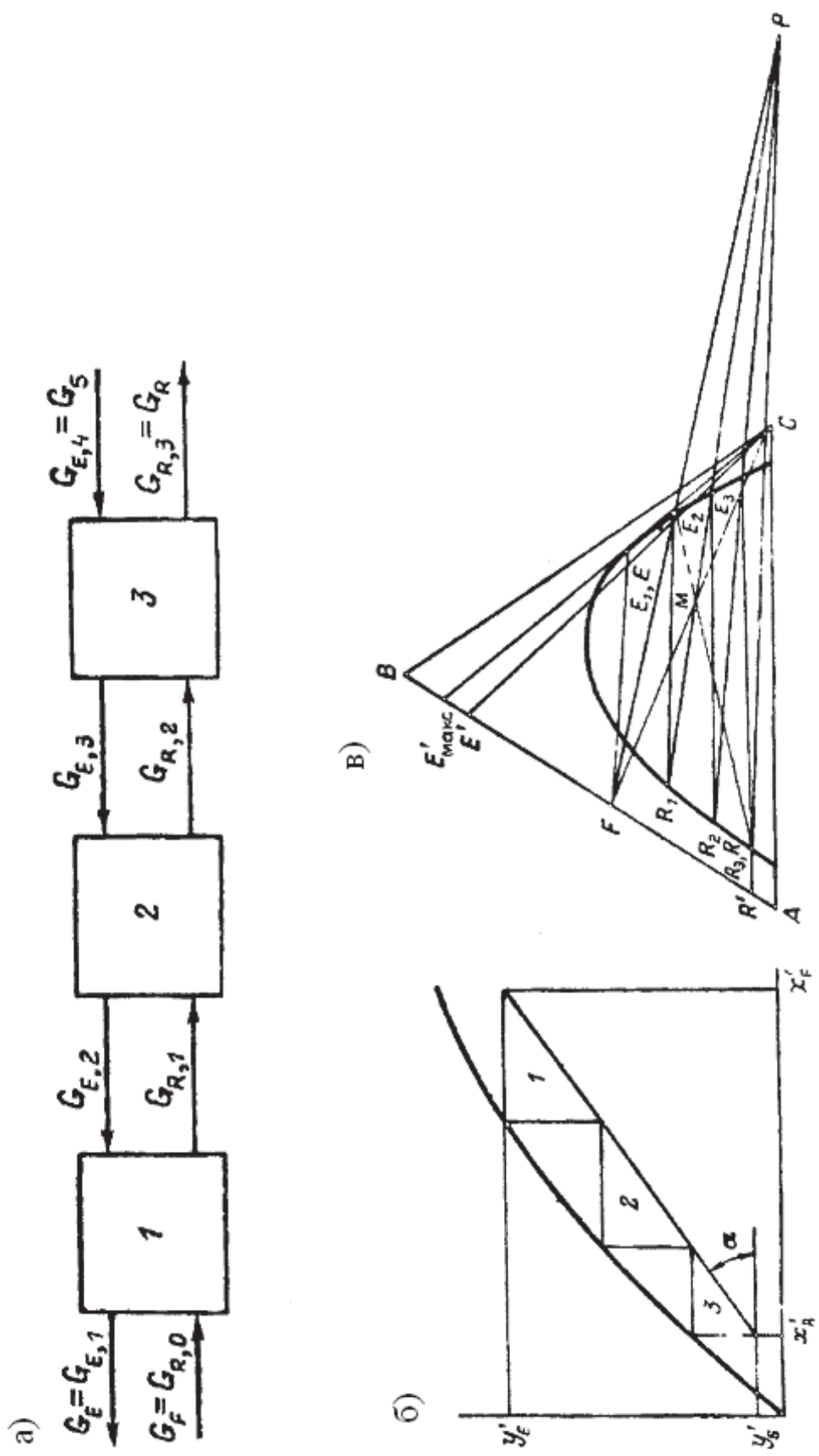


Рис. 2.5. Противоточная жидкостная экстракция

$$G_F = G'_E + G'_R. \quad (2.16)$$

Здесь и в дальнейшем принято, что потоки $G_{S,0}$, $G_{S,1}$, $G_{S,n+1}$ представляют собой чистый растворитель C , а потоки G'_E , G'_R не содержат растворителя.

Материальный баланс по экстрагируемому компоненту B

$$G_F \cdot X_F = G'_E \cdot Y_E + G'_R \cdot X. \quad (2.17)$$

Минимальные коэффициенты возврата экстракта $R_{E \min}$ и рафината $R_{R \min}$ определяются (рис. 2.6, б) точками пересечения $P_{E \min}$ и $P_{R \min}$ (полюсы экстрактной или укрепляющей и рафинатной или исчерпывающей частей колонны) хорды равновесия ab , проходящей при своем продолжении через точку F , с ординатами, проведенными через фигуративные точки E' и R' :

$$\left. \begin{aligned} R_{E \min} &= \frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{\overline{P_{E \min} E_1}}{E_1 E}; \\ R_{R \min} &= \frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \frac{\overline{P_{R \min} R}}{R E_{n+1}} \end{aligned} \right\} \quad (2.18)$$

Минимальным возвратам соответствует бесконечно большое число ступеней экстрагирования. Рабочие коэффициенты возврата

$$\left. \begin{aligned} R_E &= \beta' R_{E \min} = \frac{\overline{P_E E_1}}{E_1 E}; \\ R_R &= \beta' R_{R \min} = \frac{\overline{P_R R}}{R E_{n+1}} \end{aligned} \right\} \quad (2.19)$$

где β' – коэффициент избытка возврата, всегда больше единицы.

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования определяется графически с помощью диаграмм X , $Y - z$, Z и $X - Y$ (см. рис. 2.6). Методика построения описана в примере 5.

9) Кинетика процессов экстрагирования в системе «жидкость» определяется основными закономерностями переноса массы.

Для создания значительной поверхности межфазового контакта одну из жидкостей диспергируют на капли, при этом экстрагируемый компонент переходит из одной жидкой (сплошной) фазы к поверхности капли и затем внутрь ее. Коэффициент массоотдачи (в м/с) от сплошной фазы к поверхности сферических капель может быть рассчитан по корреляционному соотношению

$$Nu' = 1,13 (Pe')^{0,5}, \quad (2.20)$$

где $Nu' = \beta \cdot d_K / D$ – диффузионный критерий Нуссельта, d_K – диаметр кап-

ли, м; D – коэффициент диффузии экстрагируемого компонента в сплошной фазе, м²/с; $Pe' = \omega d_K / D$ – диффузионный критерий Пекле; ω – относительная скорость капель в сплошной фазе, м/с.

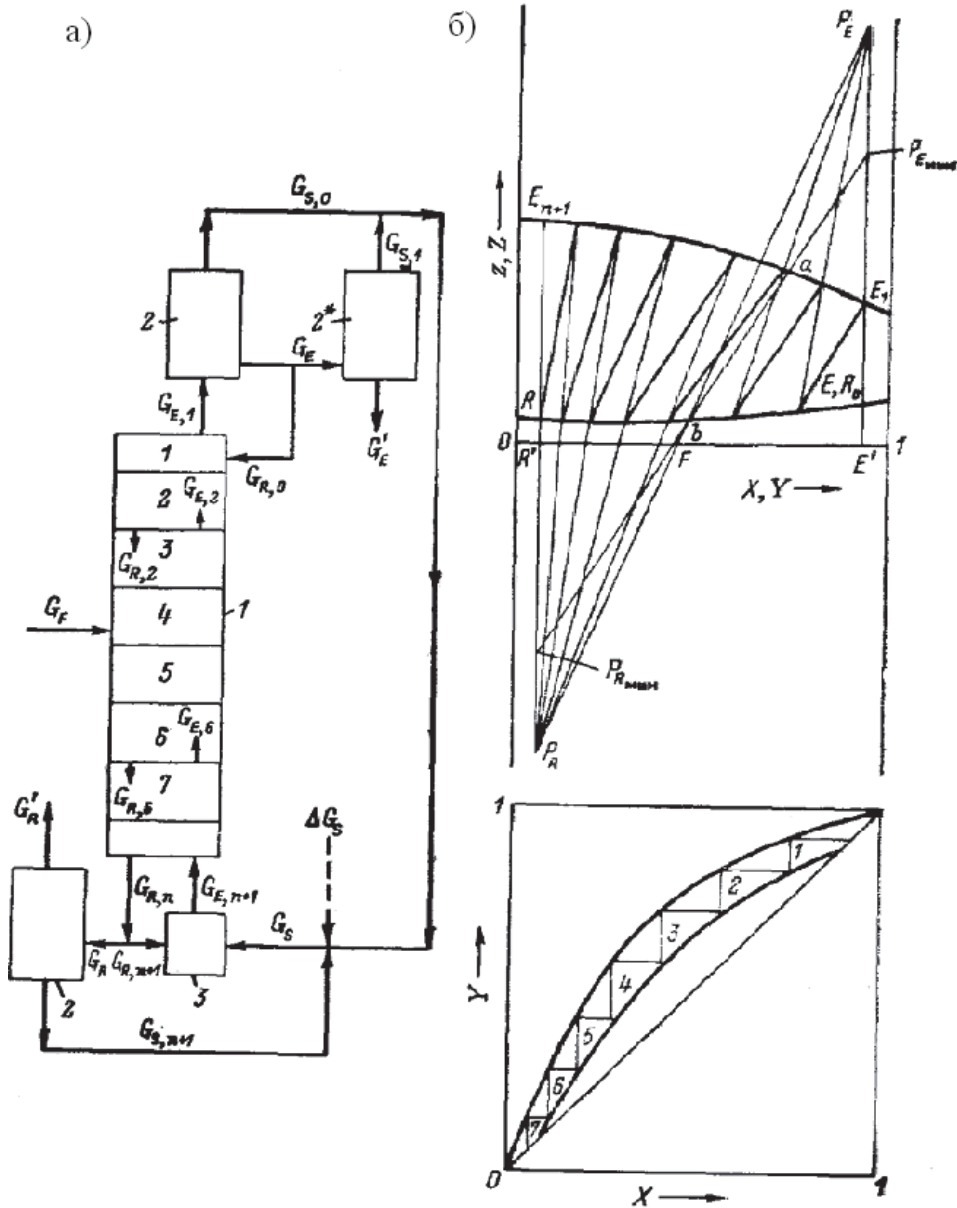


Рис. 2.6. Противоточная жидкостная экстракция с возвратом: 1 – экстрактор; 2, 2* – аппараты для отгонки растворителя; 3 – смеситель

Коэффициент массоотдачи $\beta_{вн}$ от поверхности капли в ее внутренний объем можно определить по соотношению, соответствующему условиям распределения компонента внутри капли за счет образующегося в ней вихревого движения жидкости

$$Nu' = 0,00375 \cdot Pe', \quad (2.21)$$

где $Nu' = \beta_{BH} \cdot d_K / D$ – диффузионный критерий Нуссельта; D – коэффициент диффузии компонента в жидкости; $Pe' = \omega d_K / D$ – диффузионный критерий Пекле.

Коэффициенты массоотдачи в обеих фазах в общем случае используются для вычисления значений коэффициентов массопередачи (уравнения (1.13) и (1.14)), которые, в свою очередь, используются в уравнении (1.12) массопередачи.

Степень обработки пористой сферической частицы в процессе периодического экстрагирования может быть определена по уравнению, соответствующему условиям четкого послойного процесса извлечения твердого компонента (рис. 2.7)

$$(C - C^*) \cdot F_0 / \varepsilon_M \cdot \rho_{\text{ч}} = (1 / \delta) - (y_0^2 / 2) + (y_0^3 / 3) + (1 - y_0^3 / 3Bi), \quad (2.22)$$

где $y_0 = \delta / R$ – степень обработки частицы радиусом R ; δ – радиус сферического ядра, не затронутого экстрагированием, м; C^* и C – концентрация насыщения и концентрация компонента в растворителе (экстрагенте), кг/м³; $\rho_{\text{ч}}$ и ε_M – плотность (в кг/м³) и порозность частицы; $F_0 = D_{\text{Э}} \cdot \tau / R$ – диффузионный критерий Фурье; $D_{\text{Э}} = \varepsilon_M \cdot D$ – коэффициент диффузии компонента в пористой структуре наружного слоя, освобожденного от твердого извлекаемого компонента, м²/с; D – коэффициент диффузии компонента в растворителе (экстрагенте), м²/с; τ – текущее время экстрагирования, с; $Bi = \beta \cdot R / D_{\text{Э}}$ – диффузионный критерий Био.

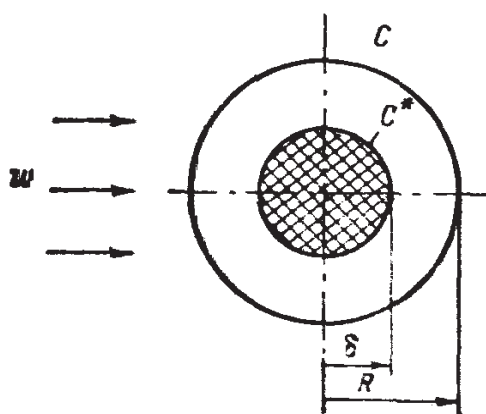


Рис. 2.7. Послойное экстрагирование в сферической частице:

C – концентрация компонента в экстрагенте; C^* – концентрации насыщения

10) Экстрагирование из твердого тела (выщелачивание) с периодической сменой растворителя.

Уравнения материальных балансов n -й ступени те же, что и для жидкостной экстракции в перекрестном токе (рис. 2.8, а и уравнения (2.4) и (2.5)).

В случае, если обработка производится чистым растворителем C , степень «недоизвлечения» экстрагируемого вещества (отношение количества экстрагируемого вещества в остатке к количеству его в исходном материале) можно вычислить по формуле

$$\varphi = G_{R,n} \cdot x_n / G_F \cdot x_F = ((1 + a_1) (1 + a_2) (1 + a_3) \dots (1 + a_i) \dots (1 + a_n))^{-1}, \quad (2.23)$$

где $a_i = G_{E,i} / G'_{R,i}$ – отношение потоков: массы отделяемого раствора к массе

раствора, удерживаемого твердым веществом (можно использовать и отношение объемов растворов); $G'_{R,i} = G_{R,i} (1 - x_A)$ – масса компонентов В и С.

