

К.Ф. ПАВЛОВ
П.Г. РОМАНКОВ
А.А. НОСКОВ

22

ПРИМЕРЫ И ЗАДАЧИ

ПО КУРСУ
ПРОЦЕССОВ
И АППАРАТОВ
ХИМИЧЕСКОЙ
ТЕХНОЛОГИИ



К. Ф. ПАВЛОВ
П. Г. РОМАНКОВ
А. А. НОСКОВ

ПРИМЕРЫ И ЗАДАЧИ

ПО КУРСУ
ПРОЦЕССОВ
И АППАРАТОВ
ХИМИЧЕСКОЙ
ТЕХНОЛОГИИ



*Издание девятое,
переработанное и дополненное*

Под редакцией чл.-корр. АН СССР
П. Г. Романкова

*Допущено Министерством высшего и среднего
специального образования СССР в качестве
учебного пособия для студентов химико-техно-
логических специальностей высших учебных
заведений*

ЛЕНИНГРАД · «ХИМИЯ»
ЛЕНИНГРАДСКОЕ ОТДЕЛЕНИЕ
1981

ПРЕДИСЛОВИЕ
К ДЕВЯТОМУ ИЗДАНИЮ

Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А.

Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие для вузов/Под ред. чл. корр. АН СССР П. Г. Романкова. — 9-е изд., перераб. доп. — Л.: Химия, 1981. — 560 с., ил

Задачи составлены на основании многолетнего опыта преподавания курса в Ленинградском технологическом институте им. Ленсовета. В книгу вошли следующие разделы: основы прикладной гидравлики, насосы, вентиляторы и компрессоры, гидромеханические методы разделения, теплопередача в химической аппаратуре, выпаривание и кристаллизация, основы массопередачи, перегонка, ректификация и абсорбция, адсорбция, экстрагирование, сушка, умеренное и глубокое охлаждение. В начале каждой главы даны основные расчетные формулы, необходимые для решения задач. В девятом издании (8-е издание — 1976 г.) были существенно переработаны главы 4 и 5. Приведены новые примеры и задачи.

Книга предназначена в качестве учебного пособия для студентов дневных, вечерних и заочных факультетов химико-технологических вузов. Примеры и задачи составлены с таким расчетом, чтобы они могли служить пособием также и при курсовом проектировании. Показано применение ЭВМ при решении инженерных задач.

560 с., 208 рис., 121 табл., список литературы — 177 названий

Рецензент: докт. техн. наук проф. В. Н. Кисельников

Редакторы: М. И. Курочкина, Ю. К. Кузнецов
Техн. редактор Д. Л. Некрасова
Корректор А. А. Борисенкова
Переплет художника А. И. Бородин

ИБ № 1080

Сдано в набор 20.06.80. Подписано к печ. 28.01.81. М-21938. Формат бумаги 60×90.
Бум. тип. № 2. Литературная гарнитура. Высокая печать. Усл. печ. л. 1.
Уч.-изд. л. 38,93. Тираж 3500 экз. Зак. 766. Цена 1 р. 40 к. Изд. № 1810.

Ордена „Знак Почета“ издательство „Химия“ Ленинградское отделение, 191
Ленинград, Д-186, Невский пр., 28

Ленинградская типография № 2 государственное предприятие ордена Трудового Красного Знамени Ленинградского объединения «Техническая книга» им. Евгения Соколова Союзполиграфпрома при Государственном комитете СССР по делам издательств, полиграфии и книжной торговли. 198052, г. Ленинград, Л-52, Измайловский пр. 29.

За последние годы общен지니어ный курс «Процессы и аппараты химической технологии» получил дальнейшее развитие, что нашло отражение в последнем издании учебника А. Г. Касаткина, подготовленного кафедрой процессов и аппаратов МХТИ им. Д. И. Менделеева, а также в монографиях по отдельным разделам курса.

В освоении этой фундаментальной для химико-технологического образования учебной дисциплины существенную роль играют практические занятия по расчетной части курса. С этой целью на кафедре процессов и аппаратов Ленинградского технологического института им. Ленсовета было создано настоящее учебное пособие, которое от издания к изданию обновляется. В нем систематически пересматриваются примеры, задачи, методы расчета, расчетные уравнения, информационный материал.

Настоящее издание задачника отличается от предыдущих тем, что в нем существенно переработана глава «Теплопередача в химической аппаратуре». В ней даны новые расчетные зависимости для различных случаев теплообмена, приведены новые примеры и задачи. Переработке подверглась также глава «Выпаривание». Внесены некоторые уточнения и в другие главы книги.

В подготовке нового издания задачника большое участие приняли П. А. Яблонский и М. И. Курочкина. Выражаю им признательность за существенную помощь.

За ценные советы по содержанию этого учебного пособия и отдельные замечания благодарю профессора В. Н. Кисельникова и преподавателей нашей кафедры.

П. Г. Романков

© Издательство «Химия», 19

© Издательство «Химия», 19
с изменениями

ОСНОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ И ЕДИНИЦЫ ИЗМЕРЕНИЯ

Величина	Обозначение	Единицы измерения
Вес	P	H
Влагосодержание воздуха	x	$кг/кг$
Влажность воздуха относительная	Φ	
Влажность материала	u, u'	$кг/кг$
Время	τ	$с, ч$
Высота	H, h	$м$
Вязкости коэффициент:		
динамический	μ	$Па \cdot с$
кинематический	ν	$м^2/с$
Давление, парциальное давление	p	$Па$
Давление насыщенного пара	P	$Па$
Давление смеси газов общее	P	$Па$
Диаметр	D, d	$м$
Диффузии коэффициент	D	$м^2/с$
Длина	L, l	$м$
Концентрация (доля):		
молярная	x, y	
массовая	x, y	
молярная относительная	X, Y	
массовая относительная	$\bar{X}, \bar{Y}$	
Концентрация объемная:		
молярная	C	$кмоль/м^3$
массовая	$\bar{C}$	$кг/м$
Масса молярная	M	$кг/кмоль$
Массоотдачи коэффициент	β_x, β_y	$кг/[м^2 \cdot с (ед. дв. силы)];$ $кмоль/[м^2 \cdot с (ед. дв. силы)]$
Массопередачи коэффициент	K_x, K_y	$кг/[м^2 \cdot с (ед. дв. силы)];$ $кмоль/[м^2 \cdot с (ед. дв. силы)]$
Местного сопротивления коэффициент	ζ	
Мощность	N	$Вт$
Напор:		
скоростной	$h_{ск}$	$м$
статический	$h_{ст}$	$м$
Объем	V	$м^3, л$
Объем удельный	v	$м^3/кг$
Объемного расширения коэффициент	β	K^{-1}
Периметр	P	$м$
Плотность	ρ	$кг/м^3$
Площадь поперечного сечения	f, S	$м^2$
Площадь поверхности	F	$м^2$
Полезного действия коэффициент	η	

Продолжение

Величина	Обозначение	Единицы измерения
Порозность слоя	ε	
Производительность насоса, вентилятора	Q	$\text{м}^3/\text{с}, \text{м}^3/\text{ч}$
Радиус	R, r	м
Расход:		
массовый	G, L, M, W	$\text{кг}/\text{с}$
объемный	V	$\text{м}^3/\text{с}$
Расхода коэффициент	α	
Скорость	w	$\text{м}/\text{с}$
Скорость угловая	ω	$\text{рад}/\text{с}$
Температура	T, t, θ	$\text{К}, ^\circ\text{C}$
Температуропроводности коэффициент	a	$\text{м}^2/\text{с}$
Теплоты расход	Q	Вт
Теплоемкость удельная	c	$\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$
Теплонапряжение, удельная тепловая нагрузка	q	$\text{Вт}/\text{м}^2$
Теплоотдачи коэффициент	α	$\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
Теплопередачи коэффициент	K	$\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
Теплопроводности коэффициент	λ	$\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$
Теплота парообразования	r	$\text{Дж}/\text{кг}$
Трения коэффициент	λ	
Флегмы число	R	
Холодильный коэффициент	ε	
Частота вращения	n	$\text{об}/\text{с}, \text{с}^{-1}$
Ширина	B, b	м
Энтальпия удельная	l, i	$\text{Дж}/\text{кг}$

ВВОДНЫЕ МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ

Целевой установкой практических занятий по курсу процессов и аппаратов является обучение студентов методике расчета и проектирования химической аппаратуры путем рассмотрения примеров и решения конкретных задач.

При расчете аппаратов приходится применять различные физические величины, пользоваться данными о физических свойствах веществ (плотность, вязкость, теплопроводность и т. п.). Все эти величины могут быть измерены и выражены в тех или иных единицах.

В СССР с 1 января 1980 г. принята для всех областей науки, техники и народного хозяйства Международная система единиц (СИ), основными единицами которой являются: длины — метр (м), массы — килограмм (кг), времени — секунда (с), силы электрического тока — ампер (А), температуры — Кельвин (К), силы света — кандела (кд), количества вещества — моль. Кроме того, стандартом предусмотрены две дополнительные единицы: единица плоского угла — радиан (рад) и единица телесного угла —стерадиан (ср).

Остальные единицы-производные образуются на базе основных. Размер производных единиц определяется с помощью физических уравнений, выражающих связь между величинами.

Сопоставление важнейших единиц системы СИ с единицами других систем и внесистемными дано в Приложении — табл. LVIII.

Приступая к решению задачи, следует изобразить схему устройства, обозначить на ней все размеры и величины, отметить стрелками направления движения потоков и разобраться в условиях работы установки.

Затем следует выписать все данные задачи, написать основные расчетные уравнения, наметить путь решения, разбив задачу на ряд частных вопросов, выписать нужные константы.

Подставив в расчетные уравнения числовые значения, проверить правильность подстановки, после чего приступить к арифметическим вычислениям.

Ответ следует подвергнуть критике с точки зрения соответствия полученного результата практическим условиям работы рассчитываемой установки или аппарата.

Полезно решить задачу в общем виде и исследовать результаты, выясняя влияние тех или иных факторов, входящих в условия задачи.

Во время групповых занятий студенты должны научиться пользоваться основными справочниками, объединяющими опыт большого числа исследователей и проектировщиков (Справочник химика, Справочник физико-химических и технологических величин Технической энциклопедии, Справочник механика химического завода), а также ГОСТами и каталогами.

Выработка навыков к ведению технического расчета является главной задачей расчетных упражнений по курсу. Погрешность обычного инженерного расчета $\sim 5\%$.

Применение логарифмической линейки является обязательным. Несколько задач следует решить с применением ЭВМ (составить программу) — см. примеры 4.25, 4.V, 6.8, 7.15.

Для более четкой проработки курса целесообразно иметь две тетради: одну для групповых занятий, другую для самостоятельной домашней работы — решения задач и зарисовки эскизов главных аппаратов и их деталей.

Отчетливое изложение, систематический ход вычислений, аккуратность записи — условия, несоблюдение которых ведет к непроизводительной трате времени студента и преподавателя.

В заключение рассмотрим несколько примеров на установление единиц измерения и соотношений между ними.

1. Найти единицу измерения динамического коэффициента вязкости в СИ.

Уравнение Ньютона для силы трения P между параллельно движущимися слоями жидкости имеет вид:

$$P = \mu F \frac{dw}{dy}$$

где μ — динамический коэффициент вязкости; F — площадь трения; dw/dy — градиент скорости.

Решив это уравнение относительно μ , получаем следующую единицу измерения μ :

$$[\mu] = \left[\frac{P dy}{F dw} \right] = \frac{\text{Н} \cdot \text{с} \cdot \text{м}}{\text{м}^2 \cdot \text{м}} = \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} = \text{Па} \cdot \text{с} = \frac{\text{кг} \cdot \text{м} \cdot \text{с}}{\text{с}^2 \cdot \text{м}^2} = \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}}$$

2. Найти единицу измерения коэффициента теплопроводности в СИ.

Для установления теплового потока Q через однородную плоскую стенку можно написать:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} F \Delta t$$

где λ — коэффициент теплопроводности; δ — толщина стенки; F — поверхность, через которую передается теплота; Δt — разность температур по обе стороны стенки.

Решив это уравнение относительно λ , получим:

$$[\lambda] = \left[\frac{Q \delta}{F \Delta t} \right] = \frac{\frac{\text{Дж}}{\text{с}} \cdot \text{м}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} = \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$$

3. Найти соотношение между единицами измерения динамического коэффициента вязкости в системах СИ и СГС:

$$1 \text{ Па} \cdot \text{с} = 1 \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}} = \frac{1000 \text{ г}}{100 \cdot \text{см} \cdot \text{с}} = 10 \frac{\text{г}}{\text{см} \cdot \text{с}} = 10 \text{ П} = 1000 \text{ сП}$$

$$1 \text{ сП} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

4. Установить соотношение между единицами измерения коэффициента теплопроводности $\frac{\text{ккал}}{\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}}$ и $\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$

$$1 \frac{\text{ккал}}{\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}} = \frac{4190 \text{ Дж}}{\text{м} \cdot 3600 \cdot \text{с} \cdot \text{К}} = 1,163 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$$

5. Исходя из того, что 1 английский фунт = 0,454 кг и $1^\circ\text{C} = 1,8^\circ\text{F}$, установить соотношение между BTU (британской тепловой единицей), ккал и Дж; 1 BTU — это количество теплоты, которое нужно затратить, чтобы нагреть 1 фунт воды на 1°F . Удельная теплоемкость воды в британской системе единиц $c = 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}}$.

Искомое соотношение найдем с помощью известной формулы:

$$Q = cM(t_2 - t_1)$$

где Q — количество теплоты, затраченное на нагревание M кг воды; c — удельная теплоемкость воды; t_1 и t_2 — начальная и конечная температуры.

Из уравнений

$$Q = 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} 1 \text{ lb} \cdot 1^\circ\text{F} = 1 \text{ BTU}$$

и

$$Q = 1 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} 0,454 \text{ кг} \frac{1}{1,8} ^\circ\text{C} = 0,252 \text{ ккал}$$

следует, что $1 \text{ BTU} = 0,252 \text{ ккал}$.

Так как $1 \text{ ккал} = 4190 \text{ Дж}$, то $1 \text{ BTU} = 0,252 \cdot 4190 \text{ Дж} = 1055 \text{ Дж}$.

6. Выразить коэффициент теплопередачи $K = 50 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}}$ в $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$.

Поскольку $1 \text{ BTU} = 1055 \text{ Дж}$; $1 \text{ ft} = 0,305 \text{ м}$; $1^\circ\text{F} = 0,55 \text{ К}$, то

$$K = 50 \frac{1055 \text{ Дж}}{(0,305 \text{ м})^2 \cdot 3600 \text{ с} \cdot 0,56 \text{ К}} = 50 \cdot 5,6 \frac{\text{Дж}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{К}} = 280 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

ОСНОВЫ ПРИКЛАДНОЙ ГИДРАВЛИКИ

ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. Удельный вес (вес единицы объема) γ и плотность (масса единицы объема) ρ связаны зависимостью:

$$\gamma = \rho g \quad (1.1)$$

где $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ — ускорение свободного падения.

Так как в СИ за единицу массы (кг) принята масса некоторого эталона, а в технической системе (МКГСС) за единицу силы (кгс) принят вес этого же эталона, то плотность в единицах СИ (кг/м^3) численно равняется удельному весу в единицах системы МКГСС (кгс/м^3).

Относительной плотностью (относительным удельным весом) Δ называется отношение плотности (удельного веса) вещества к плотности (удельному весу) воды:

$$\Delta = \frac{\rho}{\rho_n} = \frac{\gamma}{\gamma_n} \quad (1.2)$$

В интервале температур от 0 до 100°C плотность воды ρ_n с достаточной для технических расчетов точностью можно считать равной $\rho_n = 1000 \text{ кг/м}^3$.

Плотность смеси жидкостей, при смешении которых не происходит существенных физико-химических изменений, приближенно можно рассчитать, принимая, что объем смеси равен сумме объемов компонентов:

$$\frac{1}{\rho_{см}} = \frac{\bar{x}_1}{\rho_1} + \frac{\bar{x}_2}{\rho_2} + \dots \quad (1.3)$$

где $\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots$ — массовые доли компонентов смеси; $\rho_{см}, \rho_1, \rho_2, \dots$ — плотности смеси и ее компонентов.

По аналогичной формуле

$$\frac{1}{\rho_c} = \frac{\bar{x}}{\rho_{тв}} + \frac{1-\bar{x}}{\rho_{ж}} \quad (1.4)$$

рассчитывают плотность суспензии ρ_c . Здесь $\bar{x}$ — массовая доля твердой фазы в суспензии, а $\rho_{тв}$ и $\rho_{ж}$ — плотности твердой и жидкой фаз.

2. На основании уравнения Клапейрона *, плотность ρ любого

* В уравнении Клапейрона для 1 кмоль газа $pV = RT$ газовая постоянная $R = \frac{p_0 V_0}{T_0} = \frac{760 \cdot 133,3 \cdot 22,4}{273} = 8310 \text{ Дж/(кмоль} \cdot \text{К)}$.

газа при температуре T и давлении p может быть рассчитана по формуле:

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T p_0} = \frac{M}{22,4} \frac{273 p}{T p_0} \quad (1.5)$$

где $\rho_0 = \frac{M}{22,4}$ кг/м³ — плотность газа при нормальных условиях *;
 M — молярная масса газа, кг/кмоль; T — температура, К.

Давления p и p_0 должны быть выражены в одинаковых единицах.

Плотность смеси газов:

$$\rho_{\text{см}} = y_1 \rho_1 + y_2 \rho_2 + \dots$$

где $y_1, y_2, \dots$ — объемные доли компонентов газовой смеси;
 $\rho_1, \rho_2, \dots$ — соответствующие плотности компонентов.

3. Давление p столба жидкости высотой h при плотности жидкости ρ определяется:

$$p = \rho g h \quad (1.6)$$

где p выражено в Па; ρ — в кг/м³; g — в м/с²; h — в м.

Исходя из этого уравнения, получаем следующие соотношения между единицами давления:

$$1 \text{ атм} = 760 \text{ мм рт. ст.} = \rho g h = 13\,600 \cdot 9,81 \cdot 0,76 = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па} =$$

$$= 1,033 \cdot 10^4 \text{ мм вод. ст.} = 1,033 \cdot 10^4 \text{ кгс/м}^2 = 1,033 \text{ кгс/см}^2$$

$$1 \text{ кгс/см}^2 = 10^4 \text{ кгс/м}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} = 735 \text{ мм рт. ст.} = 10^4 \text{ мм вод. ст.}$$

4. Основное уравнение гидростатики:

$$p = p_0 + \rho g h \quad (1.7)$$

где p — гидростатическое давление на глубине h (в м) от поверхности жидкости, Па; p_0 — давление на поверхность жидкости, Па.

Сила давления жидкости на плоскую стенку P (в Н):

$$P = (p_0 + \rho g h_c) F \quad (1.8)$$

где p_0 — давление на поверхность жидкости, Па; h_c — глубина погружения центра тяжести стенки под уровнем жидкости, м; ρ — плотность жидкости, кг/м³; F — площадь поверхности стенки, м²; $g = 9,81$ м/с² — ускорение свободного падения.

5. Единицы измерения динамического коэффициента вязкости **:

$$[\mu]_{\text{СИ}} = \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} = \text{Па} \cdot \text{с} = \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}}$$

$$[\mu]_{\text{МКГСС}} = \frac{\text{кгс} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}$$

$$[\mu]_{\text{СГС}} = \frac{\text{дин} \cdot \text{с}}{\text{см}^2} = \frac{\text{г}}{\text{см} \cdot \text{с}} = \text{П (пуаз)}$$

* Т.е. при $T_0 = 0^\circ \text{C} = 273,15 \text{ К}$ и $p_0 = 760 \text{ мм рт. ст.} = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па}$

** Часто динамический коэффициент вязкости сокращенно называют просто вязкостью.

Соотношение между обычно применяемыми единицами измерения μ :

$$1 \text{ сП} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = \frac{1}{9810} \frac{\text{кгс} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}$$

Кинематический коэффициент вязкости ν (в $\text{м}^2/\text{с}$) связан с динамическим коэффициентом вязкости μ соотношением:

$$\nu = \mu/\rho \quad (1.9)$$

6. Значения μ для жидкостей при различных температурах можно определить по номограмме, приведенной на рис. V (см. Приложение).

При отсутствии экспериментальных данных динамический коэффициент вязкости многих органических жидкостей (при 20°C) приближенно может быть вычислен по следующей эмпирической формуле:

$$\lg(\lg \mu) = \left(\sum A_n + \sum p \right) \frac{\rho}{10^3 M} - 2,9 \quad (1.10)$$

где μ — динамический коэффициент вязкости жидкости при атмосферном давлении и 20°C , мП; ρ — плотность жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; M — молярная масса, $\text{кг}/\text{кмоль}$; A — число одноименных атомов в молекуле органического соединения; n — численное значение атомной константы; p — поправка на группировку атомов и характер связи между ними.

Атомные константы n и численные значения поправок p приведены в табл. X (см. Приложение).

Для определения μ по уравнению (1.10) удобна номограмма (рис. I, стр. 536), на которой величина $\lg(\lg \mu)$ обозначена через y . Если y — величина положительная, следует пользоваться правой шкалой, при отрицательном значении y — левой. Каждому значению y соответствует значение μ — динамический коэффициент вязкости жидкости при 20°C .

7. Для определения динамического коэффициента вязкости газов при различных температурах можно использовать номограмму, приведенную на рис. VI.

Динамический коэффициент вязкости газовых смесей может быть вычислен по приближенной формуле:

$$\frac{M_{\text{см}}}{\mu_{\text{см}}} = \frac{y_1 M_1}{\mu_1} + \frac{y_2 M_2}{\mu_2} + \dots \quad (1.11)$$

где $M_{\text{см}}$, M_1 , M_2 , ... — молярные массы смеси газов и отдельных компонентов; $\mu_{\text{см}}$, μ_1 , μ_2 , ... — соответствующие динамические коэффициенты вязкости; y_1 , y_2 , ... — объемные доли компонентов в смеси.

Для вычисления $\mu_{\text{см}}$ для газов применяется также следующая эмпирическая формула, проверенная на ряде газовых смесей (коксовый газ, генераторный газ и др.) при атмосферном давлении:

$$\mu_{\text{см}} = \frac{y_1 \mu_1 \sqrt{M_1 T_{\text{кр}1}} + y_2 \mu_2 \sqrt{M_2 T_{\text{кр}2}} + \dots}{y_1 \sqrt{M_1 T_{\text{кр}1}} + y_2 \sqrt{M_2 T_{\text{кр}2}} + \dots} \quad (1.12)$$

где $\mu_{см}$ — динамический коэффициент вязкости смеси при температуре t ; $\mu_1, \mu_2, \dots$ — динамические коэффициенты вязкости компонентов при температуре t ; $y_1, y_2, \dots$ — объемные доли компонентов; $M_1, M_2, \dots$ — молярные массы компонентов; $T_{кр1}, T_{кр2}, \dots$ — критические температуры компонентов, К.

В табл. XI приведены значения $\sqrt{MT_{кр}}$ для различных газов.

Изменение динамического коэффициента вязкости газов с температурой выражается формулой:

$$\mu_t = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2} \quad (1.13)$$

где μ_0 — динамический коэффициент вязкости при 0°C ; T — температура, К; C — постоянная Сатерленда [0.24, т. 1].

8. Для смеси нормальных (неассоциированных) жидкостей значение $\mu_{см}$ может быть вычислено по формуле:

$$\lg \mu_{см} = x_1 \lg \mu_1 + x_2 \lg \mu_2 + \dots \quad (1.14)$$

где $\mu_1, \mu_2, \dots$ — динамические коэффициенты вязкости отдельных компонентов; $x_1, x_2, \dots$ — молярные доли компонентов в смеси.

В соответствии с аддитивностью текучестей компонентов * динамический коэффициент вязкости смеси нормальных жидкостей определяется уравнением:

$$\frac{1}{\mu_{см}} = \frac{x_{v1}}{\mu_1} + \frac{x_{v2}}{\mu_2} + \dots \quad (1.14a)$$

где $x_{v1}, x_{v2}, \dots$ — объемные доли компонентов в смеси.

Динамический коэффициент вязкости разбавленных суспензий μ_c может быть рассчитан по формулам:

при концентрации твердой фазы менее 10% (об.)

$$\mu_c = \mu_{ж} (1 + 2.5\varphi) \quad (1.15)$$

при концентрации твердой фазы до 30% (об.)

$$\mu_c = \mu_{ж} \frac{0.59}{(0.77 - \varphi)^2} \quad (1.15a)$$

где $\mu_{ж}$ — динамический коэффициент вязкости чистой жидкости; φ — объемная доля твердой фазы в суспензии.

9. Для нахождения динамического коэффициента вязкости жидкости по динамическому коэффициенту вязкости эталонного вещества может быть применено правило линейности однозначных химико-технологических функций, установленное К. Ф. Павловым. На основании правила линейности получаем **:

$$\frac{t_{\mu_1} - t_{\mu_2}}{\theta_{\mu_1} - \theta_{\mu_2}} = K = \text{const} \quad (1.16)$$

* Физический энциклопедический словарь. М., Советская Энциклопедия. 1960. Т. 1. с. 357.

** Это соотношение экспериментально было найдено А. Портером.

где t_{μ} и t^{μ} — температуры жидкости; Θ_{μ} и Θ_{μ} — температуры эталонного вещества, при которых его динамические коэффициенты вязкости равны соответствующим динамическим коэффициентам вязкости жидкости μ_1 и μ_2 .

Для многих жидкостей зависимость между $\lg \mu$ и $1/T$ практически линейна:

$$\lg \mu = a + \frac{b}{T} \quad (1.16a)$$

где a и b — индивидуальные константы жидкости; T — температура, К.

Как следует из последнего уравнения, будет линейна и зависимость между логарифмами динамических коэффициентов вязкости двух жидкостей А и В (при одинаковых температурах):

$$\frac{\lg \mu_{A, T_2} - \lg \mu_{A, T_1}}{\lg \mu_{B, T_2} - \lg \mu_{B, T_1}} = \text{const} \quad (1.16b)$$

При приближенном расчете динамических коэффициентов вязкости жидкостей по правилу линейности результаты будут тем надежнее, чем ближе по своей физико-химической природе две сопоставляемые жидкости (водные растворы солей — вода, предельные углеводороды — гептан и т. п.).

10. Уравнения расхода.

Объемный расход жидкости или газа V (в $\text{м}^3/\text{с}$):

$$V = w f \quad (1.17)$$

Массовый расход жидкости или газа M (в $\text{кг}/\text{с}$):

$$M = V \rho = w f \rho \quad (1.18)$$

Здесь f — площадь поперечного сечения потока, м^2 ; w — средняя скорость потока, $\text{м}/\text{с}$; ρ — плотность жидкости или газа, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Для трубопровода круглого сечения уравнение (1.17) принимает вид:

$$V = 0,785 d^2 w$$

где d — внутренний диаметр трубы, м.

При заданном расходе V и принятой скорости w диаметр трубопровода определяется по уравнению:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 w}} \quad (1.19)$$

По этому уравнению построена номограмма (рис. IV).

Ориентировочные значения скоростей, принимаемых при расчетах внутризаводских трубопроводов, приведены в табл. 1.1.

Уравнение неразрывности (сплошности) для несжимаемой жидкости, протекающей по трубопроводу переменного сечения:

$$V = w_1 f_1 = w_2 f_2 = w_3 f_3 = \dots \quad (1.20)$$

Таблица 1.1

Поток	w , м/с
Газы при естественной тяге	2—4
Газы при атмосферном или близком к нему давлении в вентиляционных газоходах и трубопроводах	5—20
Жидкости при движении самотеком	0,1—0,5
Жидкости в напорных трубопроводах	0,5—2,5
Водяной пар при абсолютном давлении $p_{абс}$:	
$\geq 4,9 \cdot 10^4$ Па (0,5 кгс/см ²)	15—40
$(1,96 + 4,9) \cdot 10^4$ Па (0,2—0,5 кгс/см ²)	40—60

11. Основные критерии гидродинамического подобия потоков, протекающих по трубам и каналам.

Критерий Рейнольдса, характеризующий гидродинамический режим и являющийся мерой отношения сил инерции и внутреннего трения в потоке:

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{wd}{\nu} \quad (1.21)$$

где w — средняя скорость потока, м/с; d — диаметр трубопровода, м; ρ — плотность жидкости, кг/м³; μ — динамический коэффициент вязкости, Па·с; ν — кинематический коэффициент вязкости, м²/с.

Для потоков, проходящих по прямым трубам, характерны следующие значения критерия Рейнольдса:

Ламинарное течение	$Re < 2300$
Переходная область	$2300 < Re < 10\,000$
Развитое турбулентное течение	$Re > 10\,000$

Для потоков, проходящих по изогнутым трубам (змеевикам), критическое значение $Re_{кр}$ выше, чем в прямых трубах, и зависит от отношения d/D , где d — внутренний диаметр трубы змеевика, D — диаметр витков змеевика. Эта зависимость представлена на рис. 1.1.

Для потоков некруглого поперечного сечения в выражение для Re подставляется эквивалентный диаметр, равный учетверенному гидравлическому радиусу.

Гидравлический радиус r_r представляет собой отношение площади поперечного сечения потока f к омываемому потоком (смоchenному) периметру Π :

$$r_r = f/\Pi \quad (1.22)$$

Для трубы круглого сечения, сплошь заполненной жидкостью:

$$r_r = \frac{\pi d^2}{4\pi d} = \frac{d}{4} \quad (1.23)$$

Следовательно, для потоков некруглого сечения вместо диаметра можно применять эквивалентный диаметр:

$$d_s = 4r_r = \frac{4f}{\Pi} \quad (1.24)$$

Критерий Фруда, являющийся мерой отношения сил инерции и тяжести в потоке:

$$Fr = \frac{w^2}{gd} \quad (1.25)$$

где g — ускорение свободного падения, m/c^2 .

Критерий Эйлера, являющийся мерой отношения сил давления и инерции в потоке:

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho w^2} \quad (1.26)$$

где Δp — разность давлений (потеря давления, затраченного на преодоление гидравлического сопротивления), Па.

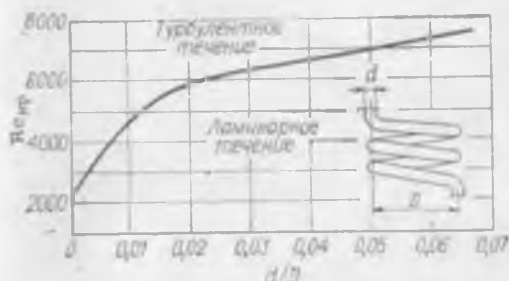


Рис. 1.1. Зависимость $Re_{кр}$ в эмульсиях от отношения d/D .

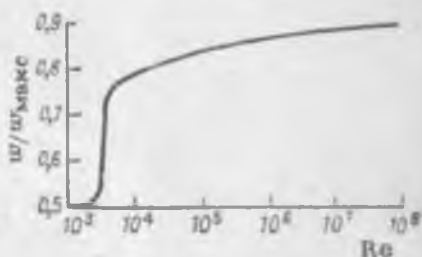


Рис. 1.2. Зависимость отношения w/w_{max} от критерия Re .

12. Уравнение Бернулли для невязкой (идеальной) несжимаемой жидкости:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} \quad (1.27)$$

Для вязкой (реальной) несжимаемой жидкости:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} - h_n = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} \quad (1.27a)$$

Здесь z — геометрический (высотный) напор, м; $p/(\rho g)$ — пьезометрический (статический) напор, м; $w^2/(2g)$ — скоростной (динамический) напор, м; h_n — напор, потерянный на преодоление сопротивлений, м.

13. Зависимость между средней скоростью w и максимальной (осевой) скоростью w_{max} в трубопроводе:

а) при ламинарном режиме $w = 0,5w_{max}$;

б) при турбулентном режиме отношение w/w_{max} зависит от величины критерия $Re = \frac{w_{max} d \rho}{\mu}$ (рис. 1.2).

Приблизительно при турбулентном режиме $w = (0,8 \div 0,9)w_{max}$ *.

* При больших значениях Re отношение w/w_{max} может быть и выше 0,9.

14. Скорость истечения жидкости w (в м/с) из малого отверстия в дне или в стенке сосуда при постоянном уровне жидкости в сосуде:

$$w = \varphi \sqrt{2gH} \quad (1.28)$$

где φ — коэффициент скорости, безразмерный; g — ускорение свободного падения, м/с²; H — высота уровня жидкости над центром отверстия, м.

Если давление на поверхности жидкости в сосуде (p_0 , Па) и давление в пространстве, куда вытекает струя (p , Па), неодинаковы, то в формулу (1.28) вместо H надо подставить величину $H' = H + \frac{p_0 - p}{\rho g}$, где ρ — плотность вытекающей жидкости, кг/м³.

Объемный расход жидкости V (в м³/с), вытекающей через отверстие площадью f_0 (в м²), при постоянном уровне жидкости в сосуде и при $p_0 = p$ составляет:

$$V = \alpha f_0 \sqrt{2gH} \quad (1.29)$$

где α — безразмерный коэффициент расхода, представляющий собой произведение коэффициента скорости φ и коэффициента сжатия струи ϵ

$$\alpha = \varphi \epsilon \quad (1.30)$$

15. Время опорожнения τ (в с) открытого сосуда, имеющего постоянную площадь поперечного сечения f , через отверстие площадью f_0 может быть подсчитано по уравнению:

$$\tau = \frac{2f \sqrt{H}}{\alpha f_0 \sqrt{2g}} \quad (1.31)$$

где H — начальный уровень жидкости над отверстием, м.

16. Измерение расхода жидкости или газа нормальной диафрагмой (рис. 1.3).

Объемный расход жидкости или газа V (в м³/с):

$$V = \alpha k / \epsilon \sqrt{2 \frac{\Delta p}{\rho}} = \alpha k / \epsilon \sqrt{2gH \frac{\rho_m - \rho}{\rho}} \quad (1.32)$$

где α — коэффициент расхода нормальной диафрагмы в гладком (нешероховатом) трубопроводе (табл. XV); k — поправочный множитель, учитывающий шероховатость стенок трубопровода (средние значения k для трубопроводов приведены в табл. XVI; для гидравлически гладких трубопроводов $k = 1$); $f_0 = 0,785d_0^2$ — площадь отверстия диафрагмы, м²; d_0 — диаметр отверстия, м; H — разность уровней жидкости в дифманометре, присоединенном к диафрагме, м; ρ_m — плотность жидкости в дифманометре, кг/м³; ρ — плотность жидкости (или газа), протекающей по трубопроводу, кг/м³.

Так как коэффициент расхода диафрагмы α зависит от $Re = wd/\nu$, а значение Re заранее неизвестно, то при измерении рас-

хода V следует принять по табл. XV среднее значение α для данного m . Затем, вычислив V , определяют значение Re , уточняют величину α и, если нужно, корректируют расчет.

17. Измерение расхода жидкости или газа с помощью пневмометрической трубки Пито — Прандтля (рис. 1.4).

Трубку Пито — Прандтля устанавливают точно по оси трубопровода и при помощи присоединенного к ней дифманометра находят величину $\Delta p = H(\rho_m - \rho)g = \Delta p_{ск}$. Затем рассчитывают

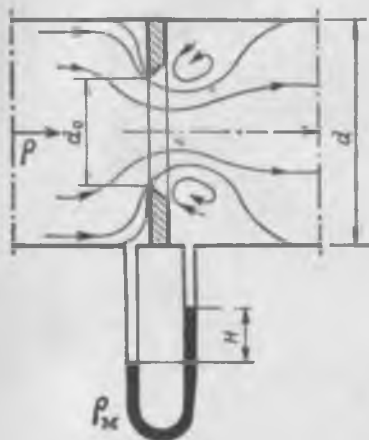


Рис. 1.3. Схема измерения расхода с помощью диафрагмы.

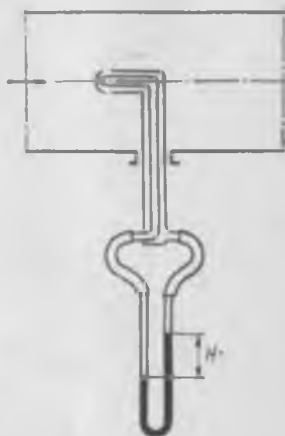


Рис. 1.4. Схема измерения скорости давления с помощью трубки Пито — Прандтля.

максимальную (осевую) скорость потока $w_{\max} = \sqrt{2gH \frac{\rho_m - \rho}{\rho}}$,

определяют величину $Re = \frac{w_{\max} d\rho}{\mu}$ и по графику (рис. 1.2) находят отношение $w/w_{\max}$, из которого вычисляют среднюю скорость w .

Расход жидкости или газа определяют по формуле (1.17):

$$V = w f$$

где f — площадь поперечного сечения трубопровода, m^2 .

18. Мощность N (в кВт), потребляемая двигателем насоса (или вентилятора), рассчитывается по формуле:

$$N = \frac{V \Delta p}{1000 \eta} = \frac{V \rho g H_n}{1000 \eta} \quad (1.33)$$

где V — объемный расход жидкости или газа, m^3/c ; Δp — повышение давления, сообщаемое насосом (вентилятором) перекачиваемому потоку и равное полному гидравлическому сопротивлению сети *, Па; H_n — напор, создаваемый насосом, м; ρ — плотность

* Сетью называется та система трубопроводов и аппаратов, через которую насос (вентилятор) прокачивает жидкость (газ). Давление, полученное жидкостью от насоса, полностью расходуется на преодоление всех гидравлических сопротивлений сети.

жидкости, кг/м^3 ; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ — ускорение свободного падения; η — общий к. п. д. насосной (вентиляционной) установки — см. формулу (2.4).

При перекачивании жидкостей насосами уравнение (1.33) справедливо при любых Δp , а для газов лишь при $\Delta p \leq 0,981 \cdot 10^4 \text{ Па}$, или $0,1 \text{ кгс/см}^2$ (вентиляторы). Если для газов $\Delta p > 0,981 \cdot 10^4 \text{ Па}$ (газодувки, компрессоры), то расход энергии подсчитывается по термодинамическим формулам — см. гл. 2.

При расчете по уравнению (1.33) мощности, потребляемой насосом или вентилятором, величину Δp , равную полному гидравлическому сопротивлению сети, подсчитывают как сумму следующих слагаемых:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{ск}} + \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м.с}} + \Delta p_{\text{под}} + \Delta p_{\text{доп}} \quad (1.34)$$

где $\Delta p_{\text{ск}}$ — затрата давления на создание скорости потока на выходе из сети (скорость в пространстве всасывания равна нулю); $\Delta p_{\text{тр}}$ — потеря давления на преодоление сопротивления трения; $\Delta p_{\text{м.с}}$ — потеря давления на преодоление местных сопротивлений; $\Delta p_{\text{под}} = \rho g h_{\text{под}}$ — затрата давления на подъем жидкости; $\Delta p_{\text{доп}} = p_2 - p_1$ — разность давлений в пространстве нагнетания (p_2) и в пространстве всасывания (p_1).

19. Затрата давления на создание скорости потока:

$$\Delta p_{\text{ск}} = \frac{\omega^2 \rho}{2} \quad (1.35)$$

где ω — скорость потока в трубе, м/с ; ρ — плотность жидкости (газа), кг/м^3 .

20. Потеря давления на трение в прямых трубах и каналах.

А. Изотермический поток.

Температура протекающей по трубе жидкости (газа) постоянна.

Расчетная формула

$$\Delta p_{\text{тр}} = \lambda \frac{L}{d_s} \frac{\omega^2 \rho}{2} \quad (1.36)$$

или в критериальной форме (для данной шероховатости стенки трубы):

$$\text{Eu} = C \text{Re}^m \Gamma \quad (1.37)$$

В этих формулах λ — коэффициент трения, безразмерный* (его значение в общем случае зависит от режима течения и шероховатости стенки трубы e); d_s — эквивалентный диаметр, м (для трубы круглого сечения $d_s = d$); L — длина трубы, м ; ω — скорость потока, м/с ; ρ — плотность жидкости или газа, кг/м^3 ;

$$\text{Eu} = \frac{\Delta p_{\text{тр}}}{\rho \omega^2}; \quad \text{Re} = \frac{\omega d_s \rho}{\mu}; \quad \Gamma = \frac{L}{d_s}.$$

* В англо-американской технической литературе вместо коэффициента трения λ обычно употребляется коэффициент $4F$.

Значение коэффициента трения λ определяют по данным табл. XII и по рис. 1.5* и 1.6 или по нижеследующим формулам.

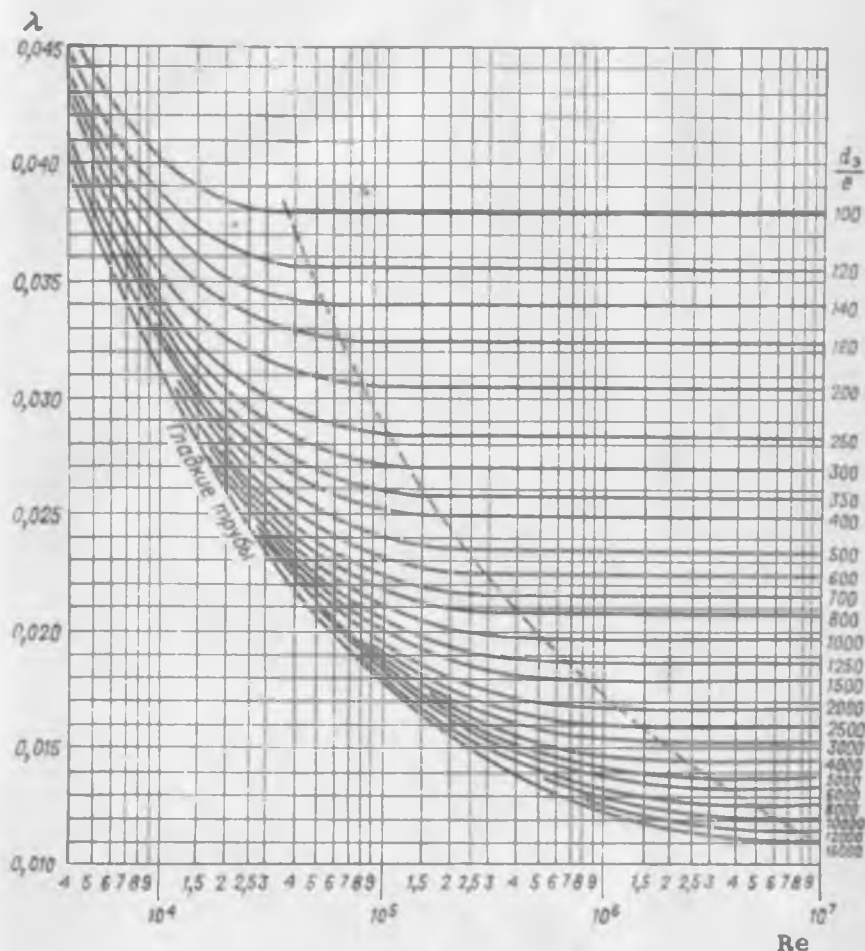


Рис. 1.5. Зависимость коэффициента трения λ от критерия Re и степени шероховатости d_0/ϵ : d_0 — эквивалентный диаметр, м; ϵ — средняя высота выступов шероховатости на внутренней поверхности трубы, м.

1. Ламинарное течение ($Re < 2300$). Коэффициент λ не зависит от шероховатости стенки трубы, а зависит только от Re: для труб круглого сечения

$$\lambda = 64/Re \quad (1.33)$$

* На рис. 1.5 пунктиром показана граница так называемой автомодельной области, в которой коэффициент трения λ не зависит от критерия Re и определяется только величиной отношения d_0/ϵ .

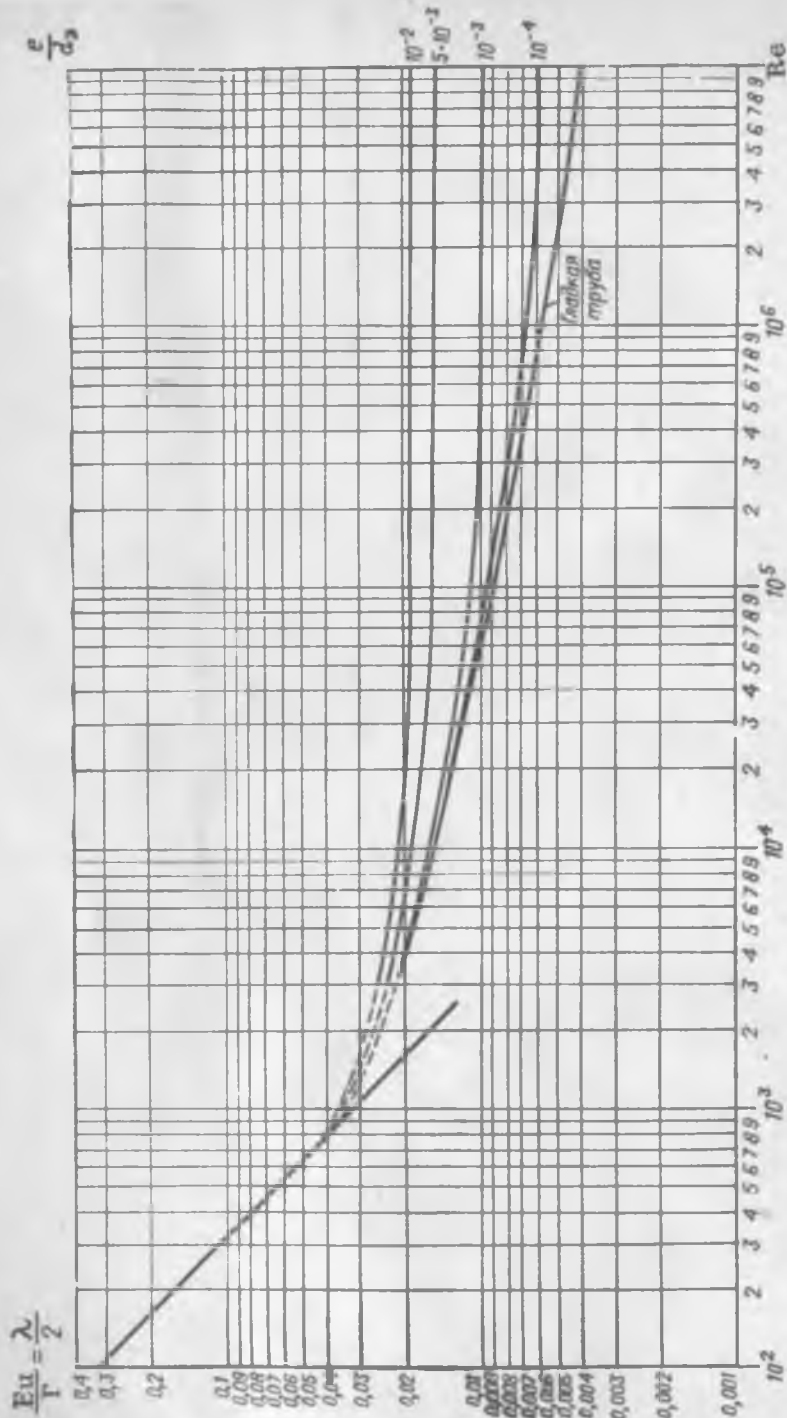


Рис. 1.8. Зависимость отношения $Eu/\Gamma=1/2$ от критерия Re и относительной шероховатости e/d .

для каналов некруглого сечения

$$\lambda = A/Re \quad (1.38a)$$

Значения A для сечений различной формы приведены в табл. XIV.

При изотермическом ламинарном течении жидкостей и газов по трубам потеря давления на трение может быть рассчитана также по формуле Гагена — Пуазейля:

$$\Delta p_{тр} = 32 \frac{w \mu L}{d^3} \quad (1.39)$$

II. Турбулентное течение ($Re > 2300$). 1. Гидравлически гладкие трубы (стеклянные, медные, свинцовые):

$$\lambda = 0,316/Re^{0,25} \quad (1.40)$$

Формула (1.40) действительна при $Re < 100\,000$.

2. Гидравлически шероховатые трубы (стальные, чугунные).

Безразмерной геометрической характеристикой гидравлически шероховатых труб, кроме отношения L/d , является относительная шероховатость, т. е. отношение средней высоты выступов (бугорков) e на стенках трубы к ее эквивалентному диаметру d_s :

$$e = e/d_s \quad (1.41)$$

Применяется также и обратная величина (d_s/e) .

Ориентировочные средние значения шероховатости стенок труб e (в мм) приведены в табл. XII.

Формула для расчета коэффициента трения λ в шероховатых трубах

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[\frac{e}{3,7} + \left(\frac{0,81}{Re} \right)^{0,9} \right] \quad (1.42)$$

применима и для автотельной области, если второе слагаемое в квадратных скобках приравнять нулю.

Б. Неизотермический поток.

При неизотермическом течении, когда протекающая по трубе жидкость нагревается или охлаждается (температура стенки трубы отличается от температуры жидкости), следует правые части формул (1.38) и (1.40) умножать на безразмерные поправочные коэффициенты x [4.1]:

для ламинарного режима

$$x = \left(\frac{Pr_{ст}}{Pr_{ж}} \right)^{1/3} \left[1 + 0,22 \left(\frac{Gr_{ж} Pr_{ж}}{Re_{ж}} \right)^{0,15} \right] \quad (1.43)$$

для турбулентного режима в технически гладких трубах

$$x = \left(\frac{Pr_{ст}}{Pr_{ж}} \right)^{1/3} \quad (1.44)$$

где $Re_{ж}$, $Pr_{ж}$, $Gr_{ж}$ — критерии Рейнольдса, Прандтля и Грасгофа (см. стр. 148), вычисленные для средней температуры жидкости;

$R_{гст}$ — критерий Прандтля, вычисленный для жидкости при температуре стенки трубы.

Так как для газов значение критерия R_g с изменением температуры практически остается постоянным, то поправочный коэффициент χ по формуле (1.44) для газов равен единице.

С повышением температуры у капельных жидкостей значения критерия R_g уменьшаются (рис. XIII), поэтому поправочный коэффициент $(R_{гст}/R_{гж})^{1/3}$ при охлаждении жидкости ($t_{ст} < t_{ж}$) больше единицы, а при нагреве жидкости ($t_{ст} > t_{ж}$) — меньше единицы.

21. Потеря давления на трение в изогнутой трубе (змеевике) $\Delta p_{зм}$ больше, чем в прямой трубе $\Delta p_{пр}$:

$$\Delta p_{зм} = \Delta p_{пр} \psi \quad (1.45)$$

Безразмерный поправочный коэффициент $\psi > 1$ вычисляют по формуле:

$$\psi = 1 + 3,54 \frac{d}{D} \quad (1.46)$$

где d — внутренний диаметр трубы; D — диаметр витка змеевика (см. рис. 1.1).

22. Потеря давления на преодоление местных сопротивлений (колена, диафрагмы, запорные приспособления, внезапные расширения или сужения и т. п.).

Потеря давления в каждом местном сопротивлении является суммой двух потерь: на трение и дополнительной потери, вызванной изменением направления или площади поперечного сечения потока. Так как при расчете сопротивления трения $\Delta p_{тр}$ учитывают всю длину трубопровода L (включая местные сопротивления), то $\Delta p_{м.с}$ в уравнении (1.34) представляет собой сумму этих дополнительных потерь давления.

Расчет потерь давления на местные сопротивления осуществляется по формуле:

$$\Delta p_{м.с} = \sum \xi \frac{\rho w^2}{2} \quad (1.47)$$

где ξ — коэффициент местного сопротивления, безразмерный (его значения для некоторых местных сопротивлений приведены в табл. XIII).

Иногда применяется другой способ расчета, по которому потеря давления в местном сопротивлении приравнивается гидравлическому сопротивлению прямой трубы эквивалентной длины:

$$\Delta p_{м.с} = \lambda \frac{L_э}{d} \frac{\rho w^2}{2} = \lambda n \frac{\rho w^2}{2} \quad (1.48)$$

где $L_э = nd$ — эквивалентная длина прямой трубы, имеющей такое же гидравлическое сопротивление, как и данное местное сопротивление; n — коэффициент (безразмерный), значения которого приводятся в справочниках (например, для вентиля нормального $n = 100 \div 120$, для вентиля проточного $n = 10 \div 20$).

23. Если сеть представляет собой трубопровод постоянного поперечного сечения, то скорость жидкости (газа) постоянна по длине трубопровода и полное гидравлическое сопротивление сети Δp_c в соответствии с уравнением (1.34) будет равно

$$\Delta p_c = \frac{\rho w^2}{2} \left(1 + \frac{\lambda L}{d_s} + \sum \zeta \right) + \rho g h_{\text{под}} + (p_2 - p_1) \quad (1.49)$$

или при втором способе расчета потерь на местные сопротивления:

$$\Delta p_c = \frac{\rho w^2}{2} \left[1 + \frac{\lambda (L + \sum L_s)}{d_s} \right] + \rho g h_{\text{под}} + (p_2 - p_1) \quad (1.50)$$

24. Гидравлическое сопротивление пучков труб при поперечном омывании их потоком (рис. 1.7).

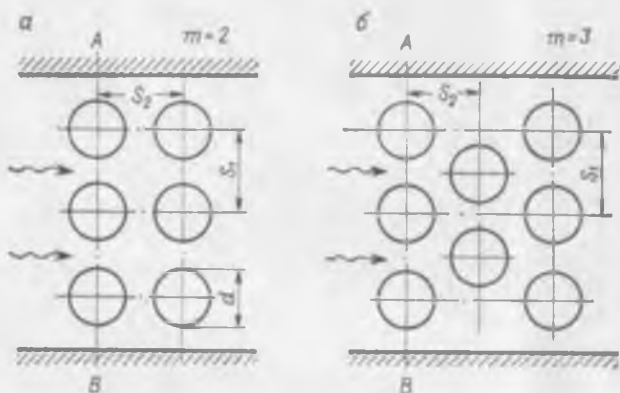


Рис. 1.7. Коридорное (а) и шахматное (б) расположение труб.

Коридорные пучки:

$$Eu = b (3 + 4,5m) \left(\frac{s_1}{d} \right)^{-0,23} Re^{-0,26} \quad (1.51)$$

Шахматные пучки:

при $\frac{s_1}{d} < \frac{s_2}{d}$

$$Eu = b (2 + 3,3m) Re^{-0,26} \quad (1.52)$$

при $\frac{s_1}{d} > \frac{s_2}{d}$

$$Eu = b (2,7 + 1,7m) Re^{-0,26} \quad (1.53)$$

В этих формулах b — поправочный коэффициент, зависящий от угла атаки φ (угол между осью трубы и направлением движения потока) и определяемый по табл. 1.2; m — число рядов труб в пучке в направлении движения потока; d — наружный диаметр трубы; s_1 и s_2 — поперечный и продольный шаги.

Таблица 1.2

φ°	90	80	70	60	50	40	30	10
b	1	1	0,95	0,83	0,69	0,53	0,38	0,15

Скорость потока подсчитывают по самому узкому сечению пучка AB ; значения физико-химических констант берут для средней температуры потока. Критерий Re рассчитывается по наружному диаметру трубы.

25. Гидравлическое сопротивление кожухотрубчатых теплообменников.

Для трубного пространства теплообменника, а также для межтрубного пространства без поперечных перегородок (см. рис. 1.22):

$$\Delta p = \lambda \frac{nL}{d_s} \frac{\rho w^3}{2} + \sum \zeta \frac{\rho w^3}{2} \quad (1.54)$$

где L — длина одного хода, м; n — число ходов. Остальные обозначения те же, что и в предыдущих формулах.

Для коэффициентов местных сопротивлений ζ в кожухотрубчатых теплообменниках * принимают следующие значения:

Трубное пространство

Входная или выходная камера	1,5
Поворот на 180° между ходами или секциями . . .	2,5
Вход в трубы или выход из них	1,0

Межтрубное пространство

Вход в межтрубное пространство или выход из него .	1,5
Поворот на 180° через перегородку в межтрубном пространстве	1,5
Поворот на 90° в межтрубном пространстве	1,0

При наличии поперечных перегородок в межтрубном пространстве (см. рис. 4.4) гидравлическое сопротивление в нем определяют по формулам (1.51) — (1.53) **.

Скорости жидкости (газа) в штуцерах обычно близки к скоростям в трубах или в межтрубном пространстве. Если же скорость в штуцерах больше, то потери давления при входе в теплообменник и выходе из него рассчитывают по скорости в штуцерах.

26. Гидравлическое сопротивление скрубберных насадок.

Сопротивление слоя сухой (неорошаемой) насадки высотой H :

$$\Delta p_{\text{сух}} = \lambda \frac{H}{d_s} \frac{w_s^3 \rho}{2} \quad (1.55)$$

где λ — коэффициент сопротивления при прохождении газа через слой насадки, безразмерный; H — высота слоя насадки, м; d_s —

* Кожухотрубчатые теплообменники иногда называют кожухотрубными.

** Применяется также формула [0.4]:

$$\zeta = 3m/Re^{0.3}$$

где m — число рядов труб в направлении движения потока.

Эквивалентный диаметр можно выразить через характеристики насадки — свободный объем $V_{св}$, м³/м³ (численно равный свободному сечению в м²/м²) и удельную поверхность σ м²/м³:

$$d_0 = \frac{4f}{\sigma} = \frac{4V_{CB}}{\sigma} \quad (1.56)$$

Действительная скорость газа w_r связана с фиктивной скоростью w (отнесенной к полному поперечному сечению аппарата) зависимостью:

$$w_r = w/V_{CB} \quad (1.57)$$

По данным Н. М. Жаворонкова, для неупорядоченной насадки из колец (навалом):

$$\text{при } Re_r < 40 \quad \lambda = 140/Re_r \quad (1.58)$$

$$\text{при } \text{Re}_r > 40 \quad \lambda = 16/\text{Re}_r^{0.2} \quad (1.59)$$

где $Re_r = \frac{w_r d_s \rho}{\mu} = \frac{4w\rho}{\pi\mu}$.

Расчет гидравлического сопротивления орошаемых насадок более сложен — см. формулы и графики, приведенные в [6.1 и 6.2].

27. Гидравлическое сопротивление тарельчатых колонных аппаратов.

Соппротивление барботажной тарелки Δp рассчитывают как сумму трех слагаемых:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{cyl}} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{\text{r.ж.}} \quad (1.60)$$

где $\Delta r_{\text{сух}}$ — сопротивление сухой тарелки; Δr_0 — сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения; $\Delta r_{\text{гж}}$ — сопротивление газожидкостного слоя на тарелке.

Сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta p_{cyx} = \zeta \frac{w_0^2 \rho_f}{2} \quad (1.81)$$

где w_0 — скорость газа в прорезях колпачка или в отверстиях тарелки, м/с; ρ_r — плотность газа, кг/м³; ζ — коэффициент сопротивления, равный:

для колпачковых тарелок		4,5—5,0
для ситчатых тарелок:		
со свободным сечением отверстий 7—10%		1,82
» » 11—25%		1,45
для решетчатых провальных тарелок		1,4—1,5

Соппротивление, вызываемое силами поверхностного натяже-
ния:

$$\Delta p_0 = 4\sigma/d_0 \quad (1.62)$$

где σ — поверхностное натяжение, Н/м; d_s — эквивалентный диаметр отверстия, м. Для колпачковых тарелок $d_s = 4f/\Pi$ (f — площадь свободного сечения прорези, Π — периметр прорези), для ситчатых и дырчатых провальных тарелок d_s равен диаметру отверстия, а для решетчатых провальных тарелок — удвоенной ширине щели.

Сопrotивление газожидкостного слоя (при тех скоростях газа, которые применяются в тарельчатых массообменных колоннах — см. гл. 6 и 7):

а) на колпачковой тарелке

$$\Delta p_{гж} = 1,3k\rho_{ж} \left(l + \frac{e}{2} + \Delta h \right) g \quad (1.63)$$

где g — ускорение силы тяжести, м/с²; k — относительная плотность газожидкостного слоя (пены) [при расчетах принимают приближенно $k = 0,5$]; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, кг/м³; l — расстояние от верхнего края прорезей



до сливного порога, м (рис. 1.8); e — высота прорези, м; Δh — высота уровня жидкости над сливным порогом, м;

б) на ситчатой тарелке

$$\Delta p_{гж} = 1,3gk\rho_{ж} (h_{п} + \Delta h) \quad (1.64)$$

где $h_{п}$ — высота сливного порога, м (см. рис. 7.18).

Величина Δh определяется по формуле истечения через водослив с учетом плотности пены:

$$\Delta h = \left(\frac{V_{ж}}{1,85\Pi k} \right)^{2/3} \quad (1.65)$$

где $V_{ж}$ — объемный расход жидкости, м³/с; Π — периметр слива, м; $k = 0,5$ (см. выше).

ПРИМЕРЫ

Пример 1.1. Относительный удельный вес нефти 0,89. Определить плотность нефти в СИ и в системе МКГСС.

Решение. 1) СИ. Согласно уравнению (1.2), $\Delta = \rho/\rho_{в} = \gamma/\gamma_{в}$, поэтому

$$\rho = \Delta \rho_{в} = 0,89 \cdot 1000 = 890 \text{ кг/м}^3$$

2) МКГСС:

$$\gamma = \Delta \gamma_{в} = 0,89 \cdot 1000 = 890 \text{ кгс/м}^3$$

По уравнению (1.1)

$$\rho = \frac{\gamma}{g} = \frac{890}{9,81} = 90,6 \text{ кгс} \cdot \text{с}^2/\text{м}^4$$

Пример 1.2. Определить в СИ плотность двуокиси азота при $\rho_{\text{изб}} = 10 \text{ кгс/см}^2$ и $t = 20^\circ\text{C}$. Атмосферное давление 760 мм рт. ст. ($1,03 \text{ кгс/см}^2$).

Решение. По уравнению (1.5)

$$\rho = \frac{M}{22,4} \frac{273p}{T\rho_0} = \frac{46 \cdot 273 \cdot 11,03}{22,4 \cdot 293 \cdot 1,03} = 20,5 \text{ кг/м}^3$$

Пример 1.3. Определить плотность воздуха при вакууме (т.е. разрежении) 440 мм рт. ст. и температуре -40°C . Атмосферное давление в данном случае принять равным 750 мм рт. ст.

Решение. Молярная масса воздуха (79% азота и 21% кислорода по объему):

$$M = 0,79 \cdot 28 + 0,21 \cdot 32 = 28,8 \text{ кг/кмоль}$$

По формуле (1.5)

$$\rho = \frac{M}{22,4} \frac{273p}{T\rho_0} = \frac{28,8 \cdot 273 (750 - 440)}{22,4 \cdot 233 \cdot 760} = 0,615 \text{ кг/м}^3$$

Пример 1.4. По трубам одноходового кожухотрубчатого теплообменника (число труб $n = 121$, наружный диаметр труб 38 мм, толщина стенки 2 мм) проходит воздух при средней температуре 50°C и давлении (по манометру) 2 кгс/см^2 со скоростью 9 м/с. Барометрическое давление 740 мм рт. ст. Определить: а) массовый расход воздуха; б) объемный расход воздуха при рабочих условиях; в) объемный расход воздуха при нормальных условиях.

Решение. Плотность воздуха при нормальных условиях $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$ (табл. V).

Рабочее давление (абсолютное):

$$p = p_{\text{бар}} + p_{\text{ман}} = 740 \cdot 133,3 + 98 \cdot 100 \cdot 2 = 294 \cdot 800 \text{ Па}$$

или

$$p = p_{\text{бар}} + p_{\text{ман}} = 740 + 735 \cdot 2 = 2210 \text{ мм рт. ст.}$$

Соотношения между единицами измерения см. табл. LVIII.
Плотность воздуха при рабочих условиях:

$$\rho = \rho_0 \frac{pT_0}{p_0T} = 1,293 \frac{294 \cdot 800 \cdot 273}{101 \cdot 300 (273 + 50)} = 3,18 \text{ кг/м}^3$$

или

$$\rho = \rho_0 \frac{pT_0}{p_0T} = 1,293 \frac{2210 \cdot 273}{760 (273 + 50)} = 3,18 \text{ кг/м}^3$$

Массовый расход воздуха по уравнению (1.18):

$$M = V\rho = w/\rho = wn \cdot 0,785d^2\rho = 9 \cdot 121 \cdot 0,785 \cdot 0,034^2 \cdot 3,18 = 3,14 \text{ кг/с}$$

Объемный расход воздуха при рабочих условиях:

$$V = \frac{M}{\rho} = \frac{3,14}{3,18} = 0,99 \text{ м}^3/\text{с}$$

При 20 °С динамический коэффициент вязкости воды равен 1 сП (табл. VI). Динамический коэффициент вязкости суспензии по формуле (1.15):

$$\mu_c = \mu_{ж} (1 + 2,5\varphi) = 1 (1 + 2,5 \cdot 0,077) = 1,19 \text{ сП} = 1,19 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

По формуле (1.15а):

$$\mu_c = \mu_{ж} \frac{1 + 0,59}{(0,77 - \varphi)^2} = \frac{1 \cdot 0,59}{(0,77 - 0,077)^2} = 1,23 \text{ сП} = 1,23 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Пример 1.14. Известно, что динамический коэффициент вязкости хлорбензола при 20 °С равен 0,9 сП, а при 50 °С 0,6 сП. Найти, пользуясь правилом линейности, динамический коэффициент вязкости хлорбензола при 70 °С.

Решение. В качестве эталонной жидкости возьмем воду. Находим температуры эталонной жидкости, при которых ее динамический коэффициент вязкости равен 0,9 и 0,6 сП.

Для воды динамический коэффициент вязкости 0,9 сП соответствует температуре 25 °С, а 0,6 сП — температуре 45 °С (табл. VI). Следовательно, константа уравнения (1.16)

$$K = \frac{t_{u_2} - t_{u_1}}{\theta_{u_2} - \theta_{u_1}} = \frac{50 - 20}{45 - 25} = \frac{30}{20} = 1,5$$

Далее находим температуру воды, при которой ее динамический коэффициент вязкости равен динамическому коэффициенту вязкости хлорбензола при 70 °С, из уравнения

$$1,5 = \frac{70 - 20}{\theta_{u_2} - 25}$$

откуда $\theta_{u_2} = 58,4$ °С. При этой температуре находим для воды $\mu_2 = 0,48$ сП. Следовательно, динамический коэффициент вязкости хлорбензола при 70 °С равен 0,48 сП.

Если для сравнения обратимся непосредственно к номограмме (рис. V), то найдем $\mu = 0,46$ сП $= 0,46 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Пример 1.15. Динамический коэффициент вязкости некоторой жидкости составляет:

при $t = 34$ °С	0,554	Па·с
» $t = 28$ °С	0,934	»
» $t = 25$ °С	1,42	»
» $t = 20$ °С	2,09	»

Определить динамический коэффициент вязкости этой жидкости при $t = 16$ °С.

Решение. Воспользуемся правилом линейности, взяв в качестве стандартной жидкости глицерин. Зависимость динамического коэффициента вязкости глицерина от температуры $\mu_{гг} = f(\theta)$

дана на рис. 1.12 (кривая AB). По этой кривой находим температуры глицерина Θ :

при $\mu_{гг} = 0,554$ Па·с	32 °С
» $\mu_{гг} = 0,934$ »	26 °С
» $\mu_{гг} = 1,42$ »	21 °С
» $\mu_{гг} = 2,09$ »	16 °С

Построив зависимость температуры жидкости t от температуры глицерина Θ при одинаковых значениях вязкости, получаем прямую $BГ$. Далее находим, как показано пунктиром, что искомый динамический коэффициент вязкости жидкости при $t = 16$ °С, равный динамическому коэффициенту вязкости глицерина при $\Theta = 11$ °С, составляет 3,46 Па·с.

Пример 1.16. Теплообменник изготовлен из стальных труб диаметром 76×3 мм *. По трубам проходит газ под атмосферным давлением. Требуется найти необходимый диаметр труб при работе с тем же газом, но под давлением $p_{изб} = 5$ кгс/см², если требуется скорость газа сохранить прежней при том же массовом расходе газа и том же числе труб.

Решение. Под давлением $p_{изб} = 5$ кгс/см² плотность газа в соответствии с формулой (1.5) будет в 6 раз больше, чем при атмосферном давлении. Так как массовый расход газа

$$G = V\rho = wfr$$

должен быть сохранен неизменным, то

$$w_1 n_1 \cdot 0,785 d_1^2 \rho_1 = w_2 n_2 \cdot 0,785 d_2^2 \rho_2$$

Подставляя $w_2 = w_1$, $n_2 = n_1$, $\rho_2 = 6\rho_1$, $d_1 = 0,07$ м, получаем: $0,07^2 = 6d_2^2$, откуда

$$d_2 = \sqrt{0,07^2/6} = 0,0286 \text{ м} \approx 29 \text{ мм}$$

Пример 1.17. Определить режим течения жидкости в межтрубном пространстве теплообменника типа «труба в трубе» (рис. 1.13) при следующих условиях: внутренняя труба теплообменника имеет диаметр 25×2 мм, наружная $51 \times 2,5$ мм; массовый расход жидкости 3730 кг/ч, плотность жидкости 1150 кг/м³, динамический коэффициент вязкости 1,2 сП.

Решение. Скорость жидкости из уравнения расхода:

$$w = \frac{V}{f} = \frac{3730}{1150 \cdot 3600 \cdot 0,785 (0,046^2 - 0,025^2)} = 0,77 \text{ м/с}$$

* Первое число обозначает наружный диаметр трубы, второе — толщину стенки

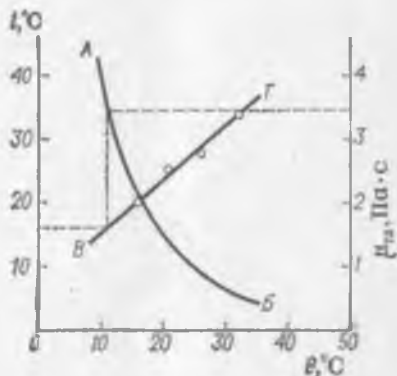


Рис. 1.12 (к примеру 1.15).

Эквивалентный диаметр кольцевого сечения по формуле (1.24):

$$d_e = \frac{4f}{\pi} = \frac{4\pi(D^2 - d^2)}{4\pi(D + d)} = D - d = 0,046 - 0,025 = 0,021 \text{ м}$$

где D — внутренний диаметр наружной трубы, м; d — наружный диаметр внутренней трубы, м.

Динамический коэффициент вязкости жидкости $\mu = 1,2 \cdot 10^{-3}$ Па·с. Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{0,77 \cdot 0,021 \cdot 1150}{1,2 \cdot 10^{-3}} = 15\,500$$

Следовательно, режим турбулентный.

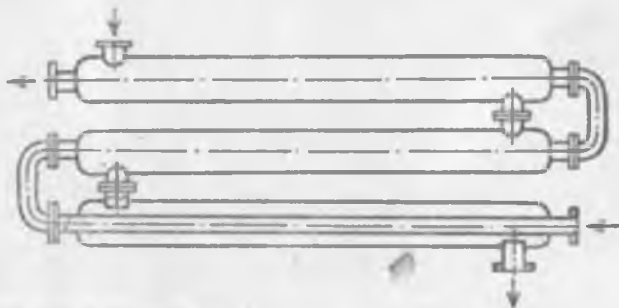


Рис. 1.13 (к примеру 1.17).

Пример 1.18. Найти критическую скорость в прямой трубе диаметром $51 \times 2,5$ мм: а) для воздуха при 20°C и $\rho_{\text{абс}} = 1 \text{ кгс/см}^2$; б) для нефтяного масла, имеющего $\mu = 35 \text{ сП}$ и относительную плотность 0,963.

Решение. Критическая скорость будет иметь место при $Re_{\text{кр}} = 2300$; следовательно, из уравнения (1.21)

$$w_{\text{кр}} = \frac{2300\mu}{d\rho}$$

а) Для воздуха:

$$w_{\text{кр}} = \frac{2300 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}}{0,046 \cdot 1,2} = 0,75 \text{ м/с}$$

где 0,018 — динамический коэффициент вязкости воздуха при 20°C (по рис. VI), сП; $1,2 \text{ кг/м}^3$ — плотность воздуха при 20°C и $\rho_{\text{абс}} = 1 \text{ кгс/см}^2$ по формуле (1.5).

б) Для нефтяного масла:

$$w_{\text{кр}} = \frac{2300 \cdot 35 \cdot 10^{-3}}{0,046 \cdot 963} = 1,8 \text{ м/с}$$

Пример 1.19. На трубопроводе с внутренним диаметром 200 мм имеется плавный переход на диаметр 100 мм (рис. 1.14). По трубопроводу подается $1700 \text{ м}^3/\text{ч}$ (считая при нормальных условиях)

метана при 30 °С. Открытый в атмосферу U-образный водяной манометр, установленный на широкой части трубопровода перед сужением, показывает избыточное давление в трубопроводе, равное 40 мм вод. ст. Каково будет показание такого же манометра на узкой части трубопровода? Сопротивления пренебrecь. Атмосферное давление 760 мм рт. ст.

Решение. Считая приближенно плотность метана на участке трубопровода между точками присоединения манометров постоянной (что проверим в конце расчета), составляем уравнение Бернулли для несжимаемой жидкости

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}$$

откуда находим:

$$p_1 - p_2 = \frac{w_2^2 - w_1^2}{2} \rho$$

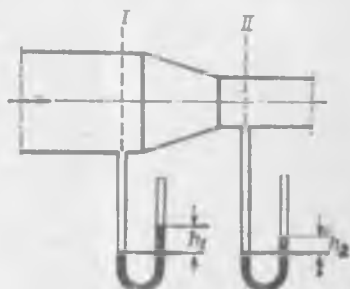


Рис. 1.14 (к примеру 1.10).

Определяем скорости метана в сечениях I и II, принимая, что давление в трубопроводе приблизительно равняется атмосферному:

$$w_1 = \frac{1700 \cdot 303}{3600 \cdot 273 \cdot 0,785 \cdot 0,2^3} = 16,7 \text{ м/с}$$

По уравнению (1.20)

$$w_2 = w_1 \frac{f_1}{f_2} = 16,7 \left(\frac{200}{100} \right)^2 = 66,8 \text{ м/с}$$

Вычисляем плотность метана:

$$\rho = \frac{MT_0}{22,4T} = \frac{16 \cdot 273}{22,4 \cdot 303} = 0,645 \text{ кг/м}^3$$

Находим разность давлений:

$$p_1 - p_2 = \frac{(w_2^2 - w_1^2) \rho}{2} = \frac{(66,8^2 - 16,7^2) 0,645}{2} = 1354 \text{ Па}$$

или $1354/9,81 = 138 \text{ мм вод. ст.}$, откуда

$$p_2 = p_1 - 138 = 40 - 138 = -98 \text{ мм вод. ст.}$$

т. е. давление в сечении II будет меньше, чем в I, на 138 мм вод. ст., и манометр в сечении II будет показывать вакуум, равный 98 мм вод. ст.

Абсолютное давление в сечении I

$$10\,330 + 40 = 10\,370 \text{ мм вод. ст.} = 1,037 \text{ кгс/см}^2 = 0,1017 \text{ МПа}$$

в сечении II

$$10\,330 - 98 = 10\,232 \text{ мм вод. ст.} = 1,023 \text{ кгс/см}^2 = 0,1003 \text{ МПа}$$

Принимая при вычислении скоростей и плотности метана постоянство давления в трубопроводе, мы допустили погрешность, не превышающую

$$\frac{1,037 - 1,023}{1,023} 100 \approx 1,4\%$$

Пример 1.20. На рис. 1.15 изображен так называемый сосуд Мариотта, представляющий собой закрытый резервуар, из которого жидкость может вытекать через трубку *A*. Трубка *B* вверху

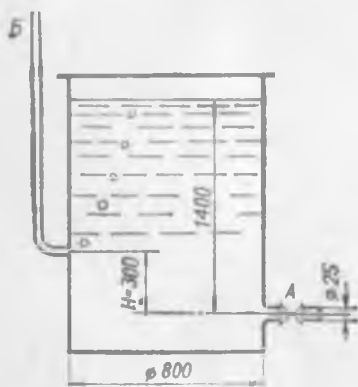


Рис. 1.15 (к примеру 1.20).

открыта в атмосферу. При вытекании по трубке *A* жидкости из резервуара в его верхней части образуется вакуум, причем через трубку *B* засасывается атмосферный воздух. Вследствие этого в резервуаре на уровне *H* над трубкой *A* давление всегда будет равно атмосферному, независимо от количества жидкости в резервуаре, и истечение жидкости будет происходить под постоянным напором до тех пор, пока уровень ее не опустится ниже *H*. По указанным на рис. 1.15 размерам (в мм) определить скорость течения воды и время, в течение которого уровень ее снизится

от начального (1400 мм) до величины *H* = 300 мм. Коэффициент скорости $\varphi = 0,82$. Коэффициент сжатия струи $\epsilon = 1$.

Решение. По формуле (1.28) при $p_0 = p$

$$w = \varphi \sqrt{2gH} = 0,82 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 0,3} = 1,98 \text{ м/с}$$

Объем воды, который вытечет из сосуда при снижении уровня от 1400 до 300 мм, составляет:

$$V = 0,785 \cdot 0,8^2 (1,4 - 0,3) = 0,553 \text{ м}^3$$

Время истечения:

$$\tau = \frac{0,553}{0,785 \cdot 0,025^2 \cdot 1,98} = 569 \text{ с} \approx 9,5 \text{ мин}$$

Пример 1.21. Цилиндрический бак диаметром 1 м наполнен водой на высоту 2 м. Отверстие для истечения в дне имеет диаметр 3 см. Определить время, необходимое для опорожнения бака.

Решение. Воспользуемся формулой (1.31):

$$\tau = \frac{2f \sqrt{H}}{\alpha_0 \sqrt{2g}}$$

где f — площадь сечения сосуда, м^2 ; f_0 — площадь отверстия, м^2 ; H — начальная высота уровня, м; α — коэффициент расхода (для отверстия с незакругленными краями можно принять $\alpha = 0,61$).

Подставляя заданные величины в формулу, находим:

$$\tau = \frac{2 \cdot 0,785 \cdot 1^2 \sqrt{2}}{0,61 \cdot 0,785 \cdot 0,03^2 \sqrt{2 \cdot 9,81}} = 1180 \text{ с} \approx 20 \text{ мин}$$

Пример 1.22. По горизонтальному гидравлически гладкому трубопроводу с внутренним диаметром 152 мм протекает вода при температуре 20°C со средней скоростью 1,3 м/с. В трубопроводе установлена нормальная диафрагма, диаметр отверстия которой равен 83,5 мм. Определить показание ртутного дифманометра диафрагмы (см. рис. 1.3).

Решение. Расход воды:

$$V = w_f = 1,3 \cdot 0,785 \cdot 0,152^2 = 0,0236 \text{ м}^3/\text{с}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{1,3 \cdot 0,152}{1,01 \cdot 10^{-6}} = 195 \text{ 000}$$

где ν — кинематический коэффициент вязкости воды при 20°C (табл. XXXIX), м²/с.

Определяем коэффициент расхода диафрагмы α , который зависит от величины критерия Re и от значения $m = (d_o/d)^2 = (83,5/152)^2 \approx 0,3$. По табл. XV находим $\alpha \approx 0,635$.

Исходя из формулы (1.32) и принимая $k = 1$, получаем:

$$\sqrt{H} = \frac{V}{\alpha f_o \sqrt{2g \frac{\rho_m - \rho}{\rho}}} = \frac{0,0236}{0,635 \cdot 0,785 \cdot 0,0835^2 \sqrt{2 \cdot 9,81 \frac{13 \text{ 600} - 1000}{1000}}} = 0,432$$

откуда $H = 0,188 \text{ м} = 188 \text{ мм}$.

Пример 1.23. Показание водяного дифманометра трубки Пито — Прандтля (см. рис. 1.4), установленной по оси горизонтального воздухопровода, составляет 13 мм. Определить расход воздуха, если температура его 40°C, диаметр воздухопровода 159 × 6 мм, а перед трубкой имеется прямой участок длиной 7 м. Давление воздуха атмосферное.

Решение. Плотность воздуха при 40°C:

$$\rho = 1,293 \frac{273}{313} = 1,13 \text{ кг/м}^3$$

Максимальная (осевая) скорость воздуха определяется из выражения:

$$w_{\text{макс}} = \sqrt{\frac{2 \Delta p_{\text{ск}}}{\rho}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 13 \cdot 9,81}{1,13}} = 15,07 \text{ м/с}$$

Этой скорости соответствует значение критерия Рейнольдса

$$Re = \frac{w_{\text{макс}} d \rho}{\mu} = \frac{15,07 \cdot 0,147 \cdot 1,13}{0,019 \cdot 10^{-3}} = 132 \text{ 000}$$

Длина прямого участка стабилизации потока до трубки Пито—Прандтля должна быть не менее 40 диаметров: $40 \cdot 0,147 = 5,9$ м. Это условие соблюдено, так как имеется прямой участок трубопровода протяженностью 7 м. По рис. 1.2 для $Re = 132\,000$ отношение средней скорости к максимальной $w/w_{\max} \approx 0,85$.

Средняя скорость:

$$w = 0,85 \cdot 15,07 = 12,8 \text{ м/с}$$

Расход воздуха:

$$V = 0,785 \cdot 0,147^2 \cdot 12,8 = 0,217 \text{ м}^3/\text{с} = 780 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Пример 1.24. Дымовые газы из печной установки, расположенной в Ленинграде, отводятся через дымовую трубу высотой 19 м. Состав газов: CO_2 — 12,7%, O_2 — 4,9%, N_2 — 77,5%, H_2O — 4,9% (по объему). Площадь поперечного сечения дымовой трубы равна площади поперечного сечения горизонтального газохода. Средняя температура газов в газоходе и дымовой трубе 250 °С. Найти скорость газов, если сумма коэффициентов сопротивлений газохода и дымовой трубы:

$$\frac{\lambda_{\Gamma} L_{\Gamma}}{d_s} + \frac{\lambda_{\Gamma} H}{d} + \sum \zeta = 27,3$$

где λ_{Γ} и λ_{Γ} — коэффициенты трения, L_{Γ} — длина газохода; d_s — эквивалентный диаметр газохода; d — внутренний диаметр дымовой трубы; H — высота трубы; $\sum \zeta$ — сумма коэффициентов местных сопротивлений.

Решение. Плотность газа при нормальных условиях:

$$\rho_0 = \frac{M}{22,4} = \frac{1}{22,4} (44 \cdot 0,127 + 32 \cdot 0,049 + 28 \cdot 0,775 + 18 \cdot 0,049) = 1,328 \text{ кг/м}^3$$

Плотность газа при 250 °С:

$$\rho_{\Gamma} = \rho_0 \frac{T_0}{T} = 1,328 \frac{273}{273 + 250} = 0,693 \text{ кг/м}^3$$

В летних условиях средняя температура воздуха в Ленинграде 17,5 °С (табл. XL). Плотность воздуха при этой температуре:

$$\rho_{\text{в}} = 1,293 \frac{273}{273 + 17,5} = 1,216 \text{ кг/м}^3$$

По уравнению Бернулли (при плоскости отсчета, проведенной на уровне газохода):

$$p_{\text{бар}'} + \frac{\rho_{\Gamma} w^2}{2} = p_{\text{бар}''} + \frac{\rho_{\Gamma} w^2}{2} + \rho_{\Gamma} g H + \Delta p_{\text{пот}}$$

где $p_{\text{бар}'}$ — барометрическое давление на уровне горизонтального газохода; $p_{\text{бар}''}$ — барометрическое давление у верхнего края дымовой трубы; w — скорость газа; H — высота дымовой трубы; $\Delta p_{\text{пот}}$ — суммарные потери давления (суммарное сопротивление газохода и дымовой трубы).

В левой части уравнения Бернулли рассматривается сечение, проведенное через начало газохода, в правой — через верхний край дымовой трубы.

Барометрическое давление на уровне горизонтального газохода:

$$p_{бар} = p_{бар}^* + \rho_w gH$$

Подставляем это значение в уравнение Бернулли и получаем:

$$\Delta p_{пот} = (\rho_w - \rho_r) gH$$

Сопротивление газохода и дымовой трубы:

$$\Delta p_{пот} = \left(\frac{\lambda_r L_r}{d_s} + \frac{\lambda_s H}{d} + \sum \zeta \right) \frac{\rho_r w^2}{2} = 27,3 \frac{\rho_r w^2}{2}$$

Следовательно

$$27,3 \frac{\rho_r w^2}{2} = (\rho_w - \rho_r) gH$$

Подставляем численные значения:

$$27,3 \frac{0,693 w^2}{2} = (1,216 - 0,693) 9,81 \cdot 19$$

Отсюда находим скорость газа в газоходе и дымовой трубе в летних условиях:

$$w = 3,2 \text{ м/с}$$

Аналогично может быть подсчитана скорость газа в зимних условиях (для Ленинграда средняя температура $-7,7^\circ\text{C}$). В зимних условиях $w = 3,5 \text{ м/с}$.

Пример 1.25. Определить потерю давления на трение в змеевике (рис. 1.16), по которому проходит вода со скоростью 1 м/с . Змеевик сделан из бывшей в употреблении стальной трубы диаметром $43 \times 2,5 \text{ мм}$. Диаметр витка змеевика 1 м . Число витков 10 . Средняя температура воды 30°C .

Решение. Потерю давления на трение находим по формуле (1.36) для прямой трубы, а затем вводим поправочный коэффициент для змеевика по формуле (1.46). Предварительно определяем режим течения. Динамический коэффициент вязкости воды при 30°C равен $0,8 \text{ сП}$ (табл. VI). Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{1 \cdot 0,038 \cdot 1000}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 47\,500$$

Для цельнотянутой стальной трубы с незначительной коррозией $e = 0,2 \text{ мм}$ (табл. XII). Тогда отношение $d_s/e = 38/0,2 = 190$. По графику (рис. 1.5) при $Re = 47\,500$ и $d_s/e = 190$ находим

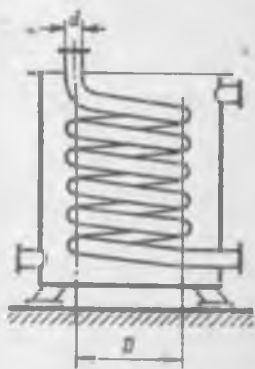


Рис. 1.16 (к примеру 1.25)

$\lambda = 0,0316$. Приблизленно длина змеевика равна:

$$L = \pi D n = 3,14 \cdot 1 \cdot 10 = 31,4 \text{ м}$$

Потеря напора на преодоление трения в прямой трубе:

$$\Delta p_{\text{пр}} = \lambda \frac{L}{d} \frac{\rho w^2}{2} = 0,0316 \frac{31,4}{0,038} \frac{1000 \cdot 1^2}{2} = 13 \text{ 100 Па}$$

По формуле (1.46) находим поправочный коэффициент:

$$\psi = 1 + 3,54 \frac{d}{D} = 1 + 3,54 \frac{0,038}{1} = 1,134$$

Следовательно, для змеевика:

$$\Delta p_{\text{зм}} = \Delta p_{\text{пр}} \psi = 13 \text{ 100} \cdot 1,134 = 14 \text{ 800 Па} = 1510 \text{ мм вод. ст.}$$

Пример 1.26. 30 т/ч нитробензола при 20 °С перекачиваются

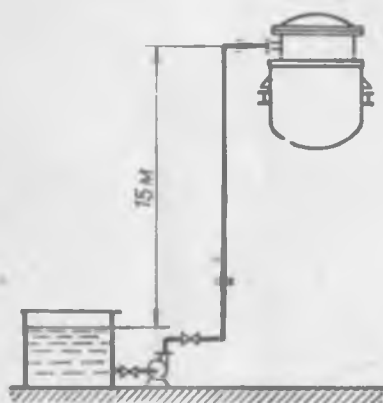


Рис. 1.17 (к примеру 1.26).

насосом из бака с атмосферным давлением в реактор, где поддерживается избыточное давление 0,1 кгс/см² (рис. 1.17). Трубопровод выполнен из стальных труб диаметром 89×4 мм с незначительной коррозией. Длина всего трубопровода, включая местные сопротивления, 45 м. На трубопроводе установлены: диафрагма ($d_0 = 51,3$ мм), две задвижки и четыре отвода под углом 90° с радиусом изгиба 160 мм. Высота подъема жидкости 15 м. Найти мощность, потребляемую насосом, приняв общий к. п. д. его равным 0,65.

Решение. Массовый расход нитробензола:

$$M = 30 \text{ 000} / 3600 = 8,34 \text{ кг/с}$$

Объемный расход:

$$V = M/\rho = 8,34 / 1200 = 0,00695 \text{ м}^3/\text{с}$$

где $\rho = 1200 \text{ кг/м}^3$ — плотность нитробензола (табл. IV).

Скорость нитробензола:

$$w = \frac{V}{f} = \frac{0,00695}{0,785 \cdot 0,081^2} = 1,35 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{1,35 \cdot 0,081 \cdot 1200}{2,1 \cdot 10^{-3}} = 62 \text{ 500}$$

где μ — динамический коэффициент вязкости нитробензола (рис. V).

Определяем коэффициент трения. По табл. XII шероховатость стальных труб с незначительной коррозией $e = 0,2$ мм. По рис. 1.5 для $d/e = 0,081/0,0002 = 405$ и $Re = 62\,500$ находим $\lambda = 0,0257$.

Коэффициенты местных сопротивлений, взятые из табл. XIII, сводим в табличку:

Вид сопротивления	$\sum \zeta$
Вход жидкости из бака в трубопровод (труба с острыми краями)	0,5
Диафрагма $[m = (51,3/81)^2 = 0,4]$	8,25
Задвижка ($\zeta = 0,5$)	$2 \cdot 0,5 = 1,0$
Отвод (при $\varphi = 90^\circ$ и $R_0/d = 160/81 \approx 2$): $\zeta = AB = 1 \cdot 0,15 = 0,15$	$4 \cdot 0,15 = 0,6$
	10,35

Общее гидравлическое сопротивление трубопровода (сети) по уравнению (1.49):

$$\Delta p = \frac{\rho w^2}{2} \left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum \zeta \right) + \rho g h_{\text{под}} + \Delta p_{\text{доп}} =$$

$$= \frac{1200 \cdot 1,35^2}{2} \left(1 + \frac{0,0257 \cdot 45}{0,081} + 10,35 \right) + 1200 \cdot 9,81 \cdot 15 + 0,1 \cdot 9,81 \cdot 10^4 =$$

$$= 215\,000 \text{ Па}$$

Потребляемая насосом мощность по уравнению (1.33):

$$N = \frac{V \Delta p}{1000 \eta} = \frac{0,00695 \cdot 215\,000}{1000 \cdot 0,65} = 2,3 \text{ кВт}$$

Пример 1.27. Воздух с температурой 50°C подается вентилятором в установку, где имеется избыточное давление 35 мм вод. ст. Трубопровод выполнен из стальных труб диаметром 102×6 мм с незначительной коррозией. Длина всего трубопровода, включая местные сопротивления, 70 м. На трубопроводе установлены: диафрагма ($d_0 = 49,3$ мм), две задвижки и четыре отвода под углом 90° с радиусом изгиба 300 мм. Электродвигатель вентилятора потребляет мощность 1,35 кВт; к. п. д. электродвигателя $\eta_e = 0,95$. Показание водяного дифманометра, присоединенного к диафрагме, 400 мм. Определить к. п. д. вентилятора.

Решение. Плотность воздуха при 50°C :

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0}{T} = 1,293 \frac{273}{323} = 1,09 \text{ кг/м}^3$$

Коэффициент расхода диафрагмы определяем по табл. XV. При $m = (49,3/90)^2 = 0,3$ принимаем среднее значение $\alpha \approx 0,64$.

Расход воздуха по формуле (1.32) при $k = 1$ (табл. XVI):

$$V = \alpha f_0 \sqrt{2gH \frac{\rho_m - \rho}{\rho}} =$$

$$= 0,64 \cdot 0,785 \cdot 0,0493^2 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 0,4 \frac{988 - 1,09}{1,09}} = 0,103 \text{ м}^3/\text{с}$$

Скорость воздуха в трубопроводе:

$$w = \frac{V}{0,785d^2} = \frac{0,103}{0,785 \cdot 0,09^2} = 16,2 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса, определяемый по диаметру трубопровода:

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{16,2 \cdot 0,09 \cdot 1,09}{0,0196 \cdot 10^{-3}} = 81\,000$$

Динамический коэффициент вязкости воздуха $\mu = 0,0196 \times 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ определен по рис. VI.

Проверяем принятое значение α . По табл. XV для $m = 0,3$ и $Re = 81\,000$ находим $\alpha = 0,637$, что практически совпадает с принятым значением.

Определяем коэффициент трения. По табл. XII средняя шероховатость стальных труб с незначительной коррозией $e = 0,2 \text{ мм}$. По рис. 1.5 для $d/e = 90/0,2 = 450$ и $Re = 81\,000$ находим $\lambda \approx 0,025$.

Коэффициенты местных сопротивлений, взятые из табл. XIII, сводим в табличку:

Вид сопротивления	$\Sigma \zeta$
Вход воздуха в трубопровод (труба с закругленными краями)	0,2
Диафрагма ($m = 0,3$)	18,2
Задвижка ($\zeta = 0,5$)	$2 \cdot 0,5 = 1,0$
Отвод (при $\varphi = 90^\circ$ и $R_0/d = 300/90 = 3,3$): $\zeta = AB = 1 \cdot 0,13 = 0,13$	$4 \cdot 0,13 = 0,52$
	19,92 $\approx$ 20

Общее гидравлическое сопротивление трубопровода (сети):

$$\Delta p = \frac{\rho w^2}{2} \left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum \zeta \right) + \Delta p_{\text{доп}} =$$

$$= \frac{1,09 \cdot 16,2^2}{2} \left(1 + \frac{0,025 \cdot 70}{0,09} + 20 \right) + 35 \cdot 9,81 = 6030 \text{ Па}$$

К. п. д. вентилятора:

$$\eta_{\text{вент}} = \frac{V \Delta p}{1000 \eta_s N} = \frac{0,103 \cdot 6030}{1000 \cdot 0,95 \cdot 1,35} \approx 0,48$$

Пример 1.28. Жидкость, имеющая плотность 1200 кг/м^3 и динамический коэффициент вязкости 2 сП , из бака с постоянным уровнем 1 самотеком поступает в реактор 2 (рис. 1.18). Определить, какое максимальное количество жидкости (при полностью открытом кране) может поступать из бака в реактор. Уровень

жидкости в баке находится на 6 м выше ввода жидкости в реактор. Трубопровод выполнен из алюминиевых труб с внутренним диаметром 50 мм. Общая длина трубопровода, включая местные сопротивления, 16,4 м. На трубопроводе имеются три колена и кран. В баке и реакторе давление атмосферное.