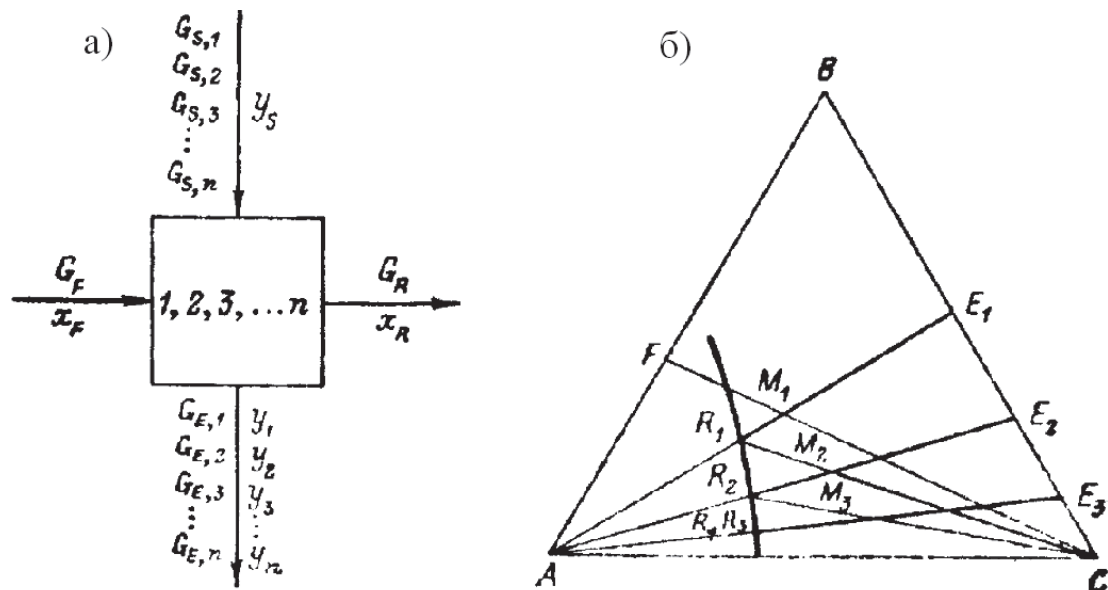


Рис. 2.8. Экстрагирование из твердого тела с периодической сменой растворителя

Если отношение потоков постоянно, то есть $a_1 = a_2 = a_3 = \dots = a_n = const$, то формула упрощается:

$$\varphi = (1 + a)^{-nc}, \quad (2.24)$$

где nc – число ступеней экстрагирования.

11) Противоточное экстрагирование из твердого тела.

Уравнения материальных балансов те же, что и для противоточной жидкостной экстракции [рис. 2.9, а и уравнения (2.10) и (2.11)].

В случае, если отношение потоков для всех ступеней, кроме первой, постоянно, то есть $a_2 = a_3 = a = const$, степень недоизвлечения экстрагируемого компонента можно определить по формуле

$$\varphi = \frac{(1 + a_1 \cdot (1 + a + a^2 + \dots + a^{n-1})) - (G_S \cdot y_S)}{(1 + a_1 \cdot (1 + a + a^2 + \dots + a^{n-2}))}^{-1}. \quad (2.25)$$

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования nc можно определить по следующей формуле:

$$\begin{aligned} nc - 1 &= (\text{Lg } (x_R - y_S) / (x_1 - y_2)) / (\text{Lg } (y_2 - y_S) / (x_1 - x_R)) = \\ &= (\text{Lg } (x_1 - y_2) / (x_R - y_S)) / (\text{Lg } (x_1 - x_R) / (y_2 - y_S)). \end{aligned} \quad (2.26)$$

Это число можно определить графически, так же как для бинарной сис-

темы, на прямоугольной диаграмме в координатах $y - x'$, где $x' = x_B / (1 - x_A)$, то есть масса твердого нерастворимого вещества в расчете не участвует.

Уравнение линии равновесия в этом случае $y^* = x'$; уравнения рабочих линий легко выводятся из уравнений материальных балансов.

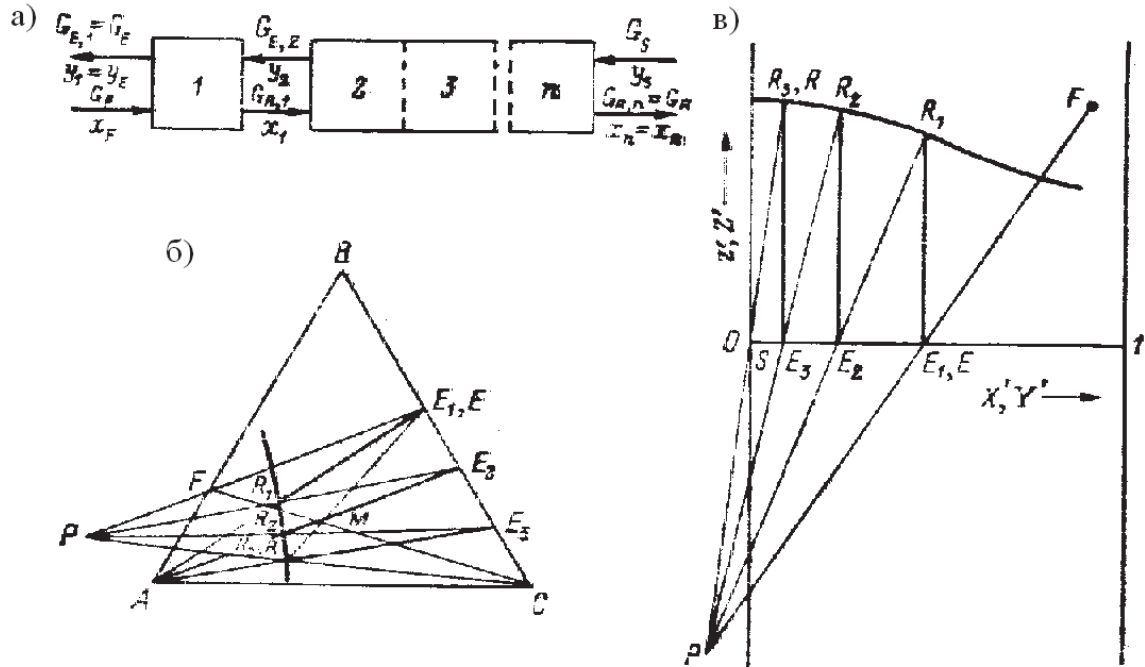


Рис. 2.9. Противоточное экстрагирование из твердого тела

В общем случае расчет можно проводить с помощью треугольной диаграммы (рис. 2.9, б) или прямоугольной диаграммы в координатах $X', Y' - z', Z'$ (рис. 2.9, в). Методика расчета аналогична расчету для противоточной жидкостной экстракции.

2.2. Примеры решения задач

Пример 1. Бинарная смесь 1,4-диоксана с водой не может быть разделена ректификацией при атмосферном давлении вследствие образования нераздельно кипящей смеси. Для извлечения диоксана используется экстракция его из водного раствора бензолом с последующей ректификацией смеси диоксанбензол. *Определить* конечное содержание диоксана в воде, если 150 кг 20%-го раствора диоксана обрабатываются последовательно пятью порциями бензола по 100 кг каждая. В свежем растворителе массовая доля диоксана 2 %. Считать, что на каждой ступени экстрагирования достигается равновесие. Взаимной растворимостью воды и бензола пренебречь.

Данные по растворимости диоксана в воде и бензоле при 25 °С:

Массовая доля диоксана в воде, %.....	5,1	18,9	25,2
Равновесное содержание (в массовых долях) диоксана в бензоле, %.....	5,2	22,5	32,0

Решение. Массовые доли переводятся в массовые относительные доли. Относительная массовая доля диоксана в воде

$$x' = x / (100 - x) \text{ кг диоксана/кг воды.}$$

Равновесное содержание (относительная массовая доля) диоксана в бензоле

$$y' = y / (100 - y) \text{ кг диоксана/кг бензола.}$$

При этом получается

x' , кг диоксана/кг воды.....	0,0537	0,233	0,337
y' , кг диоксана/кг бензола.....	0,0548	0,291	0,471

Относительная массовая доля диоксана в исходной смеси

$$x'_F = 20 / (100 - 20) = 0,25 \text{ кг диоксана/кг воды.}$$

Относительная массовая доля диоксана в свежем растворителе

$$y'_S = 2 / (100 - 20) = 0,022 \text{ кг диоксана/кг бензола.}$$

Содержание воды G_A в исходной смеси G_F можно определить по формуле

$$G_A = G_F (100 - x_F) / 100 = 150 (100 - 20) / 100 = 120 \text{ кг.}$$

Массу бензола G_C , приходящуюся на $G_S = 100$ кг свежего растворителя, можно найти так:

$$G_C = G_S (100 - y_S) / 100 = 100 (100 - 2) / 100 = 98 \text{ кг.}$$

Тангенс угла наклона рабочих линий [формула (2.14)]

$$\text{tg } \alpha = G_A / G_C = 120 / 98 = 1,23.$$

На рис. 2.10 через точку 1 с координатами x'_F и y'_S проводится с наклоном 1,23/1 прямая до пересечения с линией равновесия. Координаты точки пересечения характеризуют составы экстракта y'_1 и рафината x'_1 первой ступени. Через точку 2 с координатами x'_1 и y'_S вновь проводят прямую с наклоном 1,23/1 до пересечения с равновесной кривой и т.д. Относительная массовая доля диоксана в рафинате на последней ступени

$$x'_R = x'_5 = 0,022 \text{ кг диоксана/кг воды,}$$

или в массовых долях $x_R = x_5 = 0,022 \cdot 100 / (1 + 0,022) = 2,15 \%$.

Пример 2. В противоточном экстракторе непрерывного действия обрабатываются чистым бензолом сточные фенольные воды с целью очистки воды и извлечения фенола. *Определить* необходимый расход растворителя и число теоретических ступеней экстрагирования, если в 1 ч обрабатывается 10 м^3 воды. Концентрация фенола в воде: начальная 8 кг/м^3 , конечная $0,5 \text{ кг/м}^3$, конечная концентрация фенола в бензоле 25 кг/м^3 , температура жидкостей $25 \text{ }^\circ\text{C}$.

Решение. Данные по равновесию:

Содержание фенола в воде

C_1 г-экв/л.....0,0272 0,1013 0,3660

Равновесное содержание фенола в бензоле C_2 , г-экв/л.....0,062

0,279 2,978

Составы выражаются в виде концентрации в кг/м^3 : $x' \approx 15,7 \cdot C_1$;

$y' \approx 15,7 C_2$. При этом получается:

Концентрация фенола в воде

x' , кг/м^30,426 1,59 5,74

Равновесная концентрация

фенола в бензоле y' , кг/м^30,974 4,37 46,7

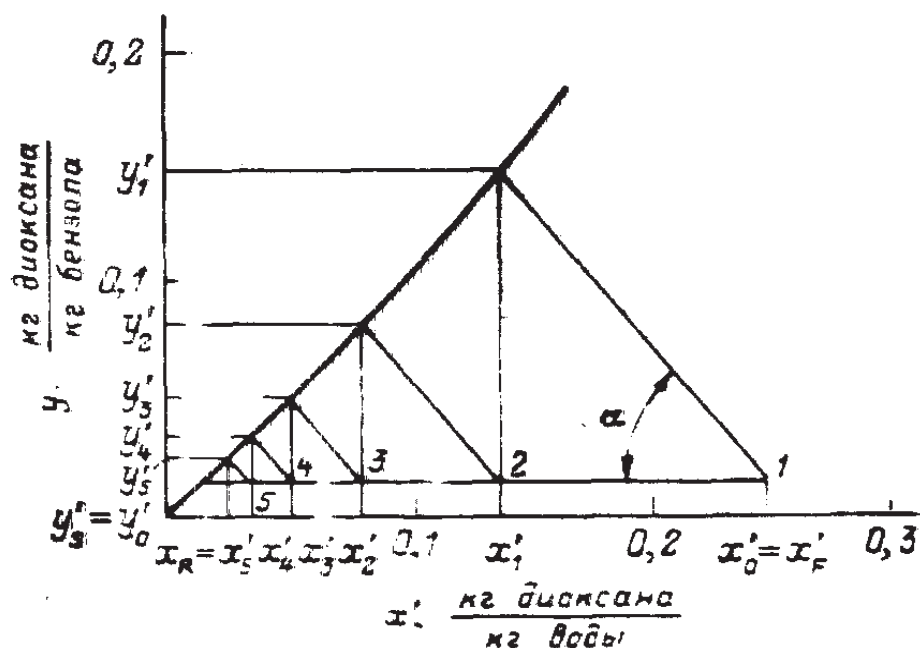


Рис. 2.10. Последовательная экстракция пятью порциями экстрагента (к примеру 1)

Необходимый расход бензола находится из уравнения материального баланса

$$V_F \cdot (x'_H - x'_K) = V_S \cdot (y'_K - y'_H);$$

$$V_S = (10 / 3600) (8 - 0,5) / (25 - 0) = 0,00083 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$G_S = 0,00083 \cdot 879 = 0,73 \text{ кг/с}.$$

Число теоретических ступеней находится графически: на диаграмму равновесия, построенную по приведенным данным (рис. 2.11), наносится рабочая линия, проходящая через точки с координатами $x'_н$, $y'_к$ и $x'_к$, $y'_н$, и между рабочей линией из равновесной кривой вписываются ступени изменения концентрации. В данном случае требуется семь ступеней.

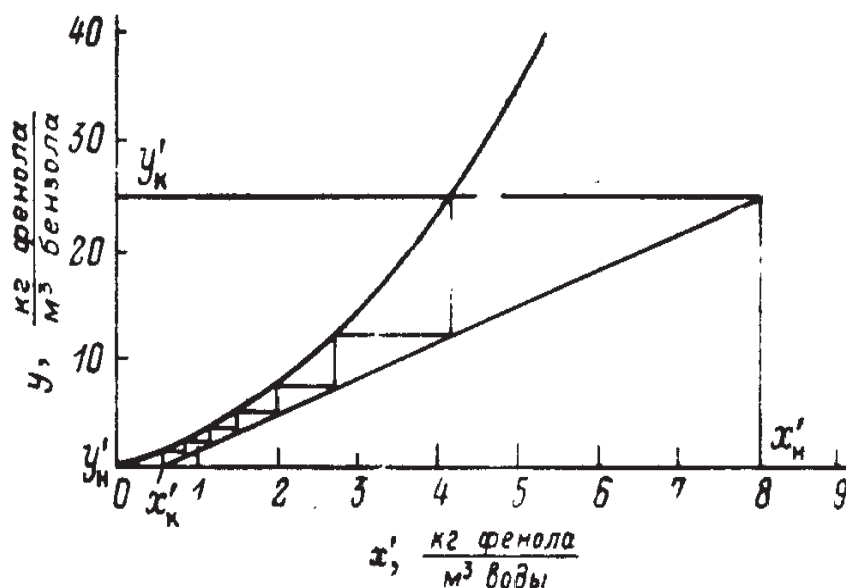


Рис. 2.11. Теоретические ступени при противоточной экстракции (к примеру 2)

Пример 3. По равновесным составам сосуществующих фаз (в массовых долях, %), приведенным в табл. 2.1, *построить* фазовые диаграммы равновесия для системы вода (А) – уксусная кислота (В) – диэтиловый эфир (С) при 25 °С в координатах: а) X, Y – z, Z; б) X – Y.

Решение. Проводится пересчет составов по следующим формулам:

$X = x_B / (x_A + x_B)$ (кг (уксусной кислоты) / кг (вода + уксусная кислота));

$Y = y_B / (y_A + y_B)$ (кг (уксусной кислоты) / кг (вода + уксусная кислота));

$Z = x_C / (x_A + x_B)$ (кг (диэтилового эфира) / кг (вода + уксусная кислота));

$Z = y_C / (y_A + y_B)$ (кг (диэтилового эфира) / кг (вода + уксусная кислота)).

Таблица 2.1

Равновесные составы фаз

Водный слой			Эфирный слой		
вода	уксусная кислота	диэтиловый эфир	вода	уксусная кислота	диэтиловый эфир
93,3	0	6,7	2,3	0	97,7
88,0	5,1	6,9	3,6	3,8	92,6
84,0	8,3	7,2	5,0	7,3	87,7
78,2	13,8	8,0	7,2	12,5	80,3
72,1	18,4	9,5	10,4	18,1	71,5
65,0	23,1	11,9	15,1	23,6	61,3
55,7	27,9	16,4	23,6	28,7	47,7

Полученные данные сводятся в табл. 2.2.

Построение диаграмм ведется обычным порядком (рис. 2.12). На диаграмму X, Y – z, Z хорды равновесия не наносятся, для отыскания их при расчетах служит вспомогательная диаграмма X – Y.

Таблица 2.2

Сводная таблица расчетных данных по составам

Водный слой		Эфирный слой	
X	Z	Y	Z
0	0,072	0	42,55
0,055	0,071	0,514	12,53
0,095	0,078	0,593	7,11
0,150	0,087	0,635	4,07
0,204	0,105	0,635	2,51
0,263	0,135	0,610	1,58
0,3133	0,196	0,549	0,913

Пример 4. Определить наибольшую достижимую массовую долю уксусной кислоты в экстракте для системы вода-уксусная кислота-диэтиловый эфир при 25 °С, если экстракция ведется в противотоке: а) для 15%-й исходной смеси; б) для 5%-й исходной смеси (по кислоте).

Решение. По диаграмме X – Y (см. рис. 2.12) определяется, что с исходной смесью X = 0,15 находится в равновесии экстракт с содержанием уксусной кислоты Y = 0,635; с исходной смесью X = 0,05 равновесен экстракт с Y = 0,46. Таким образом, в первом случае максимальная массовая доля уксусной кислоты в экстракте (после отгонки растворителя) составит 63,5 %, во втором случае – 46 %; в реальных условиях наибольшие достижимые массовые доли будут несколько меньше.

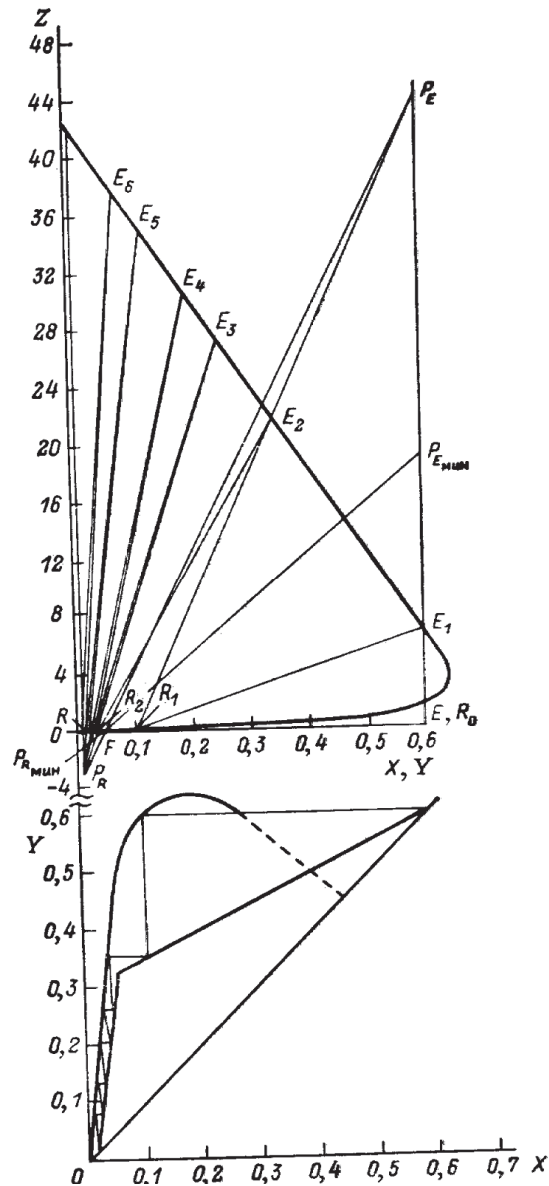


Рис. 2.12. Диаграммы равновесия и степени экстрагирования

Пример 5. Рассчитать необходимое число ступеней и массу растворителя для экстрагирования уксусной кислоты из водного раствора диэтиловым эфиром ($t = 25^\circ\text{C}$), если массовая доля уксусной кислоты в исходной смеси 5 %, а в экстракте после отгонки растворителя 60 %. В 1 ч перерабатывается 1000 кг исходного раствора; эфир из рафината и экстракта отгоняется полностью; массовая доля кислоты в остатке не более 1 %.

Решение. Так как заданного состава экстракта обычным противоточным экстрагированием достичь невозможно (см. пример 4), применяется процесс с возвратом части экстракта (рис. 2.13).

Определяется минимальный коэффициент возврата экстракта. Проводится хорда равновесия через точку F (см. рис. 2.12), характеризующую

исходную смесь ($X_F = 5 / 100 = 0,05$; $z_F = 0$), до пересечения с вертикалью, проведенной через точку E ($X_E = 64 / 100 = 0,6$; $Z_E = 0$), соответствующую конечному экстракту.

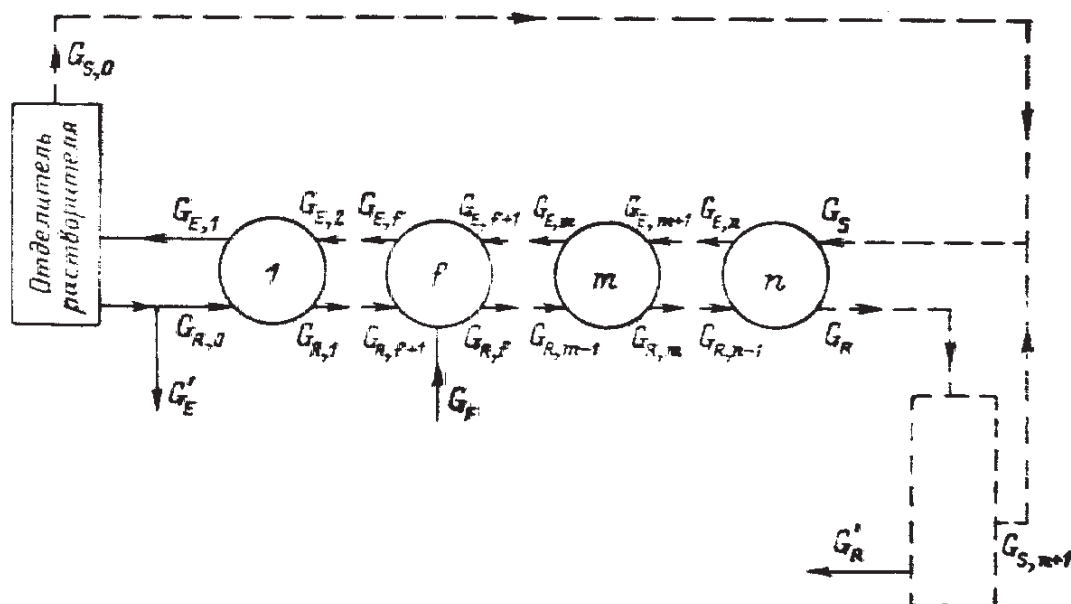


Рис. 2.13. Противоточное экстрагирование с возвратом части экстракта (к примеру 5)

Так как в данном случае растворитель удаляется полностью, то из формулы (2.18) определим

$$R_{E_{\text{мин}}} = \frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{\overline{P_{E_{\text{VBY}}} E_1}}{E_1 E} = \frac{Z_{P,E_{\text{мин}}} - Z_{E,1}}{Z_{E,1} - z_{R,0}} = \frac{19 - 6,7}{6,7 - 0} = 1,84.$$

Принимается коэффициент избытка возврата $\beta' = 3$

$$R_E = 1,84 \cdot 3 = 5,52.$$

Определяется координата полюса укрепляющей части установки $Z_{P,E}$

$$5,51 = (Z_{P,E} - 6,7) / 6,7 - 0; \quad Z_{P,E} = 43,6.$$

Через точки P_E и F проводится прямая до пересечения с вертикалью, проведенной через точку R ($X_R = 1 / 93,3 \approx 0,01$; $z_R = 6,7 / 93,3 = 0,072$), характеризующую состав конечного рафината (до удаления растворителя). Полученная точка является полюсом исчерпывающей части установки.

Далее определяется число ступеней экстрагирования – последовательным проведением хорд равновесия и лучей и подсчитыванием числа хорд. Порядок построения: $E_1 R_1, R_1 P_E, E_2 R_2, P_R R_2, E_3$ и т.д. до получения заданного состава рафината.

Для построения хорд равновесия используется вспомогательная диаграмма $X - Y$, позволяющая по заданному значению X определять равновесный состав Y (или наоборот). В данном случае требуется шесть ступеней экстрагирования. Питание подается на вторую ступень. На рис. 2.12 показано, как определять число ступеней по диаграмме $X - Y$ (следует учитывать, что рабочие линии в этом случае не являются прямыми). Величины потоков рассчитываются из уравнений материальных балансов

$$G_F = G'_R + G'_E;$$

$$X_F G_F = X_R G'_R + X_E G'_E.$$

Решается система уравнений

$$1000 = G'_R + G'_E;$$

$$0,05 \cdot 1000 = 0,01 G'_R + 0,6 G'_E.$$

Масса экстракта: $G'_E = G_E = 68$ кг.

Масса рафината: $G'_R = 932$ кг.

Отсюда

$$G_R = G'_R (1 + z_R) = 932 \cdot (1 + 0,072) = 1000 \text{ кг.}$$

Масса эфира в рафинате: $1000 - 932 = 68$ кг.

Масса возвращаемого экстракта

$$G_{R,0} = G_E R_E = 68 \cdot 5,51 = 375 \text{ кг.}$$

Масса удаляемого в отделителе растворителя

$$G_{S,0} = (G_E + G_{R,0}) Z_{E,1} = (68 + 375) 6,7 = 2970 \text{ кг.}$$

Общий баланс установки

$$G_F + G_S = G_E + G_{S,0} + G_R,$$

$$100 + G_S = 68 + 2970 + 1000,$$

откуда необходимая масса растворителя: $G_S = 3040$ кг.

Пример 6. *Определить значение коэффициента массопередачи при извлечении фенола из сточных вод с помощью осаждающихся капель бензола диаметром $7,8 \cdot 10^{-3}$ м. При температуре 20 °С и малых содержаниях фенола справедливо линейное уравнение равновесия $y^* = 3x$, что соответствует коэффициенту распределения $m = 3$. Сопоставить значения внешнего и внутреннего сопротивлений массопереносу.*

Решение. Для вычисления скорости осаждения капель в воде предварительно находится значение критерия Архимеда по формуле

$$Ar = (7,8 \cdot 10^{-3})^3 (994 - 874) \cdot 994 \cdot 9,81 / (1,0 \cdot 10^{-3})^2 = 5,55 \cdot 10^5,$$

где 994 и 874 кг/м³ – плотность воды и бензола при 20 °С (табл. П1.2).

Из рис. 2.14 находится число $Lu = 3,5 \cdot 10^3$, откуда скорость осаждения капель

$$\omega_{oc} = (Lu \mu (\rho_B - \rho_B) g / \rho_B^2)^{1/3} = (3,5 \cdot 10^3 \cdot 1,0 \cdot 10^{-3} (994 - 874) \cdot 9,81 / 994^2)^{1/3} = 0,161 \text{ м/с.}$$

Коэффициент диффузии фенола в воде при 20 °С рассчитывается по формуле (1.24)

$$D_B = (7,4 \cdot 10^{-12} \cdot (2,6 \cdot 18)^{1/2} \cdot (273 + 20)) / (1,0 \cdot 103^{0,6}) = 0,92 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с},$$

где $\beta_a = 2,6$ для воды и $M = 18$ – молярная масса воды; $\mu = 1,0$ мПа·с – динамическая вязкость воды; $\nu = 103$ – молярный объем фенола.

Критерий Пекле диффузионный для капель бензола в воде согласно формуле (1.17) определяется

$$Pe'_B = 0,161 \cdot 7,8 \cdot 10^{-3} / (0,92 \cdot 10^{-9}) = 1,37 \cdot 10^6.$$

Согласно корреляционному соотношению (2.25) определим критерий Нуссельта

$$Nu'_B = 1,13 \cdot (1,37 \cdot 10^6)^{0,5} = 1,32 \cdot 10^3.$$

Откуда коэффициент массоотдачи при переходе фенола от воды к поверхности капель бензола

$$\beta_B = Nu'_B \cdot D_B / d_K = 1,32 \cdot 10^3 \cdot 0,92 \cdot 10^{-9} / 7,8 \cdot 10^{-3} = 1,56 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Определение коэффициента массоотдачи фенола от поверхности капли в бензол согласно кинетической формуле (2.26) может быть произведено без предварительного нахождения коэффициента диффузии фенола в бензоле

$$\beta_B \cdot d_K / D_B = 0,00375 \cdot 0,61 \cdot d_K / D_B,$$

откуда

$$\beta_B = 6,04 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Коэффициент массопередачи вычисляется по соотношению (1.13)

$$K_y = [3 / 1,56 \cdot 10^{-4} + 1 / 6,04 \cdot 10^{-4}]^{-1} = 0,479 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Таким образом, в условиях данного примера сопротивление внешнего массопереноса составляет $(1,56 \cdot 10^{-4} / 3) / (6,04 \cdot 10^{-4} / 1) = 0,0861 = 8,61 \%$ от сопротивления массоотдачи внутри капли.