Решение. Напишем уравнение Бернулли для установившегося потока жидкости, взяв первое сечение по уровню жидкости в баке, а второе — по концу трубопровода на выходе потока в реактор:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} - h_{\text{пот}} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}$$

Так как $p_1 = p_2$ и $w_1 \ll w_2$, то

$$z_1 - z_2 = \frac{w_2^2}{2g} + h_{\text{пот}} = \frac{w_2^2}{2g} + h_{\text{тр}} + h_{\text{м.с}}$$

или

$$H\rho g = \frac{w^2 \rho}{2} \left(1 + \lambda \frac{L}{d} + \sum \zeta \right) \quad (a)$$

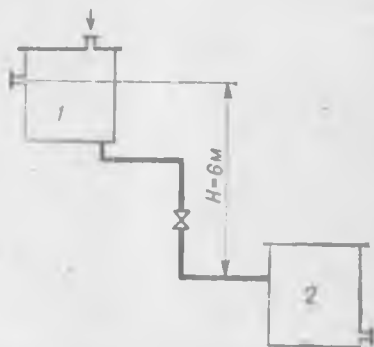


Рис. 1.18 (к примеру 1.28).

Напор $H\rho g$ расходуется на все гидравлические сопротивления трубопровода.

В последнем уравнении две неизвестные величины: w и λ .

Решение может быть найдено путем последовательных приближений.

По табл. XII для алюминиевых технически гладких труб принимаем шероховатость $e = 0,06$ мм. Тогда $d/e = 50/0,06 = 840$. Зададимся (с последующей проверкой) величиной $\lambda = 0,022$.

Коэффициенты местных сопротивлений, взятые из табл. XIII, сводим в таблицку:

Вид сопротивления	$\sum \zeta$
Вход жидкости в трубопровод	0,5
Кран	2,0
Колено ($\zeta = 1,1$)	$3 \cdot 1,1 = 3,3$
	5,8

Исходное уравнение (a) принимает вид:

$$6 \cdot 1200 \cdot 9,81 = \frac{1200 w^2}{2} \left(1 + \frac{0,022 \cdot 16,4}{0,05} + 5,8 \right)$$

откуда $w = 2,9$ м/с.

Расход жидкости (при полностью открытом кране):

$$V = wI = 2,9 \cdot 0,785 \cdot 0,05^2 = 0,0057 \text{ м}^3/\text{с} = 20,5 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Проверим значение λ . Имеем:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{2,9 \cdot 0,05 \cdot 1200}{2 \cdot 10^{-3}} = 87\,000$$

По рис. 1.5 для $Re = 87\,000$ и $d/e = 840$ находим $\lambda = 0,022$, что совпадает с принятым значением.

Пример 1.29. Минеральное масло в количестве 40 000 л/ч перекачивается по трубопроводу диаметром 108×4 мм в бак, помещенный на высоте 20 м. Длина горизонтального участка трубопровода 430 м.

Вычислить необходимую мощность насоса, если перекачка производится: а) при 15°C и б) при 50°C . При этих температурах относительная плотность масла составляет 0,96 и 0,89, динамический коэффициент вязкости 3,43 и 0,187 Па·с, соответственно.

Экономично ли подогревать до 50°C масло перед перекачкой, если 1 кВт·ч электроэнергии стоит 4 коп., а 1 т греющего (отбросного) пара ($\rho_{\text{акс}} = 1 \text{ кгс/см}^2$) 2 руб. и если общий к. п. д. насосной установки равен 0,5?

Решение. Скорость масла:

$$w = \frac{40}{0,785 \cdot 0,1^2 \cdot 3600} = 1,414 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса:

при 15°C

$$Re = \frac{0,1 \cdot 1,414 \cdot 960}{3,43} = 39$$

при 50°C

$$Re = \frac{0,1 \cdot 1,414 \cdot 890}{0,187} = 670$$

Следовательно, в обоих случаях имеет место ламинарный режим.

Потерю давления на трение определяем по формуле (1.39):

при 15°C

$$\Delta p_{\text{тр}} = \frac{32(430 + 20) 1,414 \cdot 3,43}{0,1^2} = 7\,010\,000 \text{ Па или } 71,5 \text{ кгс/см}^2$$

при 50°C

$$\Delta p_{\text{тр}} = 7\,010\,000 \frac{0,187}{3,43} = 383\,000 \text{ Па или } 3,9 \text{ кгс/см}^2$$

Затрата давления на подъем жидкости [формула (1.34)]:

при 15°C

$$\Delta p_{\text{под}} = 20 \cdot 960 \cdot 9,81 = 188\,400 \text{ Па или } 1,92 \text{ кгс/см}^2$$

при 50°C

$$\Delta p_{\text{под}} = 20 \cdot 890 \cdot 9,81 = 174\,600 \text{ Па или } 1,78 \text{ кгс/см}^2$$

Затрата давления на создание скорости [формула (1.35)]:

$$\Delta p_{\text{ск}} = 960 \cdot 1,414^2 / 2 = 960 \text{ Па}$$

Этой величиной в данном случае пренебрежем так же, как и потерей давления на преодоление местных сопротивлений.

Тогда необходимая мощность по формуле (1.33):
при 15 °C

$$N = \frac{40 (7\,010\,000 + 188\,400)}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,5} = 160 \text{ кВт}$$

при 50 °C

$$N = \frac{40 (383\,000 + 174\,600)}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,5} = 12,3 \text{ кВт}$$

Следовательно, при перекачке холодного масла требуется дополнительный расход мощности $160 - 12,3 = 147,7 \text{ кВт}$. В условиях задачи стоимость дополнительной электроэнергии на перекачку составит: $147,7 \cdot 0,04 = 5,9 \text{ руб./ч}$.

Расход теплоты на подогрев масла от 15 до 50 °C при удельной теплоемкости масла $c = 1,68 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$:

$$Q = \frac{40 \cdot 960 \cdot 1,68 \cdot 10^3 (50 - 15)}{3600} = 625\,000 \text{ Вт}$$

Удельная теплота конденсации отбросного пара ($\rho_{\text{вс}} = 1 \text{ кгс/см}^2$) $r = 2260 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$.

Расход пара на подогрев масла:

$$D = \frac{Q}{r} = \frac{625\,000}{2260 \cdot 10^3} = 0,276 \text{ кг/с} \approx 1000 \text{ кг/ч}$$

Стоимость 1 т пара 2 руб. Следовательно, предварительный подогрев масла при данной стоимости пара и электроэнергии безусловно выгоден.

Пример 1.30. Вывести обобщенную расчетную формулу для коэффициента трения в трубах по следующим экспериментальным данным.

1. При перекачке нефти относительной плотности 0,9 по стальному трубопроводу с внутренним диаметром 300 мм на прямом участке длиной 13 м были получены следующие величины потери давления в зависимости от скорости нефти:

Скорость, м/с	0,85	1,21	1,54	1,91	2,32
Потеря давления, Па	738	1300	2080	3020	4050

2. Аналогичные экспериментальные данные для воды при перекачивании ее по прямому стальному трубопроводу с внутренним диаметром 60 мм, длиной 24 м:

Скорость, м/с	0,11	0,16	0,22	0,26
Потеря давления, Па	105	201	238	455

Решение. Вычислим значения коэффициентов трения λ для нефти и воды по формуле (1.36).

Предварительно определим постоянные (в наших опытах) величины

$$A = \frac{L\rho}{2d}$$

Для нефти:

$$A = \frac{13 \cdot 900}{2 \cdot 0,3} = 19\,500$$

Для воды:

$$A = \frac{24 \cdot 1000}{2 \cdot 0,06} = 200\,000$$

Дальнейший расчет сведен в табл. 1.3.

Таблица 1.3

Жидкость	w , м/с	w^2 , (м/с) ²	Δp , Па	$\lambda = \frac{\Delta p}{A w^2}$	Жидкость	w , м/с	w^2 , (м/с) ²	Δp , Па	$\lambda = \frac{\Delta p}{A w^2}$
Нефть	0,85	0,723	738	0,0522	Вода	0,11	0,0121	105	0,0433
	1,21	1,46	1300	0,0458		0,16	0,0256	201	0,0392
	1,54	2,37	2060	0,0445		0,22	0,0484	238	0,0348
	1,91	3,65	3020	0,0424		0,26	0,0676	455	0,0337
	2,32	5,38	4050	0,0386					

Как следует из табл. 1.3, коэффициент трения λ уменьшается с возрастанием скорости потока.

Если нанести зависимость коэффициента трения от скорости на график (рис. 1.19), получим две различные кривые. На логарифмической сетке, т. е. в

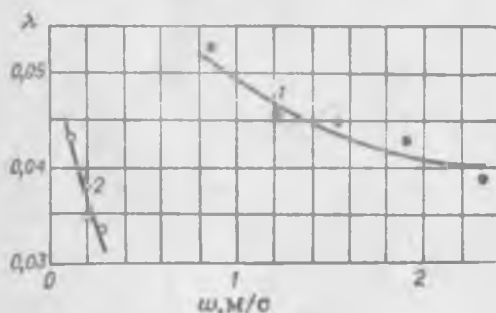


Рис. 1.19 (к примеру 1.30):

1 — нефть; 2 — вода.

координатах $\lg w - \lg \lambda$, получаются две прямые линии, приближенные уравнения которых:

$$\lg \lambda = -1,31 - 0,25 \lg w$$

$$\text{или } \lambda = 0,049 w^{-0,25}$$

для воды

$$\lg \lambda = -1,65 - 0,3 \lg w$$

$$\text{или } \lambda = 0,0224 w^{-0,3}$$

Таким образом, мы получили две различные эмпирические формулы, каждая из которых действительно лишь в тех условиях, при которых она была получена. Последняя формула, например, пригодна для вычисления коэффициента трения только для воды при протекании ее по трубе внутренним диаметром 60 мм со скоростью 0,1—0,3 м/с (и при той же температуре воды, при которой проводились опыты).

Получить по имеющимся экспериментальным данным для нефти и воды общую расчетную формулу, пригодную не только для нефти или воды, но также и для других жидкостей при других

скоростях, других диаметрах труб и других температурах, можно с помощью теории подобия.

Для потери давления на трение в трубах теория подобия дает зависимость (1.37) в критериальной форме:

$$Eu = \varphi(Re, \Gamma)$$

Для труб с данной шероховатостью стенок в турбулентной (доавтомодельной) области коэффициент трения λ зависит только от величины критерия Re — см. уравнения (1.38), (1.40), (1.42):

$$\lambda = f(Re)$$

Следовательно, для получения обобщенного уравнения мы должны найти зависимость коэффициента трения не от скорости, как это было сделано выше, а от критерия Re .

Значения кинематического коэффициента вязкости при опытах были: для нефти $\nu = 0,8 \cdot 10^{-4}$ м²/с, для воды $\nu = 10^{-6}$ м²/с.

В табл. 1.4 сопоставлены значения Re и λ , вычисленные по вышеприведенным экспериментальным данным.

Таблица 1.4

Жидкость	w , м/с	$Re = \frac{wd}{\nu}$	λ	$\lg Re$	$\lg \lambda$
Нефть	0,85	3 190	0,0522	3,50	2,72
	1,21	4 530	0,0458	3,66	2,66
	1,54	5 780	0,0445	3,76	2,65
	1,91	7 160	0,0424	3,85	2,63
	2,32	8 700	0,0386	3,94	2,59
Вода	0,11	6 600	0,0438	3,82	2,64
	0,16	9 600	0,0392	3,98	2,59
	0,22	13 200	0,0348	4,12	2,64
	0,26	15 600	0,0337	4,19	2,53

Если построить график зависимости λ от Re , то получим одну кривую, на которую укладываются все точки для нефти и воды.

В логарифмических координатах получим прямую линию (рис. 1.20). На этом графике по оси абсцисс отложены величины $x = \lg Re - 3,5$, а по оси ординат — величины $y = \lg \lambda + 2$.

Уравнение полученной прямой линии:

$$y = -0,254x + 0,71$$

или

$$\lg \lambda + 2 = -0,254(\lg Re - 3,5) + 0,71$$

$$\lg \lambda = -0,0254 \lg Re - 0,4$$

откуда

$$\lambda = 0,398/Re^{0,254}$$

Полученная формула и представляет собой общую зависимость, которой можно пользоваться для расчета коэффициента трения в трубах не только для нефти и воды, но и для любых других жидкостей в пределах значений критерия $Re = 3000 \div 16\,000$. Следует добавить, что эта формула пригодна лишь для труб с такой же относительной шероховатостью стенок, какая была при опытах.

Так как экспериментальные данные укладываются на одну прямую (рис. 1.20), то можно считать, что относительная шероховатость стенок e/d в опытах с нефтью и с водой была примерно одинаковой.

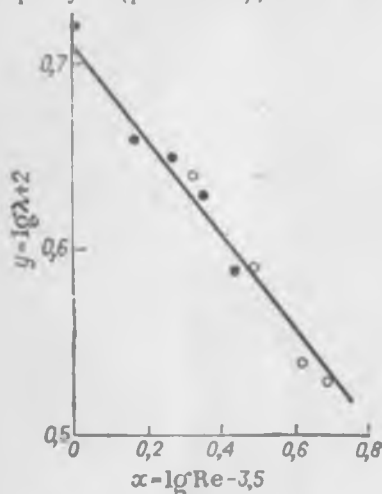


Рис. 1.20 (к примеру 1.30):

● — нефть; ○ — вода.

менить в качестве рабочего вещества воздух атмосферного давления с температурой 22°C.

Возможно ли при этих условиях получить полное гидродинамическое подобие промышленного аппарата и модели, и какова должна быть скорость воздуха в модели?

Решение. Для соблюдения гидродинамического подобия необходимо при подобных граничных условиях равенство критериев Рейнольдса и Фруда (критерий Эйлера в данном случае не является определяющим) в модели и в производственном аппарате, т. е. должно быть:

$$Re_1 = Re_2; \quad \frac{w_1 l_1 \rho_1}{\mu_1} = \frac{w_2 l_2 \rho_2}{\mu_2} \quad (a)$$

$$Fr_1 = Fr_2; \quad \frac{w_1^2}{g l_1} = \frac{w_2^2}{g l_2} \quad (6)$$

В этих уравнениях индекс «1» относится к промышленному аппарату, индекс «2» — к модели.

Имеем:

$$w_1 = 3 \text{ м/с}; \quad l_1 = 0,1 l_1$$

$$\rho_1 = 1,293 \frac{273}{373} = 0,945 \text{ кг/м}^3; \quad \rho_2 = 1,293 \frac{273}{295} = 1,19 \text{ кг/м}^3$$

$$\mu_1 = 0,0215 \text{ сП}; \quad \mu_2 = 0,0185 \text{ сП}$$

Подставляя эти значения в уравнение (а), находим:

$$\frac{3 l_1 \cdot 0,945}{0,0215} = \frac{w_2 \cdot 0,1 l_1 \cdot 1,19}{0,0185}$$

откуда

$$w_2 = \frac{3 \cdot 0,945 \cdot 0,0185}{0,1 \cdot 0,0215 \cdot 1,19} = 20,5 \text{ м/с}$$

Подстановка в уравнение (б) дает:

$$\frac{z^2}{l_1} = \frac{w_2^2}{0,1 l_1}$$

откуда

$$w_2 = \sqrt{0,9} = 0,946 \text{ м/с}$$

Полученные результаты показывают, что соблюдение полного гидродинамического подобия, т. е. одновременного подобия сил трения и сил тяжести, в модели и в промышленном аппарате при заданных условиях невозможно. Придется ограничиться приближенным моделированием процесса, как это в большинстве случаев на практике и делается, т. е. ограничиться соблюдением только одного условия (либо $Re = idem$, либо $Fr = idem$) в зависимости от того, какое из этих условий является более существенным. Если, например, в нашем случае большее значение имеют силы трения, т. е. критерий Re , то скорость воздуха в модели должна быть взята 20,5 м/с.

Выясним, при каких условиях возможно получение одновременного подобия сил трения и сил тяжести в модели и в промышленном аппарате.

Из условия $Fr = idem$, т. е. $\frac{w_1 l_1}{v_1} = \frac{w_2 l_2}{v_2}$, где v — кинематический коэффициент вязкости, следует, что

$$\frac{w_1}{w_2} = \frac{v_1 l_2}{v_2 l_1}$$

Из условия $Fr = idem$, т. е. $\frac{w_1^2}{g l_1} = \frac{w_2^2}{g l_2}$, находим:

$$\frac{w_1}{w_2} = \left(\frac{l_1}{l_2} \right)^{1/2}$$

Оба условия ($Re = idem$ и $Fr = idem$) будут соблюдены, если

$$\frac{v_1 l_2}{v_2 l_1} = \left(\frac{l_1}{l_2} \right)^{1/2}, \quad \text{т. е.} \quad \frac{v_1}{v_2} = \left(\frac{l_1}{l_2} \right)^{3/2}$$

Последнее равенство и выражает требуемое условие одновременного подобия сил трения и сил тяжести.

Пример 1.32. Найти диаметр трубопровода для транспортирования водорода при массовом расходе его 120 кг/ч. Длина трубопровода 1000 м. Допускаемое падение давления $\Delta p = 110$ мм вод. ст. Плотность водорода $0,0825$ кг/м³. Коэффициент трения $\lambda = 0,03$.

Решение. В длинных магистральных газопроводах давление расходуется главным образом на преодоление трения, поэтому приравниваем заданную потерю давления $\Delta p = \Delta p_{\text{тр}}$.

Так как скорость потока — величина неизвестная, то выразим ее через объемный расход V и искомый диаметр трубопровода, а затем подставим в уравнение (1.36):

$$w = \frac{V}{0,785d^2}$$

Тогда

$$\Delta p = \frac{\lambda L}{d} \frac{V^2 \rho}{2 \cdot 0,785^2 d^4}$$

Решая это уравнение относительно диаметра, получаем:

$$d = C \sqrt[5]{\frac{LV^2 \rho}{\Delta p}}$$

где $C = \sqrt[5]{\frac{\lambda}{0,785^2 \cdot 2}}$. В нашем случае

$$C = \sqrt[5]{\frac{0,03}{0,785^2 \cdot 2}} = 0,48$$

Секундный объемный расход водорода:

$$V = \frac{120}{0,0825 \cdot 3600} = 0,405 \text{ м}^3/\text{с}$$

Так как $\Delta p = 110 \cdot 9,81 = 1080$ Па, то

$$d = 0,48 \sqrt[5]{\frac{0,0825 \cdot 0,405^2 \cdot 1000}{1080}} = 0,2 \text{ м}$$

Пример 1.33. Определить начальное давление газа, достаточное для передачи его по трубопроводу на расстояние 100 км, при следующих условиях: расход газа 5000 кг/ч, плотность газа $0,65$ кг/м³ (при нормальных условиях), средняя температура газа 18°C . Диаметр трубопровода $0,3$ м, коэффициент трения $\lambda = 0,0253$. Давление газа при выходе из трубопровода должно быть $p_{\text{авс}} = 1,5$ кгс/см².

Решение. Как и в предыдущем примере, считаем, что давление в трубопроводе расходуется лишь на преодоление трения. В случае дальних газопроводов формулу (1.36) для определения потери давления на трение следует применять, исходя из диффе-

ренциального выражения, так как плотность и скорость газа по длине трубопровода меняются*:

$$-dp = \frac{\lambda}{d} \frac{\rho w^2}{2} dL$$

где переменные плотность ρ и скорость w — функции давления газа, падающего по мере продвижения его по трубопроводу. Однако произведение ρw , т. е. массовая скорость потока, остается по длине трубопровода постоянным.

Выразим ρ и w через соответствующие характеристики газа при нормальных условиях

$$\rho = \rho_0 \frac{p T_0}{p_0 T}; \quad w = w_0 \frac{p_0 T}{p T_0}$$

и подставим их в уравнение для потери давления:

$$-dp = \frac{\lambda}{2d} \frac{\rho_0 p T_0}{p_0 T} \frac{w_0^2 p_0^2 T^2}{p^2 T_0^2} dL$$

Принимая температуру T постоянной по длине трубопровода, сведем все постоянные величины** в общий коэффициент:

$$C = \frac{\lambda \rho_0 w_0^2 p_0 T}{2d T_0}$$

Тогда

$$-p dp = C dL$$

Интегрируя это уравнение в соответствующих пределах

$$-\int_{p_{\text{нач}}}^{p_{\text{кон}}} p dp = C \int_0^L dL$$

получаем:

$$\frac{1}{2} (p_{\text{нач}}^2 - p_{\text{кон}}^2) = CL$$

или

$$p_{\text{нач}}^2 - p_{\text{кон}}^2 = 2CL$$

В условиях задачи скорость газа при 0°C и 760 мм рт. ст. составляет:

$$w_0 = \frac{5000}{0,65 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 0,3^2} = 30 \text{ м/с}$$

* Знак минус поставлен потому, что с возрастанием длины трубопровода давление в нем падает.

** Коэффициент трения λ является постоянным по длине трубопровода так же, как и критерий Re , поскольку $w\rho = w_0\rho_0 = \text{const}$.

Последнее равенство и выражает требуемое условие одновременного подобия сил трения и сил тяжести.

Пример 1.32. Найти диаметр трубопровода для транспортирования водорода при массовом расходе его 120 кг/ч. Длина трубопровода 1000 м. Допускаемое падение давления $\Delta p = 110$ мм вод. ст. Плотность водорода 0,0825 кг/м³. Коэффициент трения $\lambda = 0,03$.

Решение. В длинных магистральных газопроводах давление расходуется главным образом на преодоление трения, поэтому приравниваем заданную потерю давления $\Delta p = \Delta p_{\text{тр}}$.

Так как скорость потока — величина неизвестная, то выразим ее через объемный расход V и искомый диаметр трубопровода, а затем подставим в уравнение (1.36):

$$w = \frac{V}{0,785d^2}$$

Тогда

$$\Delta p = \frac{\lambda L}{d} \frac{V^2 \rho}{2 \cdot 0,785^2 d^4}$$

Решая это уравнение относительно диаметра, получаем:

$$d = C \sqrt[5]{\frac{LV^2 \rho}{\Delta p}}$$

где $C = \sqrt[5]{\frac{\lambda}{0,785^2 \cdot 2}}$. В нашем случае

$$C = \sqrt[5]{\frac{0,03}{0,785^2 \cdot 2}} = 0,48$$

Секундный объемный расход водорода:

$$V = \frac{120}{0,0825 \cdot 3600} = 0,405 \text{ м}^3/\text{с}$$

Так как $\Delta p = 110 \cdot 9,81 = 1080$ Па, то

$$d = 0,48 \sqrt[5]{\frac{0,0825 \cdot 0,405^2 \cdot 1000}{1080}} = 0,2 \text{ м}$$

Пример 1.33. Определить начальное давление газа, достаточное для передачи его по трубопроводу на расстояние 100 км, при следующих условиях: расход газа 5000 кг/ч, плотность газа 0,65 кг/м³ (при нормальных условиях), средняя температура газа 18 °С. Диаметр трубопровода 0,3 м, коэффициент трения $\lambda = 0,0253$. Давление газа при выходе из трубопровода должно быть $p_{\text{вс}} = 1,5$ кгс/см².

Решение. Как и в предыдущем примере, считаем, что давление в трубопроводе расходуется лишь на преодоление трения. В случае дальних газопроводов формулу (1.36) для определения потери давления на трение следует применять, исходя из диффе-

рентциального выражения, так как плотность и скорость газа по длине трубопровода меняются*:

$$-dp = \frac{\lambda}{d} \frac{\rho w^2}{2} dL$$

где переменные плотность ρ и скорость w — функции давления газа, падающего по мере продвижения его по трубопроводу. Однако произведение ρw , т. е. массовая скорость потока, остается по длине трубопровода постоянным.

Выразим ρ и w через соответствующие характеристики газа при нормальных условиях

$$\rho = \rho_0 \frac{p T_0}{p_0 T}; \quad w = w_0 \frac{p_0 T}{p T_0}$$

и подставим их в уравнение для потери давления:

$$-dp = \frac{\lambda}{2d} \frac{\rho_0 p T_0}{p_0 T} \frac{w_0^2 p_0^2 T^2}{p^2 T_0^2} dL$$

Принимая температуру T постоянной по длине трубопровода, сведем все постоянные величины** в общий коэффициент:

$$C = \frac{\lambda \rho_0 w_0^2 p_0 T}{2d T_0}$$

Тогда

$$-p dp = C dL$$

Интегрируя это уравнение в соответствующих пределах

$$-\int_{p_{\text{нач}}}^{p_{\text{кон}}} p dp = C \int_0^L dL$$

получаем:

$$\frac{1}{2} (p_{\text{нач}}^2 - p_{\text{кон}}^2) = CL$$

или

$$p_{\text{нач}}^2 - p_{\text{кон}}^2 = 2CL$$

В условиях задачи скорость газа при 0°C и 760 мм рт. ст. составляет:

$$w_0 = \frac{5000}{0,65 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 0,3^2} = 39 \text{ м/с}$$

* Знак минус поставлен потому, что с возрастанием длины трубопровода давление в нем падает.

** Коэффициент трения λ является постоянным по длине трубопровода так же, как и критерий Re , поскольку $w\rho = w_0\rho_0 = \text{const}$.

Следовательно

$$C = \frac{0,0253 \cdot 0,65 \cdot 30^2 \cdot 101 \cdot 300 \cdot 291}{2 \cdot 0,3 \cdot 273} = 266 \cdot 10^4$$

Подставим заданные и найденные величины в полученное уравнение:

$$p_{нач}^2 - (14,7 \cdot 10^4)^2 = 2 \cdot 266 \cdot 10^4 \cdot 10^5$$

Отсюда находим, что начальное давление газа в сети должно быть:

$$p_{нач} = 71 \cdot 10^4 \text{ Па или } 7,3 \text{ кгс/см}^2$$

Пример 1.34. Определить экономически наивыгоднейший диаметр трубопровода для транспортировки $6000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (считая при 0°C и 760 мм рт. ст.) метана на расстояние 4 км . К. п. д. нагнетателя с электродвигателем $0,5$. Стоимость электроэнергии 4 коп. за $1 \text{ кВт}\cdot\text{ч}$. Стоимость амортизации трубопровода $2,4 \text{ руб.}$ в год на 1 м длины и 1 м диаметра. Стоимость ремонта (эксплуатации) трубопровода $1,8 \text{ руб.}$ в год на 1 м длины и 1 м диаметра.

Решение. Примем ориентировочно, что коэффициент трения $\lambda = 0,03$ и что потери на местные сопротивления составляют 10% от потерь на трение.

Сделаем расчет для условной температуры 30°C , принимая (с последующей проверкой), что падение давления в трубопроводе невелико и среднее давление приближенно можно считать равным атмосферному.

Объемный расход метана:

$$V = \frac{6000 \cdot 303}{3600 \cdot 273} = 1,85 \text{ м}^3/\text{с}$$

Тогда

$$w = \frac{V}{0,785d^2} = \frac{1,85}{0,785d^2} = \frac{2,36}{d^2} \text{ м/с}$$

Пренебрегая затратой давления на создание скорости, получаем по формуле (1.34) для горизонтального газопровода при $\Delta p_{доп} = 0$:

$$\Delta p = \Delta p_{тр} + \Delta p_{м.с} = 1,1 \Delta p_{тр}$$

т. е.

$$\Delta p = \frac{1,1 \lambda L w^3 \rho}{d \cdot 2} = \frac{1,1 \cdot 0,03 \cdot 4000 \cdot 2,36^3 \cdot 0,64}{d \cdot 2d^4} = \frac{235}{d^5} \text{ Па}$$

где плотность метана

$$\rho = \frac{16 \cdot 273}{22,4 \cdot 303} = 0,64 \text{ кг/м}^3$$

В соответствии с принятым допущением подсчитаем расходуюмую нагнетателем мощность при $\Delta p < 0,1$ кгс/см² по формуле (1.33):

$$N = \frac{V \Delta p}{1000 \eta} = \frac{1,85 \cdot 235}{1000 \cdot 0,5 d^5} = \frac{0,87}{d^5} \text{ кВт}$$

1 кВт·год стоит $0,04 \cdot 24 \cdot 330 = 316$ руб., принимая 330 рабочих дней в году.

Таким образом, годовая стоимость электроэнергии в зависимости от диаметра трубопровода может быть выражена формулой:

$$\mathcal{E} = \frac{0,87 \cdot 316}{d^5} = \frac{275}{d^5} \text{ руб./год}$$

Подобным же образом выразим годовую стоимость амортизации трубопровода

$$A = 2,4 L d = 2,4 \cdot 4000 d = 9600 d \text{ руб./год}$$

и ремонта (эксплуатации) его:

$$P = 1,8 L d = 7200 d \text{ руб./год}$$

Суммарная годовая стоимость как функция диаметра выразится уравнением:

$$\mathcal{E} + A + P = \frac{275}{d^5} + 16800 d \text{ руб./год}$$

Для отыскания минимума берем производную и приравняем ее нулю:

$$\frac{\partial}{\partial d} (\mathcal{E} + A + P) = -5 \cdot 275 d^{-6} + 16800 = 0$$

Вторая производная положительна.

Из последнего уравнения находим: $d = 0,66$ м. Это и будет экономически наиболее выгодный диаметр газопровода.

Проверим величину Δp в трубопроводе диаметром 0,66 м:

$$\Delta p = 235/d^5 = 235/0,66^5 = 1890 \text{ Па или } 0,0193 \text{ кгс/см}^2$$

т. е. меньше 0,1 кгс/см², как и было принято выше.

Пример 1.35. При тепловом расчете теплообменника для нагрева некоторого раствора был выбран по каталогу четырехходовой кожухотрубчатый теплообменник (рис. 1.21), в котором раствор проходит по трубному пространству со скоростью 0,3 м/с. Определить гидравлическое сопротивление трубного пространства.

Характеристика теплообменника: общее число труб 90, трубы стальные диаметром 38×2 мм с незначительной коррозией, высота трубного пространства 2 м, штуцеры для раствора имеют диаметр $159 \times 4,5$ мм. Средняя температура раствора 47,5 °С, динамический коэффициент вязкости 0,83 сП, плотность 1100 кг/м³.

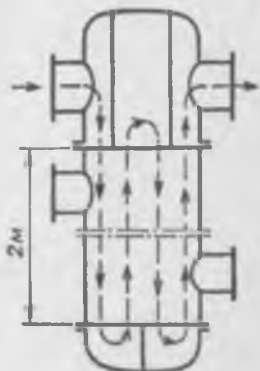


Рис. 1.21 (к примеру 1.35).

Решение. Критерий Рейнольдса для раствора:

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{0,3 \cdot 0,034 \cdot 1100}{0,83 \cdot 10^{-3}} = 13\,500$$

В этом примере требуется определить потерю давления для неизотермического турбулентного потока. Но поскольку здесь мы имеем нагревающийся поток капельной жидкости, то приближенно рассчитываем гидравлическое сопротивление как для потока изотермического, делая при этом ошибку в сторону преувеличения потери давления, т. е. в сторону запаса. Для расчета применяем формулу (1.54).

Определяем потерю давления на преодоление трения в трубах.

По табл. XII для стальных труб с незначительной коррозией шероховатость $e = 0,2$ мм. При этом $d/e = 34/0,2 = 170$. По рис. 1.5 для $Re = 13\,500$ и $d/e = 170$ находим $\lambda = 0,035$.

Скоростное давление в трубах:

$$\Delta p_{ск} = \frac{\rho w^2}{2} = \frac{1100 \cdot 0,3^2}{2} = 49,5 \text{ Па}$$

Потеря давления на преодоление трения в трубах:

$$\Delta p_{тр} = \lambda \frac{nL}{d} \Delta p_{ск} = 0,035 \frac{4 \cdot 2}{0,034} 49,5 = 407 \text{ Па}$$

где $n = 4$ — число ходов по трубному пространству.

Определяем потери давления на преодоление местных сопротивлений теплообменника (рис. 1.21) по следующей табличке:

Вид сопротивления	ζ	$\Sigma \zeta$
Входная и выходная камера	1,5	$1,5 \cdot 2 = 3$
Вход в трубы и выход из них	1	$1 \cdot 8 = 8$
Поворот на 180° из одной секции в другую	2,5	$2,5 \cdot 3 = 7,5$

Скорость раствора в штуцерах:

$$w_{ш} = w \frac{nd_{тр}^2}{d_{ш}^2} = 0,3 \frac{90 \cdot 4 \cdot 0,034^2}{0,015^2} = 0,346 \text{ м/с}$$

Скоростное давление в штуцерах:

$$\Delta p_{ск} = \frac{\rho w_{ш}^2}{2} = \frac{1100 \cdot 0,346^2}{2} = 66 \text{ Па}$$

Скорость в штуцере больше скорости в трубах, поэтому потери давления для входной и выходной камер находим по скорости в штуцерах, а потери при входе и выходе из труб и при поворотах из одной секции в другую — по скорости в трубах:

$$\Delta p_{м.с} = 3 \cdot 66 + (8 + 7,5) 49,5 = 966 \text{ Па}$$

Общее гидравлическое сопротивление трубного пространства теплообменника:

$$\Delta p = 407 + 966 = 1373 \text{ Па} = 140 \text{ мм вод. ст.}$$

Пример 1.36. По межтрубному пространству кожухотрубчатого теплообменника (рис. 1.22) параллельно осям труб проходит анилин со скоростью 0,5 м/с. Теплообменник состоит из 19 стальных труб диаметром $26 \times 2,5$ мм, длиной 2,7 м. Внутренний диаметр кожуха 200 мм. Средняя шероховатость труб $e = 0,2$ мм. Анилин в теплообменнике охлаждается водой от 100 до 40 °С.

Определить потерю давления на трение для анилина: а) считая поток изотермическим; б) для неізотермического потока при средней температуре стенки труб 25 °С.

Решение. а) Для изотермического потока потерю давления на трение рассчитываем по формуле (1.36) при средней температуре анилина, равной $\frac{100 + 40}{2} = 70$ °С.

Эквивалентный диаметр межтрубного пространства теплообменника:

$$d_e = \frac{4f}{\pi} = \frac{D^2 - nd^2}{D + nd} = \frac{200^2 - 19 \cdot 26^2}{200 + 19 \cdot 26} = 39,2 \text{ мм}$$

где D — внутренний диаметр кожуха, мм; d — наружный диаметр трубы, мм; n — число труб.

Определяем значение критерия Рейнольдса:

$$Re = \frac{w \rho r}{\mu} = \frac{0,5 \cdot 0,0392 \cdot 1040}{1,4 \cdot 10^{-3}} = 14\,600$$

где 1040 кг/м³ — плотность анилина; $1,4 \cdot 10^{-3}$ Па·с — динамический коэффициент вязкости анилина при 70 °С (рис. V).

Коэффициент трения определяем по рис. 1.5. Для $Re = 14\,600$ и $d/e = 39,2/0,2 = 196$ находим $\lambda = 0,034$.

Потеря давления на трение:

$$\Delta p = \frac{\lambda L}{d} \frac{w^2 \rho}{2} = \frac{0,034 \cdot 2,7 \cdot 0,5^2 \cdot 1040}{0,0392 \cdot 2} = 304 \text{ Па}$$

б) Если поток неізотермический (температура стенки отличается от температуры жидкости), то значение $\Delta p_{тр}$ для изотермического потока необходимо умножить на поправочный коэффициент, который определяем, как и для гидравлически гладких труб, по уравнению (1.44):

$$x = (Pr_{ст}/Pr_{ж})^{1/3}$$

где $Pr_{ст}$ — критерий Прандтля для протекающей жидкости при температуре стенки трубы; $Pr_{ж}$ — критерий Прандтля для протекающей жидкости при ее средней температуре.



Рис. 1.22 (к примеру 1.36).

Значения критерия Прандтля для анилина находим по номограмме (рис. XIII):

$$\text{для } t_{\text{ст}} = 25^\circ\text{C} \quad \text{Pr} = 47$$

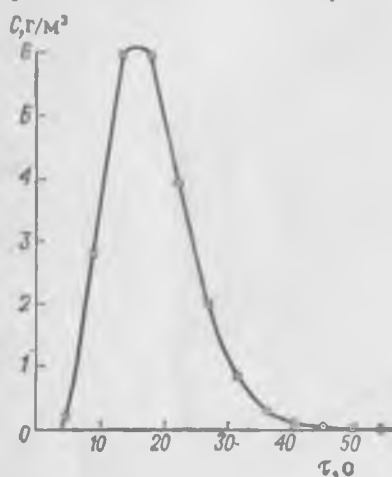
$$t_{\text{ж}} = 70^\circ\text{C} \quad \text{Pr} = 16,5$$

Потеря давления на трение для неизотермического (охлаждающегося) турбулентного потока анилина

$$\Delta p_{\text{тр}} = 304 (47/16,5)^{1/3} = 430 \text{ Па}$$

что значительно выше, чем для потока изотермического.

Пример 1.37. Для определения коэффициента продольного перемешивания E_r в насадочной колонне для газовой фазы были проведены опыты по получению выходной кривой отклика на им-



пульсный (мгновенный) ввод индикатора в газовый поток на входе в колонну. Высота слоя насадки 6 м. Скорость газа в колонне (фиктивная) 0,8 м/с. Полученные результаты приведены в табл. 1.5 и на рис. 1.23. Найти величину E_r .

Решение.

Находим среднее время пребывания в колонне частиц (струек) газового потока:

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{\int_0^{\infty} \tau C d\tau}{\int_0^{\infty} C d\tau}$$

Рис. 1.23 (к примеру 1.37).

Вычисляем интегралы по формуле трапеций:

$$\begin{aligned} \int_0^{\infty} C d\tau &\approx \int_0^{12} C d\tau \approx \Delta\tau \left(\frac{C_n + C_0}{2} + \sum_{i=1}^{n-1} C_i \right) = \\ &= 1 (0,0003 + 29,86) = 29,86 \text{ г} \cdot \text{с/м}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_0^{\infty} \tau C d\tau &\approx \int_0^{12} \tau C d\tau \approx \Delta\tau \left(\frac{\tau_n C_n}{2} + \sum_{i=1}^{n-1} \tau_i C_i \right) = \\ &= 1 (0,0036 + 179,7) = 179,7 \text{ г} \cdot \text{с}^2/\text{м}^3 \end{aligned}$$

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{179,7}{29,86} = 6,018 \text{ с}$$

Таблица 1.5

τ	C	τ	C	τ	C
0	0	5	7,972	9	0,450
1	0	6	10,87	10	0,0657
2	$0,7 \cdot 10^{-4}$	7	6,511	11	0,0072
3	0,0621	8	2,151	12	0,0006
4	1,792				

τ — время от момента ввода индикатора, с
 C — концентрация индикатора на выходе, г/м³

Определяем дисперсию $\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} \tau^2 C d\tau}{\int_0^{\infty} C d\tau} - \tau_{cp}^2$

$$\int_0^{\infty} \tau^2 C d\tau \approx \int_0^{12} \tau^2 C d\tau \approx \Delta\tau \left(\frac{\tau_n^2 C_n}{2} + \sum_{i=1}^{n-1} \tau_i^2 C_i \right) =$$

$$= 1 (0,0432 + 1118) = 1118 \text{ г} \cdot \text{с}^3/\text{м}^3$$

$$\sigma^2 = \frac{1118}{29,86} = 1,230 \text{ с}^2$$

В безразмерных единицах:

$$\sigma_R^2 = \frac{\sigma^2}{\tau_{cp}^2} = \frac{1,230}{36,22} = 0,03396$$

Находим значение модифицированного критерия Пекле для продольного перемешивания $Pe = wH/E_r$ из уравнения

$$\sigma_R^2 = \frac{2}{Pe^2} (Pe - 1 + e^{-Pe})$$

Решая это уравнение методом последовательных приближений находим

$$Pe = 57,8$$

Находим действительную скорость газа в колонне

$$w = H/\tau_{cp} = 6/6,018 = 0,997 \text{ м/с}$$

Коэффициент продольного перемешивания:

$$E_r = \frac{wH}{Pe} = \frac{0,997 \cdot 6}{57,8} = 0,103 \text{ м}^2/\text{с}$$

КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ *

1.1. Найти молярную массу и плотность водяного газа при $t = 90^\circ\text{C}$ и $\rho_{\text{вс}} = 1,2 \text{ кг/см}^3$. Состав водяного газа: $\text{H}_2 - 50\%$, $\text{CO} - 40\%$, $\text{N}_2 - 5\%$, $\text{CO}_2 - 5\%$ (по объему).

1.2. Определить плотность углекислого газа при $t = 85^\circ\text{C}$ и $\rho_{\text{вс}} = 2 \text{ кг/см}^3$. Атмосферное давление 760 мм рт. ст.

1.3. Состав продуктов горения 1 кг коксового газа (в кг): $\text{CO}_2 - 1,45$; $\text{N}_2 - 8,74$; $\text{H}_2\text{O} - 1,92$. Найти объемный состав продуктов горения

1.4. Разрежение в осушительной башне сернокислотного завода измеряется U-образным тягомером, наполненным серной кислотой плотностью 1800 кг/м^3 . Показание тягомера 3 см. Каково абсолютное давление в башне, выраженное в Па, если барометрическое давление составляет 750 мм рт. ст.?

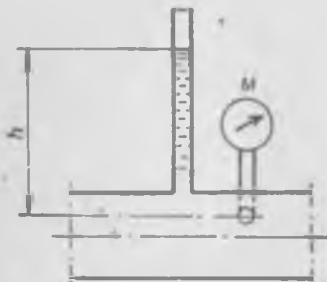


Рис. 1.24 (к контрольной задаче 1.5).

1.5. Манометр на трубопроводе, заполненном жидкостью, показывает давление $0,18 \text{ кг/см}^2$. На какую высоту h над точкой присоединения манометра поднимается в открытом пьезометре жидкость, находящаяся в трубопроводе, если эта жидкость: а) вода, б) четыреххлористый углерод (рис. 1.24)?

1.6. Высота уровня мазута в резервуаре 7,6 м (рис. 1.25). Относительная плотность мазута 0,96. На высоте 800 мм от дна в резервуаре имеется круглый лаз диаметром 760 мм, крышка которого прикреплется болтами диаметром 10 мм. Принимая для болтов

допустимое напряжение на разрыв 700 кг/см^2 , определить необходимое число болтов. Определить также давление мазута на дно резервуара.

1.7. На малый поршень диаметром 40 мм ручного гидравлического пресса (рис. 1.26) действует сила 589 Н (60 кгс). Пренебрегая потерями, определить силу, действующую на прессуемое тело, если диаметр большого поршня 300 мм.

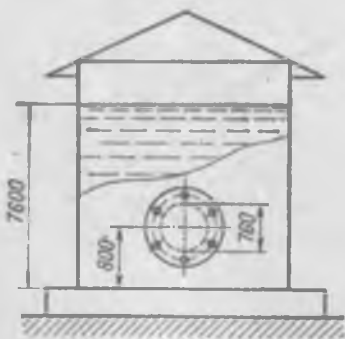


Рис. 1.25 (к контрольной задаче 1.6).

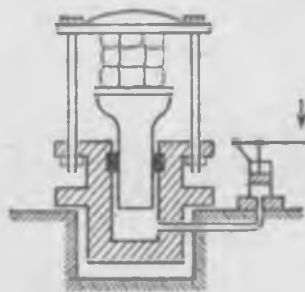


Рис. 1.26 (к контрольной задаче 1.7).

1.8. Динамический коэффициент вязкости жидкости при 50°C равняется 30 сП. Относительная плотность жидкости 0,9. Определить кинематический коэффициент вязкости.

1.9. Найти динамический коэффициент вязкости при 20°C и атмосферном давлении азотоводородной смеси, содержащей 75% водорода и 25% азота (по объему).

* Ответы к контрольным задачам даны на стр. 479.

1.10. Известно, что динамический коэффициент вязкости льняного масла при 30 °С равняется 0,331 П, а при 50 °С 0,176 П. Чему будет равен динамический коэффициент вязкости этого масла при 90 °С? (Воспользоваться правилом линейности, приняв за стандартную жидкость, например, 100%-ный глицерин).

1.11. Холодильник состоит из 19 труб диаметром 20×2 мм (рис. 1.22). В трубное пространство холодильника поступает вода по трубопроводу диаметром $57 \times 3,5$ мм. Скорость воды в трубопроводе 1,4 м/с. Вода идет снизу вверх. Определить скорость воды в трубах холодильника.

1.12. По трубам теплообменника, состоящего из 379 труб диаметром $16 \times 1,5$ мм, проходит азот в количестве $6400 \text{ м}^3/\text{ч}$ (считая при 0 °С и 760 мм рт. ст.) под давлением $p_{\text{аз}} = 3 \text{ кгс}/\text{см}^2$. Азот входит в теплообменник при 120 °С, выходит при 30 °С. Определить скорость азота в трубах теплообменника на входе и на выходе.

1.13. Холодильник состоит из двух концентрических стальных труб диаметром $29 \times 2,5$ мм и $54 \times 2,5$ мм. По внутренней трубе протекают 3,73 т/ч рассола плотностью $1150 \text{ кг}/\text{м}^3$. В межтрубном пространстве проходит 160 кг/ч газа под давлением $p_{\text{газ}} = 3 \text{ кгс}/\text{см}^2$ при средней температуре 0 °С. Плотность газа при 0 °С и 760 мм рт. ст. равна $1,2 \text{ кг}/\text{м}^3$. Найти скорости газа и жидкости в холодильнике.

1.14. Определить необходимый диаметр наружной трубы в условиях предыдущей задачи, если газ пойдет под атмосферным давлением, но при той же скорости и при том же массовом расходе.

1.15. Вычислить в общей форме гидравлический радиус при заполненном сечении для кольцевого сечения, квадрата, прямоугольника и равностороннего треугольника.

1.16. Определить эквивалентный диаметр межтрубного пространства кожухотрубчатого теплообменника (рис. 1.22), состоящего из 61 трубы диаметром $38 \times 2,5$ мм. Внутренний диаметр кожуха 625 мм.

1.17. Определить режим течения воды в кольцевом пространстве теплообменника типа «труба в трубе» (рис. 1.13). Наружная труба — $96 \times 3,5$ мм, внутренняя — 57×3 мм, расход воды $3,6 \text{ м}^3/\text{ч}$, средняя температура воды 20 °С.

1.18. Определить режим течения этилового спирта: а) в прямой трубе диаметром $40 \times 2,5$ мм; б) в змеевике, свитом из той же трубы. Диаметр витка змеевика 570 мм. Скорость спирта 0,13 м/с, средняя температура 52 °С.