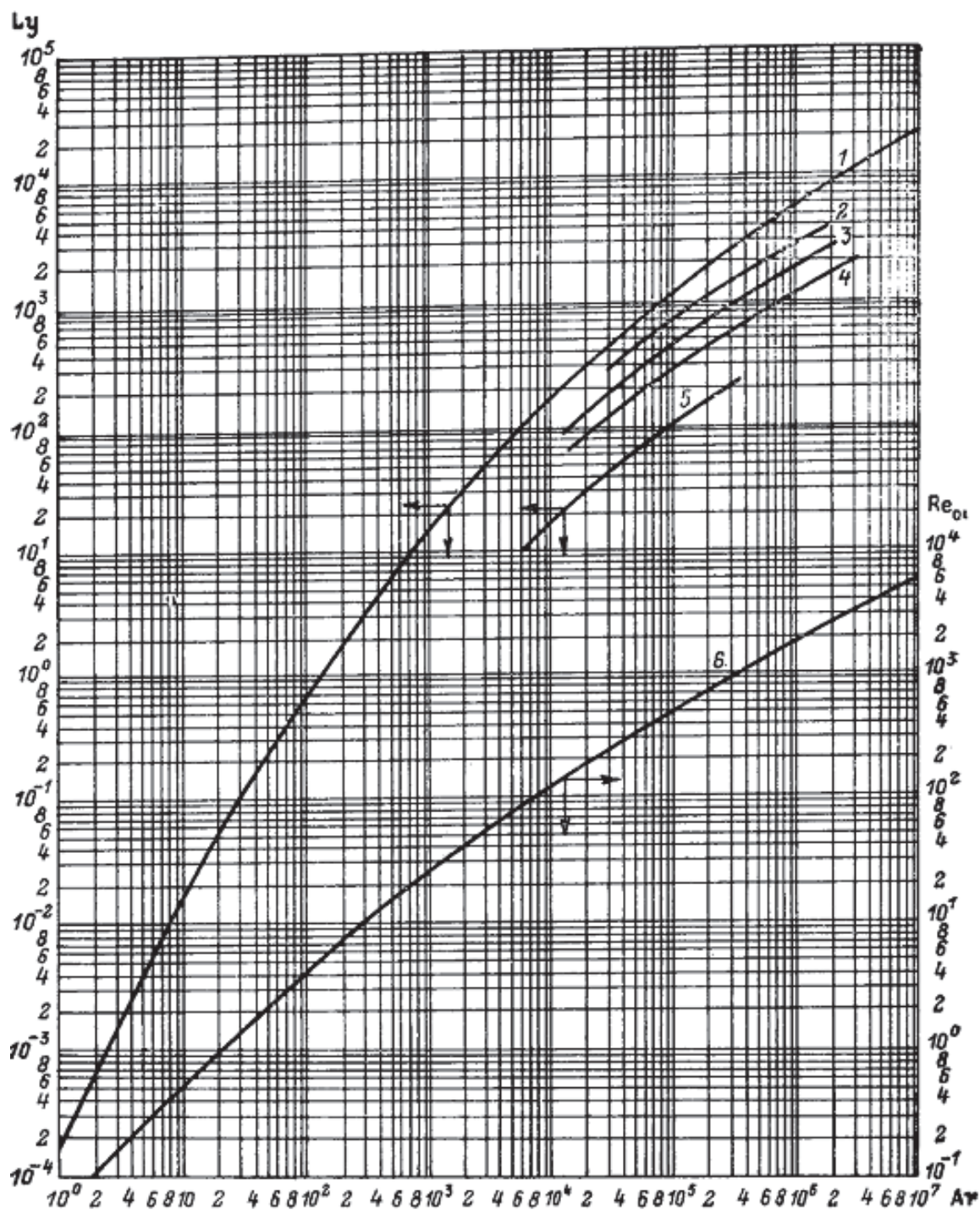


Рис. 2.14. Экспериментальные зависимости критериев Ly и Re_{oc} от критерия Ag для осаждения одиночных частиц в неподвижной среде:
 1 и 6 – шарообразные частицы; 2 – круглые; 3 – угловатые;
 4 – продолговатые; 5 – пластинчатые

Пример 7. Определить времена отработки на 100 и на 50 % сферической пористой ($\epsilon_M = 0,5$) частицы при экстрагировании из нее твердого растворимого вещества потоком ($\omega = 0,25$ м/с) чистого ($C = 0$) растворителя

(см. рис. 2.7). Радиус частицы $0,4 \cdot 10^{-3}$ м; плотность и вязкость растворителя $\rho_M = 1,2 \cdot 10^3$ кг/м³ и $\mu = 1,4 \cdot 10^{-3}$ Па·с; плотность растворяемого вещества $\rho_m = 4,0 \cdot 10^3$ кг/м³, коэффициент диффузии вещества в растворителе $D = 3,0 \cdot 10^{-9}$ м²/с; концентрация насыщения при постоянной температуре процесса экстрагирования $C^* = 30$ кг/м³. Для определения интенсивности внешней массоотдачи воспользоваться корреляционным соотношением

$$Nu' = 0,80 Re^{0,5} (Pr)^{1/3} \text{ [аналог соотношения (2.20)].}$$

Решение. Вычисляются значения диффузионного критерия Прандтля

$$Pr' = \mu / (\rho D) = 1,4 \cdot 10^{-3} / (1,2 \cdot 10^3 \cdot 3,0 \cdot 10^{-9}) = 389$$

и Рейнольдса

$$Re = \omega \cdot 2 \cdot R \cdot \rho / \mu = 0,25 \cdot 2 \cdot 0,4 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2 \cdot 10^3 / 1,4 \cdot 10^{-3} = 171.$$

Значение диффузионного критерия Нуссельта

$$Nu' = 0,80 \cdot 171^{0,50} \cdot 389^{1/3} = 76,4.$$

Значение коэффициента массоотдачи от поверхности частиц

$$B = Nu'D / (2R) = 76,4 \cdot 3,0 \cdot 10^{-9} / (2 \cdot 0,4 \cdot 10^{-3}) = 2,87 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Коэффициент эффективной диффузии экстрагируемого компонента внутри пористой структуры частицы

$$D_{\text{Э}} = \varepsilon_M D = 0,5 \cdot 3,0 \cdot 10^{-9} = 1,5 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Значение диффузионного критерия Био

$$Bi' = 2,87 \cdot 10^{-4} \cdot 0,4 \cdot 10^{-3} / 1,5 \cdot 10^{-9} = 76,5.$$

Значения диффузионных критериев Фурье, соответствующие различным значениям относительной отработки частиц, рассчитываются по формуле (2.22)

$$(30 - 0 / 0,5 \cdot 4 \cdot 10^3) \cdot F_0 = (1/6) - (y_0^2 / 2) + (y_0^3 / 3) + ((1 - y_0^2) / 3 \cdot 76,5),$$

из которой при $y_0 = 0$ (полная отработка частицы)

$$F_{00} = 11,4 \text{ и } \tau_0 = F_{00} R^2 / D_{\text{Э}} = 11,4 (0,4 \cdot 10^{-3})^2 / 1,5 \cdot 10^{-9} = 1,22 \cdot 10^3 \text{ с,}$$

при $y_0 = 0,5^{1/3} = 0,794$ (соответствует степени отработки 50 %)

$$F_{0,794} = (0,5 \cdot 4 \cdot 10^3 / 30 - 0) \cdot (1/6) - (0,794^2 / 2) + (0,794^3 / 3) + ((1 - 0,794^2) / 3 \cdot 76,5) = 1,33;$$

$$\tau_{0,5} = 1,33 (0,4 \cdot 10^{-3})^2 / (1,5 \cdot 10^{-9}) = 0,142 \cdot 10^3 \text{ с.}$$

Таким образом, экстрагирование половинного количества компонента из относительно тонкого внешнего слоя (см. рис. 2.7) происходит за время, составляющее лишь

$$\tau_{0,5} / \tau_0 = 0,142 \cdot 10^3 / 1,22 \cdot 10^3 = 0,116 \text{ от времени полной отработки.}$$

Пример 8. В вертикальном отстойнике с коническим дном находятся осадок и 7 м^3 раствора, содержащего 2 т NaOH. После отстаивания сливается прозрачная часть объемом 6 м^3 , отстойник доливается чистой водой, и суспензия перемешивается. После повторного отстаивания снова сливается 6 м^3 чистого раствора. Три слитых с осадка раствора смешиваются и направляются на выпарку. *Определить:* а) содержание NaOH; б) массовую долю NaOH в растворе, поступающем на выпарку.

Решение. а) В отстойнике происходит трехкратное промывание осадка с отношением объемов удаляемого и удерживаемого растворов $a = 6 : 1 = 6$. Согласно формуле (2.24), в шламе после трехкратного промывания остается

$$(1 + 6)^{-3} = 0,00292 \text{ от первоначального содержания NaOH}$$

или

$$G_{\text{NaOH}} = 2000 \cdot 0,00292 = 5,84 \text{ кг.}$$

б) Извлекается NaOH

$$(2000 - 5,8) \cdot 100 / 2000 = 99,7 \text{ \%}.$$

в) Объем раствора

$$V_p = 6 \cdot 3 = 18 \text{ м}^3.$$

Содержание в нем NaOH

$$G_{\text{NaOH}} = 2000 - 5,84 = 1994 \text{ кг}$$

или

$$1994 \cdot 100 / (18 \cdot 1000 + 1994) = 9,97 \text{ \%}.$$

Пример 9. С целью извлечения меди колчеданные огарки подвергаются хлорирующему обжигу с поваренной солью. В обожженной массе медь содержится в виде CuCl_2 . Массовая доля хлорида меди составляет 11 %. Обожженный продукт подвергается выщелачиванию в противоточной батарее подкисленной водой, получающейся от промывки отходящих газов. Инертная твердая масса удерживает 2 кг воды на 1 кг твердого вещества. На каждой ступени достигается равновесие. Сколько ступеней необходимо иметь в батарее для получения раствора с массовой долей CuCl_2 12 % и извлечения 98 % Cu из обожженного продукта?

Решение. Поскольку твердая фаза при движении со ступени на ступень удерживает постоянное количество воды (кроме первой ступени, так как в эту ступень поступает сухой обожженный продукт, который уходит из нее, удерживая 2 кг воды на 1 кг твердой фазы), для определения числа ступеней в установке можно воспользоваться формулой (2.26).

За основу расчета принимается 100 кг сухого твердого остатка, свободного от меди, и вычисляются масса продуктов и составы.

С обожженной массой поступает CuCl_2 : $100 \cdot 11 / 89 = 12,4$ кг. С остатком уходит $12,4 \cdot (100 - 98) / 100 = 0,248$ кг. С экстрактом уходит $12,4 \cdot 98 / 100 = 12,2$ кг.

Определяется масса поступающей в установку подкисленной воды G_S , учитывая, что 200 кг воды уносит твердый остаток, а остальное уходит с экстрактом

$$(G_S - 200) \cdot 12 / 88 = 12,2,$$

откуда $G_S = 289$ кг.

Относительная массовая доля CuCl_2 в экстракте (в кг на 100 кг воды)

$$y_E = 12 \cdot 100 / 88 = 13,6.$$

Такой же состав будет иметь раствор, удерживаемый твердым веществом при переходе из первой ступени во вторую:

$$x'_1 = y_E = 13,6.$$

Относительная массовая доля CuCl_2 в растворе, уходящем с твердым остатком:

$$x'_R = 0,248 \cdot 100 / 200 = 0,124.$$

Поступающая в батарею подкисленная вода не содержит солей меди и $y_S = 0$.

Относительную массовую долю хлорида меди y_2 в верхнем потоке, переходящем из второй ступени в первую, определим по балансу CuCl_2 в первой ступени. Содержание растворителя в верхнем потоке составляет 289 кг. В первую ступень поступает на 100 кг инертной сухой массы 12,4 кг CuCl_2 и A кг с 289 кг растворителя из второй ступени; всего $(12,36 + A)$ кг. Уходит из первой ступени: с экстрактом 12,2 кг, с раствором нижнего потока $13,6 \cdot 200 / 100 = 27,2$ кг; всего $12,2 + 27,2 = 39,4$ кг.

Баланс первой ступени по CuCl_2

$$12,4 + A = 39,4 \text{ кг},$$

откуда

$$A = 39,4 - 12,4 = 27,0 \text{ кг}.$$

Относительная массовая доля CuCl_2 в верхнем потоке (в кг на 100 кг

воды)

$$y_2 = 27,0 \cdot 100 / 289 = 9,34.$$

Числа ступеней (без первой) по формуле (2.26)

$$n_C - 1 = \text{Lg}((13,6 - 9,34) / (0,124 - 0)) / \text{Lg}((13,6 - 0,124) / (9,34 - 0)) = 10,$$

а всего $n_C = 10 + 1 = 11$ ступеней.

Пример 10. Едкий натр получается по реакции



Продукты реакции поступают в первую ступень непрерывной, противоточной, трехступенчатой батареи с содержанием воды 50 % от массы шлама (CaCO_2). В дальнейшем, при переходе со ступени на ступень и выходе из батареи, шлам удерживает воды в 1,5 раза больше собственной массы. Желательно добиться 98%-го извлечения NaOH . *Определить* расход воды (на 100 кг сухого шлама) и составы растворов на каждой ступени.

Решение. Для составления материальных балансов по каждой ступени нет достаточного количества данных.

По табл. П1.15 для достижения 97,5%-го извлечения продукта при трехступенчатом непрерывном экстрагировании отношение масс растворителя и удерживаемого раствора составляет 3, на основе чего составляются последовательно балансы, начиная с третьей ступени. Расчет ведется на 100 кг сухого CaCO_3 .

На 100 кг CaCO_3 в первую ступень вводится 80 кг NaOH . Из этого количества переходит в экстракт 97,5 % или $80 \cdot 97,5 / 100 = 78$ кг.

Теряется с остаточным раствором: $80 - 78 = 2$ кг.

100 кг шлама удерживают воды: $100 \cdot 1,5 = 150$ кг.

Относительная массовая доля NaOH в остаточном растворе (в кг на 1 кг чистого растворителя)

$$x'_R = 2 / 151 = 0,0133.$$

В систему через третью ступень вводится вода в качестве растворителя: $150 \cdot 3 = 450$ кг.

Таким образом, в верхнем потоке по установке идет 450 кг воды, в нижнем вместе с твердой фазой 150 кг.