1.19. Определить местную скорость по оси трубопровода диаметром $57 \times 3,5$ мм при протекании по нему уксусной кислоты в количестве 200 л/ч при 38 °С.

1.20. В середине трубопровода с внутренним диаметром 320 мм установлена трубка Пито — Прандтля (рис. 1.4), дифференциальный манометр которой, заполненный водой, показывает разность уровней $H = 5,8$ мм. По трубопроводу проходит под атмосферным давлением сухой воздух при 21 °С. Определить массовый расход воздуха.

1.21. Из отверстия диаметром 10 мм в дне открытого бака, в котором поддерживается постоянный уровень жидкости высотой 900 мм, вытекает 750 л жидкости в 1 ч. Определить коэффициент расхода. Через сколько времени опорожнится бак, если прекратить подачу в него жидкости? Диаметр бака 800 мм.

1.22. В напорный бак с площадью поперечного сечения 3 м^2 притекает вода. В дне бака имеется спускное отверстие. При установившемся течении расход через отверстие равен притоку и уровень воды устанавливается на высоте 1 м. Если прекратить приток воды, уровень ее будет понижаться и через 100 с бак опорожнится. Определить приток воды в бак.

1.23. По горизонтальному трубопроводу с внутренним диаметром 200 мм протекает минеральное масло относительной плотности 0,9. В трубопроводе установлена диафрагма (рис. 1.3) с острыми краями (коэффициент расхода 0,61). Диаметр отверстия диафрагмы 76 мм. Ртутный дифманометр, присоединенный к диафрагме, показывает разность уровней 102 мм. Определить скорость масла в трубопроводе и его расход.

1.24. На трубопроводе диаметром 160×5 мм установлен расходомер «труба Вентури» (рис. 1.27), внутренний диаметр узкой части которой равен 60 мм. По трубопроводу проходит этан под атмосферным давлением при 25 °С. Показание

водяного дифманометра трубы Вентури $H = 32$ мм. Определить массовый расход этана, проходящего по трубопроводу (в кг/ч), приняв коэффициент расхода 0,97.

1.25. Определить потерю давления на трение при протекании воды по латунной трубе диаметром 19×2 мм, длиной 10 м. Скорость воды 2 м/с. Температура 55 °С. Принять шероховатость трубы $e = 0,005$ мм.

1.26. Определить потерю давления на трение в свинцовом змеевике, по которому протекает 60%-ная серная кислота со скоростью 0,7 м/с при средней температуре 55 °С. Принять максимальную шероховатость свинцовых труб по табл. XII. Внутренний диаметр трубы змеевика 50 мм, диаметр витка змеевика 800 мм, число витков 20. Длину змеевика определить приближенно по числу витков и их диаметру.

1.27. По стальному трубопроводу внутренним диаметром 200 мм, длиной 1000 м передается водород в количестве 120 кг/ч. Среднее давление в сети 1530 мм рт. ст. Температура газа 27 °С. Определить потерю давления на трение.

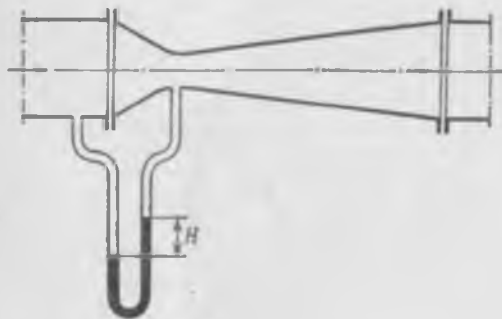


Рис. 1.27 (к контрольной задаче 1.24).

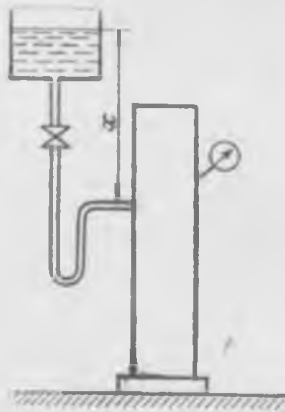


Рис. 1.28 (к контрольной задаче 1.33).

1.28. Найти потерю давления на трение для пара в стальном паропроводе длиной 50 м, диаметром 108×4 мм. Давление пара $p_{\text{абс}} = 6$ кгс/см², скорость пара 25 м/с.

1.29. Как изменится потеря давления на трение в газопроводе, по которому проходит азот, если при постоянном массовом расходе азота: а) увеличить давление (абсолютное) подаваемого азота с 1 до 10 кгс/см² при неизменной температуре; б) повысить температуру азота от 0 до 80 °С при неизменном давлении.

1.30. По водопроводной трубе проходит 10 м³/ч воды. Сколько воды в 1 ч пропустит труба удвоенного диаметра при той же потере напора на трение? Коэффициент трения считать постоянным. Течение турбулентное.

1.31. По прямому горизонтальному трубопроводу длиной 150 м необходимо подавать 10 м³/ч жидкости. Допускаемая потеря напора 10 м. Определить требуемый диаметр трубопровода, принимая коэффициент трения $\lambda = 0,03$.

1.32. Как изменится потеря давления на трение, если при неизменном расходе жидкости уменьшить диаметр трубопровода вдвое? Задачу решить в двух вариантах: а) считая, что оба режима (старый и новый) находятся в области ламинарного течения; б) считая, что оба режима находятся в автомодельной (инерционной) области.

1.33. Жидкость относительной плотности 0,9 поступает самотеком из напорного бака, в котором поддерживается атмосферное давление, в ректификационную колонну (рис. 1.28). Давление в колонне 0,4 кгс/см² по манометру ($p_{\text{абс}}$). На какой высоте x должен находиться уровень жидкости в напорном баке над местом ввода в колонну, чтобы скорость жидкости в трубе была 2 м/с. Напор, теряемый на трение и местные сопротивления, 2,5 м. Применить уравнение Бернулли.

1.34. 86% раствор глицерина спускается из напорного бака 1 в аппарат 2 по трубе диаметром 29×2 мм (рис. 1.29). Разность уровней раствора 10 м. Общая длина трубопровода 110 м. Определить расход раствора, если относительная плотность его 1,23, а динамический коэффициент вязкости 97 сП. Местными сопротивлениями пренебречь. Режим течения принять ламинарным (с последующей проверкой). Уровень раствора в баке считать постоянным.

1.35. 20 т/ч хлорбензола при 45°C перекачиваются насосом из реактора 1 в напорный бак 2 (рис. 1.30). В реакторе над жидкостью поддерживается разрежение 200 мм рт. ст., в напорном баке атмосферное давление. Трубопровод выполнен из стальных труб с незначительной коррозией диаметром 76×4 мм, общей длиной 26,6 м. На трубопроводе установлены 2 крана, диафрагма ($d_0 = 48$ мм) и 5 отводов под углом 90° ($R_0/d = 3$). Хлорбензол перекачивается на высоту $H = 15$ м. Найти мощность, потребляемую насосом, приняв общий к. п. д. насосной установки 0,7.

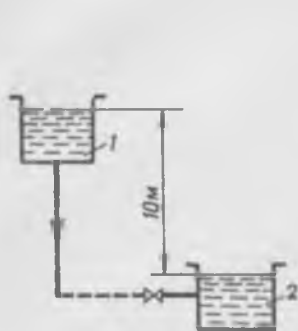


Рис. 1.29 (к контрольной задаче 1.34).

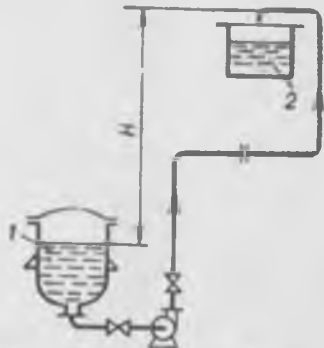


Рис. 1.30 (к контрольной задаче 1.35).

1.36. Кожухотрубчатый теплообменник (рис. 1.22) состоит из 187 стальных труб с незначительной коррозией ($e = 0,2$ мм) диаметром 18×2 мм, длиной 1,9 м. Кожух выполнен из трубы 426×12 мм. По межтрубному пространству параллельно осям труб проходит $3000 \text{ м}^3/\text{ч}$ азота (считая при нормальных условиях) под атмосферным давлением при средней температуре -10°C . Диаметр входного и выходного штуцера 250 мм. Определить гидравлическое сопротивление межтрубного пространства.

1.37. В теплообменнике типа «труба в трубе» (рис. 1.13), состоящем из двух концентрических труб (внутренней диаметром $44,5 \times 3,5$ мм и наружной диаметром 89×5 мм), охлаждается от 70 до 30°C толуол в количестве $1900 \text{ кг}/\text{ч}$. Толуол проходит по кольцевому пространству между наружной и внутренней трубой; по внутренней трубе протекает охлаждающая вода, нагревающаяся от 14 до 21°C . Определить потерю давления на трение на 1 м длины трубы для толуола и для воды, принимая, что стальные трубы имеют незначительную коррозию. Средняя температура стенки внутренней трубы 25°C .

1.38. Привести формулу (1.39) к критериальному виду.

1.39. Какой должен быть взят геометрический масштаб модели, если в промышленном аппарате рабочая жидкость — нефть, а в модели — вода, кинематический коэффициент вязкости которой в 50 раз меньше, чем у нефти? Какую скорость надо дать воде в модели, если скорость нефти в промышленном аппарате $1 \text{ м}/\text{с}$? Моделируются одновременно силы трения и силы тяжести.

1.40. Определить мощность, расходуемую при перекачке насосом $4,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ холодильного рассола (25% раствор CaCl_2) из холодильной установки в конденсатор, расположенный над ректификационной колонной. Высота подъема 16 м, динамический коэффициент вязкости рассола $9,5 \text{ сП}$, плотность $1200 \text{ кг}/\text{м}^3$, диаметр трубопровода $32 \times 2,5$ мм, общая длина 80 м. Стальные трубы имеют незначительную коррозию. На линии установлены 6 отводов под углом 90° .

($R_0/d = 4$) и 4 прямооточных вентиля. Общий к. п. д. насоса с электродвигателем 0,5.

1.41. По горизонтальному трубопроводу перекачивается жидкость. Во сколько раз возрастет расход энергии на перекачку, если через трубу будет проходить удвоенное количество жидкости? Коэффициент трения считать постоянным, $\Delta p_{\text{доп}} = 0$.

1.42. По стальному трубопроводу внутренним диаметром 75 мм требуется перекачивать 25 м³/ч жидкости плотностью 1200 кг/м³, с динамическим коэффициентом вязкости 1,7 сП. Конечная точка трубопровода выше начальной на 24 м. Длина трубопровода 112 м. На нем установлены 2 прямооточных вентиля и 5 прямоугольных отводов с радиусом изгиба 300 мм. Трубы имеют незначительную коррозию. Найти потребляемую мощность, если общий к. п. д. насосной установки 0,6.

1.43. Вода при 10 °С подается из реки насосом в открытый резервуар (рис. 1.31). Верхняя точка трубопровода на 50 м выше уровня воды в реке.

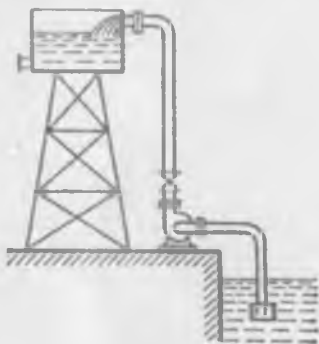


Рис. 1.31 (к контрольной задаче 1.43)

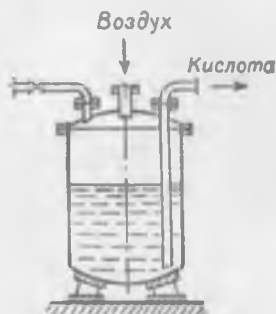


Рис. 1.32 (к контрольной задаче 1.52).

Трубопровод стальной с незначительной коррозией, внутренний диаметр его 80 мм, расчетная длина (собственная длина плюс эквивалентная длина местных сопротивлений) 165 м. Насос подает 575 л/мин. Какова расходуемая насосом мощность, если к. п. д. насосной установки 0,55?

1.44. По прямому воздухопроводу прямоугольного сечения 400 × 600 мм, сделанному из кровельной стали, надо подавать 14 400 кг/ч воздуха при 27 °С и атмосферном давлении. Длина воздухопровода 60 м. Найти требуемую мощность электродвигателя, если его к. п. д. 0,95, а к. п. д. вентилятора 0,4.

1.45. По трубопроводу с внутренним диаметром 100 мм подается двуокись углерода под давлением 2 кгс/см² (по манометру) при средней температуре 75 °С с массовой скоростью 30 кг/(м²·с). Шероховатость трубы $e = 0,7$ мм. Определить гидравлическое сопротивление горизонтального трубопровода при длине его 90 м и при наличии четырех колен под углом 90° и задвижки. Определить также мощность, потребляемую газодувкой для перемещения двуокиси углерода, если ее к. п. д. составляет 50%.

1.46. 40%-ный этиловый спирт спускается из бака по трубе диаметром 33,5 × 2,8 мм. На трубе имеются кран и 2 колена под углом 90°. Общая длина трубопровода 49 м. Определить скорость спирта в трубопроводе (при разности высот 7,2 м). Коэффициент трения принять приблизительно равным 0,025. Найдя скорость спирта, проверить значение коэффициента трения. Температура спирта 35 °С.

1.47. По трубопроводу диаметром 26,8 × 2,5 мм стекает нитробензол с температурой 44 °С. Начальная точка трубопровода выше конечной на 200 мм. Длина горизонтальной части трубопровода 242 м. Учесть только сопротивление трения. Найти массовый расход нитробензола и проверить принятый режим его движения.

1.48. В аппарат, работающий под давлением $p_{\text{абс}} = 2 \text{ кгс/см}^2$, надо подавать насосом воду из открытого резервуара по трубопроводу внутренним диаметром 70 мм. Верхняя точка трубопровода выше уровня воды в резервуаре на 5 м. Расчетная длина трубопровода (собственная длина плюс эквивалентная длина местных сопротивлений) 350 м. Коэффициент трения $\lambda = 0,03$. Найти зависимость между расходом воды, протекающей по трубопроводу, и потерей давления на преодоление всех сопротивлений трубопровода (найти уравнение характеристики сети).

1.49. Центробежный насос имеет следующую паспортную характеристику:

Расход воды, $\text{м}^3/\text{ч}$	12	18	24	30
Создаваемый напор, м	38	36	32	26

Сколько воды будет подавать этот насос, если поставить его работать на сеть контрольной задачи 1.48? (Найти рабочую точку).

1.50. Вентилятор подает воздух, засасывая его из атмосферы. Подача вентилятора $12500 \text{ м}^3/\text{ч}$. Какое массовое количество воздуха подает вентилятор зимой ($t = -15^\circ\text{C}$) и летом ($t = 30^\circ\text{C}$)?

1.51. Определить давление, развиваемое вентилятором, который подает воздух из атмосферы при температуре 18°C в пространство с избыточным давлением 43 мм вод. ст. Потери давления в трубопроводе 275 Па, скорость воздуха в нем 11,5 м/с.

1.52. Какое абсолютное давление (в кгс/см^2) должен иметь воздух, подаваемый в монтажу (рис. 1.32) для подъема серной кислоты относительной плотности 1,78 на высоту 21 м? Гидравлическими потерями пренебречь.

1.53. Скорость струн на выходе из диффузора горизонтального водоструйного насоса (см. рис. 2.10) $2,35 \text{ м/с}$. Вода выходит из диффузора под атмосферным давлением. Диаметр выходного отверстия диффузора 62 мм, диаметр отверстия сопла (сечение I) 30 мм. Пренебрегая потерями, определить теоретическую высоту H , на которую может быть поднята откачиваемая вода из открытого резервуара.

1.54. Определить гидравлическое сопротивление слоя сухой насадки высотой 3 м, состоящей из керамических колец $15 \times 15 \times 2 \text{ мм}$. Через насадку просасывается воздух при 20°C и атмосферном давлении со скоростью 0,4 м/с (скорость фиктивная).

НАСОСЫ. ВЕНТИЛЯТОРЫ. КОМПРЕССОРЫ

ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. Полный напор, развиваемый насосом (рис. 2.1), определяется уравнением

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_T + h_n \quad (2.1)$$

идентичным уравнению (1.49).

Здесь H — полный напор, развиваемый насосом, в метрах столба перекачиваемой жидкости; p_2 и p_1 — давления в пространстве нагнетания и в пространстве всасывания, Па; ρ — плотность перекачиваемой жидкости, кг/м³; H_T — геометрическая высота подъема жидкости, м; h_n — напор, затрачиваемый на создание скорости и на преодоление трения и всех местных сопротивлений во всасывающей и нагнетательной линиях, м; $g = 9,81$ м/с² — ускорение свободного падения.

Этот же полный напор H может быть рассчитан и по другому уравнению:

$$H = \frac{p_n - p_{вс}}{\rho g} + H_0 + \frac{w_n^2 - w_{вс}^2}{2} \quad (2.2)$$

где p_n — давление в нагнетательном трубопроводе на выходе жидкости из насоса, Па; $p_{вс}$ — давление во всасывающем трубопроводе на входе жидкости в насос, Па; H_0 — вертикальное расстояние между точками измерения давлений p_n и $p_{вс}$, м; w_n — скорость жидкости в нагнетательном трубопроводе, м/с; $w_{вс}$ — скорость жидкости во всасывающем трубопроводе, м/с.

Если скорости w_n и $w_{вс}$ близки и расстояние H_0 мало, то уравнение (2.2) упрощается:

$$H \approx \frac{p_n - p_{вс}}{\rho g} \quad (2.2a)$$

Формулы (2.1) и (2.2) получаются из уравнения Бернулли, составленного для соответствующих сечений потока. Формула (2.2) применяется при испытании действующих насосов, а формула (2.1) — при проектировании насосных установок.

2. Мощность N (в кВт), потребляемая двигателем насоса:

$$N = \frac{Q \rho g H}{1000 \eta} \quad (2.3)$$

где Q — объемная производительность (подача) насоса *, $\text{м}^3/\text{с}$;
 ρ — плотность перекачиваемой жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; $g = 9,81 \text{ м}/\text{с}^2$ —
 ускорение свободного падения; H — полный напор, развиваемый
 насосом, в метрах столба перекачиваемой жидкости; η — общий

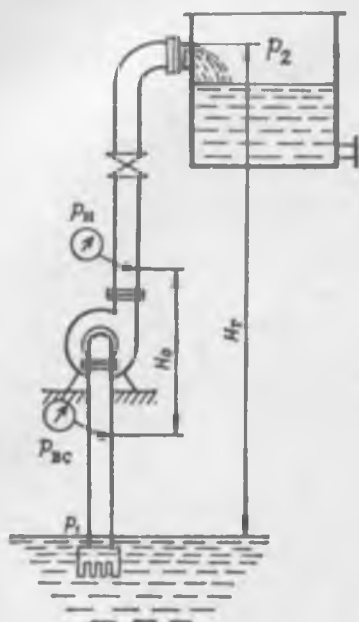


Рис. 2.1. Схема установки насоса.

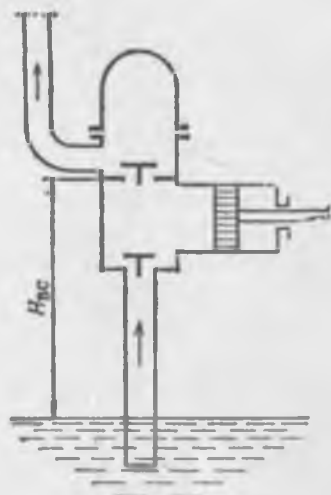


Рис. 2.2. Схема поршневого насоса.

к. п. д. насосной установки, представляющий собой произведение
 к. п. д. насоса η_n , к. п. д. передачи η_p и к. п. д. двигателя η_d

$$\eta = \eta_n \eta_p \eta_d \quad (2.4)$$

С запасом на возможные перегрузки двигатель к насосу уста-
 навливается несколько большей мощности $N_{уст}$, чем потребляемая
 мощность:

$$N_{уст} = \beta N$$

Коэффициент запаса мощности β берется в зависимости от ве-
 личины N (табл. 2.1).

Таблица 2.1

N , кВт	β	N , кВт	β
< 1	$2-1,5$	$5-50$	$1,2-1,15$
$1-5$	$1,5-1,2$	> 50	$1,1$

* В учебниках по насосным и вентиляторным установкам объемный расход
 жидкости (газа), подаваемой насосом (вентилятором), обычно обозначают че-
 рез Q .

3. Теоретическая высота всасывания поршневого насоса $H_{\text{теор}}$ (в м) определяется выражением (рис. 2.2):

$$H_{\text{теор}} \leq A - h_t - \sum h \quad (2.5)$$

где A — атмосферное давление; h_t — давление насыщенного пара всасываемой жидкости при температуре перекачивания t ; $\sum h$ — потери высоты всасывания, включающие затраты энергии на сообщение скорости потоку жидкости и преодоление инерции столба жидкости во всасывающем трубопроводе, а также на преодоление трения и местных сопротивлений во всасывающей линии; с увеличением частоты вращения (числа оборотов) насоса $\sum h$ возрастает.

Все величины: A , h_t , $\sum h$ — выражены в метрах столба перекачиваемой жидкости.

Атмосферное давление A зависит от высоты места установки насоса над уровнем моря (табл. XIX).

Давление насыщенного пара всасываемой жидкости h_t определяется ее температурой. Для воды зависимость величины h_t от температуры представлена в табл. 2.2.

Таблица 2.2

Температура, °C	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Давление насыщенного пара h_t :											
м вод. ст.	0,09	0,12	0,24	0,43	0,75	1,25	2,02	3,17	4,82	7,14	10,33
кПа . . .	0,88	1,18	2,36	4,22	7,36	12,26	19,82	31,1	47,3	70,04	101,3

Практически для определения допускаемой высоты всасывания (в м) при перекачивании воды поршневыми насосами рекомендуется пользоваться данными табл. XX.

4. Производительность поршневого насоса Q (в м³/с):

а) простого действия и дифференциального

$$Q = \eta_v \frac{Fsn}{60} \quad (2.6)$$

б) двойного действия

$$Q = \eta_v \frac{(2F - f)sn}{60} \quad (2.7)$$

Здесь η_v — коэффициент подачи, величина которого в среднем составляет 0,8—0,9; F — рабочая площадь (площадь поперечного сечения) поршня (плунжера), м²; f — площадь поперечного сечения штока, м²; s — ход поршня, м; n — частота вращения, т. е. число двойных ходов поршня в 1 мин.

5. Напор и производительность центробежного насоса при данной частоте вращения зависят друг от друга. Если на график этой зависимости, называемый характеристикой насоса, нанести кривую характеристики сети (рис. 2.3), то пересечение обеих кривых даст так называемую рабочую точку, определяющую напор и производительность насоса при работе его на данную сеть.

К. п. д. центробежного насоса меняется при изменении напора и производительности.

При изменении в небольших пределах частоты вращения n центробежного насоса изменения его подачи Q ,

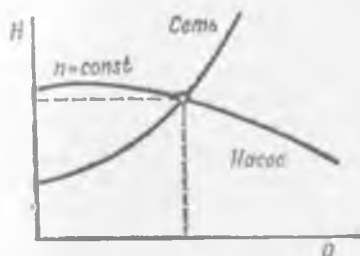


Рис. 2.3. Характеристики центробежного насоса (при $n = \text{const}$) и сети.

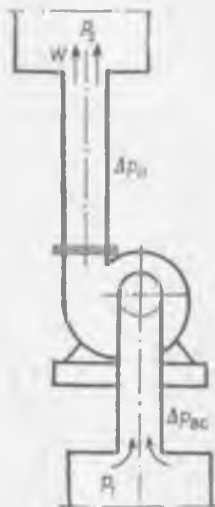


Рис. 2.4. Схема установки вентилятора.

напора H и потребляемой мощности N определяются следующими соотношениями:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}; \quad \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \quad \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3 \quad (2.8)$$

Высота всасывания центробежного насоса $H_{\text{вс}}$ (в м) рассчитывается по формуле:

$$H_{\text{вс}} \leq A - h_t - h_{\text{п. вс}} - h_{\text{кав}}$$

где A — атмосферное давление; h_t — давление насыщенного пара всасываемой жидкости; $h_{\text{п. вс}}$ — гидравлическое сопротивление всасывающей линии, включая затрату энергии на сообщение скорости потоку жидкости; $h_{\text{кав}}$ — кавитационная поправка (уменьшение высоты всасывания во избежание кавитации), зависящая от производительности насоса Q (в $\text{м}^3/\text{с}$) и частоты вращения n (в об/мин); $h_{\text{кав}} = 0,00125(Qn^2)^{0,67}$.

Все величины: A , h_t , $h_{\text{п. вс}}$, $h_{\text{кав}}$ — выражены в метрах столба перекачиваемой жидкости.

6. Давление (точнее — повышение давления), создаваемое вентилятором * при подаче воздуха (рис. 2.4):

$$\Delta p = (p_2 - p_1) + (\Delta p_{\text{вс}} + \Delta p_{\text{н}}) + \frac{\rho v^2}{2} \quad (2.9)$$

* Это давление в учебниках по вентиляционным установкам иногда называют полным напором вентилятора и обозначают буквой H .

$$\Delta p = \left(p_{\text{ст. н}} + \frac{w_{\text{н}}^2 \rho}{2} \right) - \left(p_{\text{ст. вс}} + \frac{w_{\text{вс}}^2 \rho}{2} \right) \quad (2.10)$$

где p_1 — давление в пространстве, из которого вентилятор забирает воздух, Па; p_2 — давление в пространстве, куда вентилятор подает воздух, Па; $\Delta p_{\text{вс}}$ и $\Delta p_{\text{н}}$ — потери давления во всасывающей и нагнетательной линиях, Па; w — скорость воздуха на выходе из сети, м/с; $p_{\text{ст. н}}$ и $p_{\text{ст. вс}}$ — статические давления непосредственно

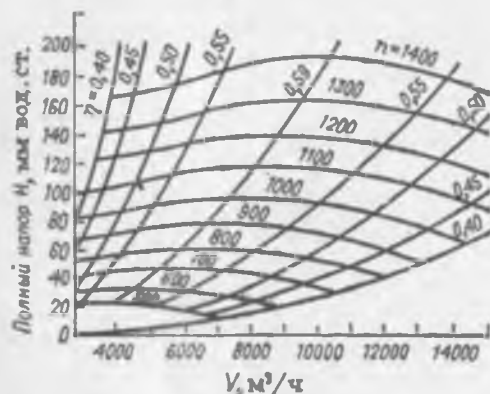


Рис. 2.5. Характеристика центробежного вентилятора.

ρ — плотность газа, а к правой части уравнения (2.9) добавляется величина:

$$\Delta p_{\text{под}} = (\rho - \rho_{\text{возд}}) g z$$

где z — разность высот мест нагнетания и всасывания, м.

Мощность N (в кВт), расходуемая вентиляторной установкой:

$$N = \frac{Q \Delta p}{1000 \eta} \quad (2.11)$$

где Q — подача вентилятора, м³/с; Δp — повышение давления, создаваемое вентилятором, Па; $\eta = \eta_{\text{в}} \eta_{\text{л}} \eta_{\text{д}}$ — общий к. п. д. вентиляционной установки — см. уравнение (2.4).

7. Так же как и для центробежного насоса, графическая характеристика центробежного вентилятора меняет свое положение при изменении частоты вращения. При этом зависимость между старыми и новыми параметрами работы центробежного вентилятора при изменении частоты вращения в небольших пределах определяется формулой (2.8).

На рис. 2.5 показана примерная характеристика центробежного вентилятора при разных частотах вращения.

8. Теоретическая величина работы $L_{\text{д}}$ (в Дж/кг), затрачиваемой одноступенчатым компрессором при адиабатическом (изоэн-

тропическом) сжатии 1 кг газа, может быть подсчитана по формуле:

$$L_{ад} = \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] = \frac{k}{k-1} R T_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (2.12)$$

или по формуле:

$$L_{ад} = i_2 - i_1 \quad (2.13)$$

Температура газа в конце процесса адиабатического сжатия определяется уравнением:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (2.14)$$

В этих формулах k — показатель адиабаты, равный отношению c_p/c_v ; p_1 и p_2 — начальное и конечное давление газа, Па; v_1 — удельный объем газа при начальных условиях, т. е. при давлении p_1 и температуре T_1 , м³/кг; i_1 и i_2 — начальная и конечная энтальпия (теплосодержание) газа, Дж/кг; R — газовая постоянная, равная 8310/М Дж/(кг·К); M — молярная масса газа.

Мощность N (в кВт), потребляемая двигателем одноступенчатого компрессора, сжимающего G кг газа в 1 ч от начального давления p_1 до конечного давления p_2 , рассчитывается по формуле:

$$N = \frac{G L_{ад}}{3600 \cdot 1000 \eta} = \frac{G (i_2 - i_1)}{3600 \cdot 1000 \eta} \quad (2.15)$$

где η — общий к. п. д. компрессорной установки.

9. Производительность Q (в м³/с) поршневого компрессора простого действия определяется по уравнению:

$$Q = \lambda \frac{F s n}{60} \quad (2.16)$$

где λ — коэффициент подачи, безразмерный; F — площадь поршня, м²; s — длина хода поршня, м; n — частота вращения, об/мин.

Коэффициент подачи:

$$\lambda = (0,8 \div 0,95) \lambda_0$$

Здесь λ_0 — объемный к. п. д. компрессора, равный:

$$\lambda_0 = 1 - \epsilon_0 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right] \quad (2.17)$$

где ϵ_0 — отношение объема вредного (мертвого) пространства цилиндра к объему, описываемому поршнем; m — показатель политропы расширения сжатого газа, оставшегося во вредном пространстве.

10. Теоретическая величина работы $L_{ад}$ (в Дж/кг), затрачиваемой многоступенчатым компрессором при адиабатическом сжатии

1 кг газа от начального давления p_1 до конечного давления $p_{\text{кон}}$, определяется по формуле:

$$L_{\text{ад}} = n p_1 v_1 \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{p_{\text{кон}}}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1 \right] = n R T_1 \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{p_{\text{кон}}}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1 \right] \quad (2.18)$$

или по формуле:

$$L_{\text{ад}} = \Delta i_1 + \Delta i_2 + \dots + \Delta i_n \quad (2.19)$$

где n — число ступеней сжатия; $\Delta i_1, \Delta i_2, \dots$ — разности энтальпий газа для 1, 2, ... ступени [формула (2.13)].

Потребляемая многоступенчатым компрессором мощность рассчитывается по формуле (2.15). Для воздушных компрессоров иногда пользуются также уравнением:

$$N = \frac{1,69 G L_{\text{из}}}{3600 \cdot 1000} = \frac{1,69 G R T_1 \ln \frac{p_{\text{кон}}}{p_1}}{3600 \cdot 1000} \quad (2.20)$$

где N — мощность, кВт; 1,69 — установленный практически коэффициент, учитывающий отличие действительного процесса сжатия воздуха в компрессоре от изотермического.

Производительность многоступенчатого поршневого компрессора определяется производительностью первой ступени.

Пренебрегая потерей давления между ступенями, приближенно число ступеней сжатия n находят из уравнения:

$$x^n = p_{\text{кон}} / p_1 \quad (2.21)$$

откуда

$$n = \frac{\lg p_{\text{кон}} - \lg p_1}{\lg x}$$

где x — степень сжатия в одной ступени.

ПРИМЕРЫ

Пример 2.1. Манометр на нагнетательном трубопроводе насоса (см. рис. 2.1), перекачивающего 8,4 м³ воды в 1 мин, показывает давление 3,8 кгс/см². Вакуумметр на всасывающем трубопроводе показывает вакуум (разрежение) 21 см рт. ст. Расстояние по вертикали между местом присоединения манометра и местом присоединения вакуумметра 410 мм. Диаметр всасывающего трубопровода 350 мм, нагнетательного — 300 мм. Определить напор, развиваемый насосом.

Решение. Применяем формулу (2.2).

Скорость воды во всасывающем трубопроводе

$$w_{\text{вс}} = \frac{8,4}{8,4 \cdot 0,785 \cdot 0,35^2} = 1,45 \text{ м/с}$$

Скорость воды в нагнетательном трубопроводе:

$$w_n = \frac{8,4}{60 \cdot 0,785 \cdot 0,3^2} = 1,98 \text{ м/с}$$

Давление в нагнетательном трубопроводе (принимая атмосферное давление равным $1,013 \cdot 10^5$ Па, или 760 мм рт. ст.):

$$p_n = (3,8 + 1,013) 9,81 \cdot 10^4 \approx 474\,000 \text{ Па}$$

Давление во всасывающем трубопроводе:

$$p_{вс} = (0,76 - 0,21) 133,3 \cdot 1000 = 73\,300 \text{ Па}$$

Напор, развиваемый насосом:

$$H = \frac{474\,000 - 73\,300}{1000 \cdot 9,81} + 0,41 + \frac{1,98^2 - 1,45^2}{2 \cdot 9,81} = 40,8 + 0,41 + 0,09 = 41,3 \text{ м вод. ст.}$$

Пример 2.2. Поршневой насос, делающий 150 об/мин, должен перекачивать воду, нагретую до 60°C . Предварительные подсчеты показали, что затрата энергии на создание скорости, инерционные потери и гидравлические сопротивления всасывающей линии составляют в сумме 6,5 м вод. ст. Среднее атмосферное давление в месте установки насоса 736 мм рт. ст. На какой высоте над уровнем воды должен быть установлен насос?

Решение. Величина $A - h_t - \sum h$ [формула (2.5)] в данном случае равняется:

$$\frac{0,736 \cdot 13\,600}{1000} - 2,02 - 6,5 = 1,48 \text{ м}$$

где $h_t = 2,02$ м взято из табл. 2.2.

Следовательно, теоретическая высота всасывания не может быть больше 1,48 м. Практически, по данным табл. XX, высота всасывания в этом случае ($n = 150$ об/мин) равна нулю, т. е. насос должен быть установлен ниже уровня жидкости («под заливом»).

Пример 2.3. Поршневой насос двойного действия (рис. 2.6) подает $22,8 \text{ м}^3/\text{ч}$ жидкости. Частота вращения насоса 65 об/мин, диаметр плунжера 125 мм, диаметр штока 35 мм, радиус кривошипа 136 мм. Определить коэффициент подачи насоса.

Решение. Объем, вытесняемый плунжером за один оборот:

$$(2F - f) s = (2 \cdot 0,785 \cdot 0,125^2 - 0,785 \cdot 0,035^2) 0,272 = 0,00637 \text{ м}^3$$

где 0,272 м — длина хода плунжера, равная удвоенному радиусу кривошипа.

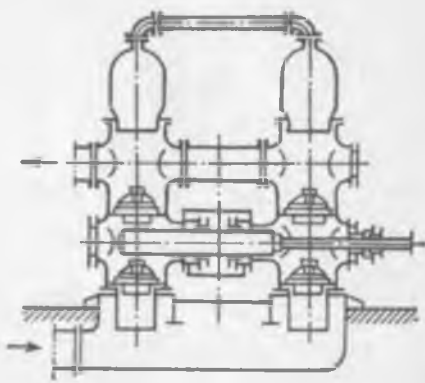


Рис. 2.6 (к примеру 2.3).

Теоретическая подача насоса при 65 об/мин:

$$0,00637 \cdot 65 = 0,413 \text{ м}^3/\text{мин}$$

Действительная подача:

$$22,8/60 = 0,38 \text{ м}^3/\text{мин}$$

Коэффициент подачи:

$$\eta_v = 0,38/0,413 = 0,92$$

Пример 2.4. Поршневым насосом простого действия (см. рис. 2.2) с диаметром поршня 160 мм и ходом поршня 200 мм необходимо подавать 430 л/мин жидкости относительной плотности 0,93 из сборника в аппарат, давление в котором $p_{изб} = 3,2 \text{ кгс/см}^2$. Давление в сборнике атмосферное. Геометрическая высота подъема 19,5 м. Полная потеря напора во всасывающей линии 1,7 м, в нагнетательной — 8,6 м. Какую частоту вращения надо дать насосу и какой мощности электродвигатель установить, если принять коэффициент подачи насоса 0,85 и коэффициенты полезного действия: насоса 0,8, передачи и электродвигателя по 0,95?

Решение. Из формулы (2.6) находим:

$$n = \frac{Q \cdot 60}{\eta_v F s}$$

В нашем случае:

$$Q = \frac{430}{1000 \cdot 60} = 0,00717 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$F = 0,785 \cdot 0,16^2 = 0,0201 \text{ м}^2$$

$$n = \frac{0,00717 \cdot 60}{0,85 \cdot 0,0201 \cdot 0,2} = 126 \text{ об/мин}$$

Напор, развиваемый насосом, определяем по формуле (2.1):

$$H = \frac{3,2 \cdot 9,81 \cdot 10^4}{930 \cdot 9,81} + 19,5 + 10,3 = 64,2 \text{ м}$$

Мощность, потребляемую электродвигателем насоса, рассчитываем по формуле (2.3):

$$N = \frac{0,43 \cdot 930 \cdot 9,81 \cdot 64,2}{60 \cdot 1000 \cdot 0,72} = 5,82 \text{ кВт}$$

где 0,72 — общий к. п. д. насосной установки

$$\eta = \eta_n \eta_p \eta_d = 0,8 \cdot 0,95 \cdot 0,95 = 0,72$$

В соответствии с данными табл. 2.1 необходимо установить (с запасом на перегрузки) электродвигатель мощностью

$$5,82 \cdot 1,17 = 6,8 \text{ кВт}$$

Пример 2.5. Центробежный насос, делающий 1200 об/мин, показал при испытании следующие данные:

Q, л/с . . .	0	10,8	21,2	29,8	40,4	51,1
H, м . . .	23,5	25,8	25,4	22,1	17,3	11,9
N, кВт . .	5,16	7,87	10,1	11,3	12,0	18,5

Перекачивался раствор относительной плотности 1,12. Определить к. п. д. насоса для каждой производительности и построить графическую характеристику насоса.

Решение. К. п. д. насоса определяем из уравнения:

$$N = \frac{Q \rho g H}{1000 \eta}$$

откуда

$$\eta = \frac{Q \rho g H}{1000 N}$$

По этой формуле вычислены следующие значения к. п. д. насоса:

Q, л/с . . .	0	10,8	21,2	29,8	40,4	51,1
η	0	0,39	0,587	0,643	0,637	0,36

Характеристика насоса представлена на рис. 2.7 (см. стр. 74).

Пример 2.6. Требуется подавать 115 м³/ч раствора относительной плотности 1,12 из бака в аппарат на высоту 10,8 м, считая от уровня жидкости в баке. Давление в аппарате $p_{изб} = 0,4$ кгс/см², давление в баке атмосферное. Трубопровод имеет диаметр 140 × 4,5 мм, его расчетная длина (собственная длина плюс эквивалентная длина местных сопротивлений) 140 м. Можно ли применить центробежный насос предыдущего примера, если принять коэффициент трения в трубопроводе λ равным 0,03?

Решение. Определяем необходимый напор, который должен давать насос.

Скорость жидкости:

$$w = \frac{115}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,131^2} = 2,37 \text{ м/с}$$

Скоростной напор:

$$h_{ск} = \frac{w^2}{2g} = \frac{2,37^2}{2 \cdot 9,81} = 0,286 \text{ м}$$

Потеря напора на трение и местные сопротивления:

$$h_{тр+м.с} = \frac{\lambda (L + L_s)}{d} h_{ск} = \frac{0,03 \cdot 140}{0,131} \cdot 0,286 = 9,16 \text{ м}$$

Требуемый полный напор насоса вычисляем по формуле (2.1):

$$H = \frac{0,4 \cdot 10\,000 \cdot 9,81}{1120 \cdot 9,81} + 10,8 + 9,16 + 0,286 = 23,8 \text{ м}$$

Требуемая производительность насоса:

$$Q = \frac{115 \cdot 1000}{3600} = 32 \text{ л/с}$$

Обращаясь к рис. 2.7, мы видим, что точка А с координатами $Q = 32$ л/с, $H = 23,8$ м лежит выше кривой характеристики насоса, и, следовательно, данный насос при $n_1 = 1200$ об/мин не

сможет обеспечить требуемую производительность (при $H = 23,8$ м насос может подавать только 26 л/с). Однако, если несколько увеличить частоту вращения, то насос окажется пригодным. Пользуясь соотношением (2.8)

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2} \quad \text{и} \quad \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2$$

можно подобрать необходимую новую частоту вращения n_2 .

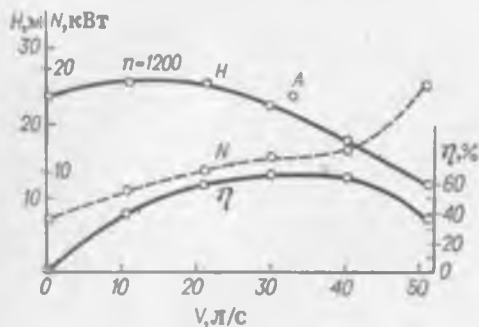


Рис. 2.7 (к примерам 2.5 и 2.6)

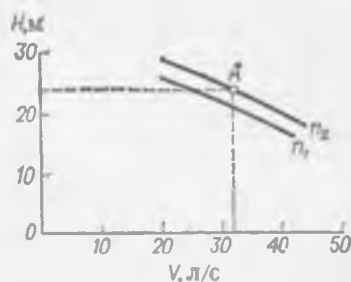


Рис. 2.8 (к примеру 2.6).

Если, например, взять $n_2 = 1260$ об/мин и пересчитать данные примера 2.5 по формулам (2.8) на эту новую частоту вращения, то получим следующие результаты (табл. 2.3).

Таблица 2.3

$n_1 = 1200$ об/мин	$Q_1, \text{ л/с}$ $H_1, \text{ м}$	21,2 25,4	29,8 22,1	40,4 17,3
$n_2 = 1260$ об/мин	$Q_2, \text{ л/с}$ $H_2, \text{ м}$	22,3 28,0	31,3 24,4	42,5 19,1

Вычертив по данным табл. 2.3 кривую характеристики насоса при $n_2 = 1260$ об/мин (рис. 2.8), мы увидим, что при этой частоте вращения насос сможет обеспечить требуемые подачу (32 л/с) и напор (23,8 м).

Мощность, потребляемую насосом при новой частоте вращения, определяем по формуле

$$N = \frac{Q \rho g H}{1000 \eta}$$

считая приближенно, что к. п. д. насоса η не изменился*. Значе-

* Мощность можно подсчитать также по формуле $N_2 = N_1 \left(\frac{1260}{1200}\right)^3$, взяв значение N_1 по графику (рис. 2.7).

ние его берем по данным примера 2.5, в котором было найдено, что для $Q = 30 \div 40$ л/с к. п. д. насоса $\eta \approx 0,64$.

Мощность, потребляемая насосом при $n_2 = 1260$ об/мин:

$$N = \frac{32 \cdot 1120 \cdot 9,81 \cdot 23,8}{1000 \cdot 1000 \cdot 0,64} = 13,1 \text{ кВт}$$

Пример 2.7. Определить коэффициент подачи шестеренчатого насоса (рис. 2.9), делающего 440 об/мин. Число зубьев на шестерне 12, ширина зуба 42 мм, площадь сечения зуба, ограниченная внешней окружностью соседней шестерни, 960 мм^2 . Насос подает $0,312 \text{ м}^3/\text{мин}$.

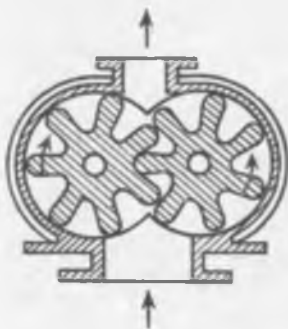


Рис. 2.9 (к примеру 2.7).

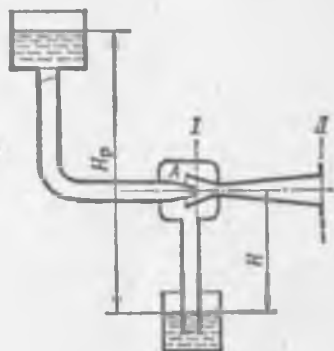


Рис. 2.10 (к примерам 2.5 и 2.8)

Решение. Производительность шестеренчатого насоса Q (в $\text{м}^3/\text{с}$) определяется по формуле

$$Q = \eta_v \frac{2fbzn}{60}$$

где η_v — коэффициент подачи; f — площадь сечения зуба, ограниченная внешней окружностью соседней шестерни, м^2 ; b — ширина зуба, м; z — число зубьев на шестерне; n — частота вращения в 1 мин.

Теоретическая подача в нашем случае:

$$Q_{\text{т}} = \frac{2fbzn}{60} = \frac{2 \cdot 0,00096 \cdot 0,042 \cdot 12 \cdot 440}{60} = 0,00708 \text{ м}^3/\text{с}$$

Действительная подача:

$$Q = 0,312/60 = 0,0052 \text{ м}^3/\text{с}$$

Отсюда коэффициент подачи:

$$\eta_v = Q/Q_{\text{т}} = 0,0052/0,00708 = 0,735$$

Пример 2.8. Определить (пренебрегая потерями) теоретическое разрежение, которое может быть создано рабочей струей воды в камере А водоструйного насоса (рис. 2.10). Давление на выходе из диффузора атмосферное ($1,013 \cdot 10^5$ Па, или

760 мм рт.ст.), скорость струи в этом месте 2,7 м/с. Диаметр струи в сечении I 23 мм, в сечении II 50 мм.

Решение. Напишем, пренебрегая потерями, уравнение Бернулли для сечений струи I и II:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}$$

При горизонтальном расположении насоса:

$$z_1 = z_2$$

Далее имеем:

$$w_1 = \frac{f_2}{f_1} w_2 = \left(\frac{50}{23}\right)^2 2,7 = 12,8 \text{ м/с}$$

Из уравнения Бернулли находим:

$$p_1 = p_2 + \frac{(w_2^2 - w_1^2)}{2} = 760 \cdot 133,3 + \frac{2,7^2 - 12,8^2}{2} 1000 = \\ = 101\,300 - 78\,300 = 23\,000 \text{ Па}$$

Теоретическое разрежение, следовательно, составляет:

$$\frac{101\,300 - 23\,000}{9,81 \cdot 10^4} = 0,8 \text{ кгс/см}^2$$

Пример 2.9. Водоструйный насос (рис. 2.10) поднимает 7,8 м³/ч перекачиваемой жидкости относительной плотности 1,02 на высоту $H = 4$ м. Расход рабочей (напорной) воды при этом составляет 9,6 м³/ч. Напор рабочей воды перед насосом $H_p = 22$ м. Определить к. п. д. водоструйного насоса.

Решение. Производимая насосом полезная работа (мощность):

$$N_{\text{пол}} = \frac{7,8 \cdot 1020 \cdot 9,81 \cdot 4}{3600} = 86,7 \text{ Вт}$$

Затрачиваемая насосом мощность:

$$N = \frac{9,6 \cdot 1000 \cdot 9,81 (22 - 4)}{3600} = 471 \text{ Вт}$$

Отсюда к. п. д. водоструйного насоса:

$$\eta = \frac{86,7}{471} 100 = 18,4\%$$

Пример 2.10. Определить давление, развиваемое вентилятором (см. рис. 2.4), который подает азот ($\rho = 1,2 \text{ кг/м}^3$) из газохранилища в установку. Избыточное давление в газохранилище 60 мм вод. ст., в установке 74 мм вод. ст. Потери во всасывающей линии 19 мм вод. ст., в нагнетательной линии 35 мм вод. ст. Скорость азота в нагнетательном трубопроводе 11,2 м/с.

Решение. Давление, развиваемое вентилятором, находим по формуле (2.9).

Разность давлений в местах нагнетания и всасывания:

$$p_2 - p_1 = (74 - 60) 9,81 = 137 \text{ Па или } 14 \text{ мм вод. ст.}$$

Общие потери во всасывающем и нагнетательном трубопроводах:

$$\Delta p_{\text{вс}} + \Delta p_{\text{н}} = (19 + 35) 9,81 = 530 \text{ Па или } 54 \text{ мм вод. ст.}$$

Скоростное давление на выходе из трубопровода:

$$\frac{\rho v^2}{2} = \frac{11,2^2 \cdot 1,2}{2} = 76 \text{ Па или } 7,7 \text{ мм вод. ст.}$$

Давление, создаваемое вентилятором:

$$\Delta p = 137 + 530 + 76 = 743 \text{ Па или } 76 \text{ мм вод. ст.}$$

Пример 2.11. Во всасывающем трубопроводе перед центробежным вентилятором имеется разрежение 15,8 мм вод. ст.; манометр на нагнетательном трубопроводе после вентилятора показывает избыточное давление 20,7 мм вод. ст. Расходомер показывает подачу воздуха 3700 м³/ч. Всасывающий и нагнетательный трубопроводы имеют одинаковый диаметр. Частота вращения в 1 мин равна 960. Вентилятор расходует 0,77 кВт. Определить давление, развиваемое вентилятором, и к.п.д. вентилятора. Как изменится производительность вентилятора, если увеличить частоту его вращения до 1150 об/мин, и какая мощность будет расходоваться при новой частоте вращения?

Решение. Давление, развиваемое вентилятором, находим по формуле (2.10). Так как всасывающий и нагнетательный трубопроводы имеют одинаковый диаметр, то скоростные давления одинаковы. Тогда

$$\Delta p = p_{\text{ст. н}} - p_{\text{ст. в}} = 20,7 \cdot 9,81 - (-15,8 \cdot 9,81) = 354 \text{ Па}$$

Секундная подача вентилятора:

$$Q = 3700/3600 = 1,03 \text{ м}^3/\text{с}$$

Теоретический расход мощности:

$$N_{\text{т}} = \frac{1,03 \cdot 354}{1000} = 0,368 \text{ кВт}$$

К. п. д. вентилятора:

$$\eta = N_{\text{т}}/N = 0,368/0,77 = 0,48$$

Подачу вентилятора при $n_2 = 1150$ об/мин определяем по формуле (2.8):

$$Q_2 = Q_1 \frac{n_2}{n_1} = 3700 \frac{1150}{960} = 4430 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Расходуемая мощность при новой частоте вращения:

$$N_2 = N_1 \left(\frac{n_2}{n_1} \right)^3 = 0,77 \left(\frac{1150}{960} \right)^3 = 1,33 \text{ кВт}$$

Пример 2.12. При испытании центробежного вентилятора с частотой вращения в 1 мин $n = 1440$ получены следующие данные:

Q , м ³ /ч	100	350	700	1000	1600	2000
Δp { Па	449	424	432	427	387	316
{ мм вод. ст.	45,8	43,2	44,0	43,5	39,5	32,2

Сколько воздуха будет подавать этот вентилятор при работе на некоторую сеть (с той же частотой вращения, что и при испытании), если расчет сопротивления сети показал, что при прохождении через нее 1350 м³/ч воздуха получаются следующие величины потерь давления:

$$\Delta p_{\text{ск}} = 85 \text{ Па или } 8,7 \text{ мм вод. ст.}$$

$$\Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м.с}} = 288 \text{ Па или } 29,4 \text{ мм вод. ст.}$$

Разность давлений в пространстве нагнетания и в пространстве всасывания для рассчитываемой сети составляет:

$$\Delta p_{\text{доп}} = p_2 - p_1 = 128 \text{ Па или } 13 \text{ мм вод. ст.}$$

Решение. Для решения этой задачи необходимо найти рабочую точку на пересечении характеристик вентилятора и сети. Характеристика сети выражается параболой, в уравнении которой

$$\Delta p = aQ^2 + b$$

первое слагаемое правой части aQ^2 равно сумме потерь давления $\Delta p_{\text{ск}} + \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м.с}}$ и изменяется пропорционально квадрату расхода, а второе слагаемое b не зависит от расхода и представляет собой разность давлений в пространстве нагнетания и в пространстве всасывания, т. е. $\Delta p_{\text{доп}}$; a — постоянный коэффициент.

Вычислим по имеющимся данным несколько точек этой параболы (табл. 2.4).

Таблица 2.4

Q , м ³ /ч	aQ^2	Δp	
		Па	мм вод. ст.
1350	38,1	501	51,4
1350/1,5 = 900	38,1/1,5 ² = 16,9	293	29,9
1350/2 = 675	38,1/2 ² = 9,5	221	22,5
1350/2,5 = 540	38,1/2,5 ² = 6,1	187	19,1
0	0	128	13

Примечание Значение b во всех случаях 128 Па (13 мм вод. ст.)

Нанесем на общий график (рис 2.11) характеристику вентилятора по данным его испытания и характеристику сети по вычисленным точкам.

Точка пересечения обеих характеристик показывает, что при работе на заданную сеть вентилятор будет подавать $1170 \text{ м}^3/\text{ч}$ воздуха.

Пример 2.13. Сравнить теоретическую затрату работы на сжатие 1 м^3 воздуха от $p_{\text{абс}} = 1 \text{ кгс/см}^2$: а) до $p_{\text{абс}} = 1,1 \text{ кгс/см}^2$ и б) до $p_{\text{абс}} = 5 \text{ кгс/см}^2$. Рассчитать затрату работы как по термодинамической формуле для адиабатического сжатия, так и по гидравлической формуле (т. е. считая воздух несжимаемым).

Решение. а) $p_1 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$;
 $p_2 = 10,8 \cdot 10^4 \text{ Па}$.

По формуле (2.12), если отнести работу сжатия в компрессоре к 1 м^3 газа (при условиях всасывания), получаем (в Дж/м^3):

$$L_{\text{ад}} = \frac{k}{k-1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

Для воздуха $k=1,4$ (табл. V).
Тогда *

$$L_{\text{ад}} = \frac{1,4}{0,4} 9,81 \cdot 10^4 \left(1,1^{\frac{0,4}{1,4}} - 1 \right) = 9520 \text{ Дж/м}^3$$

Расчет по гидравлической формуле

$$L_r = Q \Delta p$$

дает при $\Delta p = 10,8 \cdot 10^4 - 9,81 \cdot 10^4 = 9,8 \cdot 10^3 \text{ Па}$

$$L_r = 1 \cdot 9,8 \cdot 10^3 = 9800 \text{ Дж/м}^3$$

б) $p_1 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$; $p_2 = 49,1 \cdot 10^4 \text{ Па}$

По термодинамической формуле:

$$L_{\text{ад}} = \frac{1,4}{0,4} 9,81 \cdot 10^4 \left(5^{\frac{0,4}{1,4}} - 1 \right) = 201\,000 \text{ Дж/м}^3$$

По гидравлической формуле при $\Delta p = 49,1 \cdot 10^4 - 9,81 \cdot 10^4 = 39,3 \cdot 10^4 \text{ Па}$:

$$L_r = 1 \cdot 39,3 \cdot 10^4 = 393\,000 \text{ Дж/м}^3$$

Сравнивая варианты а) и б), мы видим, что в первом случае результаты, полученные по термодинамической и по гидравлической формулам, различаются всего на 3%. Этот случай ($p_2/p_1 = 1,1$) соответствует предельной степени сжатия воздуха вентиляторами, для которых расчет потребляемой мощности производится, как мы видели выше, по гидравлической формуле.

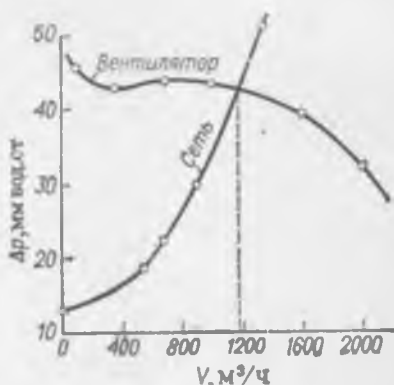


Рис. 2.11 (к примеру 2.12).

* Так как в скобках стоит малая разность между двумя величинами, то здесь не следует считать по логарифмической линейке, точность которой в данном случае недостаточна.

Во втором случае ($p_2/p_1 = 5$), который соответствует сжатию воздуха в компрессоре, результаты, полученные по формуле адиабатического сжатия и по гидравлической формуле, расходятся на 100%. Для расчета мощности, потребляемой компрессором, всегда применяются термодинамические формулы (2.12) и (2.13).

На теоретической индикаторной диаграмме поршневого компрессора (рис. 2.12) ясно видно, что площадь $abce$ (представляющая собой затрачиваемую работу адиабатического сжатия при $p_2 = 1,1$ кгс/см²) приблизительно равна площади $abde$, но площадь $afge$ (для $p_2 = 5$ кгс/см²) далеко не равна площади $afhe$.

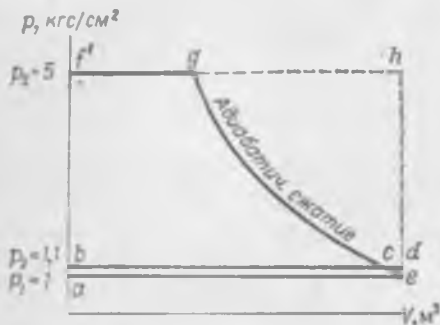


Рис. 2.12 (к примеру 2.13).

Пример 2.14. Определить мощность, потребляемую одноступенчатым поршневым компрессором, который сжимает 460 м³/ч (считая при 0°C и 760 мм рт. ст.) аммиака от $p_{abc} = 2,5$ кгс/см² до $p_{abc} = 12$ кгс/см². Начальная температура аммиака —10°C; к. п. д. компрессора 0,7. Определить также температуру аммиака в конце сжатия.

Решение. Определяем теоретическую работу компрессора по формуле (2.12) для адиабатического сжатия.

Для аммиака по табл. V находим:

$$k = 1,29$$

$$R = 8310/17 = 489 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$$

$$L_{a1} = \frac{1,29}{0,29} 489 \cdot 263 \left[\left(\frac{12}{2,5} \right)^{\frac{0,29}{1,29}} - 1 \right] = 240\,000 \text{ Дж/кг}$$

Эту же величину вычислим теперь по формуле (2.13). По диаграмме $T-S$ для аммиака (рис. XXVI) находим для точки 1 ($t_1 = -10^\circ\text{C}$; $p_1 = 2,5$ кгс/см²) $i_1 = 1440$ кДж/кг. Проведя из этой точки вертикальную прямую ($S = \text{const}$) до пересечения с изобарой $p_2 = 12$ кгс/см², находим точку 2, для которой $i_2 = 1673$ кДж/кг. Тогда по формуле (2.13)

$$L_{a1} = 1\,673\,000 - 1\,440\,000 = 233\,000 \text{ Дж/кг}$$

что близко к найденному выше (расхождение около 3%).

Массовый расход аммиака:

$$G = 460 \cdot 0,76 = 350 \text{ кг/ч}$$

Здесь 0,76 кг/м³ — плотность аммиака при нормальных условиях:

$$\rho_0 = M/22,4 = 17/22,4 = 0,76 \text{ кг/м}^3$$

Потребляемую компрессором мощность находим по формуле (2.15):

$$N = \frac{350 \cdot 240 \cdot 000}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,7} = 33,4 \text{ кВт}$$

Температуру в конце сжатия вычисляем по уравнению (2.14):

$$T_2 = 263 \left(\frac{12}{2,5} \right)^{\frac{0,29}{1,25}} = 374 \text{ К} = 101^\circ \text{С}$$

Если определить эту температуру непосредственно по $T-S$ диаграмме, то найдем в точке 2: $t_2 = 104^\circ \text{С}$.

Пример 2.15. Требуется подавать сжатый воздух под давлением $p_{\text{изб}} = 4,5 \text{ кгс/см}^2$ в количестве 80 кг/ч . Пригоден ли будет для этой цели одноступенчатый поршневой компрессор простого действия, имеющий диаметр цилиндра 180 мм , длину хода поршня 200 мм и делающий 240 об/мин ? Вредное пространство составляет 5% от объема, описываемого поршнем. Показатель политропы расширения принять равным $1,25$.

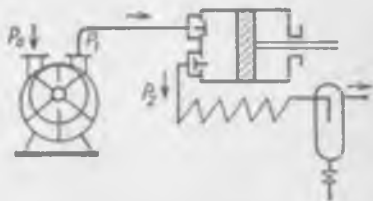


Рис. 2.13 (к примеру 2.15):

$p_0 = 1 \text{ кгс/см}^2$; $p_1 = 1,26 \text{ кгс/см}^2$; $p_2 = 5,5 \text{ кгс/см}^2$.

Решение. Определим по формуле (2.16) производительность компрессора. Предварительно необходимо найти объемный к. п. д. компрессора λ_0 .

По уравнению (2.17) находим:

$$\lambda_0 = 1 - 0,05 \left(5,5^{\frac{1}{1,25}} - 1 \right) = 0,854$$

Примем коэффициент подачи:

$$\lambda = 0,85 \lambda_0 = 0,85 \cdot 0,854 = 0,725$$

Производительность компрессора:

$$Q = \frac{0,725 \cdot 0,18^2 \cdot 3,14 \cdot 0,2 \cdot 240}{4 \cdot 60} = 0,0147 \text{ м}^3/\text{с} = 53 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Считая, что компрессор всасывает атмосферный воздух с температурой $\sim 20^\circ \text{С}$, имеющий плотность $1,2 \text{ кг/м}^3$, получим массовую производительность компрессора:

$$53 \cdot 1,2 = 63,6 \text{ кг/ч}$$

Следовательно, компрессор не обеспечит заданной производительности (80 кг/ч). Однако требуемая массовая производительность при использовании данного компрессора все же может быть достигнута, если увеличить частоту вращения с 240 до $\frac{80}{63,6} 240 = 302 \text{ об/мин}$ или если дать компрессору, не меняя частоты вращения, наддув установленной перед ним воздухоудувкой, которая будет сжимать воздух от атмосферного давления до давления (абсолютного) равного $80/63,6 = 1,26 \text{ кгс/см}^2$, и с этим давлением подавать воздух на всасывание компрессора (рис. 2.13).

В обоих случаях специальным расчетом должна быть проведена динамика компрессора.

Пример 2.16. В одноступенчатом поршневом компрессоре, предназначенном для сжатия метана, вредное пространство составляет 8,5% от объема, описываемого поршнем. Считая процесс расширения сжатого газа из вредного пространства адиабатическим, определить, при каком предельном давлении нагнетания производительность компрессора станет равной нулю. Давление всасывания атмосферное.

Решение. Производительность компрессора станет равной нулю, когда равным нулю сделается его объемный к.п.д., т.е. когда

$$\lambda_0 = 1 - \epsilon_0 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right] = 0$$

Согласно условию, расширение газа из вредного пространства считаем адиабатическим, т.е. вместо показателя политропы m берем показатель адиабаты k , равный для метана 1,31 (табл. V). Вредное пространство $\epsilon_0 = 0,085$. Давление всасывания $p_1 = 1$ кгс/см². Тогда

$$1 - 0,085 \left(p_2^{\frac{1}{1,31}} - 1 \right) = 0$$

Из этого уравнения находим: $p_2^{0,763} = 12,8$, откуда $p_2 \approx 28$ кгс/см².

Следовательно, производительность компрессора будет равна нулю при давлении нагнетания $p_{\text{огс}} = 28$ кгс/см².

Пример 2.17. Сравнить температуру в конце сжатия, теоретическую затрату работы и величину объемного к.п.д. при сжатии воздуха от давления (абсолютного) 1 до 9 кгс/см²: а) в одноступенчатом поршневом компрессоре, б) в двухступенчатом компрессоре с промежуточным охлаждением между ступенями. Начальная температура воздуха и температура его после холодильника 20 °С. Объем вредного пространства составляет 8% от объема, описываемого поршнем.

Решение. а) Одноступенчатое сжатие.

Температуру в конце сжатия определяем по формуле (2.14). Для воздуха $k = 1,4$ (табл. V):

$$T_2 = 293 \cdot 9^{\frac{0,4}{1,4}} = 293 \cdot 1,88 = 551 \text{ К} = 278 \text{ °С}$$

Теоретическую затрату работы вычисляем по формуле (2.12). Для воздуха по табл. V находим:

$$R = 8310/29 = 287 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$$

Следовательно

$$L_{\text{ад}} = \frac{1,4}{0,4} 287 \cdot 293 (1,88 - 1) = 260 \text{ 000 Дж/кг}$$

Объемный к. п. д. компрессора находим по уравнению (2.17), принимая, что расширение воздуха из вредного пространства происходит по адиабате:

$$\lambda_0 = 1 - 0,08 \left(9^{\frac{1}{1,4}} - 1 \right) = 0,7$$

б) Двухступенчатое сжатие.

Степень сжатия в каждой ступени находим по уравнению (2.21): $x^2 = 9$, откуда $x = 3$.

Температура в конце сжатия в каждой ступени:

$$T_2 = 293 \cdot 3^{\frac{0,4}{1,4}} = 293 \cdot 1,37 = 402 \text{ К} = 129^\circ \text{С}$$

Суммарную теоретическую затрату работы в обеих ступенях вычисляем по формуле (2.18):

$$L_{ад} = 2 \cdot 287 \cdot 293 \frac{1,4}{0,4} \left(1,88^{\frac{1}{2}} - 1 \right) = 218 \text{ 000 Дж/кг}$$

где $1,88 = \left(\frac{p_{кон}}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}$.

Объемный к. п. д.:

$$\lambda_0 = 1 - 0,08 \left(3^{\frac{1}{1,4}} - 1 \right) = 0,905$$

Сопоставим полученные результаты для одноступенчатого и двухступенчатого сжатия:

Число ступеней сжатия	1	2
Температура в конце сжатия T_2 , °С	278	129
Теоретическая затрата работы $L_{ад}$, Дж/кг	260 000	218 000
Объемный к. п. д. λ_0	0,7	0,905

Приведенное сопоставление ясно показывает преимущества двухступенчатого сжатия. Чем больше отношение $p_{кон}/p_1$, тем сильнее проявляются преимущества многоступенчатого сжатия.

Пример 2.18. Компрессор должен подавать 210 м³/ч метана (считая при 0 °С и 760 мм рт. ст.), сжатого до давления $p_{абс} = 55 \text{ кгс/см}^2$. Начальное давление атмосферное, начальная температура 18 °С. Определить: а) число ступеней сжатия и распределение давлений по ступеням; б) расходуемую мощность, принимая к. п. д. компрессора 0,7; в) расход воды в холодильниках компрессора при нагревании ее на 10 °С.

Решение. а) При допускаемой степени сжатия в одной ступени ~4 требуемое число ступеней, согласно уравнению (2.21), будет равно:

$$n = \lg 55 / \lg 4 = 2,9 \approx 3$$

Пренебрегая потерей давления между ступенями, уточним степень сжатия в каждой ступени трехступенчатого компрессора (рис. 2.14):

$$\lambda = \sqrt[3]{55} = 3,8$$

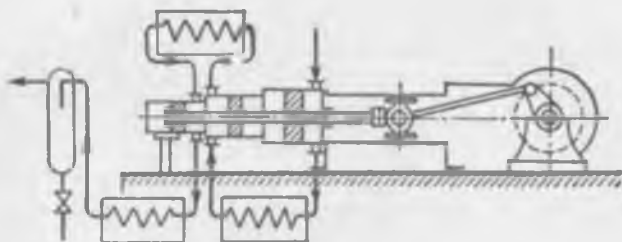


Рис. 2.14 (к примеру 2.18).

Таким образом, приближенное распределение давлений по ступеням:

	$p_{\text{нач}}$	$p_{\text{кон}}$
I ступень	1	3,8
II >	3,8	14,45
III >	14,45	55

б) Теоретический расход работы определяем по формуле (2.18). Для метана по табл. V находим:

$$k = 1,31$$

$$R = 8310/16 = 519 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$$

$$\rho_0 = 0,72 \text{ кг/м}^3 \text{ (при } 0^\circ\text{C и } 760 \text{ мм рт. ст.)}$$

Принимая, что в промежуточных холодильниках метан охлаждается до 30°C , получаем:

$$L_{\text{теор}} = 3 \cdot 519 \cdot 303 \frac{1,31}{0,31} \left(55^{\frac{0,31}{1,31-1}} - 1 \right) = 746 \text{ 000 Дж/кг}$$

Расходуемую мощность вычисляем по формуле (2.15):

$$N = \frac{210 \cdot 0,72 \cdot 746 \text{ 000}}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,7} = 44,6 \text{ кВт}$$

в) Для определения расхода воды в холодильниках компрессора найдем температуру в конце сжатия в ступенях II и III, принимая как уже было сказано, что в промежуточных холодильниках после I и II ступеней метан охлаждается до 303 К (рис. 2.15). В цилиндре I ступени компрессора температура в конце сжатия будет несколько ниже, так как в I ступень метан засасывается не при 30°C , а при 18°C .

По уравнению (2.14) имеем:

$$T_2 = 303 \cdot 3,8^{\frac{0,31}{1,31}} = 416 \text{ К} = 143^\circ \text{С}$$

Принимая приближенно удельную теплоемкость метана при абсолютных давлениях 3,8; 14; 45 и 55 кгс/см² одинаковой и равной 2,22 кДж/(кг·К), находим, что в трех холодильниках компрессора (после I, II и III ступеней) охлаждающая вода всего должна отнимать теплоты:

$$Q = \frac{3 \cdot 210 \cdot 0,72 \cdot 2,22 \cdot 10^3 (143 - 30)}{3600} = 31\,700 \text{ Вт}$$

Это же количество теплоты может быть подсчитано другим путем, как теплота, эквивалентная работе сжатия:

$$Q = L_{\text{эл}} V_0 \rho_0 = \frac{746\,000 \cdot 210 \cdot 0,72}{3600} = 31\,300 \text{ Вт}$$

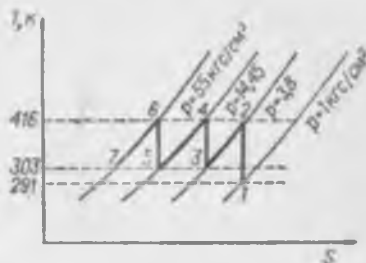


Рис. 2.15 (к примеру 2.18).

При нагревании воды на 10 °С расход ее составит:

$$G_w = \frac{Q}{c(t_2 - t_1)} = \frac{31\,700}{4,19 \cdot 10^3 \cdot 10} = 0,756 \text{ кг/с}$$

или

$$V_w = \frac{0,756 \cdot 3600}{1000} = 2,71 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Здесь $c = 4,19 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость воды.

Пример 2.19. При помощи поршневого вакуум-насоса в аппарате должен быть создан вакуум (разрежение) 0,9 кгс/см². Считая процесс сжатия воздуха в вакуум-насосе политропическим (с показателем политропы 1,25), определить теоретический расход работы: а) в тот момент, когда достигнут вакуум 0,1 кгс/см², т. е. остаточное давление в аппарате стало равным 0,9 кгс/см²; б) когда давление в аппарате стало равным 0,3 кгс/см²; в) когда достигнут требуемый вакуум, т. е. остаточное давление в аппарате стало равным 0,1 кгс/см².

Решение. Подсчитываем теоретический расход работы на 1 м³ засасываемого газа (т. е. в Дж/м³) по формуле (2.12):

$$L = \frac{m}{m-1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right]$$

где m — показатель политропы сжатия.

$$а) \frac{p_2}{p_1} = \frac{9,81 \cdot 10^4}{8,83 \cdot 10^4} = 1,11; \quad \frac{m}{m-1} = \frac{1,25}{0,25} = 5; \quad \frac{m-1}{m} = 0,2;$$

$$L = 5 \cdot 8,83 \cdot 10^4 (1,11^{0,2} - 1) = 9720 \text{ Дж/м}^3$$

$$б) \frac{p_2}{p_1} = \frac{9,81 \cdot 10^4}{2,94 \cdot 10^4} = 3,33;$$

$$L = 5 \cdot 2,94 \cdot 10^4 (3,33^{0,2} - 1) = 40\,000 \text{ Дж/м}^3$$

$$в) \frac{p_2}{p_1} = \frac{9,81 \cdot 10^4}{0,981 \cdot 10^4} = 10;$$

$$L = 5 \cdot 0,981 \cdot 10^4 (10^{0,2} - 1) = 28\,600 \text{ Дж/м}^3$$

Мы видим, что расход работы, затрачиваемой вакуум-насосом, проходит через максимум. На этот максимум и рассчитывается мощность двигателя вакуум-насоса.

КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

2.1. Насос перекачивает 30%-ную серную кислоту. Показание манометра на нагнетательном трубопроводе $1,8 \text{ кгс/см}^2$, показание вакуумметра (разрежение) на всасывающем трубопроводе перед насосом 29 мм рт. ст. Манометр присоединен на 0,5 м выше вакуумметра. Всасывающий и нагнетательный трубопроводы одинакового диаметра. Какой напор развивает насос?

2.2. Насос перекачивает жидкость плотностью 960 кг/м^3 из резервуара с атмосферным давлением в аппарат, давление в котором составляет $p_{\text{аб}} = 37 \text{ кгс/см}^2$ (см. рис. 2.1). Высота подъема 16 м. Общее сопротивление всасывающей и нагнетательной линий 65,6 м. Определить полный напор, развиваемый насосом.

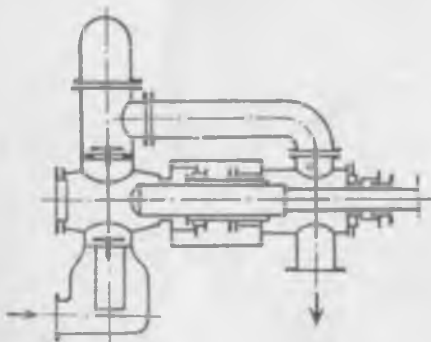


Рис. 2.16 (к контрольной задаче 2.6).

2.3. Определить к. п. д. насосной установки. Насос подает 380 л/мин мазута относительной плотности 0,9. Полный напор 30,8 м. Потребляемая двигателем мощность 2,5 кВт.

2.4. Производительность насоса 14 л/с жидкости относительной плотности 1,16. Полный напор 58 м. К. п. д. насоса 0,64, к. п. д. передачи 0,97, к. п. д. электродвигателя 0,95. Какой мощности двигатель надо установить?

2.5. Поршневой насос (см. рис. 2.2) установлен на заводе, рас-

положенном на высоте 300 м над уровнем моря. Общая потеря высоты всасывания составляет 5,5 м вод. ст. Геометрическая высота всасывания 3,6 м. При какой максимальной температуре воды еще возможно всасывание?

2.6. Определить производительность дифференциального поршня насоса (рис. 2.16), который имеет больший диаметр ступенчатого плунжера 340 мм, меньший — 240 мм. Ход плунжера 480 мм, частота вращения 60 об/мин. Коэффициент подачи 0,85. Определить также количество жидкости, подаваемой каждой стороной ступенчатого плунжера.

2.7. Поршневой насос двойного действия (см. рис. 2.6) наполняет бак диаметром 3 м и высотой 2,6 м за 26,5 мин. Диаметр плунжера насоса 180 мм, диаметр штока 50 мм, радиус кривошипа 145 мм. Частота вращения 55 об/мин. Определить коэффициент подачи насоса.

2.8. Центробежный насос, делающий 1800 об/мин, должен перекачивать 140 м³/ч воды, имеющей температуру 30 °С. Среднее атмосферное давление в месте установки насоса 745 мм рт. ст. Полная потеря напора во всасывающей линии составляет 4,2 м. Определить теоретически допустимую высоту всасывания.

2.9. Центробежный насос при перекачке 280 л/мин воды создает напор $H = 18$ м. Пригоден ли этот насос для перекачки жидкости относительной плотности 1,06 в количестве 15 м³/ч по трубопроводу диаметром $70 \times 2,5$ мм из сборника с атмосферным давлением в аппарат с давлением $p_{\text{наб}} = 0,3$ кгс/см²? Геометрическая высота подъема 8,5 м. Расчетная длина трубопровода (собственная длина плюс эквивалентная длина местных сопротивлений) 124 м. Коэффициент трения в трубопроводе $\lambda = 0,03$. Определить также, какой мощности электродвигатель потребуется установить, если к.п.д. насосной установки составит 0,55.

2.10. Центробежный насос для перекачки воды имеет следующие паспортные данные: $Q = 56$ м³/ч, $H = 42$ м, $N = 10,9$ кВт при $n = 1140$ об/мин. Определить: 1) к.п.д. насоса, 2) производительность его, развиваемый напор и потребляемую мощность при $n = 1450$ об/мин, считая, что к.п.д. остался неизменным.

2.11. При испытании центробежного насоса получены следующие данные:

Q , л/мин	0	100	200	300	400	500
H , м	37,2	38,0	37,0	34,5	31,8	28,5

Сколько жидкости будет подавать этот насос по трубопроводу диаметром 76×4 мм, длиной 355 м (собственная длина плюс эквивалентная длина местных сопротивлений) при геометрической высоте подачи 4,8 м? Коэффициент трения $\lambda = 0,03$; $\Delta p_{\text{доп}} = 0$. (Построить характеристики насоса и трубопровода и найти рабочую точку).

Как изменится производительность насоса, если геометрическая высота подачи будет 19 м?

2.12. Определить производительность шестеренчатого насоса (см. рис. 2.9) по следующим данным: частота вращения 650 об/мин, число зубьев на шестерне 12, ширина зуба 30 мм, площадь сечения зуба, ограниченная внешней окружностью соседней шестерни, 7,85 см², коэффициент подачи 0,7.

2.13. Требуется выкачивать 215 л/мин раствора относительной плотности 1,06 из подвального бака водоструйным насосом (см. рис. 2.10). Высота подъема 3,8 м. Давление воды перед насосом $p_{\text{наб}} = 1,9$ кгс/см². К.п.д. насоса 0,15. Сколько кубометров воды будет расходовать в 1 ч водоструйный насос?

2.14. Какой мощности электродвигатель необходимо установить к вентилятору производительностью 110 м³/мин при полном напоре 834 Па (85 мм вод. ст.)? К.п.д. вентилятора 0,47.

2.15. Центробежный вентилятор, делающий 960 об/мин, подает 3200 м³/ч воздуха, потребляя при этом 0,8 кВт. Давление (избыточное), создаваемое вентилятором, 44 мм вод. ст. Каковы будут у этого вентилятора подача, давление и затрачиваемая мощность при $n = 1250$ об/мин? Определить также к.п.д. вентилятора.

2.16. Какое количество воздуха будет подавать вентилятор примера 2.12 при работе на сеть, у которой при расходе 1000 м³/ч сумма ($\Delta p_{\text{сж}} + \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м.с}}$) составляет 265 Па, а разность давлений в пространстве нагнетания и в пространстве всасывания равняется 20 мм вод. ст.?

2.17. Сколько воздуха будет подавать вентилятор примера 2.12 в сеть, у которой при расходе 1350 м³/ч сумма ($\Delta p_{\text{сж}} + \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м.с}}$) составляет 167 Па, а $\Delta p_{\text{доп}}$ равно 128 Па?

2.18. Какую частоту вращения надо дать вентилятору примера 2.12, если он должен подавать 1500 м³/ч воздуха в сеть, полное сопротивление которой при этом расходе 422 Па?

2.19. Определить аналитическим путем и по диаграмме $T - S$ температуру воздуха после адиабатического сжатия его от начального давления (абсолютного) 1 кгс/см² до конечного давления 3,5 кгс/см². Начальная температура 0 °С. Определить также затраты работы на сжатие 1 кг воздуха.

2.20. Определить мощность, потребляемую углекислотным поршневым компрессором производительностью 5,6 м³/ч (при условиях всасывания). Компрессор сжимает двуокись углерода от 20 до 70 кгс/см² (давление абсолютное). Началь-

ная температура -15°C . К. п. д. компрессора принять равным 0,65. Задачу решить как аналитическим путем, так и с помощью диаграммы $T-S$ для двуокиси углерода (рис. XXVII).

2.21. Определить объемный к. п. д. компрессора предыдущей задачи, если вредное пространство составляет 6% от объема, описываемого поршнем, а показатель политропы расширения $m = 1,2$.

2.22. Определить производительность и расходуюмую мощность для одноступенчатого поршневого компрессора по следующим данным: диаметр поршня 250 мм, ход поршня 275 мм, объем вредного пространства 5,4% от объема, описываемого поршнем, частота вращения 300 об/мин. Компрессор сжимает атмосферный воздух до $p_{\text{авс}} = 4 \text{ кгс/см}^2$. Показатель политропы расширения на 10% меньше показателя адиабаты. Начальная температура воздуха 25°C . Общий к. п. д. компрессора 0,72.

2.23. Как изменяется производительность и потребляемая мощность компрессора предыдущей задачи, если дать ему воздушудкой наддув до $p_{\text{изб}} = 0,4 \text{ кгс/см}^2$ (см. рис. 2.13). Конечное давление (абсолютное) 4 кгс/см^2 .

2.24. При каком давлении нагнетания объемный к. п. д. одноступенчатого поршневого компрессора, сжимающего этилен, упадет до 0,2? Давление всасывания 1 кгс/см^2 . Расширение газа из вредного пространства считать адиабатическим. Объем вредного пространства составляет 7% от объема, описываемого поршнем.

2.25. Исходя из условия, что компрессорное смазочное масло допускает без заметного ухудшения смазки температуру в цилиндре не выше 160°C , определить предельное значение давления нагнетания в одноступенчатом поршневом компрессоре: а) для воздуха, б) для этана. Давление всасывания 1 кгс/см^2 . Начальная температура 25°C . Процесс сжатия считать адиабатическим.

2.26. По данным примера 2.17 определить для одноступенчатого и двухступенчатого компрессоров теоретическую затрату работы по формулам (2.13) и (2.19).

2.27. Определить требуемое число ступеней поршневого компрессора, который должен сжимать азот от 1 до 100 кгс/см^2 (давление абсолютное), если допускаемая температура в конце сжатия не должна превышать 140°C . Процесс сжатия считать адиабатическим. Начальная температура водорода 20°C .

2.28. Определить теоретическую затрату работы на сжатие водорода от 1,5 до 17 кгс/см^2 (давление абсолютное) при одноступенчатом и двухступенчатом сжатии. Начальная температура водорода 20°C .

2.29. Компрессор при испытании нагнетал атмосферный воздух в баллон объемом 42,4 л. За 10,5 мин давление в баллоне повысилось от 0 до 52 кгс/см^2 (давление избыточное), а температура воздуха в баллоне поднялась от 17 до 37°C . Определить производительность компрессора в $\text{м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях).

2.30. Определить потребляемую мощность и расход воды на холодильники поршневого компрессора, который сжимает $625 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях) этилена от давления (абсолютного) $9,81 \cdot 10^4$ до $176,6 \cdot 10^4 \text{ Па}$. К. п. д. компрессора 0,75. Охлаждающая вода нагревается в холодильниках на 13°C . Начальная температура газа 20°C .

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ
МЕТОДЫ РАЗДЕЛЕНИЯ
ГИДРОДИНАМИКА
ВЗВЕШЕННОГО СЛОЯ.
ПЕРЕМЕШИВАНИЕ
В ЖИДКОЙ СРЕДЕ

ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ
И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

Осаждение

Осаждение под действием силы тяжести (пылевые камеры, отстойники).

1. Для описания в критериальной форме процесса осаждения шарообразной частицы в неподвижной неограниченной среде могут быть применены критерии подобия: Архимеда Ar , Лященко Ly и Рейнольдса Re .

Наиболее удобной формой критериальной зависимости является $Ly = f(Ar)$.

2. При так называемом ламинарном режиме осаждения, когда критерии имеют значения $Ar < 3,6$; $Ly < 2 \cdot 10^{-3}$; $Re < 0,2$, Стоксом теоретически получена следующая формула для скорости осаждения w_{oc} (в м/с) шарообразной частицы*:

$$w_{oc} = \frac{d^2 (\rho - \rho_c) g}{18\mu_c} \quad (3.1)$$

Для осаждения частицы в газовой среде формула (3.1) упрощается

$$w_{oc} = \frac{d^2 \rho g}{18\mu_c} \quad (3.2)$$

так как в этом случае величиной ρ_c можно пренебречь по сравнению с ρ .

В формулах (3.1) и (3.2): d — диаметр шарообразной частицы, м; ρ — плотность частицы, кг/м³; ρ_c — плотность среды, кг/м³; μ_c — динамический коэффициент вязкости среды, Па·с, т.е. Н·с/м², или кг/(м·с).

3. Определение скорости осаждения шарообразной одиночной частицы в неподвижной неограниченной среде по обобщенному методу, пригодному при любом режиме осаждения, осуществляют следующим образом.

* Практически возможно применение формулы Стокса и при более высоких значениях критериев Архимеда и Лященко.

Определяют критерий Архимеда:

$$Ar = Ga \frac{\Delta \rho}{\rho_c} = \frac{Re^2}{Fr} \frac{\rho - \rho_c}{\rho_c} = \frac{d^3 (\rho - \rho_c) \rho_c g}{\mu_c^2} \quad (3.3)$$

где $Ga = Re^2/Fr$ — критерий Галилея.

Для осаждения в газовой среде:

$$Ar = \frac{d^3 \rho_c g}{\mu_c^2}$$

По найденному значению критерия Ar определяют критерий Re или критерий Ly (рис. 3.1):

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{Re Fr \rho_c}{\rho - \rho_c} = \frac{w_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g} \quad (3.4)$$

или (если среда — газ)

$$Ly = \frac{w_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c g \rho} \quad (3.4a)$$

Далее вычисляют скорость осаждения:

$$w_{oc} = \frac{Re \mu_c}{\rho_c d} \quad (3.5)$$

или

$$w_{oc} = \sqrt[3]{\frac{Ly \mu_c (\rho - \rho_c) g}{\rho_c^2}} \quad (3.5a)$$

Для частицы неправильной формы скорость осаждения определяют тем же путем из критерия Лященко, но с подстановкой в критерий Архимеда вместо d величины d_s .

Эквивалентный диаметр d_s частицы неправильной формы вычисляют как диаметр условного шара, объем которого V равен объему тела неправильной формы:

$$d_s = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi} V} = 1,24 \sqrt[3]{\frac{M}{\rho}} \quad (3.6)$$

где M — масса частицы, кг.

4. Диаметр осаждающейся шарообразной частицы при известной скорости осаждения находят обратным путем, т. е. вычисляют сначала критерий Лященко

$$Ly = \frac{w_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g}$$

и по найденному значению Ly определяют критерий Ar (рис. 3.1); из последнего по формуле (3.3) вычисляют диаметр шарообразной частицы.

5. Эквивалентный диаметр частицы твердого тела неправильной формы при известной скорости осаждения определяют таким

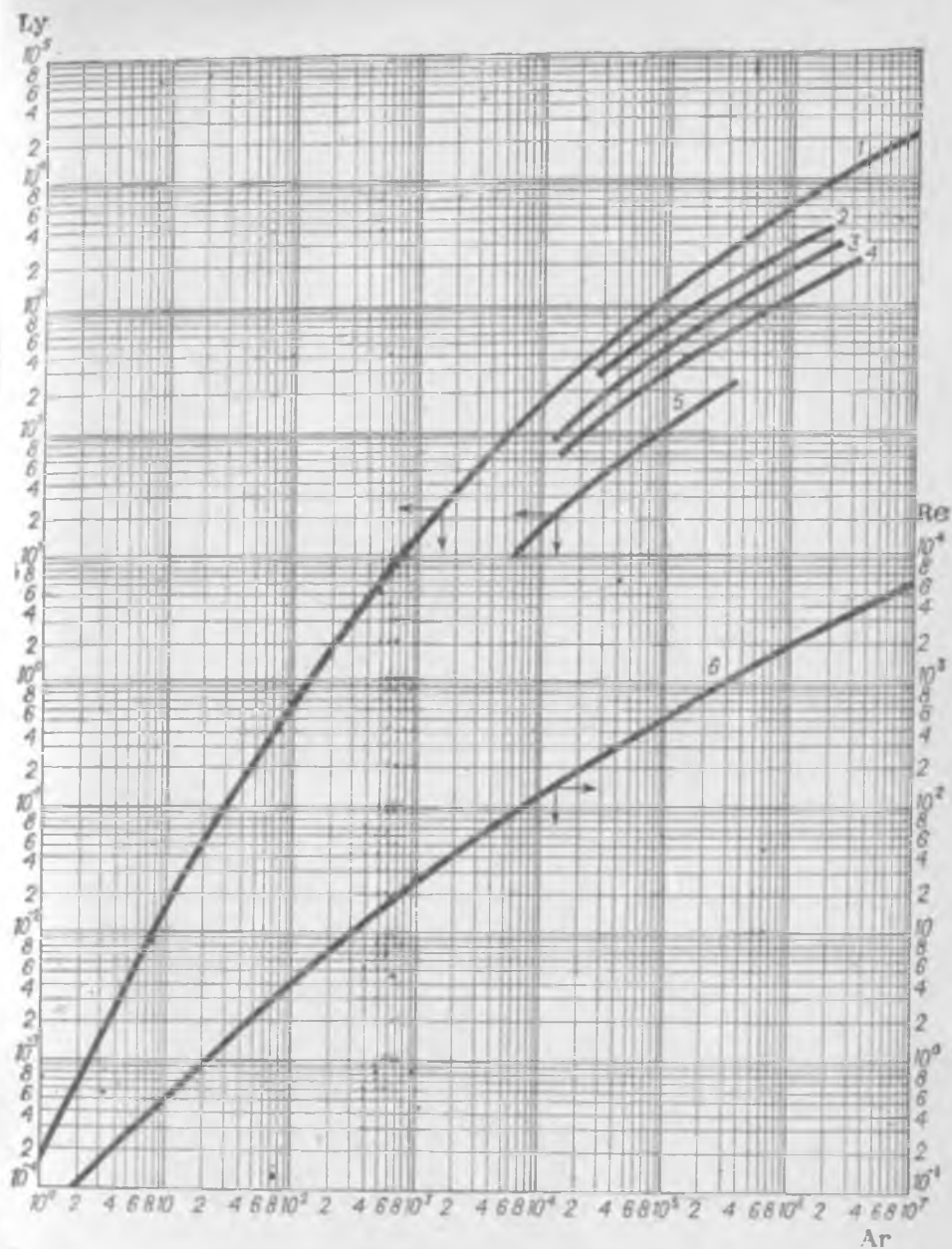


Рис. 3.1. Зависимость критериев Re и Ly от критерия Ar для осаждения одиночной частицы в неподвижной среде:

1 и 6 — шарообразные частицы; 2 — округленные; 3 — угловатые; 4 — продолговатые; 5 — пластинчатые.

же путем. Сначала определяют критерий Lu по формуле (3.4), затем находят значение критерия Ag из рис. 3.1 для частицы соответствующей формы и вычисляют ее эквивалентный диаметр:

$$d_s = \sqrt[3]{\frac{Ag \mu_c^2}{(\rho - \rho_c) \rho_c g}} \quad (3.7)$$

6. Площадь осаждения F_{oc} (в m^2) пылеосадительной камеры или отстойника для суспензий (взвесей) определяется по формуле:

$$F_{oc} = V / \omega'_{oc} \quad (3.8)$$

где V — объемный расход газа (жидкости), проходящего через аппарат параллельно поверхности осаждения, m^3/c ; ω'_{oc} — средняя расчетная скорость осаждения частиц, m/c .

Отношение средней расчетной скорости стесненного осаждения частиц ω'_{oc} к скорости осаждения одиночной частицы ω_{oc} зависит от объемной концентрации суспензии.

При ориентировочных расчетах, учитывая приближенно отличие реаль-

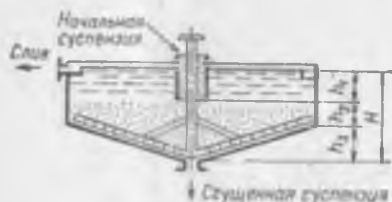


Рис. 3.2. Отстойник непрерывного действия.

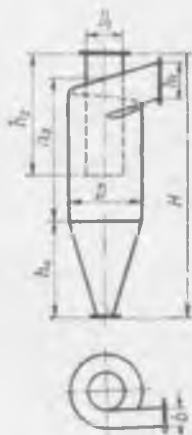


Рис. 3.3. Циклон-ниногаз.

ных условий осаждения от теоретических (стесненность осаждения, форма частиц, движение среды), среднюю расчетную скорость осаждения часто принимают равной половине теоретической скорости осаждения одиночной шарообразной частицы:

$$\omega'_{oc} = 0,5 \omega_{oc}$$

7. В применении к отстойнику непрерывного действия для отстаивания суспензий (рис. 3.2) формула (3.8) принимает вид:

$$F_{oc} = \frac{G_H \left(1 - \frac{c_H}{c_{cr}}\right)}{\rho_c \omega'_{oc}} \quad (3.9)$$

или

$$F_{oc} = \frac{V_0 (x_{cr} - x_H)}{\omega'_{oc} x_{cr}} \quad (3.10)$$

где $F_{ос}$ — площадь осаждения отстойника, m^2 ; G_n — массовый расход начальной (разбавленной) суспензии, kg/c ; c_n — массовая концентрация твердой фазы в начальной суспензии, kg/kg ; $c_{сг}$ — массовая концентрация твердой фазы в сгущенной суспензии (шламе), kg/kg ; ρ_c — плотность осветленной жидкости, kg/m^3 ; V_0 — объемный расход жидкой фазы, содержащейся в начальной суспензии, m^3/c ; x_n и $x_{сг}$ — концентрации начальной суспензии и шлама,

$\frac{kg \text{ твердой фазы}}{kg \text{ жидкой фазы}}$

Осаждение под действием центробежной силы (циклоны)

8. Основные размеры циклона (рис. 3.3) определяются обычно в зависимости от его диаметра D . Для распространенных циклонов НИИОГАЗ (Научно-исследовательский институт по промышленной и санитарной очистке газа) эти размеры (в долях D) приведены в табл. 3.1.

Таблица 3.1

Характеристика циклона	Тип циклона		
	ЦН-24	ЦН-15	ЦН-11
Диаметр выходной трубы D_1	0,6	0,6	0,6
Ширина входного патрубка b	0,26	0,26	0,26
Высота входного патрубка h_1	1,11	0,66	0,48
Высота выходной трубы h_2	2,11	1,74	1,56
Высота цилиндрической части h_3	2,11	2,26	2,08
Высота конической части h_4	1,75	2,0	2,0
Общая высота циклона H	4,26	4,56	4,38
Коэффициент сопротивления ξ_0	60	160	250

Отличительной особенностью циклонов НИИОГАЗ является наклонный патрубок для поступающего газа.