Массовая доля NaOH в растворителе: $y_S = 0$. Относительная массовая доля NaOH в верхнем потоке, переходящем из третьей ступени во вторую

$$y_3 = x'_R = 0,0133 \text{ кг/кг}.$$

Неизвестно содержание NaOH в нижнем потоке x'_2 . Определение производится по балансу NaOH в третьей ступени

$$450y_S + 150x'_2 = 150x_R + 450y_3;$$

$$450 \cdot 0 + 150x'_2 = 150 \cdot 0,0133 + 450 \cdot 0,0133;$$

$$150x'_2 = 8; \quad x'_2 = 8 / 150 = 0,0533 \text{ кг/кг.}$$

Относительная массовая доля NaOH в верхнем потоке, поступающем из второй ступени в первую: $y_2 = x'_2 = 0,0533 \text{ кг/кг.}$

Неизвестно лишь содержание NaOH в нижнем потоке, поступающем из первой ступени. Это содержание x'_1 определяется из баланса второй ступени

$$450y_3 + 150x'_1 = 450y_2 + 150x'_2;$$

$$450 \cdot 0,0133 + 150x'_1 = 450 \cdot 0,0533 + 150 \cdot 0,0533;$$

$$150x'_1 + 6 = 24 + 8;$$

$$x'_1 = (32 - 6) / 150 = 0,1733 \text{ кг/кг.}$$

Для определения содержания NaOH в экстракте в первой ступени необходимо составить водный баланс этой ступени, обозначив через A массу воды, уходящей с экстрактом:

$$A + 150 = 450 + 50; \quad A = 350 \text{ кг.}$$

Экстракт содержит 78 кг NaOH. Следовательно, массовая доля NaOH в экстракте

$$y_E = 78 \cdot 100 / (350 + 78) = 18,2 \text{ \%}.$$

2.3. Контрольные задачи

При решении контрольных задач используются формулы (2.1) – (2.26), табл. П1.3, П1.5 – П1.14, рис. П1.2 и П1.3.

1) Построить треугольную диаграмму равновесия для системы вода – уксусная кислота – этиловый эфир при 25 °С, пользуясь данными табл. 2.1. Сравнить полученную диаграмму с диаграммой $X, Y - z, Z$ (см. пример 3).

2) Уксусная кислота экстрагируется в противотоке этиловым эфиром из водного раствора, в котором массовая доля кислоты 20 %. Определить необходимый расход растворителя на 1000 кг/ч исходной смеси и число теоретических ступеней экстрагирования, если массовая доля кислоты в экстракте должна составлять 60 %, а в рафинате не более 2 % (после отгонки растворителя).

3) Бензойная кислота экстрагируется из водного раствора с содержанием ее 1,5 кг на 1 м³ воды, последовательной промывкой бензолом, содержащим 0,2 кг бензойной кислоты на 1 м³ бензола, при отношении объемов воды и бензола $V_F / V_S = 4$. Определить, сколько понадобится промыв-

вок, если конечная концентрация бензола в воде $0,2 \text{ кг/м}^3$. Определить также составы получающихся экстрактов. Равновесные данные при рабочей температуре:

Концентрация бензойной кислоты в воде, кг/м^3	0,104	0,456	0,707	1,32	1,56
Концентрация бензойной кислоты в бензоле, кг/м^3	0,182	2,45	6,12	18,2	24,5

4) В противоточном экстракторе экстрагируется 1,4-диоксан из 25%-го водного раствора бензолом, в котором массовая доля диоксана 0,5 %.

Конечная массовая доля диоксана в воде 2 %.					
Концентрация бензойной кислоты в воде, кг/м^3	0,104	0,456	0,707	1,32	1,56
Концентрация бензойной кислоты в бензоле, кг/м^3	0,182	2,45	6,12	18,2	24,5

Определить: а) минимальную массу растворителя на 100 кг исходной смеси; б) необходимое число теоретических ступеней экстрагирования; в) состав экстракта, приняв массу растворителя в 1,5 раза больше минимальной. Равновесные данные см. в примере 1.

5) Построить фазовые диаграммы равновесия в координатах X, Y – z, Z и X – Y для системы вода – уксусная кислота – изопропиловый эфир при $20 \text{ }^\circ\text{C}$, пользуясь данными о равновесных составах сосуществующих фаз (в массовых долях, %), приведенными в табл. 2.3. Соединительные линии на диаграмме X, Y – z, Z проводить не следует. Определить оптимальный состав экстракта при работе противотоком для 5- и 10%-х исходных смесей.

Таблица 2.3

Данные о равновесных составах

Водный слой			Эфирный слой		
вода	уксусная кислота	изопропиловый эфир	вода	уксусная кислота	изопропиловый эфир
98,1	0,69	1,2	0,5	0,18	99,3
97,1	1,41	1,5	0,7	0,37	98,9
95,5	2,89	1,6	0,8	0,79	98,4
91,7	6,42	1,9	1,0	1,93	97,1
84,4	13,3	2,3	1,9	4,82	93,3
71,1	25,5	3,4	3,9	11,4	84,7
58,9	36,7	4,4	6,9	21,6	71,5
45,1	44,3	10,6	10,8	31,1	58,1
37,1	46,4	16,5	15,1	36,2	48,7

6) Определить минимальное количество возврата экстракта, соответствующее ему минимальное количество растворителя на 100 кг исходной смеси вода – уксусная кислота с массовой долей последней 10 %, если экстракция производится диэтиловым эфиром при 25 °С. Массовая доля уксусной кислоты в экстракте после отгонки растворителя должна составлять 75 % уксусной кислоты, а в рафинате 1 %; растворитель отгоняется полностью (при решении задачи использовать диаграмму равновесия, построенную по данным примера 3 (см. рис. 2.12)).

7) Решить задачу 6, приняв количество возврата двойным против минимального. Определить также число теоретических ступеней экстрагирования (см. рис. 2.12).

8) Построить фазовые диаграммы равновесия в координатах X, Y – z, Z для системы гептан – метилциклогексан – анилин при 25 °С. Данные о равновесных составах сосуществующих фаз (в массовых долях, %) взять из табл. 2.4. Определить, какого состава продукты можно получить, обрабатывая 40%-й раствор метилциклогексана в гептане чистым анилином при обычной противоточной экстракции. Определить также минимальное число ступеней экстрагирования (при полном возврате экстракта и рафината), если массовая доля метилциклогексана в экстракте 98 %, в рафинате 1 % (после отгонки от растворителя).

Таблица 2.4

Данные о равновесных составах сосуществующих фаз

Рафинатный слой		Экстрактный слой		Рафинатный слой		Экстрактный слой	
X	Z	Y	Z	X	Z	Y	Z
0	0,064	0	15,7	0,610	0,087	0,770	6,58
0,085	0,064	0,150	13,8	0,730	0,099	0,870	5,67
0,216	0,070	0,365	11,2	0,810	0,105	0,920	5,10
0,445	0,078	0,623	8,2	0,885	0,117	0,960	4,80
0,525	0,079	0,700	7,33	1,00	1,24	1,00	4,70

9) Вычислить значение коэффициента массопередачи в условиях примера 6 при диаметре капель бензола $0,78 \cdot 10^{-3}$ мм.

10) В условиях примера 7 произвести вычисления для определения времени полного экстрагирования, а также для построения кинетической кривой $y_0(\tau)$ отработки частицы радиусом $0,8 \cdot 10^{-3}$ м.

11) Метилциклогексан экстрагируется анилином из 40%-го раствора его в гептане при 25 °С в экстракционной установке с возвратом части экстракта и рафината. Массовая доля метилциклогексана в экстракте 98 %, а в рафинате 1 % (исключая растворитель). Отношение количеств возврата экстракта и экстракта-продукта принять в 1,62 раз больше минимального.

Определить число ступеней экстрагирования.

12) В батарею из трех отстойников противоточного действия, объемом по 7 м^3 каждый, поступают 2 т раствора NaOH в 1 м^3 воды вместе с осадком CaCO_3 и отбираются 6 м^3 прозрачного концентрированного раствора на выпарку. С другой стороны, в батарею подается в качестве растворителя 6 м^3 чистой воды на 2000 кг NaOH. Осадок CaCO_3 при переходе со ступени на ступень и при удалении из батарей удерживает 1 м^3 раствора. Определить: а) содержание NaOH в шламе; б) степень извлечения NaOH; в) массовую долю NaOH в растворе, поступающем на выпарку.

13) Определить число ступеней экстрагирования в условиях примера 10, если степень извлечения NaOH равна 0,98.

14) Определить число ступеней экстрагирования в условиях примера 11, если массовая доля CuCl_2 в экстракте будет равна 9 %, а степень извлечения меди 92 %.

15) Завод перерабатывает в сутки 10 т сульфида бария с соответствующим количеством соды и 35 т воды с целью получения карбоната бария и раствора сульфида натрия. Переработка ведется в пятиступенчатой противоточной батарее. Осадок карбоната бария во время процесса удерживает двойное (по массе) количество воды. В результате переработки получается 10%-й раствор сульфида натрия. Желательно добиться 98%-го извлечения сульфида натрия. Определить: а) потерю сульфида натрия в остатке; б) массу воды, которую необходимо добавить в качестве растворителя; в) массовые доли Na_2S в каждом сгустителе.

16) В противоточной экстракционной батарее экстрагируется едкий натр из продуктов реакции $\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{CaO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CaCO}_3 + 2 \text{NaOH}$.

Поступающая в батарею смесь содержит воды 50 % от массы осадка (CaCO_3). Из этой смеси в батарее извлекается 95 % NaOH, причем получается 15%-й раствор. Сколько воды в качестве растворителя должно поступать в батарею и сколько ступеней должно быть в батарее, если из опытных данных известно, что осадок удерживает раствор в следующих количествах, зависящих от содержания в ней NaOH (табл. 2.5).

Таблица 2.5

Опытные данные по возможности удержания раствора осадком

Массовая доля NaOH, %	Удерживается раствора на 1 кг осадка, кг	Массовая доля NaOH, %	Удерживается раствора на 1 кг осадка, кг
0	1,39	15	2,70
5	1,72	20	3,85
10	2,04		

3. ВАРИАНТЫ ЗАДАНИЙ

Вариант задания выдается преподавателем (табл. 3.1).

Таблица 3.1

Варианты заданий

№ варианта	Задание		№ варианта	Задание	
	№ задачи для 1-го раздела	№ задачи для 2-го раздела		№ задачи для 1-го раздела	№ задачи для 2-го раздела
1	1	16	13	13	4
2	2	15	14	14	3
3	3	14	15	15	2
4	4	13	16	16	1
5	5	12	17	17	2
6	6	11	18	10	4
7	7	10	19	11	5
8	8	9	20	12	6
9	9	8	21	13	7
10	10	7	22	14	8
11	11	6	23	15	9
12	12	5	24	16	10

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Рассмотренные в пособии массообменные процессы абсорбции и экстрагирования позволяют решать стандартные инженерные задачи в химическом и нефтегазовом производстве. Однако следует отметить, что приведенный в пособии справочный материал является ограниченным. Так, для решения задач, встречающихся на практике, необходимо воспользоваться дополнительной справочной литературой. Пособие не отвечает на теоретические вопросы, а представляет собой методику решения типовых задач.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Аксельруд, Г. А. Экстрагирование. Система «твердое тело-жидкость» / Г. А. Аксельруд, В. М. Лысянский. – Л. : Химия, 1974. – 254 с.
2. Аксельруд, Г. А. Растворение твердых веществ / Г. А. Аксельруд, А. Д. Молчамов. – М. : Химия, 1971. – 272 с.
3. Кафаров, В. В. Основы массопередачи. Системы газ-жидкость, пар-жидкость, жидкость-жидкость / В. В. Кафаров. – 3-е изд., перераб. – М. :

Высш. шк., 1979. – 439 с.

4. Основы жидкостной экстракции / под ред. Г. А. Ягодина. – М. : Химия, 1981. – 400 с.

5. Рамм, В. М. Абсорбция газов / В. М. Рамм. – М. : Химия, 1976. – 655 с.

6. Романков, Л. Г. Экстрагирование твердых материалов / Л. Г. Романков, М. Н. Курочкина. – Л. : Химия, 1983. – 256 с.

7. Романков, Л. Г. Массообменные процессы химической технологии. Системы с дисперсной твердой фазой / Л. Г. Романков, В. Ф. Фролов. – Л. : Химия, 1990. – 388 с.

8. Рудобашта, С. Л. Массоперенос в системах с твердой фазой / С. Л. Рудобашта. – М. : Химия, 1980. – 248 с.

9. Трейбая, Р. Жидкостная экстракция / Р. Трейбая ; пер. с англ. ; под ред. С. З. Кагана. – М. : Химия, 1966. – 724 с.

10. <http://macp.web.tstu.ru/>

ПРИЛОЖЕНИЕ 1

КОНСТАНТЫ ВЕЩЕСТВ

Таблица П1.1

Плотность жидкостей при 0 – 20 °С

Жидкость	Плотность, кг/м ³	Жидкость	Плотность, кг/м ³
Азотная кислота 92 %	1500	Серная кислота 30 %	1220
Аммиак 26 %	910	Серная кислота, дымящая	1210
Бензин	760	Тетрахлорид углерода	1630
Глицерин 100 %	1270	Уксусная кислота 70 %	1070
80 %	1130	30 %	1040
Диэтиловый эфир	710	Хлороформ	1530
Керосин	850	Этилацетат	900
Ксилол	880	Этиленхлорид	1280
Мазут	890 – 950	Этиловый спирт 100 %	790
Метиловый спирт 90 %	820	70 %	850
30 %	950	40 %	920
Нафталин		10 %	980
(расплавленный)	1100		
Нефть	790 – 950		
Ртуть	13 600		

Таблица П1.2

Плотность жидких веществ и водных растворов (кг/м³)
в зависимости от температуры

Вещество	Температура, °С							
	-20	0	20	40	60	80	100	120
Азотная кислота								
100 %	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
50 %	-	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аммиак жидкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Аммиачная вода 25 %	-	918	907	987	887	876	866	856
Анилин	-	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	-	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловый спирт	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	-	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Глицерин 50 %	-	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
Диоксид серы (жидкий)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010

Продолжение табл. П1.2

Дихлорэтан	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Диэтиловый эфир	758	736	714	689	666	640	611	576
Изопропиловый спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Кальция хлорид 25%	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
м-Ксилол	-	882	865	847	831	796	796	777
Метиловый спирт								
100 %	828	810	792	774	756	736	714	-
40 %	-	946	935	924	913	902	891	880
Муравьиная кислота	-	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Натр едкий 50%	-	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
40%	-	1443	1430	1416	1403	1389	1375	1360
30%	-	1340	1328	1316	1303	1289	1276	1261
20%	-	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
10%	-	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049
Натрия хлорид 20 %	-	1157	1148	1189	1130	1120	1110	1100
Нитробензол	-	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	734	718	702	686	669	653	635	617
Олеум 20%	-	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Пропиловый спирт	-	819	804	788	770	752	733	711
Серная кислота 98 %	-	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
92 %	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
75 %	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
60 %	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Серовуглерод	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляная кислота 30 %	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Тетрахлорид углерода	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Уксусная кислота								
100 %	-	1072	1048	1027	1004	981	958	922
50 %	-	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Фенол								
(расплавленный)	-	-	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Этилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Этиловый спирт 100 %	823	806	789	772	754	735	716	693
80 %	-	857	843	828	813	797	783	768
60 %	904	891	878	864	849	849	835	820
40 %	-	947	935	923	910	897	885	872
20 %	-	977	969	957	946	934	922	910