Широко применяются три типа этих циклонов:

1) с углом 24° (ЦН-24); этот тип обеспечивает повышенную производительность при наименьшем гидравлическом сопротивлении; предназначен для улавливания крупной пыли;

2) с углом 15° (ЦН-15); этот тип обеспечивает хорошую степень улавливания при сравнительно небольшом гидравлическом сопротивлении;

3) с углом 11° (ЦН-11); этот тип обеспечивает повышенную эффективность и рекомендуется в качестве унифицированного пылеуловителя.

9. Диаметр циклона D определяют по условной скорости газа w_c , отнесенной к полному поперечному сечению цилиндрической части циклона:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 w_c}} \quad (3.11)$$

где V — объемный расход газа, проходящего через циклон, m^3/c .

Скорость $w_{ц}$ определяется по формуле (3.12). При этом предварительно задаются отношением $\Delta p/\rho$ (см. пример 3.10). По данным [3.2] значения $w_{ц}$ принимают равными 2,5—4 м/с.

10. Гидравлическое сопротивление Δp (в Па) циклона рассчитывают по уравнению:

$$\Delta p = \xi_0 \frac{w_{ц}^2 \rho}{2} \quad (3.12)$$

где ξ_0 — коэффициент сопротивления циклона, безразмерный; ρ — плотность газа, проходящего через циклон, кг/м^3 .

11. Степень улавливания пыли η в циклоне зависит, помимо свойств пыли, от диаметра циклона, а также от скорости газа $w_{ц}$, т. е. от отношения $\Delta p/\rho$ в соответствии с формулой (3.12).

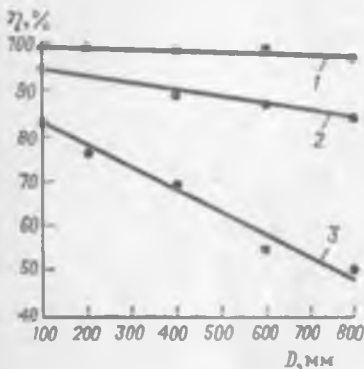


Рис. 3.4. Степень улавливания пыли в циклоне ЦН-15. Значения d (в мкм): 1—15; 2—10; 3—5.

На рис. 3.4 показана зависимость степени улавливания η от диаметра циклона D при различных диаметрах частиц пыли d . График составлен для пыли с плотностью 2300 кг/м^3 при $\Delta p/\rho = 740 \text{ м}^2/\text{с}^2$.

Фильтрация

12. При $\Delta p = \text{const}$ объем фильтра-та V , прошедшего через 1 м^2 фильтрующей поверхности за время τ , и продолжительность фильтрования τ связаны уравнением:

$$V^2 + 2VC = K\tau \quad (3.13)$$

где C — константа фильтрования, характеризующая гидравлическое сопротивление фильтрующей перегородки (ткани), $\text{м}^3/\text{м}^2$; K — константа фильтрования, учитывающая режим процесса фильтрования и физико-химические свойства осадка и жидкости [см. формулу (3.15)], $\text{м}^2/\text{с}$; τ — продолжительность фильтрования, с.

Константы K и C определяются опытным путем.

13. Скорость фильтрования [в $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$] в данный момент определяется по уравнению:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V + C)} \quad (3.14)$$

По этому уравнению может быть рассчитана и скорость промывки осадка промывной жидкостью, если вязкость промывной жидкости равна вязкости фильтрата и если промывная жидкость проходит через фильтр тем же путем, что и фильтрат. При этих условиях скорость промывки равняется скорости фильтрования в конечный момент.

Видоизмененное уравнение (3.14)

$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2}{K} V + \frac{2C}{K}$$

выражающее прямолинейную зависимость между величинами $d\tau/dV$ и V , применяется для определения констант C и K по экспериментальным данным. Для этой цели откладывают по оси абсцисс измеренные значения $V_1, V_2, \dots$, а по оси ординат — соответствующие измеренные значения $\Delta\tau_1/\Delta V_1, \Delta\tau_2/\Delta V_2, \dots$. Проведя по экспериментальным точкам прямую (рис. 3.5), находят затем K и C из уравнений:

$$\lg \beta = \frac{2}{K}; \quad m = \frac{2C}{K}$$

14. Константа фильтрования K (в $\text{м}^2/\text{с}$), отнесенная к 1 м^2 фильтрующей поверхности, при $\Delta p = \text{const}$ связана с удельным сопротивлением осадка уравнением [3.9]:

$$K = \frac{2 \Delta p}{\mu c r} \quad (3.15)$$

где Δp — перепад давлений на фильтре, Па; μ — динамический коэффициент вязкости фильтрата, Па·с; r — удельное сопротивление осадка (в расчете на 1 кг содержащегося в нем твердого сухого вещества), м/кг; c — масса сухого твердого вещества, отлагающегося на фильтре при прохождении через фильтрующую поверхность 1 м^3 фильтрата, кг/м³.

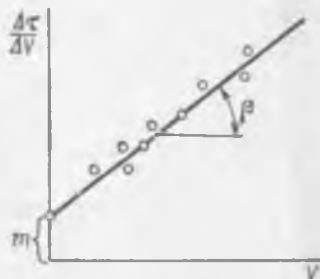


Рис. 3.5. Зависимость $\Delta\tau/\Delta V$ от V .

15. Величина c (в кг/м³) может быть выражена через концентрацию фильтруемой суспензии x следующим образом (см. пример 3.11):

$$c = \frac{\rho x}{1 - mx} \quad (3.16)$$

где ρ — плотность фильтрата, кг/м³; x — массовая концентрация твердой фазы в суспензии, кг/кг; m — масса влажного осадка в расчете на 1 кг содержащегося в нем сухого вещества, кг/кг.

При подстановке значения c в уравнение (3.15) получаем следующую формулу для константы K (в $\text{м}^2/\text{с}$):

$$K = \frac{2 \Delta p (1 - mx)}{\mu x \rho} \quad (3.17)$$

Если известна константа фильтрования K , то удельное сопротивление осадка r может быть найдено из уравнения (3.15), решенного относительно r (в $\frac{\text{м}}{\text{кг сухого осадка}}$):

$$r = \frac{2 \Delta p (1 - mx)}{K \mu x \rho} \quad (3.18)$$

16. Константа фильтрования C (в $\text{м}^3/\text{м}^2$), характеризующая сопротивление фильтрующей перегородки (ткани) и отнесенная

к 1 м^2 поверхности фильтра, при $\Delta p = \text{const}$ определяется следующим выражением [3.9]:

$$C = \frac{r_{\text{тк}}}{rc} \quad (3.19)$$

или в соответствии с уравнением (3.16):

$$C = \frac{r_{\text{тк}} (1 - mx)}{r_{\text{ср}}} \quad (3.20)$$

где $r_{\text{тк}}$ — удельное сопротивление фильтрующей ткани (на 1 м^2 поверхности), $\text{м}/\text{м}^2$; r — удельное сопротивление осадка, $\text{м}/\text{кг}$.

Следовательно, если значение константы фильтрования C (в $\text{м}^3/\text{м}^2$) известно, то удельное сопротивление ткани может быть вычислено по формуле:

$$r_{\text{тк}} = \frac{Cr_{\text{ср}}}{1 - mx} \quad (3.21)$$

17. Концентрация промывной воды в любой момент времени от начала основного (диффузионного) периода промывки* может быть вычислена по уравнению:

$$C = C_1 e^{-\frac{K\omega\tau}{\delta}} \quad (3.22)$$

где C_1 — концентрация промывной воды в начале процесса; e — основание натуральных логарифмов ($e = 2,718$); K — коэффициент, учитывающий физико-химические свойства осадка и промывной воды, а также режим промывки (находится экспериментальным путем); ω — удельная интенсивность промывки или скорость прохождения промывной воды, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; τ — продолжительность промывки, с; δ — толщина слоя осадка, м.

Уравнение (3.22) после логарифмирования принимает вид:

$$\frac{\tau_2 - \tau_1}{\lg C_1 - \lg C_2} = \frac{2,3\delta}{K\omega} \quad (3.23)$$

где τ_1 и τ_2 — время начала и конца наблюдений в любой период процесса диффузионной промывки; C_1 и C_2 — соответствующие концентрации промывной воды.

Из уравнений (3.22) и (3.23) может быть найдена продолжительность промывки τ , т. е. время, необходимое для заданного изменения концентрации вымываемого вещества в осадке, а также величина коэффициента K .

18. Количество сухого вещества G (в кг) в осадке, получаемом на фильтре, зависит от количества собранного фильтрата V , плотности фильтрата ρ , массовой доли твердой фазы в суспензии x ,

* Во время основного периода промывки идет процесс диффузии растворимого вещества в промывную воду и удаления его с водой. Во время же начального периода промывки происходит лишь вытеснение фильтрата промывной жидкостью из пор осадка.

влажности осадка (выражаемой массовым отношением m) и может быть вычислено по формуле:

$$G = Vc = V \frac{\rho x}{1 - mx} \quad (3.24)$$

19. Концентрация твердой фазы в суспензии x в зависимости от плотности суспензии ρ_c выражается формулой:

$$x = \frac{(\rho_c - \rho) \rho_{тв}}{(\rho_{тв} - \rho) \rho_c} \quad (3.25)$$

Плотность суспензии:

$$\rho_c = \frac{n + 1}{\frac{1}{\rho_{тв}} + \frac{n}{\rho}} = \frac{\rho (1 + n) \rho_{тв}}{\rho + \rho_{тв} n} \quad (3.26)$$

В этих формулах x — массовая концентрация твердой фазы в суспензии, кг/кг; ρ_c — плотность суспензии, кг/м³; ρ — плотность жидкой фазы, кг/м³; $\rho_{тв}$ — плотность твердой фазы, кг/м³; n — масса жидкой фазы в суспензии на единицу массы твердой фазы ($T : Ж = 1 : n$).

По формуле (3.26) можно вычислить и плотность влажного осадка, рассматривая его как концентрированную суспензию.

20. Расчет рукавных фильтров для газов сводится к определению требуемой поверхности F (в м²) фильтра по формуле:

$$F = V/V_{уд} \quad (3.27)$$

где V — объемный расход запыленного газа; $V_{уд}$ — удельный объемный расход запыленного газа в расчете на 1 м² поверхности ткани.

Величину $V_{уд}$ принимают обычно равной 0,2—1 м³/(м²·мин), а при улавливании крупной пыли до 2,5 м³/(м²·мин).

Центрифугирование

21. Центробежная сила C (в Н), развиваемая при центрифугировании, определяется по уравнению:

$$C = \frac{Mn^2}{R} = M\omega^2 R \approx 40Mn^2 R \approx 20 Mn^2 D \quad (3.28)$$

где M — масса осадка и жидкости, находящихся в барабане центрифуги, кг; ω — угловая скорость, с⁻¹; $D = 2R$ — диаметр барабана, м; n — частота вращения центрифуги, с⁻¹.

Давление фильтрования (в Па) при центрифугировании: приближенно

$$\Delta p_d = C/F \quad (3.29)$$

где C — центробежная сила, рассчитываемая по уравнению (3.28); $F = \pi DH$ — средняя поверхность фильтрования, м²; D — внутренний диаметр барабана центрифуги, м; H — высота барабана (в центрифугах периодического и полунепрерывного действия) или

к 1 м^2 поверхности фильтра, при $\Delta p = \text{const}$ определяется следующим выражением [3.9]:

$$C = \frac{r_{\text{тк}}}{rc} \quad (3.19)$$

или в соответствии с уравнением (3.16):

$$C = \frac{r_{\text{тк}} (1 - mx)}{r_{\text{хр}}} \quad (3.20)$$

где $r_{\text{тк}}$ — удельное сопротивление фильтрующей ткани (на 1 м^2 поверхности), м/м^2 ; r — удельное сопротивление осадка, м/кг .

Следовательно, если значение константы фильтрования C (в $\text{м}^3/\text{м}^2$) известно, то удельное сопротивление ткани может быть вычислено по формуле:

$$r_{\text{тк}} = \frac{C r_{\text{хр}}}{1 - mx} \quad (3.21)$$

17. Концентрация промывной воды в любой момент времени от начала основного (диффузионного) периода промывки* может быть вычислена по уравнению:

$$C = C_1 e^{-\frac{K_{\text{шт}} \tau}{\delta}} \quad (3.22)$$

где C_1 — концентрация промывной воды в начале процесса; e — основание натуральных логарифмов ($e = 2,718$); K — коэффициент, учитывающий физико-химические свойства осадка и промывной воды, а также режим промывки (находится экспериментальным путем); ω — удельная интенсивность промывки или скорость прохождения промывной воды, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; τ — продолжительность промывки, с; δ — толщина слоя осадка, м.

Уравнение (3.22) после логарифмирования принимает вид:

$$\frac{\tau_2 - \tau_1}{\lg C_1 - \lg C_2} = \frac{2,3\delta}{K\omega} \quad (3.23)$$

где τ_1 и τ_2 — время начала и конца наблюдений в любой период процесса диффузионной промывки; C_1 и C_2 — соответствующие концентрации промывной воды.

Из уравнений (3.22) и (3.23) может быть найдена продолжительность промывки τ , т. е. время, необходимое для заданного изменения концентрации вымываемого вещества в осадке, а также величина коэффициента K .

18. Количество сухого вещества G (в кг) в осадке, получаемом на фильтре, зависит от количества собранного фильтрата V , плотности фильтрата ρ , массовой доли твердой фазы в суспензии x ,

* Во время основного периода промывки идет процесс диффузии растворимого вещества в промывную воду и удаления его с водой. Во время же начального периода промывки происходит лишь вытеснение фильтрата промывной водой из пор осадка.

влажности осадка (выражаемой массовым отношением m) и может быть вычислено по формуле:

$$G = Vc = V \frac{\rho x}{1 - mx} \quad (3.24)$$

19. Концентрация твердой фазы в суспензии x в зависимости от плотности суспензии ρ_c выражается формулой:

$$x = \frac{(\rho_c - \rho) \rho_{тв}}{(\rho_{тв} - \rho) \rho_c} \quad (3.25)$$

Плотность суспензии:

$$\rho_c = \frac{n + 1}{\frac{1}{\rho_{тв}} + \frac{n}{\rho}} = \frac{\rho(1 + n) \rho_{тв}}{\rho + \rho_{тв} n} \quad (3.26)$$

В этих формулах x — массовая концентрация твердой фазы в суспензии, кг/кг; ρ_c — плотность суспензии, кг/м³; ρ — плотность жидкой фазы, кг/м³; $\rho_{тв}$ — плотность твердой фазы, кг/м³; n — масса жидкой фазы в суспензии на единицу массы твердой фазы ($T : Ж = 1 : n$).

По формуле (3.26) можно вычислить и плотность влажного осадка, рассматривая его как концентрированную суспензию.

20. Расчет рукавных фильтров для газов сводится к определению требуемой поверхности F (в м²) фильтра по формуле:

$$F = V/V_{уд} \quad (3.27)$$

где V — объемный расход запыленного газа; $V_{уд}$ — удельный объемный расход запыленного газа в расчете на 1 м² поверхности ткани.

Величину $V_{уд}$ принимают обычно равной 0,2—1 м³/(м²·мин), а при улавливании крупной пыли до 2,5 м³/(м²·мин).

Центрифугирование

21. Центробежная сила C (в Н), развиваемая при центрифугировании, определяется по уравнению:

$$C = \frac{Mn^2}{R} = M\omega^2 R \approx 40Mn^2 R \approx 20Mn^2 D \quad (3.28)$$

где M — масса осадка и жидкости, находящихся в барабане центрифуги, кг; ω — угловая скорость, с⁻¹; $D = 2R$ — диаметр барабана, м; n — частота вращения центрифуги, с⁻¹.

Давление фильтрования (в Па) при центрифугировании: приближенно

$$\Delta p_{ц} = C/F \quad (3.29)$$

где C — центробежная сила, рассчитываемая по уравнению (3.28); $F = \pi DH$ — средняя поверхность фильтрования, м²; D — внутренний диаметр барабана центрифуги, м; H — высота барабана (в центрифугах периодического и полунепрерывного действия) или

длина зоны фильтрования (в центрифугах непрерывного действия), м; более точно

$$\Delta p_{\text{ц}} = 20\rho_{\text{с}} n^2 (R_2^2 - R_1^2) = 5\rho_{\text{с}} n^2 (D_2^2 - D_1^2) \quad (3.30)$$

где $\rho_{\text{с}}$ — плотность суспензии, кг/м³; $D_1 = 2R_1$ — диаметр внутреннего слоя жидкости, м; $D_2 = 2R_2$ — внутренний диаметр барабана, м; n — частота вращения центрифуги, с⁻¹.

22. Фактором разделения в центрифугах называется отношение ускорения центробежной силы к ускорению силы тяжести:

$$f = \frac{C}{P} = \frac{\omega^2 R}{g} \approx 20 \text{ Fr}_u \quad (3.31)$$

где R — радиус барабана, м; ω — угловая скорость, с⁻¹.

23. Скорость фильтрования при центрифугировании может быть выражена в форме общего гидравлического закона:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p_{\text{ц}}}{R_{\text{ц}}}$$

где $\Delta p_{\text{ц}}$ — перепад давлений при центрифугировании; $R_{\text{ц}} = R_{\text{ос}} + R_{\text{тк}}$ — общее сопротивление при центрифугировании, равное сумме сопротивлений осадка и фильтрующей перегородки.

Величины сопротивлений $R_{\text{ос}}$ и $R_{\text{тк}}$ могут быть рассчитаны по уравнениям фильтрования или определены экспериментальным путем.

24. Глубина воронки h (в м) жидкости, образуемой при вращении барабана центрифуги, рассчитывается ориентировочно по формуле:

$$h = 2n^2 R^2 \quad (3.32)$$

где n — частота вращения барабана, с⁻¹; R — радиус барабана, м.

По этой же формуле приближенно может быть рассчитана глубина воронки и в аппаратах с мешалкой.

25. Расход мощности в пусковой период для центрифуг периодического действия вычисляется по следующим формулам.

а) Мощность, расходуемая на преодоление инерции барабана и загрузки.

Работа T_1 (в Дж), затрачиваемая на преодоление инерции барабана в пусковой период:

$$T_1 = \frac{\omega_2^2 M_6}{2} \quad (3.33)$$

где ω_2 — установившаяся по достижении заданной частоты вращения окружная скорость вращения барабана (на внешней поверхности его с радиусом R_2), м/с; M_6 — масса барабана, кг.

* Фактор разделения представляет собой видоизмененный критерий Фруда (центробежный):

$$\text{Fr}_u = \frac{Dn^2}{g}$$

Работа T_2 (в Дж), затрачиваемая на преодоление инерции загрузки в пусковой период (объем загруженного материала принят равным половине полного объема барабана):

$$T_2 = \frac{0,75\omega_1^2\rho V}{4} \quad (3.34)$$

где ω_1 — окружная скорость вращения на внутреннем радиусе барабана R_1 , м/с; ρ — плотность загруженного материала, кг/м³; V — полный объем барабана центрифуги, равный $\pi R_1^2 H$, м³.

Мощность N_1 (в Вт), расходуемая на преодоление инерции барабана и загрузки во время пускового периода:

$$N_1 = \frac{T_1 + T_2}{\tau} \quad (3.35)$$

где τ — продолжительность пускового периода, с.

По практическим данным τ обычно составляет 1—3 мин.

б) Мощность N_2 (в Вт), расходуемая на трение вала в подшипниках:

$$N_2 = \lambda M \omega_n g \quad (3.36)$$

где λ — коэффициент трения, равный 0,07—0,1 *; M — масса всех вращающихся частей центрифуги вместе с загрузкой, кг; ω_n — окружная скорость вращения цапфы вала, м/с.

в) Мощность N_3 (в Вт), расходуемая на трение стенки барабана о воздух:

$$N_3 = 2,94 \cdot 10^{-3} \beta R_2^2 \omega_n^3 \rho_n \quad (3.37)$$

где ρ_n — плотность воздуха, кг/м³; β — коэффициент сопротивления, равный в среднем 2,3.

г) Полный расход мощности N_T (в Вт) для центрифуги периодического действия в пусковой период:

$$N_T = N_1 + N_2 + N_3 \quad (3.38)$$

С учетом к. п. д. передаточного устройства η_n расходуемая мощность:

$$N = N_T / \eta_n \quad (3.39)$$

Установочную мощность электродвигателей для центрифуг следует выбирать с запасом в 10—20%.

26. Расчет толщины стенки барабана центрифуги или проверка стенки на прочность могут быть сделаны по уравнению:

$$K_z = \frac{C_1 + C_2}{2f} \quad (3.40)$$

где K_z — допускаемое напряжение материала стенки барабана на разрыв, Па; f — площадь сечения стенки барабана, м² [так как

* Для обыкновенных подшипников с кольцевой смазкой. Для шарикоподшипников $\lambda = 0,03$.

действующее усилие воспринимается обеими частями сечения барабана, то общая площадь сечения равна $2f$ (рис. 3.6)]; C_1 — центробежная сила полукольца стенки барабана, Н; C_2 — центробежная сила полукольца загрузки, Н.

Величины C_1 и C_2 рассчитываются по уравнению (3.28). При этом расстояние R (в м) от центра тяжести вращающегося полукольца до оси вращения определяется по формуле:

$$R = \frac{4}{3\pi} \left(\frac{R_2^3 - R_1^3}{R_2^2 - R_1^2} \right) \quad (3.40a)$$

где R_1 и R_2 — внутренний и наружный радиусы полукольца, м.

27. а) Производительность V (объемный расход поступающей суспензии) отстойной центрифуги с ножевым съемом осадка типа АОГ (в м³/с) при ламинарном режиме осаждения определяется по видоизмененному уравнению (3.8):

$$V = F' \omega \eta \quad (3.41)$$

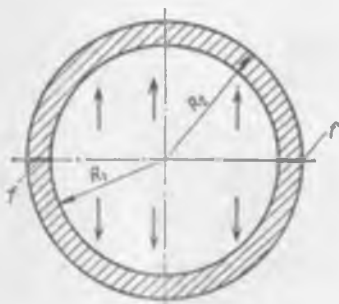


Рис. 3.6. Схема действующих сил в барабане центрифуги.

где $F' = 2\pi R_0 L$ — поверхность зеркала суспензии в барабане, м²; R_0 — внутренний радиус кольцевого слоя суспензии, м; L — длина барабана, м; $\omega = \omega_{oc} f$ — скорость осаждения частиц под действием центробежной силы, м/с; ω_{oc} — скорость осаждения частиц под действием силы тяжести, м/с; f — фактор разделения, определяемый по радиусу R_0 ; η — коэффициент, учиты-

вающий отношение действительной и теоретической производительности центрифуги, который при отсутствии опытных данных можно принимать равным 0,4—0,5; он зависит от скольжения жидкости относительно барабана, а также учитывает наличие вихрей, затрудняющих осаждение.

Формула (3.41) может быть приведена к удобному для расчетов виду (применение см. в примере 3.23):

$$V_q = 25,3 \eta L n^2 R_0^2 \omega_{oc} k \quad (3.42)$$

где k — отношение времени подачи суспензии (время собственно центрифугирования) к общему времени работы центрифуги.

б) Производительность V (в м³/ч) по суспензии центрифуги НОГШ (непрерывнодействующей отстойной горизонтальной со шнековой выгрузкой осадка) определяется по следующему уравнению:

$$V = 3,5 \frac{D_{cs}^3 L_{cs} (\rho - \rho_c) d^2 n^2}{\mu} \quad (3.42a)$$

где D_{cs} и L_{cs} — диаметр и длина «сливного цилиндра», м; ρ и ρ_c — плотность частиц и среды, кг/м³; d — крупность разделения (диаметр наименьших осаждаемых частиц), м; n — частота вращения

ротора, об/мин; μ — динамический коэффициент вязкости среды, Па·с.

28. Производительность V (в м³/с) трубчатой сверхцентрифуги (по питанию) определяется из следующего выражения:

$$V \leq \frac{\omega V_{ж}}{h} \quad (3.28)$$

где ω — скорость осаждения частиц в центробежном поле, рад/с; $V_{ж} = 0,785 (D^2 - D_0^2) L$ — объем жидкости в барабане, м³; h — высота бина потока в барабане, м; L — длина рабочей части барабана, м; D — внутренний диаметр барабана, м; D_0 — диаметр сливного рога, м.

Условием хорошей работы сверхцентрифуги (без уноса частиц) расчетного диаметра является наличие ламинарного режима движения потока в барабане ($Re \leq 350$). При больших значениях критерия Re необходимо увеличивать длину барабана.

Гидродинамика взвешенного слоя

29. Для неподвижного слоя твердых частиц порозность, т. е. относительная доля объема, не занятого твердой фазой:

$$\varepsilon_0 = \frac{V_{нас} - V}{V_{нас}} \quad (3.29)$$

В том случае, когда плотностью среды между частицами можно пренебречь по сравнению с плотностью самих частиц:

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_{нас}}{\rho} \quad (3.30)$$

Здесь V и $V_{нас}$ — объем, занимаемый частицами, и объем слоя, м³; ρ и $\rho_{нас}$ — плотность частиц и плотность слоя (так называемая насыпная), кг/м³.

Практически порозность неподвижного насыпанного (неупорядоченного) слоя шарообразных частиц одинакового диаметра колеблется в пределах 0,38—0,42; в расчетах принимается среднее значение 0,40.

Для взвешенного слоя твердых частиц порозность:

$$\varepsilon = \frac{V_{сл} - V}{V_{сл}} \quad (3.31)$$

где $V_{сл}$ — объем взвешенного слоя, м³.

30. Условием перехода неподвижного слоя твердых частиц во взвешенное состояние является равенство силы давления со стороны среды (проявляющейся в наличии перепада давления по высоте слоя) и веса слоя, приходящегося на единицу площади его поперечного сечения.

Основной гидродинамической характеристикой взвешенного слоя (при неизменном количестве материала в нем) является постоянство $\Delta p_{сл}$:

$$\Delta p_{сл} = G_{сл}/S = \text{const} \quad (3.32)$$

действующее усилие воспринимается обеими частями сечения барабана, то общая площадь сечения равна $2f$ (рис. 3.6)]; C_1 — центробежная сила полукольца стенки барабана, Н; C_2 — центробежная сила полукольца загрузки, Н.

Величины C_1 и C_2 рассчитываются по уравнению (3.28). При этом расстояние R (в м) от центра тяжести вращающегося полукольца до оси вращения определяется по формуле:

$$R = \frac{4}{3\pi} \left(\frac{R_2^3 - R_1^3}{R_2^2 - R_1^2} \right) \quad (3.40a)$$

где R_1 и R_2 — внутренний и наружный радиусы полукольца, м.

27. а) Производительность V (объемный расход поступающей суспензии) отстойной центрифуги с ножевым съемом осадка типа АОГ (в $\text{м}^3/\text{с}$) при ламинарном режиме осаждения определяется по видоизмененному уравнению (3.8):

$$V = F' \omega \eta \quad (3.41)$$

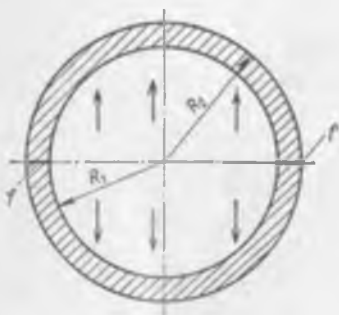


Рис. 3.6. Схема действующих сил в барабане центрифуги.

где $F' = 2\pi R_0 L$ — поверхность зеркала суспензии в барабане, м^2 ; R_0 — внутренний радиус кольцевого слоя суспензии, м; L — длина барабана, м; $\omega = \omega_{\text{ос}} f$ — скорость осаждения частиц под действием центробежной силы, м/с; $\omega_{\text{ос}}$ — скорость осаждения частиц под действием силы тяжести, м/с; f — фактор разделения, определяемый по радиусу R_0 ; η — коэффициент, учиты-

вающий отношение действительной и теоретической производительности центрифуги, который при отсутствии опытных данных можно принимать равным 0,4—0,5; он зависит от скольжения жидкости относительно барабана, а также учитывает наличие вихрей, затрудняющих осаждение.

Формула (3.41) может быть приведена к удобному для расчетов виду (применение см. в примере 3.23):

$$V_{\text{г}} = 25,3 \eta L n^2 R_0^2 \omega_{\text{ос}} k \quad (3.42)$$

где k — отношение времени подачи суспензии (время собственно центрифугирования) к общему времени работы центрифуги.

б) Производительность V (в $\text{м}^3/\text{ч}$) по суспензии центрифуги НОГШ (непрерывнодействующей отстойной горизонтальной со шнековой выгрузкой осадка) определяется по следующему уравнению:

$$V = 3,5 \frac{D_{\text{сш}}^2 L_{\text{сш}} (\rho - \rho_{\text{с}}) d^2 n^2}{\mu} \quad (3.42a)$$

где $D_{\text{сш}}$ и $L_{\text{сш}}$ — диаметр и длина «сливного цилиндра», м; ρ и $\rho_{\text{с}}$ — плотность частиц и среды, $\text{кг}/\text{м}^3$; d — крупность разделения (диаметр наименьших осаждаемых частиц), м; n — частота вращения

ротора, об/мин; μ — динамический коэффициент вязкости среды, Па·с.

28. Производительность V (в м³/с) трубчатой сверхцентрифуги (по питанию) определяется из следующего выражения:

$$V \leq \frac{\omega V_{\text{ж}}}{h} \quad (3.43)$$

где ω — скорость осаждения частиц в центробежном поле, м/с; $V_{\text{ж}} = 0,785 (D^2 - D_0^2) L$ — объем жидкости в барабане, м³; h — глубина потока в барабане, м; L — длина рабочей части барабана, м; D — внутренний диаметр барабана, м; D_0 — диаметр сливного порога, м.

Условием хорошей работы сверхцентрифуги (без уноса частиц) расчетного диаметра является наличие ламинарного режима движения потока в барабане ($Re \leq 350$). При больших значениях критерия Re необходимо увеличивать длину барабана.

Гидродинамика взвешенного слоя

29. Для неподвижного слоя твердых частиц порозность, т. е. относительная доля объема, не занятого твердой фазой:

$$\varepsilon_0 = \frac{V_{\text{нас}} - V}{V_{\text{нас}}} \quad (3.44)$$

В том случае, когда плотностью среды между частицами можно пренебречь по сравнению с плотностью самих частиц:

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_{\text{нас}}}{\rho} \quad (3.44a)$$

Здесь V и $V_{\text{нас}}$ — объем, занимаемый частицами, и объем слоя, м³; ρ и $\rho_{\text{нас}}$ — плотность частиц и плотность слоя (так называемая насыпная), кг/м³.

Практически порозность неподвижного насыпанного (неупорядоченного) слоя шарообразных частиц одинакового диаметра колеблется в пределах 0,38—0,42; в расчетах принимается среднее значение 0,40.

Для взвешенного слоя твердых частиц порозность:

$$\varepsilon = \frac{V_{\text{сл}} - V}{V_{\text{сл}}} \quad (3.45)$$

где $V_{\text{сл}}$ — объем взвешенного слоя, м³.

30. Условием перехода неподвижного слоя твердых частиц во взвешенное состояние является равенство силы давления со стороны среды (проявляющейся в наличии перепада давления по высоте слоя) и веса слоя, приходящегося на единицу площади его поперечного сечения.

Основной гидродинамической характеристикой взвешенного слоя (при неизменном количестве материала в нем) является постоянство $\Delta p_{\text{сл}}$:

$$\Delta p_{\text{сл}} = G_{\text{сл}}/S = \text{const} \quad (3.46)$$

где $G_{\text{сл}}$ — вес материала в слое, Н; S — площадь поперечного сечения, м^2 .

Перепад давления (в Па) для потока, проходящего через взвешенный слой твердых частиц, определяется по уравнению:

$$\Delta p_{\text{сл}} = (\rho - \rho_c) g (1 - \epsilon) h = (\rho - \rho_c) g (1 - \epsilon_0) h_0 \quad (3.47)$$

где h и h_0 — высота взвешенного и неподвижного слоев, м; ρ и ρ_c — плотность твердых частиц и среды, кг/м^3 .

Если средой является газ, то $\rho_c \ll \rho$ и приближенно:

$$\Delta p_{\text{сл}} = \rho g (1 - \epsilon) h = \rho g (1 - \epsilon_0) h_0 \quad (3.47a)$$

Перепад давления (в Па) в газораспределительной решетке можно определить по уравнению:

$$\Delta p_{\text{реш}} = \frac{0,503 w_{\text{ф}}^2 \rho_c (1 - \varphi^2)}{C^3} \quad (3.48)$$

Здесь φ — доля живого сечения решетки; эта величина часто принимается равной 0,01—0,05; $w_0 = w/\varphi$ — скорость потока в отверстиях решетки, м/с; w — скорость потока, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; C — коэффициент сопротивления решетки, зависящий от отношения

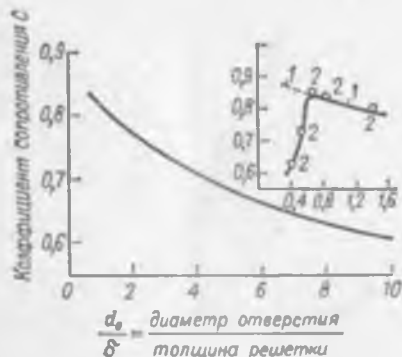


Рис. 3.7. Коэффициент сопротивления решетки:

1 — данные Г. Хьюмарка и Х.О'Коннела;
2 — данные Д. И. Орочко и др.

от отношения d_0/δ и определяемый по графику (рис. 3.7); d_0 — диаметр отверстия решетки, м; δ — толщина решетки, м.

31. Скорость потока, при которой сопротивление слоя становится равным весу слоя, приходящегося на единицу площади поперечного сечения, и при которой частицы неподвижного слоя переходят во взвешенное состояние, называется критической скоростью или скоростью псевдооживления. Критическая скорость для слоя сферических частиц одинакового диаметра определяется из уравнения [3.13]:

$$\text{Re}_{\text{кр}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22 \sqrt{\text{Ar}}} \quad (3.49)$$

Это уравнение выведено для средней порозности неподвижного слоя $\epsilon_0 = 0,4$ и дает погрешность $\pm 20\%$. В нем

$$\text{Re}_{\text{кр}} = \frac{w_{\text{кр}} d}{\nu_c}; \quad \text{Ar} = \frac{\text{Re}^2 (\rho - \rho_c)}{\text{Fr}_{\rho_c}} = \frac{d^3 (\rho - \rho_c) g}{\nu_c \rho_c} = \frac{d^3 \rho_c (\rho - \rho_c) g}{\mu^2}$$

где $w_{\text{кр}}$ — критическая скорость потока, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; d — диаметр частиц, м; ρ и ρ_c — плотности

частиц и среды, кг/м³; ν_c — кинематический коэффициент вязкости среды, м²/с; μ — динамический коэффициент вязкости среды, Па·с.

Для газа ($\rho_c \ll \rho$):

$$Ar = \frac{d^3 \rho g}{\nu_c \rho_c}$$

Для частиц неправильной формы критическую скорость потока можно определить с учетом фактора формы:

$$\Phi = 0,207 \frac{S}{V^{2/3}} \quad (3.50)$$

где V — объем частицы, м³; S — поверхность частицы, м².

При этом принимается, что эквивалентный диаметр d_e (в м) равен:

$$d_e = \Phi d_{ш}$$

где $d_{ш}$ — диаметр шара (в м), объем которого равен объему частицы ($d_{ш} = 1,24 \sqrt[3]{V}$).

Для полидисперсного слоя, состоящего из частиц разного диаметра:

$$d_s = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{d_i}} \quad (3.51)$$

где n — число фракций; d_i — средний ситовой размер i -й фракции (т. е. среднее между размерами проходного и непроходного сит); x_i — массовое содержание i -й фракции в долях единицы.

32. При увеличении скорости потока w происходит расширение (т. е. увеличение высоты и порозности) взвешенного слоя. Высота взвешенного слоя h (в м) связана с высотой неподвижного слоя h_0 соотношением:

$$h = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} h_0 \quad (3.52)$$

Порозность взвешенного слоя может быть подсчитана по формуле:

$$\varepsilon = \left(\frac{18 Re + 0,36 Re^2}{Ar} \right)^{0,21} \quad (3.53)$$

Отношение рабочей скорости газа, отнесенной к полному сечению аппарата, к критической скорости называют числом псевдоожигения:

$$K_w = w/w_{кр} \quad (3.54)$$

Действительная скорость потока в свободном (живом) сечении между частицами слоя определяется выражением:

$$w_d = w/\varepsilon \quad (3.55)$$

33. Скорость потока, при которой одиночная частица переходит во взвешенное состояние, называется скоростью витания. Она приблизительно соответствует началу разрушения монодисперсного взвешенного слоя. При этом $\epsilon = 1$. Скорость витания может быть определена по формуле:

$$Re_{\text{вит}} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \sqrt{Ar}} \quad (3.56)$$

где

$$Re_{\text{вит}} = \frac{w_{\text{вит}} d \rho_c}{\mu_c}$$

34. На рис. 3.8 представлен график зависимости $Ly = f(Ar, \epsilon)$ для взвешенного (кипящего) слоя от $\epsilon_0 = 0,4$ до $\epsilon = 1,0$. График позволяет определять скорость потока w , необходимую для достижения заданной порозности взвешенного слоя, состоящего из частиц известного диаметра d , или решать обратную задачу.

35. Среднее расходное время пребывания τ_0 (в с) частиц твердого материала в аппарате со взвешенным слоем (одиночным):

$$\tau_0 = M/L \quad (3.57)$$

где M — масса материала, находящегося в слое, кг; L — расход твердого материала, кг/с.

Ввиду интенсивного перемешивания материала во взвешенном слое время пребывания в слое отдельных частиц значительно отличается от среднего расходного времени пребывания твердого материала в слое τ_0 . Если известно среднее расходное время τ_0 и задано некоторое время τ (например, продолжительность какого-либо процесса, проводимого во взвешенном слое), то долю x частиц, имеющих время пребывания в слое, не меньшее чем τ , можно определить по уравнению:

$$x = e^{-\tau/\tau_0} \quad (3.58)$$

где $e = 2,718$.

Для получения более равномерного распределения частиц по времени пребывания применяют несколько последовательно расположенных взвешенных слоев. Доля x_n частиц материала, имеющих в многослойном аппарате время пребывания, не меньшее чем τ , для аппарата с n взвешенными слоями составит:

$$x_n = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_0} + \frac{1}{2!} \left(\frac{\tau}{\tau_0} \right)^2 + \dots + \frac{1}{(n-1)!} \left(\frac{\tau}{\tau_0} \right)^{n-1} \right] e^{-\tau/\tau_0} \quad (3.59)$$

Перемешивание в жидкой среде

36. Критерии гидродинамического подобия для процесса перемешивания определяются следующим образом.

Критерий Рейнольдса (центробежный):

$$Re_{\text{сб}} = \frac{\rho n d^2}{\mu} \quad (3.60)$$

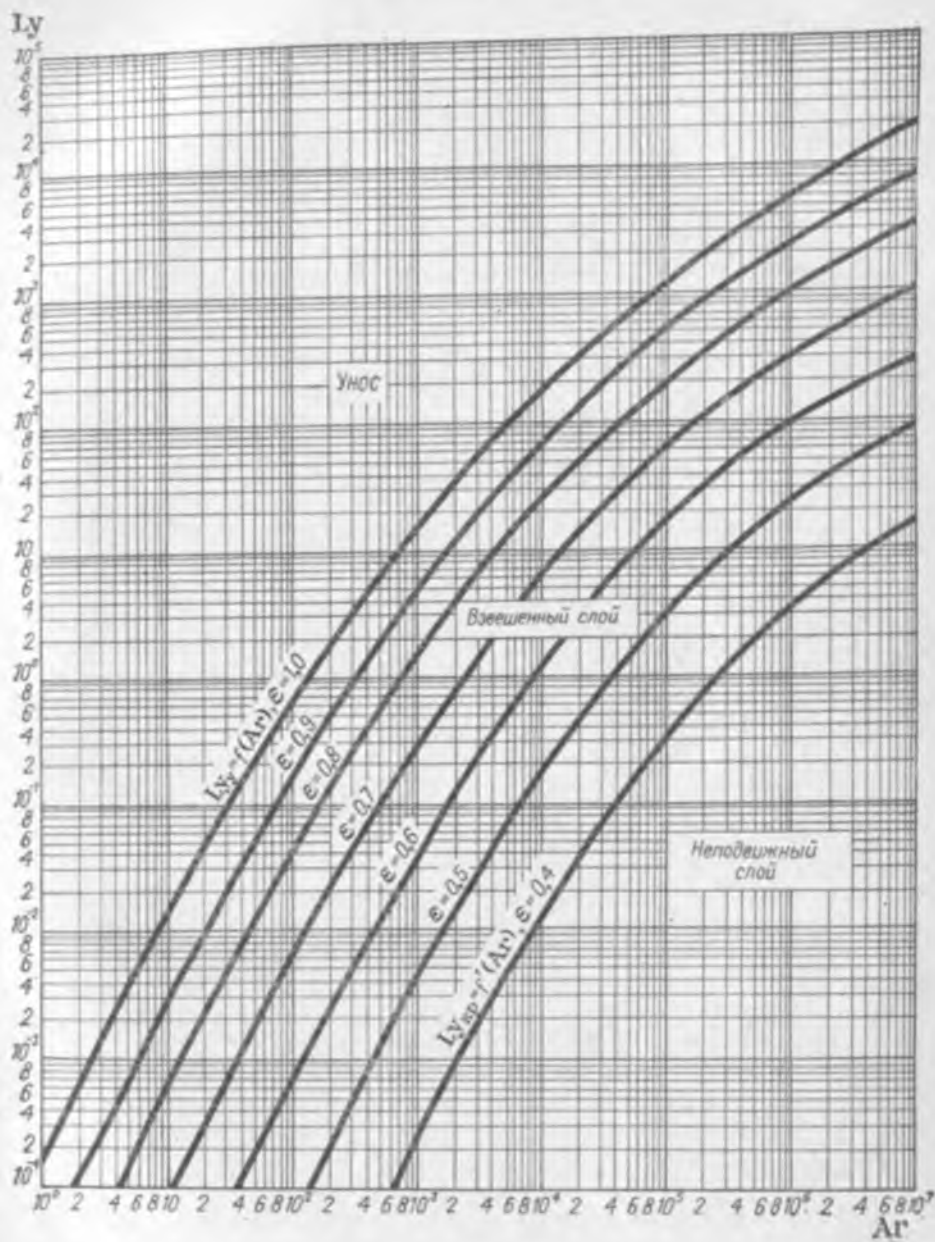


Рис. 3.8. Зависимость критерия Ly от критерия Ar и порозности ϵ слоя.

Критическое значение этого критерия:

$$Re_{ц.кр} \approx 50$$

Критерий мощности *:

$$K_N = \frac{N}{\rho n^3 d^5} \quad (3.61)$$

Критерий Фруда (центробежный):

$$Fr_n = \frac{n^2 d}{g} \quad (3.62)$$

В этих критериях: N — мощность, потребляемая мешалкой, Вт; ρ — плотность жидкости, кг/м^3 ; μ — динамический коэффициент вязкости жидкости, $\text{Па}\cdot\text{с}$; n — частота вращения мешалки, с^{-1} ; d — диаметр мешалки, м; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ — ускорение свободного падения.

37. Критериальное уравнение для расчета мощности, потребляемой мешалкой, в общем виде:

$$K_N = f(Re_{ц}, Fr_n, \Gamma_D, \Gamma_b, \Gamma_{H_0}, \dots)$$

Обычно влиянием силы тяжести пренебрегают. Тогда

$$K_N = \psi(Re_{ц}, \Gamma_D, \Gamma_b, \Gamma_{H_0}, \dots)$$

где $\Gamma = D/d$; $\Gamma_b = b/d$; $\Gamma_{H_0} = H_0/d$, ... — симплексы геометрического подобия, характеризующие конструкцию мешалки, влияние высоты слоя жидкости и другие геометрические факторы; d — диаметр мешалки, м; D — диаметр сосуда, м; b — ширина лопасти мешалки, м; H_0 — высота слоя жидкости, м.

Для геометрически подобных аппаратов с мешалками обобщенное критериальное уравнение принимает вид:

$$K_N = \frac{c}{Re_{ц}^m} \quad (3.63)$$

где c и m — постоянные величины (для данной конструкции мешалки и для определенного режима перемешивания).

Данные расхода энергии на перемешивание приведены в литературе [3.19]. Значения постоянных величин c и m в общем уравнении (3.63) для различных мешалок приведены в табл. XXI; на рис. VII дана зависимость $K_N = f(Re_{ц})$ для тех же мешалок.

ПРИМЕРЫ

Осаждение

Пример 3.1. Найти верхний предел (т. е. наибольший диаметр частиц) применимости формулы Стокса к частицам кварца плотностью 2650 кг/м^3 , осаждающимся в воде при 20°C .

* В литературе иногда называется центробежным критерием Эйлера и обозначается $Eu_{ц}$.

Решение. Формула Стокса строго применима при $Ag < 3,6$. Поэтому наибольшая частица кварца, осаждение которой может быть рассчитано по формуле Стокса, должна иметь диаметр:

$$d = \sqrt[3]{\frac{3,6 \cdot 1^2 \cdot 10^{-9}}{(2650 - 1000) 1000 \cdot 9,81}} = 60 \cdot 10^{-6} \text{ м} = 60 \text{ мкм}$$

Пример 3.2. Найти скорость осаждения в воде частиц кварцевого песка шарообразной формы диаметром 0,9 мм, если плотность песка 2650 кг/м³, а температура воды 20 °С.

Решение. Определяем критерий Ag :

$$Ag = \frac{d^3 (\rho - \rho_c) \rho_c g}{\mu_c^2} = \frac{0,9^3 \cdot 10^{-9} (2650 - 1000) 1000 \cdot 9,81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 1,18 \cdot 10^4$$

где для воды $\mu_c = 1 \text{ сП} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. VI).

По найденному значению $Ag = 1,18 \cdot 10^4$ из рис. 3.1 находим $Re = 140$.

Скорость осаждения частиц кварцевого песка шарообразной формы диаметром 0,9 мм определяем из выражения:

$$w_{oc} = \frac{Re \mu_c}{d \rho_c} = \frac{140 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{0,0009 \cdot 1000} = 0,15 \text{ м/с}$$

Пример 3.3. Определить размер наибольших шарообразных частиц мела, которые будут уноситься восходящим потоком воды, идущим со скоростью 0,5 м/с. Температура воды 10 °С, плотность мела 2710 кг/м³.

Решение. Определяем критерий Ly по формуле (3.4):

$$Ly = \frac{w_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g} = \frac{0,5^3 \cdot 1000^2 \cdot 10^3}{1,3 (2710 - 1000) 9,81} = 5,72 \cdot 10^3$$

где для воды при 10 °С $\mu_c = 1,3 \text{ сП} = 1,3 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

По найденному значению $Ly = 5,72 \cdot 10^3$ из рис. 3.1 находим $Re = 1750$; затем по формуле (3.5) определяем максимальный диаметр частиц мела, которые будут уноситься водой:

$$d = \frac{Re \mu_c}{w_{oc} \rho_c} = \frac{1750 \cdot 1,3 \cdot 10^{-3}}{0,5 \cdot 1000} = 4,55 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 4,55 \text{ мм}$$

Пример 3.4. Найти скорость осаждения в воде при 20 °С частицы свинцового блеска угловатой формы с $d_s = 1 \text{ мм}$. Плотность свинцового блеска 7560 кг/м³.

Решение. Скорость осаждения частиц неправильной формы найдем из критерия Ly , предварительно определив значение критерия Ag :

$$Ag = \frac{d_s^3 (\rho - \rho_c) \rho_c g}{\mu_c^2} = \frac{1^3 \cdot 10^{-9} (7560 - 1000) 10^3 \cdot 9,81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 6,44 \cdot 10^4$$

где $\mu_c = 1 \text{ сП} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. VI).

По графику (рис. 3.1) находим для частиц угловатой формы $Ly = 3,1 \cdot 10^2$.

Скорость осаждения по формуле (3.5а):

$$w_{oc} = \sqrt[3]{\frac{Ly \mu_c (\rho - \rho_c) g}{\rho_c^2}} =$$

$$= \sqrt[3]{\frac{3,1 \cdot 10^2 \cdot 1 \cdot 10^{-3} (7560 - 1000) 9,81}{1000^2}} = 0,271 \text{ м/с}$$

Пример 3.5. Определить размеры продолговатых частиц угля ($\rho_1 = 1400 \text{ кг/м}^3$) и плоских частиц сланца ($\rho_2 = 2200 \text{ кг/м}^3$), оседающих с одинаковой скоростью $w_{oc} = 0,1 \text{ м/с}$ в воде при 20°C .

Решение. Размеры частиц d_s следует рассчитать по формуле (3.7)

$$d_s = \sqrt[3]{\frac{Ag \mu_c^2}{(\rho - \rho_c) \rho_c g}}$$

предварительно определив значение критерия Ag по критерию Ly из графика (рис. 3.1) для частиц соответствующей формы.

Для частиц продолговатой формы:

$$Ly_1 = \frac{w_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho_1 - \rho_c) g} = \frac{10^{-3} \cdot 10^6}{1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,4 \cdot 10^3 \cdot 9,81} = 255$$

где $\mu_c = 1 \text{ сП} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. VI); $\rho_c = 1000 \text{ кг/м}^3$.

Для частиц пластинчатой формы:

$$Ly_2 = \frac{w_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho_2 - \rho_c) g} = \frac{10^{-3} \cdot 10^6}{1 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2 \cdot 10^3 \cdot 9,81} = 85$$

Значению $Ly_1 = 255$ соответствует $Ag_1 = 9 \cdot 10^4$ для продолговатых частиц. Значению $Ly_2 = 85$ соответствует $Ag_2 = 7 \cdot 10^4$ для частиц пластинчатой формы.

Эквивалентный диаметр частиц угля:

$$d_{s1} = \sqrt[3]{\frac{Ag_1 \mu_c^2}{(\rho_1 - \rho_c) \rho_c g}} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^4 \cdot 1^2 \cdot 10^{-6}}{9,81 \cdot 0,4 \cdot 10^3 \cdot 10^3}} = 2,82 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 2,82 \text{ мм}$$

Эквивалентный диаметр частиц сланца:

$$d_{s2} = \sqrt[3]{\frac{Ag_2 \mu_c^2}{(\rho_2 - \rho_c) \rho_c g}} = \sqrt[3]{\frac{7 \cdot 10^4 \cdot 1^2 \cdot 10^{-6}}{9,81 \cdot 1,2 \cdot 10^3 \cdot 10^3}} = 1,81 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 1,81 \text{ мм}$$

Пример 3.6. Какую высоту надо дать слою газа между полками пылевой камеры (рис. 3.9), чтобы осели частицы колчеданной пыли диаметром 8 мкм при расходе печного газа $0,6 \text{ м}^3/\text{с}$ (при нормальных условиях)? Длина камеры $4,1 \text{ м}$, ширина $2,8 \text{ м}$, общая высота $4,2 \text{ м}$. Средняя температура газа в камере 427°C . Вязкость газа при этой температуре $0,034 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$, плотность пыли 4000 кг/м^3 , плотность газа $0,5 \text{ кг/м}^3$.

Решение. Определяем расход газа при заданных условиях:

$$V = \frac{0,6 (273 + 427)}{273} = 1,54 \text{ м}^3/\text{с}$$

Линейная скорость газа (пренебрегая толщиной полок):

$$w = \frac{1,54}{2,8 \cdot 4,2} = 0,131 \text{ м/с}$$

Время пребывания газа в камере:

$$\tau = \frac{L}{w} = \frac{4,1}{0,131} = 31,3 \text{ с}$$

Теоретическая скорость осаждения шарообразных частиц (величиной ρ_c пренебрегаем) по формуле (3.1):

$$w_{oc} = \frac{1}{18} \frac{(8 \cdot 10^{-6})^2 4000 \cdot 9,81}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 0,0041 \text{ м/с}$$

Действительную скорость осаждения принимаем равной $0,5 \cdot 0,0041 = 0,002 \text{ м/с}$.

Находим расстояние между полками:

$$h = w'_{oc} \tau = 0,002 \cdot 31,3 \approx 0,06 \text{ м} = 60 \text{ мм}$$

Проверяем правильность применения формулы (3.1):

$$Re = \frac{w_{oc} d \rho_c}{\mu_c} = \frac{8 \cdot 10^{-6} + 0,0041 \cdot 0,5}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 0,00048$$

Так как $Re = 0,00048 < 0,2$, то применение формулы Стокса допустимо.

Пример 3.7. Определить размер наименьших частиц, осаждающихся в газоходе квадратного сечения длиной 16 м и высотой 2 м при линейной скорости газа 0,5 м/с. Вязкость газа $0,03 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$, плотность газа $0,8 \text{ кг/м}^3$, плотность частиц 4000 кг/м^3 .

Решение. Газ проходит канал в течение

$$\tau = 16/0,5 = 32 \text{ с}$$

За это время успеют полностью осесть только те частицы, действительная скорость осаждения которых не меньше, чем

$$w_{oc} = 2/32 = 0,062 \text{ м/с}$$

Определим диаметр шарообразных частиц, теоретическая скорость осаждения которых вдвое больше, т. е. равна 0,124 м/с.

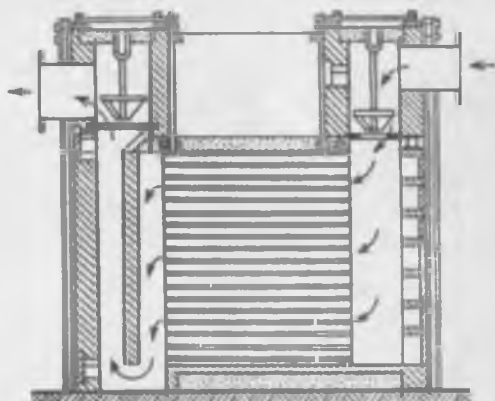


Рис. 3.9 (к примеру 3.6).

Вычислим значение критерия Ly по формуле (3.4а):

$$Ly = \frac{w_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c \rho g} = \frac{0,124^3 \cdot 0,8^2}{0,03 \cdot 10^{-3} \cdot 4000 \cdot 9,81} = 1,035 \cdot 10^{-3}$$

По графику (рис. 3.1) находим значение $Re = 0,14$, откуда

$$d = \frac{Re \mu_c}{w_{oc} \rho_c} = \frac{0,14 \cdot 3 \cdot 10^{-2} \cdot 10^{-3}}{0,124 \cdot 0,8} = 4,24 \cdot 10^{-5} \text{ м} = 42,4 \text{ мкм}$$

Пример 3.8. Определить диаметр отстойника (см. рис. 3.2) для непрерывного осаждения отмученного мела в воде. Производительность отстойника 80 т/ч начальной суспензии, содержащей 8% (масс.) CaCO_3 . Диаметр наименьших частиц, подлежащих осаждению, 35 мкм. Температура суспензии 15°C. Влажность шлама 70%. Плотность мела 2710 кг/м³.

Решение. Чтобы определить диаметр отстойника, надо вычислить необходимую площадь осаждения по формуле (3.9), для чего предварительно находят скорость осаждения:

$$w_{oc} = \frac{d^2 (\rho - \rho_c) g}{18 \mu_c} = \frac{3,5^2 \cdot 10^{-10} (2710 - 1000) 9,81}{18 \cdot 1,14 \cdot 10^{-3}} = 0,001 \text{ м/с}$$

где $\mu_c = 1,14 \text{ сП} = 1,14 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. VI).

Проверим значение критерия Re :

$$Re = \frac{w_{oc} d \rho_c}{\mu_c} = \frac{1 \cdot 10^{-3} \cdot 3,5 \cdot 10^{-5} \cdot 10^3}{1,14 \cdot 10^{-3}} = 0,0307 < 0,2$$

Действительная скорость осаждения:

$$w'_{oc} = 0,5 \cdot 0,001 = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$$

Площадь отстойника:

$$F_{oc} = \frac{G_n \left(1 - \frac{c_n}{c_k}\right)}{3600 \rho_c w'_{oc}} = \frac{80 \cdot 10^3 \left(1 - \frac{8}{30}\right)}{3600 \cdot 10^3 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3}} = 32,5 \text{ м}^2$$

Диаметр отстойника:

$$D = \sqrt{32,5/0,785} = 6,4 \text{ м}$$

Пример 3.9. Определить высоту отстойника (см. рис. 3.2), если известно, что для уплотнения суспензии в зоне сгущения необходимо 16 ч. Относительная плотность твердой фазы 2,6. Среднее разбавление в зоне сгущения $T:Ж = 1:1,5$. Диаметр отстойника 10 м. Суточная производительность отстойника 24,2 т твердой фазы. Жидкая фаза — вода.

Решение. Находим относительную плотность суспензии в зоне сгущения по формуле (3.26), разделив ее на ρ :

$$\Delta_c = \frac{\Delta_{TB} (n + 1)}{\Delta_{TB} n + 1} = \frac{2,6 (1,5 + 1)}{2,6 \cdot 1,5 + 1} = 1,32$$

где $n = Ж : T = 1,5$.

Массовая концентрация суспензии в зоне сгущения:

$$x = \frac{1}{1 + 1,5} = 0,4 \frac{\text{кг твердой фазы}}{\text{кг суспензии}}$$

Таким образом, 1 м³ сгущенной суспензии содержит твердой фазы:

$$T = 1320 \cdot 0,4 = 530 \text{ кг}$$

По условию задачи, в течение суток на 1 м² осаждается твердой фазы:

$$\frac{24,2}{0,785 \cdot 10^2} = 0,308 \text{ т/(м}^2 \cdot \text{сутки)}$$

Следовательно, в зоне сгущения за 16 ч пройдет $0,308 \frac{16}{24} = 0,205$ т твердой фазы на 1 м² площади осаждения.

Выше было найдено, что суспензия в зоне сгущения содержит 0,530 т твердой фазы на 1 м³; поэтому высота этой зоны:

$$h_2 = 0,205/0,530 = 0,387 \text{ м}$$

Высота зоны питания принимается 0,45—0,75 м. Для разбавления суспензии (Т : Ж = 1 : 10) можно принять ее равной $h_1 = 0,6$ м.

Высота зоны отстойника, в которой вращаются гребки, зависит от наклона лопастей к дну отстойника. Примем ее равной 0,146 м на 1 м радиуса отстойника. Следовательно

$$h_3 = 0,146 \cdot 5 = 0,73 \text{ м}$$

Таким образом, общая высота отстойника:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 = 0,6 + 0,387 + 0,73 = 1,717 \text{ м} \approx 1,72 \text{ м}$$

Пример 3.10. Рассчитать циклон для выделения частиц сухого материала из воздуха, выходящего из распылительной сушилки, по следующим данным: наименьший размер частиц 80 мкм, расход воздуха 2000 кг/ч, температура 100 °С.

Решение. Для улавливания частиц материала размером 80 мкм выбираем циклон типа ЦН-15.

Принимая $\Delta p/\rho_r = 740$, диаметр циклона найдем по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \omega_u}}$$

предварительно определив условную скорость газа в цилиндрической части циклона ω_u из уравнения:

$$\frac{\Delta p}{\rho_r} = \xi_0 \cdot \frac{\omega_u^2}{2}$$

где $\xi_0 = 160$ (стр. 93)

$$\omega_u = \sqrt{\frac{740 \cdot 2}{160}} = 3,04 \text{ м/с}$$

Плотность воздуха:

$$\rho_r = 1,293 \frac{273}{373} = 0,95 \text{ кг/м}^3$$

$$D = \sqrt{\frac{2000}{0,95 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 3,04}} = 0,496 \text{ м}$$

Принимаем диаметр циклона равным 0,5 м.

Гидравлическое сопротивление циклона:

$$\Delta p_{\text{ц}} = \xi_0 \frac{\rho_r w_{\text{ц}}^2}{2} = 160 \frac{0,95 \cdot 3,04^2}{2} = 703 \text{ Па, т. е. 72 мм вод. ст.}$$

Фильтрация

Пример 3.11. Вывести формулу (3.16), дающую зависимость между массой сухого осадка на 1 м³ фильтрата, плотностью фильтрата, концентрацией суспензии и влажностью осадка.

Решение. Уравнение материального баланса процесса фильтрации:

$$G_{\text{сусп}} = G_{\text{ф}} + G_{\text{вл. ос}}$$

где $G_{\text{сусп}}$, $G_{\text{ф}}$ и $G_{\text{вл. ос}}$ — масса суспензии, фильтрата и влажного осадка, соответственно.

Разделим это уравнение на $G_{\text{сух}}$ — массу сухого вещества, содержащегося в суспензии:

$$\frac{G_{\text{сусп}}}{G_{\text{сух}}} = \frac{G_{\text{ф}}}{G_{\text{сух}}} + \frac{G_{\text{вл. ос}}}{G_{\text{сух}}} \quad (3.64)$$

Массу фильтрата заменим произведением объема фильтрата на его плотность:

$$G_{\text{ф}} = V_{\text{ф}} \rho$$

Введем обозначения:

$$m = \frac{G_{\text{вл. ос}}}{G_{\text{сух}}} \frac{\text{кг влажного осадка}}{\text{кг сухого вещества}}$$

$$x = \frac{G_{\text{сух}}}{G_{\text{сусп}}} \frac{\text{кг сухого вещества}}{\text{кг суспензии}}$$

$$c = \frac{G_{\text{сух}}}{V_{\text{ф}}} \frac{\text{кг сухого вещества}}{\text{м}^3 \text{ фильтрата}}$$

Тогда уравнение (3.64) можно переписать так:

$$\frac{1}{x} = \frac{\rho}{c} + m$$

откуда

$$c = \frac{\rho x}{1 - mx}$$

Пример 3.12. Определить продолжительность фильтрации 10 дм³ жидкости через 1 м² фильтра, если при предварительном

испытании фильтра с 1 м² было собрано фильтрата: 1 дм³ через 2,25 мин и 3 дм³ через 14,5 мин после начала фильтрования.

Решение. По опытным данным находим экспериментальные константы K и C в уравнении фильтрования:

$$V^2 + 2VC = K\tau$$

Для этого составляем два уравнения с двумя неизвестными:

$$1^2 + 2 \cdot 1 \cdot C = K \cdot 2,25$$

$$3^2 + 2 \cdot 3 \cdot C = K \cdot 14,5$$

откуда $K = 0,77 \text{ дм}^6/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$ и $C = 0,37 \text{ дм}^3/\text{м}^2$.

Для определения искомой продолжительности фильтрования полученные значения констант и заданный объем фильтрата подставляем в уравнение фильтрования:

$$10^2 + 2 \cdot 10 \cdot 0,37 = 0,77 \tau$$

откуда $\tau = 140 \text{ мин}$ или 2 ч 20 мин.

Пример 3.13. В условиях предыдущего примера определить длительность промывки осадка, если количество промывной воды составляет 2,4 дм³/м² и промывка идет по линии основного фильтрата.

Решение. Пренебрегая различием в динамических коэффициентах вязкости фильтрата и промывной воды, будем считать, что скорость промывки равна скорости фильтрования в конечный момент.

Скорость фильтрования в конечный момент определим по уравнению (3.14) с использованием данных предыдущего примера:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V+C)} = \frac{0,77}{2(10+0,37)} = 0,037 \text{ дм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$$

Продолжительность промывки:

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{V_{\text{пр}}}{(dV/d\tau)_{\text{пр}}} = \frac{2,4}{0,037} = 65 \text{ мин}$$

Пример 3.14. Во время опытного фильтрования водной суспензии с содержанием 13,9% карбоната кальция при 20 °С на лабораторном фильтрпрессе с $F = 0,1 \text{ м}^2$ и толщиной осадка 50 мм были получены данные, приведенные в табл. 3.2.

Таблица 3.2

При избыточном давлении		Собрано фильтрата, дм ³	Время от начала опыта, с
Па	кгс/см ²		
3,43 · 10 ⁴	0,35	2,92	146
		7,80	888
10,3 · 10 ⁴	1,05	2,45	50
		9,80	660

Определить константы фильтрования: K (в $\text{м}^2/\text{ч}$) и C (в $\text{м}^3/\text{м}^2$).
Решение. Численные значения констант фильтрования найдем из уравнения (3.13):

$$V^2 + 2VC = K\tau$$

При избыточном давлении $3,43 \cdot 10^4$ Па ($0,35$ кгс/см²) результаты опытов дают:

$$V_1 = \frac{2,92}{1000 \cdot 0,1} = 2,92 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2; \quad \tau_1 = \frac{146}{3600} = 0,0405 \text{ ч}$$

$$V_2 = \frac{7,8}{1000 \cdot 0,1} = 7,8 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2; \quad \tau_2 = \frac{888}{3600} = 0,246 \text{ ч}$$

Подставляем пересчитанные величины в уравнение (3.13) и решаем систему уравнений:

$$(2,92 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 2,92 \cdot 10^{-2} C = K \cdot 0,0405$$

$$(7,8 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 7,8 \cdot 10^{-2} C = K \cdot 0,246$$

откуда $K = 278 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}$; $C = 4,7 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$.

Аналогичным образом вычисляем константы K и C для избыточного давления $10,3 \cdot 10^4$ Па ($1,05$ кгс/см²). Получаем следующие значения констант фильтрования: $K = 560 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}$; $C = 3,78 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$.

Пример 3.15. В условиях предыдущего примера рассчитать удельное сопротивление осадка карбоната кальция. Дополнительно известно, что влажность осадка при $p_1 = 3,43 \cdot 10^4$ Па ($0,35$ кгс/см²) равнялась 37%, а при $p_2 = 10,3 \cdot 10^4$ Па ($1,05$ кгс/см²) — 32% от массы влажного осадка.

Решение. Удельное сопротивление осадка рассчитываем по формуле (3.18).

Давление фильтрования $\Delta p = p_1 = 3,43 \cdot 10^4$ Па.

Плотность фильтрата $\rho = 1000$ кг/м³.

Динамический коэффициент вязкости фильтрата при 20 °C:

$$\mu = \frac{1}{3600} 10^{-3} = 27,8 \cdot 10^{-8} \text{ кг}/(\text{м} \cdot \text{ч})$$

Константа фильтрования (при давлении $p_1 = 3,43 \cdot 10^4$ Па) $K = 278 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}$.

Массовая доля твердой фазы в суспензии $x = 0,139$.

Массовое отношение влажного осадка к сухому $m = \frac{1}{1 - 0,37} = 1,59$.

Количество фильтрата на 1 кг суспензии $1 - mx = 1 - 1,59 \times 0,139 = 0,779$.

Найденные величины подставляем в формулу (3.18):

$$r = \frac{2 \Delta p (1 - mx)}{K_{\text{пр}} x} = \frac{2 \cdot 3,43 \cdot 10^4 \cdot 0,779}{278 \cdot 10^{-4} \cdot 27,8 \cdot 10^{-8} \cdot 1000 \cdot 0,139} = 5 \cdot 10^{10} \frac{\text{м}}{\text{кг сухого осадка}}$$

При давлении фильтрования $10,3 \cdot 10^4$ Па, т. е. $1,05$ кгс/см², имеем:

$$K = 560 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}; \quad m = \frac{1}{1 - 0,32} = 1,47$$

$$1 - mx = 1 - 1,47 \cdot 0,139 = 0,795$$

Остальные величины имеют те же значения, что и при $p_1 = 3,43 \cdot 10^4$ Па, т. е. $0,35$ кгс/см².

Новое удельное сопротивление осадка можно найти путем подстановки численных значений этих величин в формулу (3.18) или из соотношения:

$$\frac{r_2}{r_1} = \frac{\Delta p_2 K_1 (1 - mx)_2}{\Delta p_1 K_2 (1 - mx)_1} = \frac{10,3 \cdot 10^4 \cdot 278 \cdot 10^{-4} \cdot 0,795}{3,43 \cdot 10^4 \cdot 560 \cdot 10^{-4} \cdot 0,779} = 1,52$$

откуда

$$r_2 = 5 \cdot 10^{10} \cdot 1,52 = 7,6 \cdot 10^{10} \text{ м/кг сухого осадка}$$

Следовательно, при увеличении давления фильтрования в 3 раза удельное сопротивление осадка карбоната кальция увеличилось лишь на 52%.

Пример 3.16. Чему равно удельное сопротивление ткани при фильтровании суспензии карбоната кальция в условиях примеров 3.14 и 3.15?

Решение. Удельное сопротивление ткани (в м/м²) вычисляем по формуле (3.21):

$$r_{\text{тк}} = \frac{C r p x}{1 - mx}$$

При $p_1 = 3,43 \cdot 10^4$ Па, т. е. $0,35$ кгс/см²:

$$r_{\text{тк}} = \frac{4,7 \cdot 10^{-3} \cdot 5 \cdot 10^{10} \cdot 1000 \cdot 0,139}{0,779} = 4,2 \cdot 10^{10} \text{ м/м}^2$$

При $p_2 = 10,3 \cdot 10^4$ Па, т. е. $1,05$ кгс/см²:

$$r_{\text{тк}} = \frac{3,78 \cdot 10^{-3} \cdot 7,6 \cdot 10^{10} \cdot 1000 \cdot 0,139}{0,795} = 5 \cdot 10^{10} \text{ м/м}^2$$

При изменении давления в 3 раза удельное сопротивление ткани изменилось лишь на 19%.

Пример 3.17. Необходимо отфильтровать суспензию на рамном фильтрпрессе и за 3 ч получить 6 м³ фильтрата. Опытное фильтрование этой суспензии на лабораторном фильтрпрессе при том же давлении и той же толщине слоя осадка показало, что константы фильтрования, отнесенные к 1 м² площади фильтра, имеют следующие значения: $K = 20,7 \cdot 10^{-4}$ м²/ч и $C = 1,45 \cdot 10^{-3}$ м³/м². Определить требуемые размеры фильтрпресса.

Решение. Находим по уравнению фильтрования (3.13) производительность 1 м² фильтрпресса:

$$V^2 + 2 \cdot 0,145 \cdot 10^{-2} V = 20,7 \cdot 10^{-4} \cdot 3$$

откуда

$$V = -0,145 \cdot 10^{-2} + \sqrt{(0,145 \cdot 10^{-2})^2 + 62,1 \cdot 10^{-4}} = \\ = -0,145 \cdot 10^{-2} + 7,88 \cdot 10^{-2} = 7,73 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2$$

за цикл фильтрования, т. е. за 3 ч.

Следовательно, для заданной производительности необходима поверхность фильтрования:

$$F = 6/0,0773 = 77,5 \text{ м}^2$$

По каталогу выбираем ближайший больший фильтрпресс с $F = 83 \text{ м}^2$, имеющий 42 рамы размером $1000 \times 1000 \text{ мм}$.

Примечание. Поверхность фильтрования можно определить также непосредственно из уравнения (3.13), составленного для

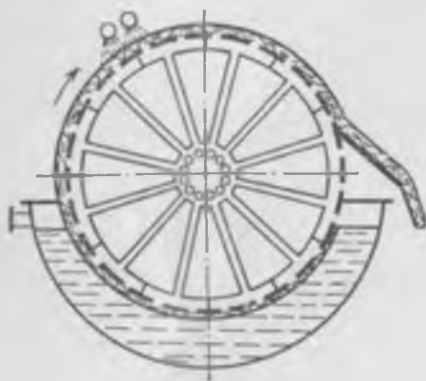


Рис. 3.10 (к примеру 3.18).

всего фильтра с поверхностью F и производительностью $V_F \text{ м}^3$ фильтрата за цикл фильтрования:

$$V_F^2 + 2V_F FC = KF^2\tau \\ 6^2 + 2 \cdot 6 \cdot 1,45 \cdot 10^{-3} F = \\ = 20,7 \cdot 10^{-4} \cdot 3F^2$$

откуда $F = 77,4 \text{ м}^2$.

Пример 3.18. На барабанный вакуум-фильтр непрерывного действия (рис. 3.10) подается $8,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ водной суспензии, содержащей 17,6% твердой фазы. Желательная конечная влажность осадка 34%. Предполагаемый вакуум на заводе 600 мм рт. ст. Во время опытного фильтрования на лабораторной модели при вакууме 510 мм рт. ст. было установлено, что необходимая влажность осадка достигается за 32 с работы зоны фильтрования. При этом константы фильтрования, отнесенные к 1 м^2 , оказались равными: $K = 11,2 \text{ дм}^6/(\text{м}^4 \cdot \text{с})$ и $C = 6 \text{ дм}^3/\text{м}^2$. Плотность суспензии $1120 \text{ кг}/\text{м}^3$. Определить требуемую поверхность фильтра и частоту его вращения.

Решение. Пересчитаем константу фильтрования K для вакуума 600 мм рт. ст., принимая приближенно, что K пропорционально Δp^* :

$$K/K' = 600/510 = 1,17$$

откуда

$$K = 11,2 \cdot 1,17 = 13,1 \text{ дм}^6/(\text{м}^4 \cdot \text{с})$$

Определяем удельную производительность зоны фильтрования из уравнения (3.13), приняв время фильтрования $\tau = 32 \text{ с}$ (по

* На самом деле это не совсем так — см. пример 3.14.

заданию):

$$V^2 + 2VC = K\tau$$

$$V^2 + 2V \cdot 6 = 13,1 \cdot 32$$

$$V = -6 + \sqrt{36 + 420} = -6 + 21,4 = 15,4 \text{ дм}^3/\text{м}^2 \text{ за } 32 \text{ с}$$

Следовательно, удельная производительность зоны фильтрования в 1 с: $15,4/32 = 0,482 \text{ дм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Пересчитываем заданную производительность по суспензии на производительность по фильтрату.

При влажности осадка 34% массовое соотношение влажного и сухого осадка:

$$m = \frac{1}{1 - 0,34} = 1,52$$

Массовая доля твердой фазы в суспензии $x = 0,176$; расход суспензии $G_c = V_{ср}c = 8,5 \cdot 1120 = 9500 \text{ кг/ч}$; масса влажного осадка $G_{ос} = G_c x m = 9500 \cdot 0,176 \cdot 1,52 = 2540 \text{ кг/ч}$; масса фильтрата $G_f = G_c - G_{ос} = 9500 - 2540 = 6960 \text{ кг/ч}$. При плотности фильтрата $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$ объемный расход фильтрата составляет $6960 \text{ дм}^3/\text{ч}$.

Таким образом, заданная производительность по фильтрату:

$$6960/3600 = 1,93 \text{ дм}^3/\text{с}$$

Следовательно, необходимая поверхность в зоне фильтрования:

$$F_\phi = 1,93/0,482 = 4,0 \text{ м}^2$$

Так как обычно в барабанных вакуум-фильтрах поверхность зоны фильтрования составляет $\sim 35\%$ от общей поверхности, то общая поверхность фильтра:

$$F = 4,0/0,35 = 11,43 \text{ м}^2$$

По каталогу подбираем ближайший тип барабанного вакуум-фильтра с $F = 12 \text{ м}^2$. Диаметр фильтра $D = 2,1 \text{ м}$, длина фильтра $L = 1,8 \text{ м}$.

Частота вращения фильтра в 1 мин, необходимая для обеспечения заданного времени фильтрования $\tau = 32 \text{ с}$, определится из пропорции

$$32 - 0,35$$

$$60 - n$$

откуда

$$n = \frac{60 \cdot 0,35}{32} = 0,655 \text{ об/мин}$$

Пример 3.19. Сколько времени необходимо отмывать осадок на фильтрпрессе от NaCl , чтобы достигнуть концентрации 5 г/дм^3 , допустимой в промывной воде? Промывка ведется чистой водой. Интенсивность промывки $0,33 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Толщина слоя осадка

35 мм. Константа промывки $K = 520 \text{ см}^3/\text{дм}^3$. В начальный момент промывки концентрация NaCl в промывной воде 143 г/дм^3 .

Решение. Воспользуемся уравнением (3.23), подставив в него заданные величины в соответствующих единицах измерения: $\delta = 0,035 \text{ м}$; $w = 0,33 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $K = 520 \cdot 0,001 \text{ м}^3/\text{м}^3$. Тогда

$$\tau = \frac{2,3 \cdot 0,035}{520 \cdot 0,001 \cdot 0,33} (\lg 143 - \lg 5) = 0,683 \text{ ч} = 41 \text{ мин}$$

Пример 3.20. В условиях предыдущего примера рассчитать концентрацию NaCl в промывной воде через 50 мин после начала основного периода промывки.

Решение. Концентрацию соли в промывной воде найдем по формуле (3.22):

$$C_2 = 143e^{-\frac{520 \cdot 0,001 \cdot 0,33 \cdot 50}{0,035 \cdot 60}} = 143e^{-4,08}$$

Логарифмируя это выражение, получаем:

$$\lg C_2 = \lg 143 - \frac{4,08}{2,3} = 2,156 - 1,75 = 0,406$$

Следовательно, $C_2 = 2,53 \text{ г/дм}^3$.

Центрифугирование

Пример 3.21. Определить технологический тип и наметить конструкцию центрифуги для отделения поташа от маточного раствора, исходя из того, что концентрация твердого вещества в суспензии составляет 75%; для осадка (кристаллического) требуемая остаточная влажность 3%; промывка осуществляется водой, отбелка — паром; как маточный раствор, так и осадок имеют щелочную реакцию.

Процесс разделения следует механизировать, так как центрифуга должна обеспечить большую производительность.

Решение. Для разделения системы жидкость — твердое тело в случае грубых суспензий пригодны центрифуги технологического типа 1-а.

Согласно заданию, процесс должен быть механизирован. Этому заданию отвечают центрифуги полунепрерывного (класс Б) и непрерывного (класс В) действия. Учитывая необходимость промывки осадка водой и отбелки паром, останавливаемся на центрифугах полунепрерывного действия. Механизация процесса может быть обеспечена путем автоматизации управления. К классу Б относятся две конструктивные группы центрифуг: горизонтальные и вертикальные. Из числа центрифуг полунепрерывного действия получили наибольшее распространение горизонтальные центрифуги, поэтому останавливаем свой выбор на центрифуге горизонтального типа.

Пример 3.22. Центрифуга периодического действия имеет барабан с внутренним диаметром 1200 мм, высотой 550 мм, толщиной

стенок 10 мм и массой 120 кг. Число отверстий в стенке барабана по вертикали 12, диаметр отверстий 5 мм. На барабан надеты три стальных обруча сечением 15×30 мм² каждый. Материал барабана — сталь с временным сопротивлением на разрыв 4500 кгс/см². Масса загрузки 400 кг, толщина слоя 200 мм. Найти предельно допустимую частоту вращения центрифуги, если запас прочности не должен быть менее 5.

Решение. Для данной стали допускаемое напряжение на разрыв:

$$K_2 = \frac{4500 \cdot 9,81 \cdot 10^4}{5} = 8,83 \cdot 10^7 \text{ Па или } 900 \text{ кгс/см}^2$$

Площадь сечения стенки барабана и обручей за вычетом отверстий:

$$f = 55 \cdot 1 - 12 \cdot 1 \cdot 0,5 + 3 \cdot 3 \cdot 1,5 = 62,5 \text{ см}^2 = 6,25 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$$

Из формулы (3.40) следует, что максимально допустимая центробежная сила:

$$C_1 + C_2 = 8,83 \cdot 10^7 \cdot 2 \cdot 6,25 \cdot 10^{-3} = 1,1 \cdot 10^6 \text{ Н}$$

Расстояние от центра тяжести полукольца стенки барабана до оси вращения находим по формуле (3.40а)*:

$$R_0 = \frac{4}{3 \cdot 3,14} \left(\frac{0,61^3 - 0,6^3}{0,61^2 - 0,6^2} \right) = 0,387 \text{ м}$$

Центробежная сила, развиваемая половиной барабана, согласно уравнению (3.28):

$$C_1 = 0,011 \cdot 60 \cdot 0,387 n^2 = 0,253 n^2 \text{ Н}$$

Расстояние от центра тяжести полукольца загрузки до оси вращения:

$$R_2 = \frac{4}{3 \cdot 3,14} \left(\frac{0,6^3 - 0,4^3}{0,6^2 - 0,4^2} \right) = 0,32 \text{ м}$$

Центробежная сила, развиваемая полукольцом загрузки:

$$C_2 = 0,011 \cdot 200 \cdot 0,32 n^2 = 0,697 n^2 \text{ Н}$$

Общая центробежная сила:

$$C_1 + C_2 = 0,253 n^2 + 0,697 n^2 = 0,950 n^2 \text{ Н}$$

Выше было найдено, что центробежная сила не должна превышать $1,1 \cdot 10^6$ Н. Следовательно, максимально допустимая частота вращения центрифуги:

$$n = \sqrt{\frac{1,1 \cdot 10^6}{0,950}} = 1070 \text{ об/мин} = 17,8 \text{ об/с}$$

Пример 3.23. Определить часовую производительность (по питанию) автоматической осадительной центрифуги АОГ-800 при

* В данном случае на логарифмической линейке считать не следует.

работе ее на водной суспензии гидрата окиси магния. Плотность частиц $\rho = 2525 \text{ кг/м}^3$. Температура суспензии 30°C . Наименьший диаметр частиц 3 мкм . Характеристика центрифуги: диаметр барабана 800 мм ; длина барабана 400 мм ; диаметр борта 570 мм ; частота вращения 1200 об/мин . Цикл работы центрифуги составляет 20 мин ; из них 18 мин — подача суспензии, 2 мин — разгрузка осадка.

Решение. Производительность определяем по формуле (3.42):

$$V_q = 25,3 \eta L n^2 R_0^2 w_{oc} k$$

Скорость осаждения частиц находим по формуле Стокса:

$$w_{oc} = \frac{d^2 (\rho - \rho_c) g}{18 \mu_c} = \frac{3^2 (2525 - 1000) 9,81}{10^{12} \cdot 18 \cdot 0,8 \cdot 10^{-3}} = 0,935 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}$$

Динамический коэффициент вязкости воды при 30°C $\mu_c = 0,8 \times 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$.

Определяем скорость осаждения под действием центробежной силы:

$$w = w_{oc} \frac{R_0 n^2}{900} = 0,935 \cdot 10^{-5} \frac{0,285 \cdot 1200^2}{900} = 4,26 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$$

Проверяем режим осаждения:

$$Re = \frac{w d \rho_c}{\mu_c} = \frac{4,26 \cdot 10^{-3} \cdot 3 \cdot 10^{-6} \cdot 10^3}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 1,6 \cdot 10^{-2}$$

т. е. режим ламинарный.

Далее находим:

$$k = 18/20 = 0,9$$

Производительность центрифуги, принимая $\eta = 0,45$:

$$V_q = 25,3 \cdot 0,45 \cdot 0,4 \cdot 1200^2 \cdot 0,285^2 \cdot 0,935 \cdot 10^{-5} \cdot 0,9 = 4,46 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Пример 3.24. Определить, какую производительность может обеспечить трубчатая сверхцентрифуга СГО-150 с трехлопастной крыльчаткой, работающая на осветлении минерального масла. Плотность масла $\rho_c = 900 \text{ кг/м}^3$. Динамический коэффициент вязкости масла при температуре центрифугирования $3 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Плотность твердых частиц $\rho = 1400 \text{ кг/м}^3$. Диаметр частиц 1 мкм . Техническая характеристика центрифуги: внутренний диаметр барабана 150 мм , диаметр сливного порога 50 мм , длина барабана 750 мм , частота вращения $13\,000 \text{ об/мин}$.

Решение. Производительность определяем по формуле (3.43).

Так как частицы очень малы, то режим осаждения их будет, вероятно, ламинарным. Воспользуемся формулой Стокса с последующей проверкой режима осаждения:

$$w_{oc} = \frac{d^2 (\rho - \rho_c) g}{18 \mu_c} = \frac{1^2 (1400 - 900) 9,81}{10^{12} \cdot 18 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} = 9,06 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}$$

Скорость осаждения под действием центробежной силы:

$$w = \omega_{\text{ос}} f = 9,06 \cdot 10^{-8} \cdot 4700 = 4,26 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$$

Здесь

$$f = \frac{\pi^2 R_0}{900} = \frac{13^2 \cdot 10^3 \cdot 0,025}{900} = 4700$$

Проверяем режим осаждения:

$$\text{Re} = \frac{w d_{\text{pc}}}{\mu_{\text{с}}} = \frac{4,26 \cdot 1 \cdot 900}{10^4 \cdot 10^6 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} = \frac{1,42}{10^4}$$

Найдем полезный объем барабана центрифуги:

$$V_{\text{ж}} = FL = 0,785 (D^2 - D_0^2) L = 0,785 (0,15^2 - 0,05^2) 0,75 = 0,0118 \text{ м}^3$$

Глубина потока в барабане:

$$h = \frac{D - D_0}{2} = \frac{0,15 - 0,05}{2} = 0,05 \text{ м}$$

Тогда

$$V < \frac{w V_{\text{ж}}}{h} 3600 = \frac{4,26 \cdot 0,0118}{10^4 \cdot 0,05} 3600 = 0,368 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Проверяем режим потока в барабане центрифуги:

$$\text{Re}_{\text{пот}} = \frac{w_{\text{пот}} d_{\text{эп}}}{\mu}$$

$$w_{\text{пот}} = \frac{V}{F} = \frac{1,05}{10^4 \cdot 0,0157} = 0,0067 \text{ м/с}$$

$$V = \frac{0,368}{3600} = \frac{1,05}{10^4} \text{ м}^3/\text{с}$$

$$F = 0,785 (D^2 - D_0^2) = 0,785 (0,15^2 - 0,05^2) = 0,0157 \text{ м}^2$$

Для центрифуги с трехлопастной крыльчаткой:

$$d_{\text{э}} = 4 \frac{F}{\pi} = \frac{4\pi (D^2 - D_0^2)}{4(\pi D + 6h)} = \frac{\pi (D^2 - D_0^2)}{\pi D + 6h} =$$
$$= \frac{3,14 (0,15^2 - 0,05^2)}{3,14 \cdot 0,15 + 6 \cdot 0,05} = 0,0815 \text{ м}$$

$$\text{Re}_{\text{пот}} = \frac{0,0067 \cdot 0,0815 \cdot 900}{3 \cdot 10^{-3}} = 164 < 350$$

т. е. режим ламинарный.

Пример 3.25. Выбрать тип фильтрующего аппарата для геля кремневой кислоты и определить необходимое число аппаратов на основании следующих данных: 1) начальная концентрация твердой фазы в суспензии 4,7%, относительная плотность суспензии 1,1; 2) суточное задание 9 т влажного осадка; 3) осадок должен иметь наименьшую влажность, так как в дальнейшем идет

на сушку (в вакуум-сушилку); 4) осадок аморфный, плохо фильтрующийся.

Предварительные опыты фильтрования геля на отсосном фильтре (нутч-филт্রে) и на центрифуге дали результаты, приведенные в табл. 3.3.

Таблица 3.3

Характеристика	Отсосный фильтр	Центрифуга
Площадь фильтрования, м ²	1	0,3
Толщина слоя осадка, мм	60	30
Продолжительность:		
фильтрования	1 ч	45 мин
промывки щелочью и водой	2 ч	33 мин
общая	3 ч	1,3 ч
Профильтровано суспензии, дм ³	170	108
Остаточная влажность осадка, %	85	78
Вакуум, мм рт. ст.	400	—

Барaban центрифуги имел $D = 400$ мм, $H = 250$ мм, $n = 800$ об/мин.

Решение 1. Определение давления фильтрования.

Отсосный фильтр

$$\Delta p = 400/760 = 0,525 \text{ кгс/см}^2 = 5,15 \cdot 10^4 \text{ Па}$$

Центрифуга

При коэффициенте заполнения барабана центрифуги во время ее работы $\varphi = 0,5$ имеем объем суспензии (рабочий объем барабана):

$$V_c = 0,785 D^2 H \varphi = 0,785 \cdot 0,4^2 \cdot 0,25 \cdot 0,5 = 0,0157 \text{ м}^3$$

Давление фильтрования при центрифугировании определяем по формуле (3.29):

$$\Delta p = \frac{\pi^2 M R n^2}{900 F} = \frac{0,011 M R n^2}{F} = \frac{0,011 \cdot 0,0157 \cdot 1100 \cdot 0,2 \cdot 800^2}{0,3} = 8,1 \cdot 10^4 \text{ Па или } 0,83 \text{ кгс/см}^2$$

Следовательно, давление при центрифугировании было в полтора раза больше, чем при фильтровании на отсосном фильтре.

2. Определение удельной производительности.

Отсосный фильтр

Профильтровано 170 дм³ суспензии с начальной концентрацией 4,7%, т. е. собрано геля, считая на сухое вещество:

$$G = 0,170 \cdot 1100 \cdot 0,047 = 8,8 \text{ кг}$$

Продолжительность всей операции 3 ч (без учета времени на разгрузку), следовательно, удельная производительность:

$$\frac{G}{F\tau} = \frac{8,8}{3 \cdot 1} = 2,94 \text{ кг сухого геля}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Считая на влажный гель (при влажности 85%):

$$2,94/0,15 = 19,5 \text{ кг влажного геля}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Центрифуга

Профильтровано 108 дм³ суспензии, следовательно, получено осадка, считая на сухое вещество:

$$G = 0,108 \cdot 1100 \cdot 0,047 = 5,54 \text{ кг}$$

Соответственно, удельная производительность:

$$\frac{G}{F\tau} = \frac{5,54}{0,3 \cdot 1,3} = 14,3 \text{ кг сухого геля}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Считая на влажный гель (при влажности 78%):

$$14,3/0,22 = 65 \text{ кг влажного геля}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

3. Сопоставим, насколько больше надо удалить воды при сушке влажного геля после отсосного фильтра по сравнению с гелем, отжатым на центрифуге.

Влажность осадка на отсосном фильтре 85%, а на центрифуге 78%, следовательно, центрифуга удаляет воды больше, чем отсосный фильтр, на 2120 кг:

$$\frac{1000}{0,15} - \frac{1000}{0,22} = 2120 \frac{\text{кг воды}}{\text{кг сухого геля}}$$

Сопоставляя опытные и расчетные данные по фильтрованию геля, можно констатировать следующее.

Центрифуга, работая с давлением фильтрования в 0,83/0,525 = 1,6 раза большим и при толщине слоя осадка в 2 раза меньшей, чем в случае отсосного фильтра, дает производительность в 14,3/2,94 ≈ 5 раз большую, чем отсосный фильтр (считая на сухой гель; в пересчете на влажный осадок производительность центрифуги больше в 65/19,5 = 3,3 раза).

Центрифуга, по сравнению с отсосным фильтром, дает меньшую остаточную влажность и тем самым облегчает работу сушилки, освобождая ее от испарения 2,12 т воды (считая на 1 т сухого геля).

При суточной производительности 9 т геля с влажностью 78% и удельном расходе пара на сушку, равном 1,5 кг/кг испаренной влаги, экономия пара за сутки составит:

$$D_n = 9 \cdot 0,22 \cdot 2,12 \cdot 1,5 = 6,3 \text{ т}$$

Большая удельная производительность центрифуги, меньшая остаточная влажность осадка и, следовательно, существенная экономия пара при сушке геля заставляют в данном случае отдать

предпочтение центрифуге, несмотря на ее более высокую стоимость.

4. Определим ориентировочно число промышленных центрифуг, необходимых для выполнения суточного задания (9 т влажного геля).

При таком сравнительно большом задании целесообразно остановиться на центрифуге полунепрерывного действия с механической выгрузкой осадка и автоматическим управлением. По каталогу выбираем горизонтальную центрифугу со следующей характеристикой: $D = 1600$ мм, $H = 700$ мм, $n = 500$ об/мин, полезный объем 500 дм^3 .

Поверхность фильтрования этой центрифуги:

$$F = 3,14 \cdot 1,6 \cdot 0,7 = 3,5 \text{ м}^2$$

Развиваемое давление фильтрования по формуле (3.29):

$$\Delta p = \frac{0,011 \cdot 0,5 \cdot 1100 \cdot 0,8 \cdot 500^2}{3,5} = 31,6 \cdot 10^4 \text{ Па или } 3,5 \text{ кгс/см}^2$$

Таким образом, промышленная центрифуга развивает давление фильтрования в $3,5/0,83 = 4$ раза больше, чем опытная центрифуга.

Ориентировочно производительность фильтров пропорциональна $\sqrt{\Delta p}$, следовательно, можно ожидать увеличения удельной производительности центрифуги почти в 2 раза, т. е. до $65 \cdot 2 = 130 \text{ кг влажного геля}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Так как фильтрование и промывка осадка занимают около 75% общего времени работы центрифуги полунепрерывного действия, то средняя часовая производительность ее равна $130 \cdot 0,75 = 97 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Следовательно, суточная производительность одной центрифуги, принимая для нее 20 рабочих часов в сутки, составит $97 \cdot 3,5 \cdot 20 = 6800 \text{ кг влажного осадка}$.

Для обеспечения всей заданной суточной производительности необходимо установить $9000/6800 = 1,32$, т. е. две центрифуги, а с резервом — три.

Взвешенный слой

Пример 3.26. В аппарате имеется взвешенный слой силикагеля, ситовой состав которого следующий:

Фракция, мм .	-2,0 + 1,5	-1,5 + 1,0	-1,0 + 0,5	-0,5 + 0,25
Содержание,				
% (масс.) . . .	43	28	17	12

Насыпная плотность силикагеля $\rho_{\text{нас}} = 650 \text{ кг/м}^3$, плотность частиц $\rho = 1100 \text{ кг/м}^3$. Температура воздуха 150°C . Число псевдооживления $K_{\text{ж}} = 1,6$.

Определить критическую, рабочую и действительную (в свободном сечении между частицами) скорость воздуха.

Решение. Подсчитываем величину критерия Ag и по рис. 3.8 находим соответствующее значение $Ly_{кр}$.

С этой целью определяем эквивалентный диаметр частиц силикагеля.