Таблица П1.3

Характеристики скрубберных насадок из колец и кусковых материалов

Вид насадки	Размеры элемента насадки, мм	Число элементов в 1 м ³ объема, заполненного насадкой	Свободный объем, м ³ /м ³	Удельная поверхность, м ² /м ³	Масса 1 м ³ насадки, кг
Кольца фарфоровые керамические	8 × 8 × 1,5	1 465 000	0,64	570	600
	15 × 15 × 2	250 000	0,70	330	690
	25 × 25 × 3	53 200	0,74	204	532
	35 × 35 × 4	20 200	0,78	140	505
	50 × 50 × 5	6000	0,785	87,5	530
	стальные	35 × 35 × 2,5	19 000	0,83	147
50 × 50 × 1		6000	0,95	110	430
Гравий круглый	42	14 400	0,388	80,5	-
Андезит кусковой	43,2	12 600	0,565	68	1200
Кокс кусковой	42,6	14 000	0,56	77	455
	40,8	15 250	0,545	86	585
	28,6	27 700	0,535	110	660
	24,4	64 800	0,532	120	600
Катализатор синтеза аммиака в кусочках	6,1	5 200 000	0,465	960	2420
Катализатор конверсии СО в таблетках	d = 11,5; h = 6	1 085 000	0,38	460	1100
Катализатор сернокислотный (ванадиевый) в таблетках	d = 11; h = 6,5	1 000 000	0,43	415	614

Таблица П1.4

Удельная теплота парообразования жидкостей (кДж/кг)

Вещество	Температура, °С				
	0	20	60	100	140
Аммиак	1265,4	1190,0	-	-	-
Анилин	-	-	-	-	435,8 (при 184 °С)
Ацетон	565,7	553,1	519,6	473,5	-
Бензол	448,3	435	408,5	379,2	346,1
Бутиловый спирт	703,9	687,2	653,6	611,7	561,5
Вода	2493,1	2446,9	2359	2258,4	2149,5
Диоксид углерода	235,1	155,4	-	-	-
Диэтиловый эфир	387,6	366,6	326,4	282,4	-
Изопропиловый спирт	775,2	750,0	699,7	636,9	228,4 557,3
Метиловый спирт	1198,3	1173,2	1110,4	1013,9	892,6
Нитробензол	-	-	-	-	331,9 (при 211 °С)
Пропиловый спирт	812,9	791,9	745,8	683,0	595,0
Серовуглерод	374,6	367	344,4	316,4	282,4
Тетрахлорид углерода	218,3	213,7	201,9	185,6	168,0
Толуол	414,8	407,7	388,8	368,7	344,0
Уксусная кислота	-	-	-	406,4	395,5
Фреон-12	155,0	144,9	132,4	-	-
Хлор	266,5	253,1	222,0	176,8	71,23
Хлорбензол	375,8	369,5	354,4	338,1	320,5
Хлороформ	271,5	263,1	247,6	231,3	-
Этилацетат	427,4	411,5	358,9	355,7	317,2
Этиловый спирт	921,8	913,4	879,9	812,9	712,3

Таблица П1.5

Температура кипения (°С) органических жидкостей при давлении < 1 атм

Давление (абсолютное) мм рт. ст.	Анилин	Глице- рин	м- Ксилол	Нитро- бензол	Толуол	Октан
10	69,4	167,2	28,3	84,9	6,4	19,2
20	82,0	182,2	41,1	99,3	18,4	31,5
40	96,7	198,0	55,3	115,4	31,8	45,1
60	106,0	208,0	64,4	125,8	40,3	53,8
100	119,9	220,1	76,8	139,9	51,9	65,7
200	140,1	240,0	95,5	161,2	69,5	83,6
400	161,9	263,0	116,7	185,8	89,5	104,0
760	184,4	290,0	139,1	210,6	110,6	125,6

Таблица П1.6

Равновесные составы жидкости и пара для бинарных систем
при 760 мм рт. ст.

Метанол-вода			Хлороформ- бензол			Вода-уксусная кислота			Азот-кислород		
Т °С	Молярная доля мета- нола, %		Т °С	Молярная доля хлоро- форма, %		Т °С	Молярная доля воды, %		Т °С	Молярная доля азота, %	
	в жидк.	в паре		в жидк.	в паре		в жидк.	в паре		в жидк.	в паре
100	0	0	80,6	0	0	118,1	0	0	90,1	0	0
96,4	2	13,4	79,8	8	10	115,4	5	9,2	89,5	3,5	13,0
93,5	4	23,0	79,0	15	20	113,8	10	16,7	89	6,2	20,2
91,2	6	30,4	78,2	22	30	110,1	20	30,2	88	11,5	30,4
87,7	10	41,8	77,3	29	40	107,5	30	42,5	87	17,1	39,7
81,7	20	57,9	76,4	36	50	105,8	40	53,0	86	22,2	47,8
78,0	30	66,5	75,3	44	60	104,4	50	62,6	85	27,7	55,7
75,3	40	72,9	74,0	54	70	103,2	60	71,6	84	33,8	63,1
73,1	50	77,9	71,9	66	80	102,1	70	79,5	83	40,5	70,1
71,2	60	82,5	68,9	79	90	101,3	80	86,4	82	47,8	76,4
69,3	70	87,0	61,4	100	100	100,6	90	93,0	81	56,6	82,3
67,5	80	91,5				100,0	100	100	80	66,6	88,0
66,0	90	95,8							79	78,4	93,2
64,5	100	100							78	91,9	97,8
									77,3	100	100

Таблица П1.7

Поверхностное натяжение жидкостей

Жидкость	Температура, °С	Поверхностное натяжение, $\sigma \cdot 10^3$ Н/м
Азот жидкий	-196	8,5
Кислород жидкий	-183	13,2
Оливковое масло	+20	32,0
Парафиновое масло	+25	26,4
Скипидар	+15	27,3

Таблица П1.8

Поверхностное натяжение σ водных растворов
(в таблице даны значения $\sigma \cdot 10^3$ Н/м)

Растворенное вещество	Температура, °С	Массовая доля, %			
		5	10	20	50
Na ₂ SO ₄	18	73,8	75,2	-	-
NaNO ₃	30	72,1	72,8	74,4	79,8
KCl	18	73,6	74,8	77,3	-
KNO ₃	18	73,0	73,6	75,0	-
K ₂ CO ₃	10	75,8	77,0	79,2	106,4
NH ₄ OH	18	66,5	63,5	59,3	-
NH ₄ Cl	18	73,3	74,5	-	-
NH ₄ NO ₃	100	59,2	60,1	61,6	67,5

Таблица П1.9

Давление насыщенного водяного пара при температурах от 20 – 100 °С
Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па

T, °С	P, мм рт. ст.	T, °С	P, мм рт. ст.	T, °С	P, мм рт. ст.	T, °С	P, мм рт. ст.	T, °С	P, мм рт. ст.
-20	0,772	5	6,45	30	31,82	55	118,0	80	355,1
19	0,850	6	7,01	31	33,70	56	123,8	81	369,7
18	0,935	7	7,51	32	35,66	57	129,8	82	384,9
17	1,027	8	8,05	33	37,73	58	136,1	83	400,6
16	1,128	9	8,61	34	39,90	59	142,6	84	416,8
15	1,238	10	9,21	35	42,18	60	149,4	85	433,6
14	1,357	11	9,84	36	44,56	61	156,4	86	450,9
13	1,486	12	10,52	37	47,07	62	163,8	87	468,7
12	1,627	13	11,23	38	49,65	63	171,4	88	487,1
11	1,780	14	1,99	39	52,44	64	179,3	89	506,1

Продолжение табл. П1.9

10	1,946	15	12,79	40	55,32	65	187,5	90	525,8
9	2,125	16	13,63	41	58,34	66	196,1	91	546,1
8	2,321	17	14,53	42	61,50	67	205,0	92	567,0
7	2,532	18	15,48	43	64,80	68	214,2	93	588,6
6	2,761	19	16,48	44	68,26	69	223,7	94	610,9
5	3,008	20	17,54	45	71,88	70	233,7	95	633,9
4	3,276	21	18,65	46	75,65	71	243,9	96	657,6
3	3,566	22	19,83	47	79,60	72	254,6	97	682,1
2	3,879	23	21,07	48	83,71	73	265,7	98	707,3
-1	4,216	24	22,38	49	88,02	74	277,2	99	733,2
0	4,579	25	23,76	50	92,51	75	289,1	100	760,0
+1	4,930	26	525,21	51	97,20	76	301,4		
2	5,29	27	26,74	52	102,1	77	314,1		
3	5,69	28	28,35	53	107,2	78	327,3		
4	6,10	29	30,04	54	112,5	79	341,0		

Таблица П1.10

Коэффициент диффузии газов и паров в воздухе
(при нормальных условиях)

Газ	$D_0 \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{с}$	Газ	$D_0 \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{с}$
Азот	13,2	Метанол	13,3
Аммиак	17,0	Сероуглерод	8,9
Бензол	7,7	Серы диоксид	10,3
Водород	61,1	Серы триоксид	9,4
Водяной пар	21,9	Углерода	
Диэтиловый		диоксид	13,8
эфир	7,8	Хлороводород	13,0
Кислород	17,8	Этанол	10,2

Таблица П1.11

Коэффициент диффузии некоторых газов в воде при 20 °С

Газ	$D_0 \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{с}$
Азот	1,9
Аммиак	1,8
Водород	5,3
Диоксид углерода, оксид азота (I)	1,8
Кислород	2,1
Хлор, сероводород	1,6
Хлороводород (при 12 °С)	2,3

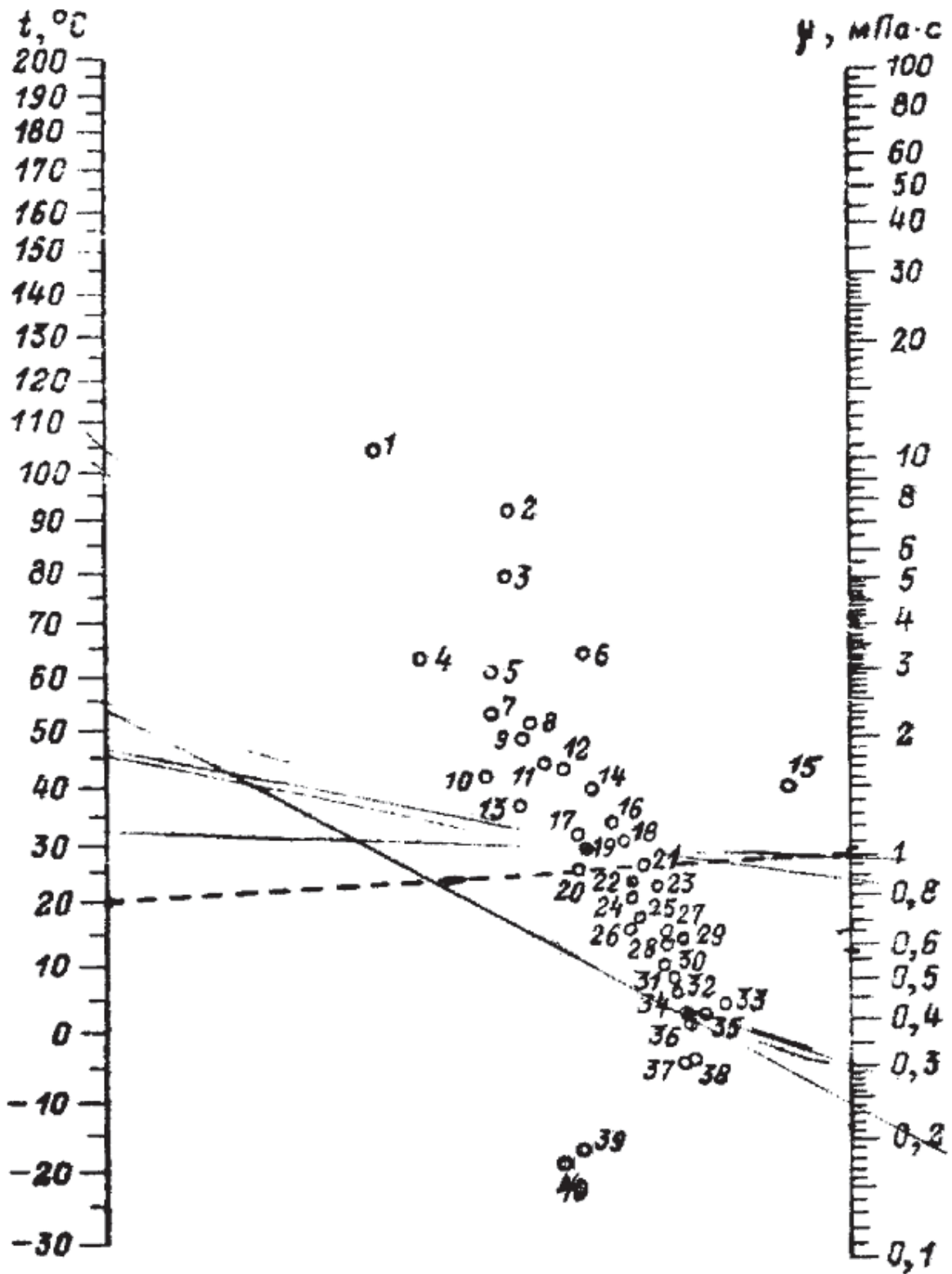


Рис. П1.1. Номограмма для определения динамической вязкости жидкостей при различных температурах

Расшифровка точек на рис. П1.1

Жидкость	№ точки	Жидкость	№ точки
Амиловый спирт	17	Ртуть	15
Аммиак	39	Серная кислота	
Анилин	8	100 %	2
Ацетон	34	98 %	3
Бензол	25	60 %	6
Бутиловый спирт	11	Сероуглерод	33
Вода	20	Серы триоксид	35
Гексан	36	Терпентин	16
Гептан	31	Толуол	27
Глицерин, 100 %	1	Углерода диоксид	40
Глицерин, 50 %	7	Уксусная кислота	
Диэтиловый эфир	37	100 %	18
Метилацетат	32	70 %	12
Метиловый спирт		Фенол	5
100 %	26	Хлорбензол	22
90 %	24	Хлороформ	29
30 %	13	Этилацетат	30
Нафталин	9	Этиленгликоль	4
Нитробензол	14	Этиленхлорид	23
Октан	28	Этиловый спирт	
Пентан	38	100 %	19
		49 %	10

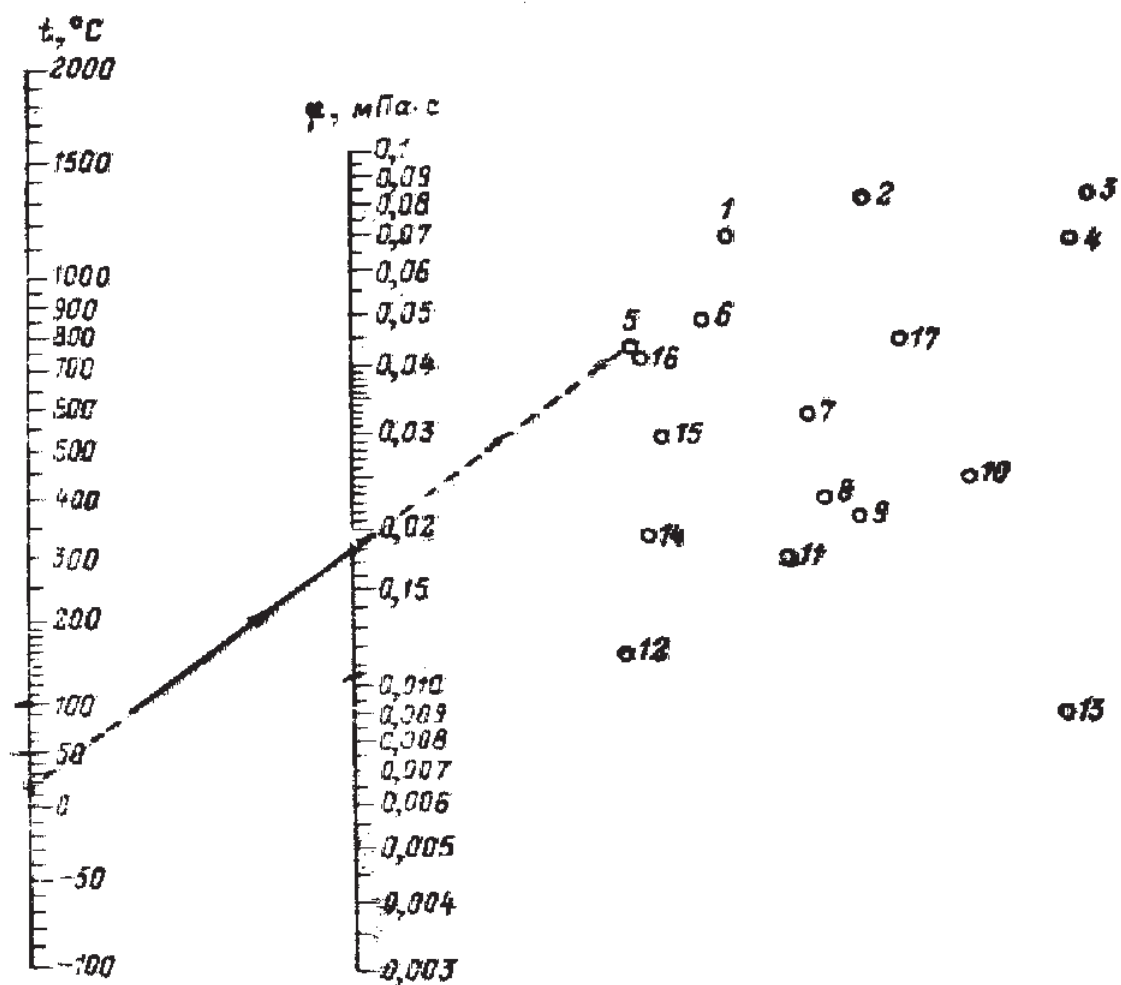


Рис. П1.2. Номограмма для определения динамической вязкости газов при $P = 1$ атм:
 1 – O_2 ; 2 – NO ; 3 – CO_2 ; 4 – HCl ; 5 – воздух; 6 – N_2 ; 7 – SO_2 ; 8 – CH_4 ;
 9 – H_2O ; 10 – NH_3 ; 11 – NO ; 12 – C_2H_6 ; 13 – $\text{H}_2, \text{C}_6\text{H}_6$; 14 – $9\text{H}_2 + \text{N}_2$;
 15 – $3\text{H}_2 + \text{N}_2$; 16 – CO ; 17 – Cl_2

Пересчет в СИ: 1 атм = 760 мм рт. ст. = 101 325 Па

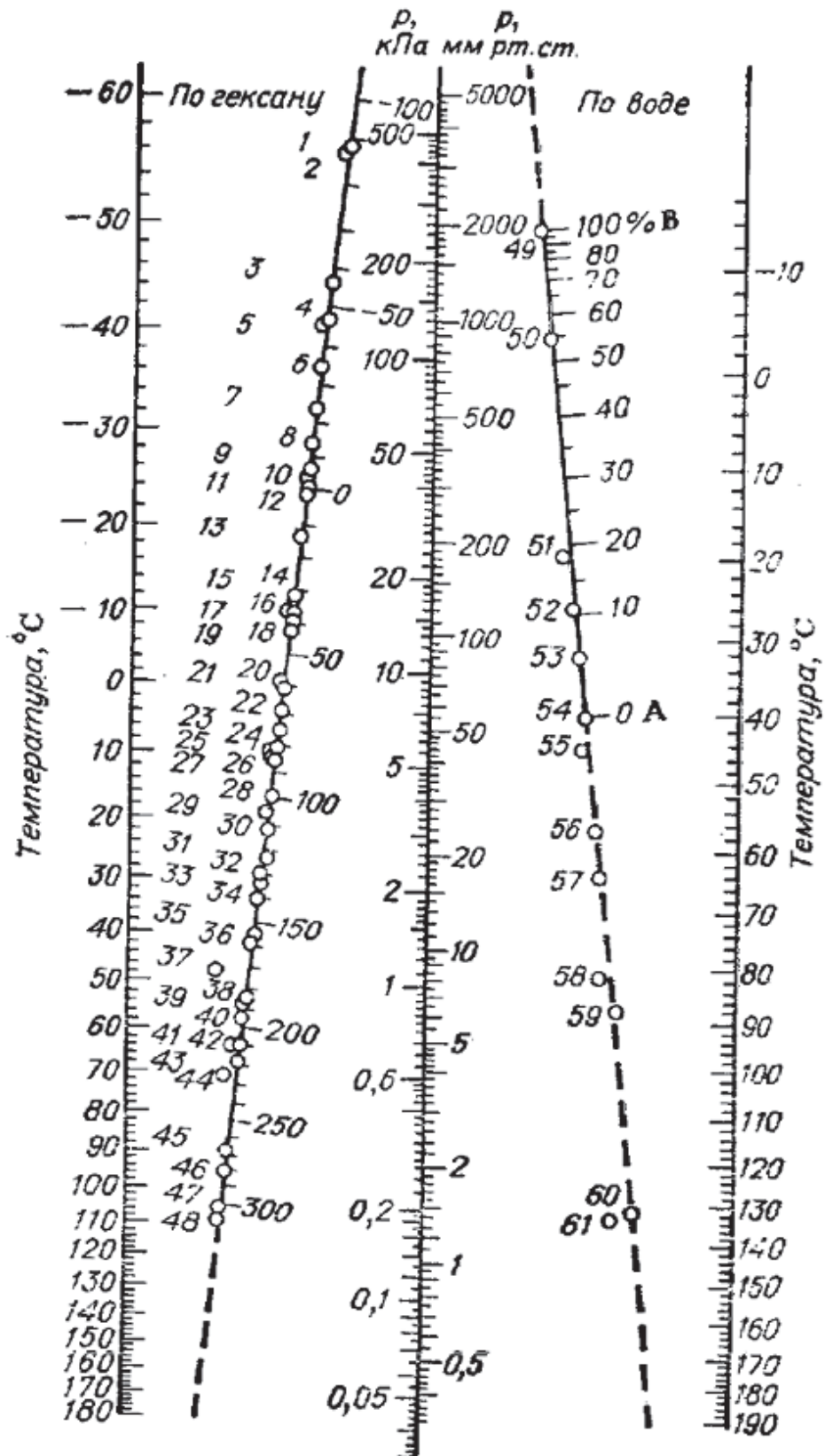


Рис. П1.3. Номограмма для определения давления насыщенного пара и температуры кипения жидкостей

Таблица П1.13

Расшифровка точек для рис. П1.3
Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па

Вещество	№ точки	Вещество	№ точки	Вещество	№ точки
Аллен	5	1,2-Дихлорэтан	26	Пентан	17
Аммиак	49	Диэтиловый		Пропан	5
Анилин	40	эфир	15	Пропилен	4
Ацетилен	2	Изомасляная		Пропионовая	
Ацетон	51	кислота	57	кислота	56
Бензол	24	Изопрен	14	Ртуть	61
Бромбензол	35	Йодбензол	39	Тетралин	42
α-Бромнафталин	46	μ-Крезол	44	Тетрахлорид	
1,3-Бутадиен	10	о-Крезол	41	углерода	23
Бутан	11	μ-Ксилол	34	Толуол	30
α-Бутилен	9	Метиламин	50	Уксусная	
β-Бутилен	12	Метиленхлорид	19	кислота	55
Булитенгликоль	58	Метилмоносилан	3	Фторбензол	27
Винилхлорид	8	Метиловый		Хлорбензол	33
Вода	54	спирт	52	Хлороформ	21
Гексан	22	Метилформиат	16	Этан	1
Гептан	28	Метилхлорид	7	Этилацетат	25
Глицерин	60	Нафталин	43	Этилбромид	18
Декалин	38	α-Нафтол	47	Этиленгликоль	59
Декан	36	β-Нафтол	48	Этиловый	
Диоксан	29	Нитробензол	37	спирт	53
Дифенил	45	Октан	31	Этилформиат	20
		-/-	32*	Этилхлорид	13

Примечание. * По другим данным, шкала А-В: массовая доля NH₃ (%) в водном растворе

Значение коэффициента Генри E для водных растворов некоторых газов
(в таблице даны значения $E \cdot 10^6$ мм рт. ст.)

Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па

Газ	Температура, °С										
	0	5	10	15	20	25	30	40	60	80	100
Азот	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	70,2	90,9	95,9	95,4
Ацетилен	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,01	1,11	-	-	-	-
Бром	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056	0,0688	0,101	0,191	0,307	-
Водород	44	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7	55,4	57,1	58,1	57,4	56,6
Воздух	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7	58,6	66,1	76,5	81,7	81,6
Кислород	19,3	22,1	24,0	27,7	30,4	33,3	36,1	40,7	47,8	52,2	53,3
Метан	17	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,1	39,5	47,6	51,8	53,3
Сероводород	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,566	0,782	1,03	1,12
Углерода диоксид	0,553	0,666	0,792	0,93	1,08	1,24	1,41	1,77	2,59	-	-
Углерода оксид	26,7	30	33,6	37,2	40,7	44	47,1	52,9	62,5	64,3	64,3
Хлор	0,204	0,25	0,297	0,346	0,402	0,454	0,502	0,6	0,731	0,73	-
Этан	9,55	11,8	14,4	17,2	20	23	26	32,2	42,9	50,2	52,6
Этилен	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67	9,62	-	-	-	-

Таблица П1.15

Степень извлечения (% (по массе)) экстрагируемого вещества
при обработке твердого материала в противотоке

Отношение потоков a	Число ступеней экстрагирования n_c					
	1	2	3	4	5	6
1	50,00	66,67	75,00	80,00	83,33	85,71
2	66,67	85,71	93,00	96,77	98,42	99,21
3	75,00	92,31	97,50	99,17	99,73	99,91
4	80,00	95,24	98,82	99,71	99,93	-
5	83,33	96,77	99,36	99,87	99,97	-
6	85,71	97,67	99,61	99,94	-	-
7	87,50	98,24	99,75	99,96	-	-
8	88,89	98,63	99,83	99,98	-	-
9	90,00	98,90	99,88	99,99	-	-
10	90,90	99,10	99,91	-	-	-

ПРИМЕР РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА [10]

Насадочные колонны (рис. П2.1) – наиболее распространенный тип абсорбера. Преимуществом их является простота устройства, возможность работы с агрессивными средами (так как требуется защита от коррозии только корпуса колонны и поддерживающих насадку решеток). Насадка выполняется обычно из коррозионно-стойкого материала (керамика, фарфор, стекло). Другое преимущество насадочных колонн – более низкое, чем в барботажных абсорберах, гидравлическое сопротивление.

а)

б)

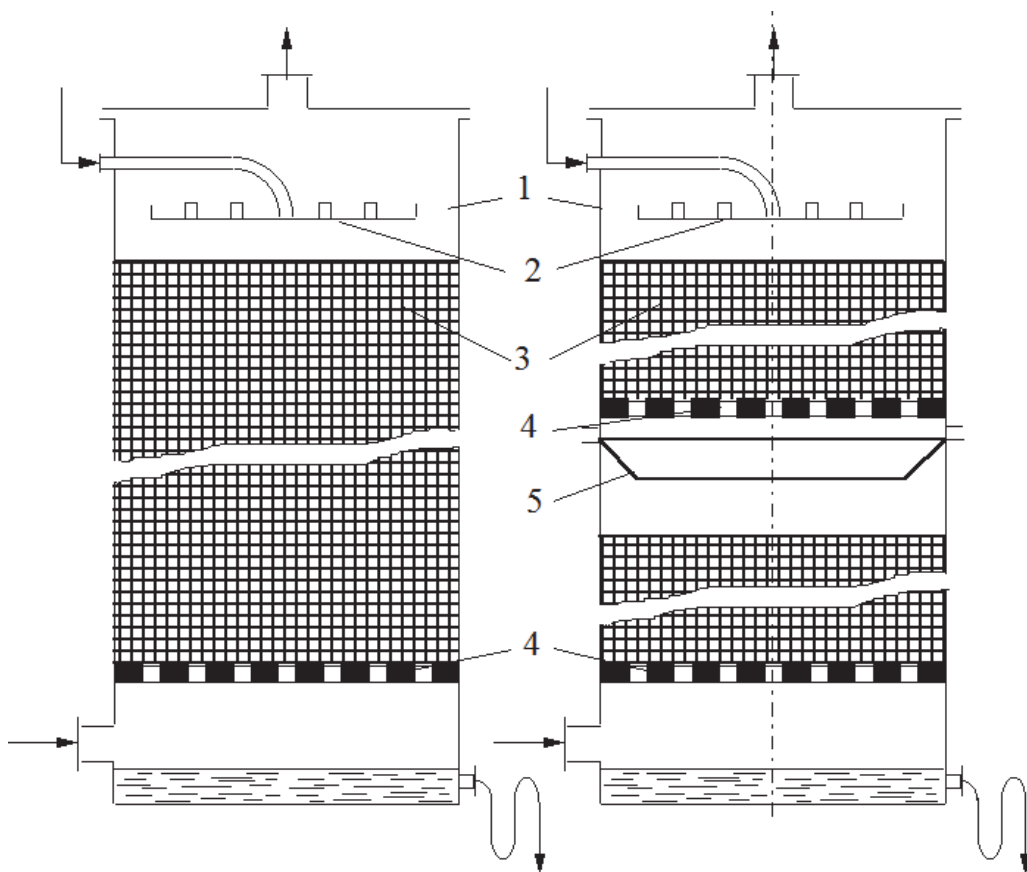


Рис. П2.1. Насадочные абсорберы:

- а – со сплошным слоем насадки; б – с секционной загрузкой насадки;
- 1 – корпуса; 2 – распределители жидкости; 3 – насадка; 4 – опорные решетки; 5 – перераспределитель жидкости

Насадочные колонны мало пригодны для работы с загрязненными жидкостями и при малой плотности орошения. Кроме того, в насадочных колоннах затруднен отвод тепла, выделяющегося при поглощении газа. Для стабильной работы насадочной колонны необходимо обеспечить равномерное распределение жидкости по сечению, с помощью оросителей.

В задачу проектного расчета абсорбера входит определение геометрических размеров колонны на заданную производительность. Расчет абсорбера ведем для процесса поглощения аммиака водой.

1) Расчет абсорбера начинаем с определения количества инертного газа (воздуха) при нормальных условиях, м³/ч

$$G_V = V \cdot (1 - c_H),$$

в массовых единицах измерения, кг/ч.

$$G = C_V \cdot \rho_0,$$

где $\rho_0 = 1,29 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при нормальных условиях.

2) Относительные весовые составы газовой смеси:

– на входе в аппарат

$$Y_1 = \frac{M_K}{M_H} \cdot \frac{c_H}{100 - c_H};$$

– на выходе из аппарата

$$Y_2 = \frac{M_K}{M_H} \cdot \frac{c_k}{100 - c_k},$$

где M_H, M_K – молекулярные массы компонента (аммиака) и носителя (воздуха), кг/кмоль.

3) Количество поглощенного аммиака, кг/ч

$$M = G \cdot (Y_1 - Y_2).$$

4) Концентрация аммиака в поступающей на абсорбцию воде составит (в относительных весовых долях)

$$X_2 = \frac{c_0}{100 - c_0}.$$

5) Конечная концентрация аммиака в поглощающей воде

$$X_1 = X_2 + \frac{Y_1 - Y_2}{l}.$$

Тогда уравнение рабочей линии имеет следующий вид:

$$Y = Y_2 + l \cdot (X - X_2).$$

б) Определение числа единиц переноса при поглощении аммиака водой проводим аналитическим путем.

По данным табл. П2.1., характеризующим линию равновесия, находим значение:

Y_1^* , соответствующее конечной концентрации аммиака в жидкости X_1 ;

Y_2^* , соответствующее начальной концентрации аммиака, т.е. X_2 .

Таблица П2.1

Равновесные концентрации аммиака Y^* при различных значениях X

X	0,002	0,005	0,01	0,015	0,02	0,025	0,03
Y^*	0,0009	0,0025	0,0057	0,0097	0,0147	0,0212	0,0284

Движущая сила в нижней части абсорбера (на входе газа)

$$\Delta_1 = Y_1 - Y_1^* .$$

Движущая сила в верхней части абсорбера (на выходе газа)

$$\Delta_2 = Y_2 - Y_2^* .$$

Движущая сила определяется как

$$\Delta_{cp} = \frac{\Delta_1 - \Delta_2}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta_1}{\Delta_2}} .$$

При соотношении $2 > \frac{\Delta_1}{\Delta_2} > 0,5$ можно с достаточной точностью пользоваться среднеарифметическим значением, т.е.

$$\Delta_{cp} = \frac{\Delta_1 + \Delta_2}{2} .$$

Соответствующее число единиц переноса

$$n = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta_{cp}} .$$

7) Эквивалентный диаметр насадки, м

$$d_{эkv} = \frac{4 \cdot \varepsilon}{f} ,$$

где ε – свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; f – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$ (табл. П2.2).

Характеристика некоторых насадок

Тип насадки	Вид и размеры насадок, мм	Удельная поверхность насадки, f , $\text{м}^2/\text{м}^3$	Свободный объем насадки, V , $\text{м}^3/\text{м}^3$
беспорядочно засыпанная (нерегулярная) насадка: керамические кольца Рашига			
1	10 × 10 × 1,5	440	0,700
2	15 × 15 × 2,0	330	0,700
3	25 × 25 × 3,0	200	0,740
4	50 × 50 × 5,0	90	0,785
кокс кусковой			
5	25	120	0,53
6	40	85	0,55
7	75	42	0,58
правильно уложенная (регулярная) насадка: керамические кольца Рашига			
8	50 × 50 × 5,0	110	0,735
9	80 × 80 × 8,0	80	0,72
10	100 × 100 × 10	60	0,72

Гидравлический расчет насадочного аппарата

1) Критерий Архимеда

$$Ar = \frac{g \cdot d_{\text{кв}} \cdot \rho_{\Gamma} \cdot (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma})}{\mu_{\Gamma}^2},$$

где $\rho_{\Gamma} = 1,16 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при 25 °С; $\rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3$ – плотность воды; $\mu_{\Gamma} = 0,185 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с}$ – вязкость воздуха при температуре 25 °С.

2) Скорость газа, соответствующую началу витания капель, можно определить по уравнению

$$Re'_{\Gamma} = 0,045 \cdot Ar^{0,57} \cdot \left(\frac{G}{L}\right)^{0,43},$$

где $\frac{G}{L} = \frac{1}{l}$ – удельный расход газовой фазы.

Фиктивная скорость газа, соответствующая началу витания капель жидкости:

$$\omega'_0 = \frac{Re'_{\Gamma} \cdot f \cdot \mu_{\Gamma r}}{4 \cdot \rho_{\Gamma}}.$$

Для устойчивой работы абсорбера рабочую фиктивную скорость газа принимают равной 85 % от фиктивной скорости начала подвисяния жидкости

$$\omega_0 = 0,85 \cdot \omega'_0.$$

3) Диаметр абсорбционной колонны D_a

$$S = \frac{\pi}{4} \cdot D_a^2,$$

где S – площадь сечения абсорбера, равная

$$S = \frac{V_\Gamma}{3600 \cdot \omega_0},$$

объемный расход газа при плотности $V_\Gamma = 1,16 \text{ кг/м}^3$.

4) Расход жидкости при ее плотности $V_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3$

$$V_{\text{ж}} = \frac{L}{\rho_{\text{ж}}}.$$

5) Плотность орошения насадки, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$

$$U = \frac{V_{\text{ж}}}{S}.$$

6) Оптимальная плотность орошения

$$U_{\text{опт}} = b \cdot f,$$

где $b = 0,158 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{с})$ – значение коэффициента орошения, при абсорбции аммиака водой.

7) Коэффициент смачиваемости ψ определяют по графической зависимости (рис. П2.2) с использованием отношения $\frac{U}{U_{\text{опт}}}$.

8) Массовая скорость газа ($\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$)

$$W_\Gamma = \frac{G}{3600 \cdot S}.$$

9) Высота единицы переноса для газовой фазы, м

$$h_1 = \frac{8,13 \cdot \varepsilon}{\psi \cdot f} \cdot \text{Re}_\Gamma^{0,25} (\text{Pr}')^{\frac{2}{3}},$$

где Re_Γ , Pr' – критерии Рейнольдса и Прандтля при диффузии аммиака в воздухе

$$\text{Re}_\Gamma = \frac{4 \cdot W_\Gamma}{f \cdot \mu_\Gamma}, \quad \text{Pr}' = \frac{\mu_\Gamma}{\rho_\Gamma \cdot D_\Gamma}.$$

В данном случае, $\text{Pr}' = 0,818$.

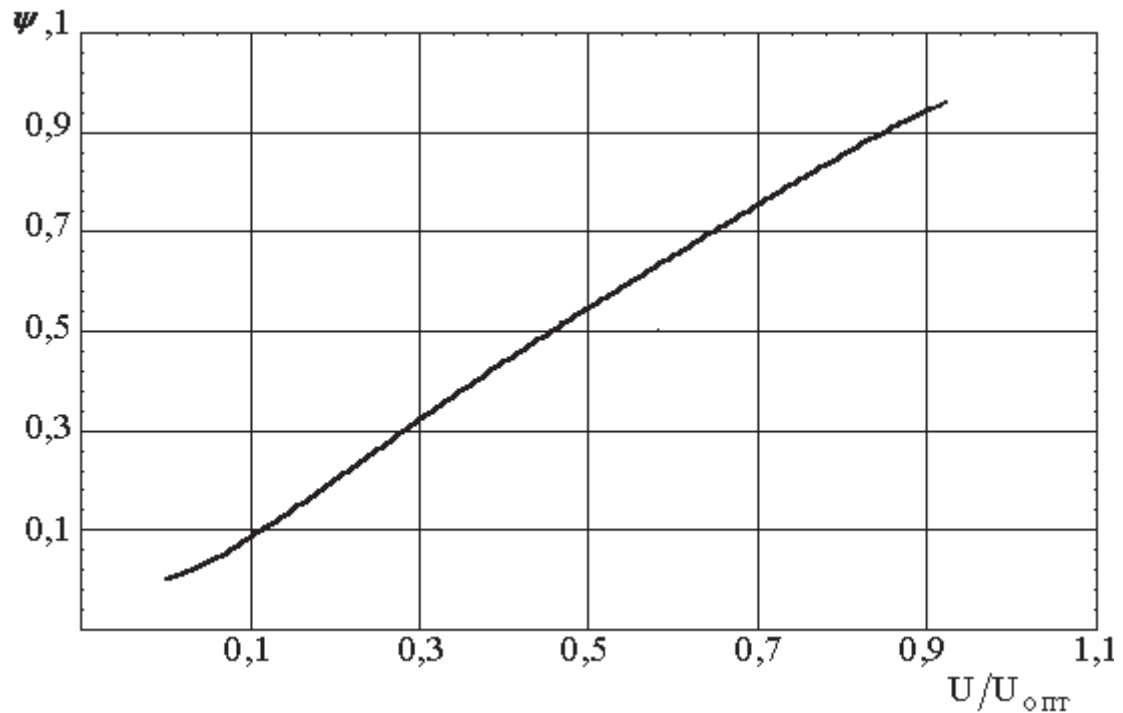


Рис. П2.2. Коэффициент смачиваемости ψ (насадки из колец)

10) Массовая скорость жидкости, кг/(м²·с)

$$W_{ж} = \frac{L}{3600 \cdot S}.$$

11) Критерий Рейнольдса для жидкости

$$Re_{ж} = \frac{4 \cdot W_{ж}}{f \cdot \mu_{ж}},$$

где $\mu_{ж} = 0,85 \cdot 10^{-3}$ Па·с – вязкость воды при температуре 25 °С.

12) Диффузионный критерий Прандтля для жидкости

$$N = 340 \cdot \left(\frac{H_1}{d_1} \right) \cdot \mu \cdot n^2 \cdot D_{ж}^3,$$

где $D_{ж} = 2,08 \cdot 10^{-9}$ м²/с – коэффициент диффузии аммиака в воде при 25 °С.

С учетом этого $Pr'_{ж} = 565$.

13) Приведенная толщина пленки жидкости на поверхности насадки, м

$$\delta_{ПРИВ} = \left(\frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}^2 \cdot g} \right)^{0,33},$$

при подстановке значений, соответствующих рассматриваемым условиям абсорбции аммиака водой ($t = 25$ °С), получим $\delta_{ПРИВ} = 4,2 \cdot 10^{-5}$ м.

14) Высота единицы переноса для жидкой фазы, м

$$h_2 = 119 \cdot \delta_{\text{ПРИБ}} \cdot \text{Re}_{\text{Ж}}^{0,25} \cdot (\text{Pr}'_{\text{Ж}})^{0,5}.$$

15) Полная высота единицы переноса, м

$$h = h_1 + \frac{k}{l} \cdot h_2,$$

где k – средний наклон линии равновесия $Y^* = f(X)$.

$$k = \frac{Y_1^* - Y_2^*}{X_1 - X_2}.$$

16) Расчетная высота насадки абсорбера H , м

$$H = n \cdot h,$$

где n – число единиц переноса.

17) Рабочую высоту слоя насадки принимают с 25 % запасом, м

$$H_p = 1,25H.$$

Гидравлическое сопротивление насадочных абсорберов

1) Гидравлическое сопротивление сухой насадки, Па

$$\Delta p_{\text{сух}} = \frac{\lambda \cdot H_p \cdot f \cdot \rho_{\Gamma} \cdot \omega_{\text{ог}}^2}{\delta \cdot \varepsilon^3},$$

где λ – коэффициент сопротивления, зависящий от режима течения среды.

Для беспорядочно засыпанных насадок:

– при ламинарном режиме течения ($\text{Re} < 40$)

$$\lambda = \frac{140}{\text{Re}_{\Gamma}};$$

– при турбулентном движении ($\text{Re} > 40$)

$$\lambda = \frac{1,6}{\text{Re}_{\Gamma}^{0,2}}.$$

Для правильно уложенных насадок из керамических колец

$$\lambda = \frac{9,2}{\text{Re}_{\Gamma}^{0,375}}.$$

2) Сопротивление орошаемой насадки, Па

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сух}} \cdot (1 + k \cdot U),$$

где U – плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; k – опытный коэффициент (для беспорядочно засыпанных насадок $k = 0,06$; для правильно уложенных насадок $k = 0,04$).

Учебное издание

Щетинин Владимир Сергеевич

**АБСОРБЦИЯ, ЭКСТРАГИРОВАНИЕ.
РАСЧЕТ, ПРИМЕРЫ, ЗАДАЧИ**

Учебное пособие

Научный редактор – кандидат технических наук,
доцент Г. В. Коннова

Редактор С. Д. Михалева

Подписано в печать 12.09.2013.

Формат 60 × 84 1/16. Бумага 65 г/м². Ризограф EZ570E.

Усл. печ. л. 5,34. Уч.-изд. л. 5,28. Тираж 60 экз. Заказ 25754.

Редакционно-издательский отдел
Федерального государственного бюджетного образовательного
учреждения высшего профессионального образования
«Комсомольский-на-Амуре государственный технический университет»
681013, Комсомольск-на-Амуре, пр. Ленина, 27.

Полиграфическая лаборатория
Федерального государственного бюджетного образовательного
учреждения высшего профессионального образования
«Комсомольский-на-Амуре государственный технический университет»
681013, Комсомольск-на-Амуре, пр. Ленина, 27.