Среднеситовые диаметры фракций:

$$d_1 = \frac{2,0 + 1,5}{2} = 1,75 \text{ мм}; \quad d_2 = \frac{1,5 + 1,0}{2} = 1,25 \text{ мм}$$

$$d_3 = \frac{1,0 + 0,5}{2} = 0,75 \text{ мм}; \quad d_4 = \frac{0,5 + 0,25}{2} = 0,37 \text{ мм}$$

Тогда эквивалентный диаметр по формуле (3.51):

$$d_e = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_i}} = \frac{1}{\frac{0,43}{1,75} + \frac{0,28}{1,25} + \frac{0,17}{0,75} + \frac{0,12}{0,37}} \approx 1,0 \text{ мм}$$

Динамический коэффициент вязкости воздуха при 150°C (см. рис. VI):

$$\mu = 0,024 \text{ сП} = 0,024 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Плотность воздуха:

$$\rho = 1,293 \frac{273}{273 + 150} = 0,835 \text{ кг/м}^3$$

Следовательно

$$Ag = \frac{d_s^3 \rho g}{\mu^2} = \frac{1^3 \cdot 10^{-9} \cdot 1,1 \cdot 10^3 \cdot 0,835 \cdot 9,81}{2,4^2 \cdot 10^{-10}} = 1,565 \cdot 10^4$$

Значению $Ag = 1,565 \cdot 10^4$ соответствует $Ly_{кр} = 3 \cdot 10^{-2}$. Отсюда

$$\omega_{кр} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{кр} \mu_c \rho g}{\rho_c^2}} = \sqrt[3]{\frac{3 \cdot 10^{-2} \cdot 0,024 \cdot 10^{-3} \cdot 1,1 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,835^2}} = 0,224 \text{ м/с}$$

Определяем рабочую скорость воздуха:

$$\omega = K_{\omega} \omega_{кр} = 1,6 \cdot 0,224 = 0,358 \text{ м/с}$$

Найдем порозность взвешенного слоя. При $K_{\omega} = 1,6$.

$$Ly = K_{\omega}^3 Ly_{кр} = 1,6^3 \cdot 3 \cdot 10^{-2} = 1,23 \cdot 10^{-1}$$

По рис. 3.8 при $Ly = 1,23 \cdot 10^{-1}$ и $Ag = 1,565 \cdot 10^4$

$$\varepsilon = 0,47$$

Действительная скорость воздуха в свободном сечении слоя:

$$\omega_n = \omega / \varepsilon = 0,358 / 0,47 = 0,762 \text{ м/с}$$

Пример 3.27. По данным предыдущего примера определить размеры и гидравлическое сопротивление аппарата. Производительность 2,5 т/ч силикагеля при среднем времени пребывания его в аппарате $t_0 = 10$ мин. Расход воздуха в рабочих условиях

4300 м³/ч. Живое сечение решетки 0,015, диаметр отверстий 0,8 мм, толщина решетки 2 мм.

Решение. Определяем диаметр аппарата. Секундный расход воздуха:

$$V = 4300/3600 = 1,195 \text{ м}^3/\text{с}$$

Площадь сечения аппарата:

$$S = V/w = 1,195/0,358 = 3,34 \text{ м}^2$$

Диаметр аппарата:

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,34}{3,14}} = 2,06 \text{ м}$$

Определяем высоту слоя в аппарате. Масса силикагеля в аппарате:

$$M = L\tau_0 = \frac{2500 \cdot 10}{60} = 417 \text{ кг}$$

Объем неподвижного слоя силикагеля:

$$V_c = M/\rho_{\text{нас}} = 417/650 = 0,642 \text{ м}^3$$

Высота неподвижного слоя:

$$h_0 = V_c/S = 0,642/3,34 = 0,192 \text{ м}$$

Порозность неподвижного слоя:

$$e_0 = 1 - \frac{\rho_{\text{нас}}}{\rho} = 1 - \frac{650}{1100} = 0,41$$

Высота взвешенного слоя при $K_w = 1,6$:

$$h = \frac{1 - e_0}{1 - e} h_0 = \frac{1 - 0,41}{1 - 0,47} 0,192 = 0,214 \text{ м}$$

Рассчитаем гидравлическое сопротивление аппарата. Сопротивление слоя:

$$\Delta p_{\text{сл}} = \rho (1 - e_0) g h_0 = 1100 (1 - 0,41) 9,81 \cdot 0,192 = 1200 \text{ Па}$$

Скорость воздуха в отверстиях решетки при живом сечении $\varphi = 0,015$:

$$w_0 = w/\varphi = 0,358/0,015 = 23,9 \text{ м/с}$$

Диаметр отверстий решетки $d_0 = 0,0008 \text{ м}$, толщина решетки $\delta = 0,002 \text{ м}$. При $d_0/\delta = 0,4$ по рис. 3.7 находим $C = 0,63$.

Сопротивление решетки:

$$\Delta p_{\text{реш}} = \frac{0,503 \cdot 23,9^2 \cdot 0,835 (1 - 0,015^2)}{0,63^2} = 605 \text{ Па}$$

Сопротивление аппарата:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сл}} + \Delta p_{\text{реш}} = 1200 + 605 = 1805 \text{ Па, т. е. } 184 \text{ мм вод. ст.}$$

Пример 3.28. Определить диаметр шарообразных частиц кварцевого песка плотностью 2640 кг/м^3 , которые начнут переходить во взвешенное состояние при скорости потока воздуха 1 м/с и температуре 20°C .

Решение. Диаметр шарообразных частиц песка определяем из критерия Ar , предварительно найдя значение критерия $Lu_{кр}$:

$$Lu_{кр} = \frac{\omega_{кр}^3 \rho_c^2}{\mu_c g \rho} = \frac{1^3 \cdot 1,205^2}{0,018 \cdot 9,81 \cdot 2640 \cdot 10^{-3}} = 3,14$$

где $\rho_c = 1,293 \frac{273}{293} = 1,205 \text{ кг/м}^3$; $\mu_c = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$

Значению $Lu_{кр} = 3,14$ соответствует, по рис. 3.8, $Ar = 9 \cdot 10^5$. Искомый диаметр частиц песка:

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar \mu_c^2}{\rho_c g}} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^5 \cdot 1,8^2 \cdot 10^{-4} \cdot 10^{-6}}{2640 \cdot 1,205 \cdot 9,81}} = 0,0021 \text{ м} = 2,1 \text{ мм}$$

Пример 3.29. Во взвешенном слое содержится 1000 кг твердого материала; расход материала через слой (скорость ввода и вывода частиц) составляет 4000 кг/ч . Определить: 1) какая доля частиц будет находиться в слое в течение времени, большего чем среднее расходное время пребывания материала в слое; 2) сколько таких взвешенных слоев необходимо соединить последовательно, чтобы доля частиц, находящихся в аппарате в течение времени, меньшего чем среднее расходное время пребывания материала в одном слое, не превышала 10% .

Решение. Вычисляем среднее расходное время пребывания материала в одном слое. При $M = 1000 \text{ кг}$, $L = 4000 \text{ кг/ч}$

$$\tau_0 = \frac{M}{L} = \frac{1000}{4000} = \frac{1}{4} \text{ ч} = 900 \text{ с}$$

Определяем долю материала, находящегося в одном взвешенном слое в течение времени $\tau \geq \tau_0$:

$$x_1 = e^{-\tau/\tau_0} = e^{-\frac{900}{900}} = e^{-1} = 0,368$$

Таким образом, только 37% материала находится в слое больше 15 мин , и, следовательно, доля материала, находящегося в слое, менее 15 мин , составит:

$$1 - x_1 = 0,63, \text{ т. е. } 63\%$$

Для того чтобы найти число взвешенных слоев, которые должны быть соединены последовательно, определим по формуле (3.59) для аппарата с двумя, тремя и т. д. слоями долю материала, время пребывания которой в слоях меньше τ_0 .

а) Для двухслойного аппарата:

$$x_2 = \left(1 + \frac{\tau}{\tau_0}\right) e^{-\tau/\tau_0} = \left(1 + \frac{900}{900}\right) e^{-\frac{900}{900}} = 2e^{-1} = \frac{2}{2,718} = 0,736$$

$$1 - x_2 = 0,264$$

Следовательно, в аппарате с двумя последовательно соединенными взвешенными слоями 26% материала будет находиться в слоях меньше 15 мин.

б) Для трехслойного аппарата:

$$x_3 = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_0} + \frac{1}{2!} \left(\frac{\tau}{\tau_0} \right)^2 \right] e^{-\tau/\tau_0} =$$

$$= \left[1 + \frac{900}{900} + \frac{1}{2!} \left(\frac{900}{900} \right)^2 \right] e^{-\frac{900}{900}} = \frac{2,5}{2,718} = 0,92$$

$$1 - x_3 = 0,08$$

Таким образом, в аппарате с тремя слоями только 8% материала будет находиться в слоях менее 15 мин. Следовательно, трехслойный аппарат удовлетворяет требуемым условиям. Среднее расходное время пребывания материала в трехслойном аппарате составит:

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{3M}{L} = \frac{3000}{4000} = \frac{3}{4} \text{ ч} = 45 \text{ мин}$$

Сравним этот трехслойный аппарат с таким однослойным, в котором количество материала в слое такое же, как и во всех слоях трехслойного (3000 кг). Среднее расходное время пребывания твердого материала в таком однослойном аппарате также составит:

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{3000}{4000} = \frac{3}{4} \text{ ч} = 45 \text{ мин}$$

Но доля материала, находящегося в слое менее 15 мин, будет уже больше:

$$1 - e^{-\tau/\tau_0} = 1 - e^{-\frac{15}{45}} = 0,285 \text{ т. е. } 28,5\%$$

Отсюда видно преимущество секционированного (трехслойного) аппарата.

Перемешивание в жидкой среде

Пример 3.30. Смесь кислот (плотность 1600 кг/м³, динамический коэффициент вязкости 2·10⁻² Па·с) готовят в аппарате без перегородок (диаметр 1200 мм, высота 1500 мм), заполненном на 0,75 объема. Исходные кислоты перемешивают пропеллерной мешалкой с частотой вращения 3,5 об/с (рис. 3.11). Определить требуемую установочную мощность электродвигателя.

Решение. Определяем диаметр нормализованной мешалки:

$$d = D/3 = 1,2/3 = 0,4 \text{ м}$$

Определяем режим перемешивания по формуле (3.60):

$$Re_{\text{в}} = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{1600 \cdot 3,5 \cdot 0,4^2}{20 \cdot 10^{-3}} = 44\,800$$

Режим — турбулентный.

Определяем значение критерия мощности по графику (рис. VII):
 $K_N = 0,27$.

Рассчитываем мощность, потребляемую мешалкой при установившемся режиме, по уравнению (3.61):

$$N_p = K_N \rho n^3 d^5 = 0,27 \cdot 1600 \cdot 3,5^3 \cdot 0,4^5 = 200 \text{ Вт} = 0,2 \text{ кВт}$$

Мощность в пусковой момент обычно в 2—3 раза превышает рабочую:

$$N_{\text{пуск}} = 2N_p = 0,4 \text{ кВт}$$

Определяем установочную мощность, принимая к. п. д. электродвигателя с передачей 0,95 и запас мощности в 20%:

$$N_{\text{уст}} = \frac{0,4 \cdot 1,2}{0,95} \approx 0,5 \text{ кВт}$$

Пример 3.31. Электродвигатель мощностью 16,5 кВт с приводом, понижающим частоту вращения до 240 об/мин, приводит в действие открытую турбинную мешалку с шестью лопатками; мешалка интенсивно размешивает реакционную массу ($\rho = 1200 \text{ кг/м}^3$, $\mu = 1,6 \text{ Па} \cdot \text{с}$) в сосуде диаметром 1630 мм с перегородками. Каков должен быть диаметр мешалки?

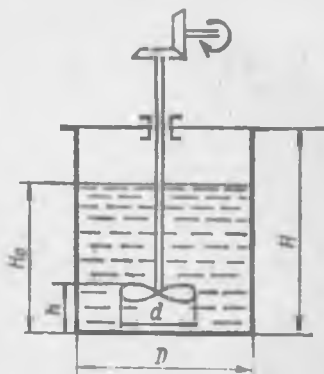


Рис. 3.11 (к примеру 3.30).

Решение. Поскольку обусловлено интенсивное перемешивание, можно считать режим развитым турбулентным. По рис. VII находим: $K_N = 6,9$.

По формуле (3.61):

$$d = \sqrt[5]{\frac{N}{K_N \rho n^3}} = \sqrt[5]{\frac{16,5 \cdot 10^3}{6,9 \cdot 1,2 \cdot 10^3 \cdot 4^3}} = \sqrt[5]{3120 \cdot 10^{-5}} = 0,5 \text{ м}$$

Проверим отношение D/d :

$$D/d = 1,63/0,5 = 3,26$$

Пример 3.32. Теоретический анализ и результаты опытов показывают, что мощность, затрачиваемая на перемешивание жидкости (N), зависит от динамического коэффициента вязкости (μ) и плотности (ρ) жидкости, ускорения свободного падения (g), частоты вращения мешалки (n), ее диаметра (d_m) и других геометрических характеристик (диаметра аппарата, высоты заполнения его жидкостью, высоты размещения мешалки над дном сосуда). Требуется найти общий вид критериальной зависимости, связывающей перечисленные переменные.

Решение. Для геометрически подобных систем функциональная зависимость между переменными записывается так:

$$N = f(\mu, \rho, g, n, d_m) \quad (a)$$

В соответствии с π -теоремой искомая критериальная зависимость должна иметь вид

$$\Phi(\pi_1, \pi_2, \pi_3) = 0$$

или

$$\pi_1 = f(\pi_2, \pi_3)$$

где π_1, π_2, π_3 — неизвестные пока безразмерные выражения (критерии подобия).

Предполагая, как обычно, что связь, существующую между переменными, в некотором диапазоне изменения переменных с достаточной точностью можно описать уравнением типа степенного одночлена, перепишем исходную зависимость (а) так:

$$[N] = C [\mu]^a [\rho]^b [g]^c [n]^e [d_m]^f \quad (6)$$

Далее, подставляя единицы измерения соответствующих величин, получим уравнение связи основных единиц:

$$\left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м}^2}{\text{с}^3} \right] = C \left[\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}} \right]^a \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right]^b \left[\frac{\text{м}}{\text{с}^2} \right]^c \left[\frac{1}{\text{с}} \right]^e [\text{м}]^f \quad (в)$$

Сопоставляя затем показатели степени у одноименных единиц измерения, придем к системе из трех уравнений, содержащей пять неизвестных:

$$\left. \begin{aligned} a + b &= 1 \\ a + 2c + e &= 3 \\ a + 3b - c - f &= -2 \end{aligned} \right\} \quad (г)$$

Полученную неопределенную систему уравнений (г) можно решить относительно трех любых величин, принимая две остальные величины заданными. Общее число вариантов решений определяется числом сочетаний, которые могут быть составлены из всех неизвестных, входящих в систему, по числу выбираемых заданными, т. е. в данном случае числом сочетаний из пяти по два:

$$C_5^2 = \frac{5 \cdot 4}{1 \cdot 2} = 10.$$

Таковыми сочетаниями будут:

$$\begin{array}{cccc} ab, & ac, & ae, & af \\ bc, & be, & bf & \\ ce, & cf & & \\ & ef & & \end{array}$$

Элементарный анализ системы уравнений (г) позволяет установить, что при выборе заданными величин a и b решить систему невозможно * и, таким образом, число вариантов решений уменьшается до девяти.

* Следует подчеркнуть, что невозможность решения системы (г) при выборе заданными величин a и b не случайна, а отражает физическую особенность реальных жидкостей — вязкость и плотность являются свойствами, которые независимо изменять нельзя.

Решим систему уравнений (г), считая заданными величины a и c (показатели степени у μ и g)

$$b = 1 - a$$

$$e = 3 - a - 2c$$

$$f = 5 - 2a - c$$

Перепишем уравнение (б), используя найденные значения b , e и f :

$$N = C \mu^a \rho^{1-a} g^c n^{3-a-2c} d_m^{5-2a-c}$$

Группируя величины с одинаковыми буквенными показателями, получим:

$$\frac{N}{\rho n^3 d_m^5} = C \left(\frac{\rho n d_m^2}{\mu} \right)^{-a} \left(\frac{n^2 d_m}{g} \right)^{-c}$$

или

$$K_N = C Re_{\mu}^{-a} Fr_{\mu}^{-c}$$

т. е. получим систему безразмерных переменных, в которой только по одному разу и каждая только в один какой-то критерий входят физические характеристики μ и g .

Таким же путем, принимая заданными

$$b \text{ и } c, \text{ получим: } K_N Re_{\mu} = C Re_{\mu}^b Fr_{\mu}^{-c}$$

$$a \text{ и } e, \quad \rightarrow \quad K_N^2 Fr_{\mu}^3 = C^2 Ga^{-a} Fr_{\mu}^e$$

$$b \text{ и } e, \quad \rightarrow \quad K_N Re_{\mu} Fr_{\mu} = C Ga^{b/2} Fr_{\mu}^{e/2}$$

$$c \text{ и } e, \quad \rightarrow \quad K_N Re_{\mu}^3 = C Ga^c Re_{\mu}^e$$

$$a \text{ и } f, \quad \rightarrow \quad K_N Fr_{\mu}^5 = C \left(\frac{Fr_{\mu}^2}{Re_{\mu}} \right)^a Fr_{\mu}^f$$

$$b \text{ и } f, \quad \rightarrow \quad K_N Re_{\mu} Fr_{\mu}^3 = C \left(\frac{Re_{\mu}}{Fr_{\mu}^2} \right)^b Fr_{\mu}^f$$

$$c \text{ и } f, \quad \rightarrow \quad K_N^2 Re_{\mu}^3 = C^2 \left(\frac{Re_{\mu}}{Fr_{\mu}^2} \right)^c Re_{\mu}^f$$

$$e \text{ и } f, \quad \rightarrow \quad K_N^3 Re_{\mu}^7 Fr_{\mu} = C^3 \left(\frac{Fr_{\mu}^2}{Re_{\mu}} \right)^e Ga^f$$

Таким образом, для описания процесса перемешивания жидкости можно использовать девять принципиально совершенно равноценных, но различных по форме критериальных уравнений.

Различие уравнений обуславливается теми физическими величинами, характеризующими изучаемое явление (в данном случае двумя величинами), которые входят в определяющие критерии только по одному разу и каждая только в один какой-то критерий.

Все уравнения легко могут быть преобразованы одно в другое, поскольку численные значения показателей степени определяются уравнениями связи.

Выбор того или иного критериального уравнения определяется обычно либо стремлением использовать традиционные формы обобщенных переменных (в данном случае критерии Рейнольдса и Фруда), либо удобством обработки экспериментальных данных. Численные значения коэффициента C и показателей степени могут быть определены только опытным путем.

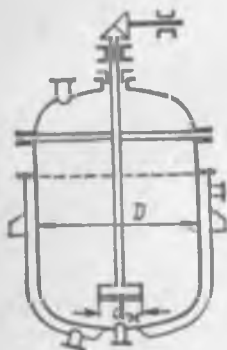


Рис. 3.12 (к примеру 3.33).

Пример 3.33. В реакторе (рис. 3.12) диаметром 1000 мм, заполненном на высоту 1000 мм реакционной массой, имеющей при температуре ведения процесса $\mu = 150 \cdot 10^{-3}$ Па·с и $\rho_c = 1200$ кг/м³, необходимо обеспечить равномерное распределение твердых частиц катализатора с наибольшим размером 1,3 мм и плотностью 2450 кг/м³; $T : \mathcal{K} = 1 : 4$.

Какую мешалку целесообразнее использовать — пропеллерную трехлопастную (рис. 3.13, а) с шаговым отношением 1 или турбинную (рис. 3.13, б) закрытого типа с восемью лопастями?

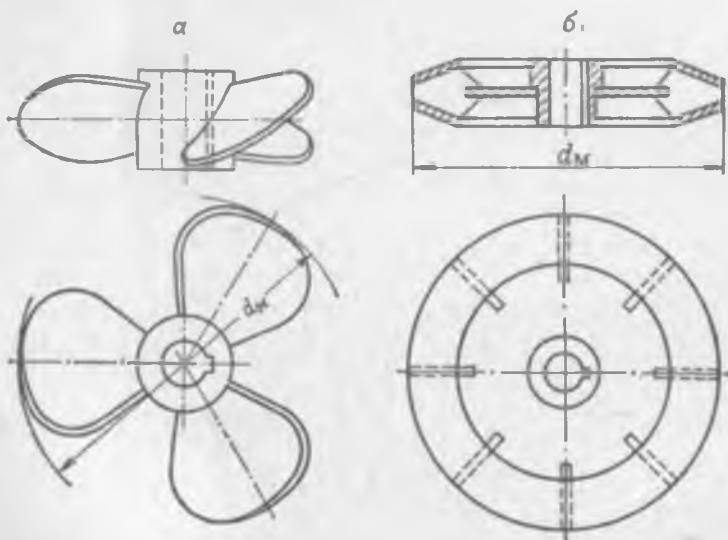


Рис. 3.13 (к примерам 3.33 и 3.34).

Решение. 1. Определяем диаметр нормализованной мешалки:

$$d_m = (0,25 \div 0,3) D = (0,25 \div 0,3) 1 = 0,3 \text{ м}$$

2. Для нахождения требуемых значений критерия Re_d и величины определяющей частоты вращения воспользуемся обоб-

щенным уравнением:

$$Re_{\pi} = C Ga^k S_p^l \Gamma_{d_q}^m \Gamma_D^n$$

В этом уравнении:

	C	k	l	m	n
Для пропеллерной мешалки	0,105	0,6	0,8	0,4	1,9
» турбинной »	0,25	0,57	0,37	0,33	1,15

Вычисляем значения критериев и симплексов подобия:

$$Ga = \frac{\rho_c d_m^3 g}{\mu^2} = \frac{3^3 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2^2 \cdot 10^6 \cdot 9,81}{1,5^2 \cdot 10^{-2}} = 1,7 \cdot 10^7$$

$$S_p = \frac{\rho_{\pi}}{\rho_c} = \frac{2,45 \cdot 10^3}{1,2 \cdot 10^3} = 2,04$$

$$\Gamma_{d_q} = \frac{d_q}{d_m} = \frac{1,3 \cdot 10^{-3}}{3 \cdot 10^{-1}} = 4,33 \cdot 10^{-3}$$

$$\Gamma_D = \frac{D}{d_m} = \frac{1,0}{3 \cdot 10^{-1}} = 3,33$$

Найденные величины критериев и симплексов подобия лежат в пределах приложимости уравнения.

Находим значения критерия Re_{π} и определяющей частоты вращения для пропеллерной мешалки:

$$\begin{aligned} Re_{\pi} &= 0,105 Ga^{0,6} S_p^{0,8} \Gamma_{d_q}^{0,4} \Gamma_D^{1,9} = \\ &= 1,05 \cdot 10^{-1} \cdot 1,7^{0,6} \cdot 10^{4,2} \cdot 2,04^{0,8} \cdot 4,33^{0,4} \cdot 10^{-1,2} \cdot 3,33^{1,9} = 4,51 \cdot 10^3 \\ n_0 &= Re_{\pi} \frac{\mu}{\rho_c d_m^2} = \frac{4,51 \cdot 10^3 \cdot 1,5 \cdot 10^{-1}}{1,2 \cdot 10^3 \cdot 3^2 \cdot 10^{-2}} = 6,26 \text{ об/с} = 376 \text{ об/мин} \end{aligned}$$

Находим значения критерия Re_{π} и определяющей частоты вращения для турбинной мешалки:

$$\begin{aligned} Re_{\pi} &= 0,25 Ga^{0,57} S_p^{0,37} \Gamma_{d_q}^{0,33} \Gamma_D^{1,15} = \\ &= 2,5 \cdot 10^{-1} \cdot 1,7^{0,57} \cdot 10^{3,99} \cdot 2,04^{0,37} \cdot 4,33^{0,33} \cdot 10^{-0,99} \cdot 3,33^{1,15} = 2,85 \cdot 10^3 \\ n_0 &= Re_{\pi} \frac{\mu}{\rho_c d_m^2} = \frac{2,85 \cdot 10^3 \cdot 1,5 \cdot 10^{-1}}{1,2 \cdot 10^3 \cdot 3^2 \cdot 10^{-2}} = 3,96 \text{ об/с} = 238 \text{ об/мин} \end{aligned}$$

3. Определяем мощность, затрачиваемую непосредственно на перемешивание.

Из графика $K_N = f(Re)$ [0.2] находим для пропеллерной мешалки: $K_N = 0,32$; для турбинной мешалки: $K_N = 1,3$.

Вычисляем постоянный множитель:

$$\rho_c d_m^5 = 1,2 \cdot 10^3 \cdot 3^5 \cdot 10^{-5} = 2,91$$

Мощность, потребляемая пропеллерной мешалкой:

$$N = K_N n^3 \rho_c d_m^5 = 3,2 \cdot 10^{-1} \cdot 6,26^3 \cdot 2,91 = 227 \text{ Вт} \approx 0,23 \text{ кВт}$$

Мощность, потребляемая турбинной мешалкой:

$$N = K_N n^3 \rho_c d_m^5 = 1,3 \cdot 3,96^3 \cdot 2,91 = 234 \text{ Вт} \approx 0,23 \text{ кВт}$$

Так как в данном случае мощность, затрачиваемая на перемешивание, одинакова, выбираем турбинную мешалку, работающую при меньшей частоте вращения.

Пример 3.34. Опыты по окислению сульфида аммония в тиосульфат кислородом, проведенные в модельном аппарате диаметром 500 мм с четырьмя отражательными перегородками, показали, что при перемешивании закрытой турбинной мешалкой диаметром 125 мм, с частотой вращения 6 об/с и при удельном расходе кислорода $u_m = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \text{ O}_2/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$ обеспечивается поглощение 1,04 дм³ кислорода на 1 м³ реакционной среды в 1 с — удельная производительность $k_m = 1,04 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \text{ O}_2/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$.

На основании результатов модельных опытов проектируется промышленный аппарат диаметром 2 м с мешалкой диаметром 0,5 м, геометрически подобный модельному ($G_D = D/d = 4$). Необходимо рассчитать частоту вращения мешалки в промышленном аппарате, при котором будет обеспечена такая же удельная производительность, как и в модельных условиях. Расход кислорода в промышленном аппарате $u_n = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \text{ O}_2/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$; физические свойства реакционной среды в модельном и в промышленном аппаратах близки к свойствам воды. Температура реакции 80 °С.

Решение. Для расчета промышленных аппаратов, в которых $Re_{\kappa} \geq 1,8 \cdot 10^5$, можно воспользоваться уравнением:

$$Di = C Re_{\kappa}^{0,09} Fr_{\kappa}^{0,165} K_u^{0,75} T_D^{-0,167} \quad (a)$$

где $Di = k/n$ — критерий Дьяконова; $K_u = u/n$ — критерий распределения.

Если при переходе от модели к промышленному аппарату свойства реагирующих фаз не изменяются, уравнение (a) приводится к виду:

$$k = C_1 \frac{n^{0,67} d_m^{1,015} u^{0,75}}{D^{0,67}}$$

Вычисляем значение критерия Рейнольдса (центробежного) для модельного аппарата:

$$Re_{\kappa} = \frac{\rho n d_m^2}{\mu} = \frac{972 \cdot 6 \cdot 0,125^2}{3,56 \cdot 10^{-4}} = 2,55 \cdot 10^5 > 1,8 \cdot 10^5$$

Таким образом, результаты опытов могут быть использованы для моделирования.

По опытам на модели определяем коэффициент C_1 для рассматриваемого процесса:

$$C_1 = \frac{k_m D_m^{0,67}}{n_m^{0,67} (d_m)_{\kappa}^{1,015} u_m^{0,75}} = \frac{1,04 \cdot 10^{-3} \cdot 0,5^{0,67}}{6^{0,67} \cdot 0,125^{1,015} (3,5 \cdot 10^{-3})^{0,75}} = 1,15 \cdot 10^{-1}$$

Подставив в уравнение характеристики промышленного аппарата и найденное значение C_1 , рассчитаем частоту вращения мешалки:

$$n_n = \left(\frac{k_n D_n^{0,67}}{C_1 (d_m)_n^{1,015} \mu_n^{0,75}} \right)^{\frac{1}{0,67}} = \left(\frac{1,04 \cdot 10^{-3} \cdot 2^{0,67}}{1,15 \cdot 10^{-1} \cdot 0,5^{1,015} (3,5 \cdot 10^{-3})^{0,75}} \right)^{\frac{1}{0,67}} =$$

$$= 2,85 \text{ об/с}$$

Принимаем скорость вращения мешалки $n_n = 3 \text{ об/с}$.

Проверяем значение критерия Рейнольдса для промышленного аппарата:

$$Re_n = \frac{972 \cdot 3 \cdot 0,5^2}{3,56 \cdot 10^{-4}} = 2,04 \cdot 10^6$$

Поскольку значение критерия Рейнольдса для промышленного аппарата также лежит в пределах приложимости уравнения (а), выбранная частота вращения обеспечит заданную производительность..

КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

3.1. Найти соотношение диаметров частиц свинцового блеска ($\rho = 7800 \text{ кг/м}^3$) и кварца ($\rho = 2600 \text{ кг/м}^3$), осаждающихся с одинаковой скоростью: а) в воздухе; б) в воде, считая, что осаждение происходит при $Re < 0,2$.

3.2. С какой скоростью будут осаждаться шарообразные частицы кварца ($\rho = 2600 \text{ кг/м}^3$) диаметром 10 мкм: а) в воде при 15°C ; б) в воздухе при 15°C и 500°C ?

3.3. Какой должна быть скорость воздуха в вертикальной трубе пневматической сушилки, чтобы обеспечить перемещение кристаллов плотностью 2000 кг/м^3 с наибольшим диаметром 3 мм? Температура воздуха 60°C . Скорость воздуха должна быть на 25% больше скорости витания частиц.

3.4. Рассчитать скорость восходящего потока воздуха в воздушном сепараторе, необходимую для отделения мелких ($d < 1 \text{ мм}$) частиц апатита от более крупных. Температура воздуха 20°C . Плотность апатита 3230 кг/м^3 .

3.5. Каким должно быть расстояние между полками пылевой камеры (см. рис. 3.9), чтобы в ней оседали частицы колчеданной пыли диаметром более 15 мкм? Остальные условия такие же, как в примере 3.6 (стр. 108).

3.6. Через пылевую камеру (см. рис. 3.9) с расстоянием между полками 100 мм проходят $2000 \text{ м}^3/\text{ч}$ запыленного газа плотностью $1,6 \text{ кг/м}^3$ (расход и плотность даны при нормальных условиях). Температура газа 400°C . Динамический коэффициент вязкости газа при этой температуре $0,03 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Плотность пыли 3700 кг/м^3 . Длина камеры 4,55 м, ширина 1,71 м, высота 4 м. Какого размера частицы пыли будут улавливаться в камере, если считать, что действительная скорость осаждения вдвое меньше теоретической?

3.7. Доказать идентичность формул (3.9) и (3.10) для расчета площади отстойника непрерывного действия.

3.8. Определить диаметр отстойника (см. рис. 3.2) для непрерывного уплотнения водной суспензии мела, имеющей температуру 35°C . Остальные условия такие же, как в примере 3.8 (см. стр. 110).

3.9. Как изменится производительность отстойника, если температуру водной суспензии повысить с 15 до 50°C ? В обоих случаях $Re < 0,2$.

3.10. Подобрать циклон типа НИИОГАЗ (см. рис. 3.3 и табл. 3.1) по следующим данным: расход запыленного воздуха $5100 \text{ м}^3/\text{ч}$ (0°C и 760 мм рт. ст.), температура воздуха 50°C . Плотность пыли 1200 кг/м^3 . Частицы пыли имеют наименьший диаметр 15 мкм. Определить также гидравлическое сопротивление циклона.

3.11. Вывести формулу (3.25), исходя из условия, что объем суспензии равен сумме объемов жидкой и твердой фаз.

3.12. Рассчитать плотность водной суспензии, содержащей 10% (масс.) твердой фазы. Относительная плотность твердой фазы равна 3.

3.13. Определить скорость осаждения в воде при 25 °С продолговатых частиц угля ($\rho = 1400 \text{ кг/м}^3$) и пластинчатых частиц сланца ($\rho = 2200 \text{ кг/м}^3$), имеющих эквивалентный диаметр 2 мм.

3.14. Определить диаметр частиц свинцового блеска угловатой формы, осаждающихся со скоростью 0,25 м/с в воде при температуре 15 °С. Плотность свинцового блеска 7500 кг/м³.

3.15. Какое количество влажного осадка будет собрано на фильтре в результате фильтрования 10 м³ суспензии относительного удельного веса 1,12, содержащей 20% (масс.) твердой фазы? Влажность осадка 25%.

3.16. В результате фильтрования водной суспензии с содержанием 20% (масс.) твердой фазы собрано 15 м³ фильтрата. Влажность осадка 30%. Сколько получено осадка, считая на сухое вещество?

3.17. Фильтрпресс имеет 26 рам размером 62 × 62 см. Толщина рам 25 мм. Время фильтрования до заполнения рам 2 ч. Промывка ведется водой в количестве 10% от объема фильтрата. Давление во время фильтрования и промывки одинаково и постоянно. Сколько времени требуется на промывку? Осадок однородный несжимаемый, объем его составляет 5% от объема фильтрата. Расчет вести по уравнению (3.13), полагая $C = 0$.

3.18. Время фильтрования 20 м³ раствора на рамном фильтрпрессе 2,5 ч. Найти ориентировочное время промывки осадка 2 м³ воды, полагая приближенно, что скорость промывки в 4 раза меньше скорости фильтрования в конечный момент. Сопротивлением ткани пренебречь. Динамические коэффициенты вязкости фильтрата и промывной воды одинаковы.

3.19. Как изменится время промывки осадка в условиях предыдущей задачи, если μ фильтрата $1,5 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$, а μ промывной воды $1 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

3.20. Найти теоретическое время промывки осадка на фильтре при следующих условиях: интенсивность промывки 6 дм³/(м²·мин); толщина лепешки 30 мм; начальная концентрация отмываемой соли в фильтрате промывной воды 120 г/дм³, конечная — 2 г/дм³. Константа скорости промывки K , по опытным данным, равняется 350 см³/дм³.

3.21. Определить константу скорости промывки K при следующих условиях: интенсивность промывки 10 дм³/(м²·мин); толщина лепешки 25 мм; начальная концентрация соли в фильтрате промывной воды 40 г/дм³, конечная — 0,5 г/дм³; время промывки 1 ч 40 мин.

3.22. Как изменится производительность фильтра, если: 1) вдвое увеличить фильтрующую поверхность; 2) вдвое увеличить давление (при однородном несжимаемом осадке); 3) вдвое увеличить концентрацию твердого вещества в фильтруемой суспензии; 4) вдвое уменьшить (повышая температуру) вязкость фильтрата; 5) вдвое увеличить время полного оборота фильтра (т.е. увеличить толщину слоя осадка)?

3.23. Показать ориентировочно, как влияет изменение частоты вращения барабанного вакуум-фильтра (см. рис. 3.10) на его производительность (например, при увеличении частоты вращения на 50%). Воспользоваться уравнением (3.13), полагая $C = 0$.

3.24. Определить технологический тип и наметить конструкцию центрифуги для отделения *п*-нитроанилина от раствора после перекристаллизации, учитывая следующие данные: 1) концентрация твердого вещества в суспензии 35%; 2) растворитель — вода; 3) осадок кристаллический; 4) требуемая остаточная влажность 5%; 5) кристаллизация идет периодически.

3.25. Требуется выделить хлопковое масло из промывных вод (соапстока) после щелочной очистки. Определить технологический тип и наметить конструкцию центрифуги, учитывая следующие данные: 1) характер смеси — эмульсия; 2) относительная плотность масла 0,9; 3) относительная плотность водного раствора соли (добавленной для разрушения эмульсии) 1,05.

3.26. Определить удельное давление на стенки барабана центрифуги, если толщина слоя жидкости 10 см, внутренний диаметр барабана 1 м, частота вращения 500 об/мин. Плотность жидкости 1100 кг/м³.

3.27. Найти частоту вращения центрифуги, если известно, что высота барабана $H = 0,5$ м. Давление у стенок барабана должно быть 5 кгс/см^2 . Загружено 400 кг суспензии.

3.28. Показать приближенно, что при допуске на разрыв для стали $K_z = 88,3 \cdot 10^6 \text{ Па}$, т. е. 900 кгс/см^2 , окружная скорость барабана центрифуги не должна превышать 60 м/с . Исходя из этого условия, определить наибольший допустимый диаметр барабана: а) для фильтрующей центрифуги, делающей 1100 об/мин ; б) для трубчатой сверхцентрифуги, делающей $14\,000 \text{ об/мин}$.

3.29. Вывести формулу, по которой можно вычислить скорость центрифугирования твердых шарообразных частиц, исходя из закона Стокса. Частота вращения измеряется в об/с.

3.30. Во сколько раз быстрее произойдет осаждение одних и тех же частиц в центрифуге, чем в отстойнике, если барабан центрифуги имеет $D = 1 \text{ м}$ и $n = 600 \text{ об/мин}$? Режим осаждения в обоих случаях ламинарный.

3.31. Определить приближенно, пренебрегая трением вала в подшипниках и трением стенки барабана о воздух, время разгона центрифуги, в которую загружено 300 кг влажной соли. Внутренний диаметр барабана 1 м , его масса 200 кг . Рабочая частота вращения 800 об/мин . Мощность электродвигателя 6 кВт , общий к. п. д. агрегата $0,8$. Высота барабана 780 мм , коэффициент заполнения барабана $0,5$.

3.32. В условиях предыдущей задачи найти требуемую мощность электродвигателя (с учетом трения), если период разгона центрифуги принять равным $2,5 \text{ мин}$. Диаметр вала 70 мм ; подшипники — шариковые; толщина стенки барабана 10 мм .

3.33. Определить необходимое число центрифуг периодического действия с размерами барабана $D = 1200 \text{ мм}$, $H = 500 \text{ мм}$ для фильтрования 50 т суспензии в сутки. Суспензия содержит 40% (масс.) твердой фазы. Относительная плотность жидкой фазы $1,1$, твердой — $1,8$. Продолжительность одной операции 25 мин . Число рабочих часов в сутках принять равным 20 . Коэффициент заполнения барабана $0,5$.

3.34. Как изменится производительность фильтрующей центрифуги, если увеличить частоту ее вращения вдвое? Осадок однородный несжимаемый. Спротивлением фильтрующей ткани пренебречь.

3.35. Остойная горизонтальная автоматическая центрифуга АОГ-1800 должна работать на водной суспензии мела. Определить производительность центрифуги по питанию, если температура суспензии 40°C . Размер наименьших частиц мела 2 мкм . Техническая характеристика центрифуги: диаметр барабана 1800 мм , длина барабана 700 мм , диаметр борта 1300 мм , частота вращения $n = 735 \text{ об/мин}$; к. п. д. принять равным $0,45$.

3.36. Во сколько раз производительность промышленной фильтрующей центрифуги типа АГ больше производительности лабораторной модели, геометрически ей подобной? Размеры промышленной центрифуги больше размеров лабораторной в три раза. Работа ведется на одной и той же суспензии, с одинаковой частотой вращения и при одинаковом времени заполнения барабана осадком.

3.37. Определить производительность шнековой осадительной центрифуги НОГШ-600, работающей на водной суспензии гипса при температуре 50°C . Наименьшие частицы гипса в суспензии имеют диаметр 2 мкм . Техническая характеристика центрифуги: диаметр сливного цилиндра 480 мм ; длина зоны осаждения 350 мм ; частота вращения барабана $n = 1400 \text{ об/мин}$.

3.38. Осаждение частиц какого диаметра обеспечит центрифуга НОГШ-230, если на разделение подавать $3 \text{ м}^3/\text{ч}$ водной суспензии каолина при 35°C ? Техническая характеристика центрифуги: диаметр сливного цилиндра 180 мм ; длина его 164 мм ; частота вращения барабана 1600 об/мин .

3.39. Определить скорость воздуха, необходимую для начала образования взвешенного слоя частиц гранулированного алюмосиликагеля при следующих условиях: температура воздуха 100°C ; плотность алюмосиликагеля (кажущаяся) $\rho = 968 \text{ кг/м}^3$; диаметр частиц $1,2 \text{ мм}$. Каково будет гидравлическое сопротивление, если высота неподвижного слоя 400 мм ?

3.40. В условиях предыдущей задачи определить порозность и высоту взвешенного слоя, если скорость воздуха превышает критическую в $1,7$ раза.

3.41. Определить наибольший диаметр гранулированных частиц угля, начинающих переходить во взвешенное состояние в воздухе при скорости его в аппарате 0,2 м/с. Температура 180 °С. Определить также объемную концентрацию частиц, если скорость воздуха повысится до 0,4 м/с. Плотность угля (кажущаяся) 660 кг/м³.

3.42. Бак диаметром 900 мм и высотой 1100 мм, снабженный мешалкой, заполнен на $\frac{3}{4}$ цилиндрическим маслом ($\rho = 930$ кг/м³, $\mu = 18$ Па·с). Какой мощ-

ности надо установить электродвигатель для трехлопастной пропеллерной мешалки с частотой вращения 180 об/мин?

3.43. Для получения разбавленного раствора минеральная соль интенсивно размешивается с водой при 64 °С посредством лопастной мешалки. Какова частота вращения мешалки, если диаметр ее 0,5 м, а мощность, потребляемая электродвигателем, 0,8 кВт? Физические характеристики для разбавленного раствора принять такие же, как и для воды.

3.44. Лопастная мешалка размером $d_1 = D/3$ заменена на меньшую с $d_2 = D/4$. Размешивание в обоих случаях производится в условиях ламинарного режима. Как изменится частота вращения мешалки при той же мощности электродвигателя?

3.45. Каков должен быть диаметр пропеллерной мешалки для интенсивного перемешивания технического глицерина ($\rho = 1200$ кг/м³, $\mu = 1,6$ Па·с) в баке диаметром 1750 мм при $n = 500$ об/мин и расходе мощности 17 кВт?

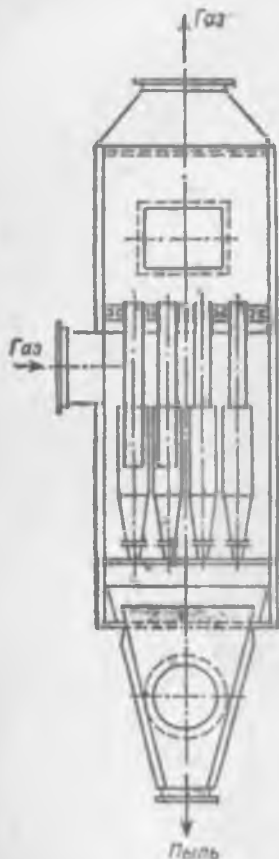


Рис. 3.14. Батарейный циклон.

ПРИМЕР РАСЧЕТА БАТАРЕЙНОГО ЦИКЛОНА [3.2]

В батарейном циклоне (рис. 3.14) требуется очищать от пыли 7800 м³/ч газа при температуре 310 °С. Плотность газа (при 0 °С и 760 мм рт. ст.) 1,3 кг/м³. Барометрическое давление 99 300 Па (745 мм рт. ст.). На входе в батарейный циклон газ находится под разрежением 294 Па (30 мм вод. ст.). Гидравлическое сопротивление батарейного циклона не должно превышать 392 Па (40 мм вод. ст.). Плотность пыли 2450 кг/м³. Запыленность газа 32 г/м³ (при 0 °С и 760 мм рт. ст.). Пыль слабо слипающаяся.

Решение. Характеристики циклонных элементов типа БЦ с розеточным направляющим аппаратом в случае улавливания слабо слипающейся пыли с плотностью 2300 кг/м³ при $\Delta p/\rho = 736$ м²/с² (или $\Delta p/\gamma = 75$ м) приведены в табл. 3.4. На основании данных этой таблицы выбираем циклонные элементы диаметром 150 мм (допускаемая запыленность газа до 35 г/м³).

Определим плотность газа при рабочих условиях:

$$\rho = 1,293 \frac{273 \left(745 - \frac{30}{13,6} \right)}{(273 + 310) 760} = 0,595 \text{ кг/м}^3$$

По условию потеря давления Δp не должна превышать 392 Па (40 мм вод. ст.). Соотношение $\Delta p/\rho = 392/0,595 = 660$ м²/с² (или $\Delta p/\gamma = 40/0,595 = 67,2$ м) не выходит из рекомендуемых пределов 540—736 м²/с² (или 55—75 м).

Для направляющего аппарата типа розетки с углом наклона лопастей к горизонтали 25° коэффициент гидравлического сопротивления $\xi_0 = 90$.

Таблица 3.4

Диаметр элемента, мм	Наибольшая допустимая запыленность газа, г/м ³ (при 0 °С и 760 мм рт. ст.)	Степень улавливания пыли (в %) при диаметре частиц			Коэффициент гидравлического сопротивления ξ_1 при угле наклона лопастей	
		5 мкм	10 мкм	15 мкм	25°	30°
250	75	72	84	93	90	65
150	35	78	88	95		
100	15	82	91	96		

Скорость газа в цилиндрической части циклонного элемента w_d определяем из формулы (3.12):

$$w_d = \sqrt{\frac{2 \Delta p}{\xi_{op}}} = \sqrt{\frac{392 \cdot 2}{90 \cdot 0,595}} = 3,84 \text{ м/с}$$

Расход газа на один элемент батарейного циклона:

$$V_1 = 0,785 D^3 \cdot 3600 w_d = 0,785 \cdot 0,150^3 \cdot 3600 \cdot 3,84 = 244 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Требуемое число элементов:

$$n = 7800/244 = 32$$

Располагаем их в четыре ряда по ходу газа (восемь элементов в каждом ряду).

ПРИМЕР РАСЧЕТА ПЕННОГО ГАЗОПРОМЫВАТЕЛЯ ДЛЯ ОЧИСТКИ ГАЗА ОТ ПЫЛИ [3.8]*

Определить основные размеры пенного газопромывателя для очистки от пыли 50 000 м³/ч газа при 80 °С. Запыленность газа на входе в аппарат $c_{вх} = 0,01 \text{ кг/м}^3$ (при нормальных условиях), степень очистки 0,99.

Решение. Поскольку скорость газа в полном сечении аппарата является основным фактором, от которого зависит хорошее пенообразование и, следовательно, эффективность очистки, важно правильно выбрать расчетную скорость. Верхним пределом допустимой скорости газа является такая его скорость, при которой резко усиливается унос воды в виде брызг. По экспериментальным данным в газопромывателях, имеющих слой пены высотой 30—100 мм, струйный прорыв газа, вызывающий разрушение пены и сильный брызгоунос, начинается при скоростях газа в полном сечении аппарата (под решеткой) от 2,7 до 3,5 м/с.

Чем выше слой пены на решетке и чем больше свободное сечение решетки, тем большая скорость газа возможна без брызгоуноса. Уменьшение диаметра отверстий (при сохранении постоянного свободного сечения решетки) также способствует уменьшению брызгоуноса. Обычно верхним пределом является скорость газа под решеткой $\sim 3 \text{ м/с}$.

Нижним пределом скорости газа для пенного аппарата является такая скорость, при которой сильно уменьшается пенообразование.

Для пенных газопромывателей с большим свободным сечением решетки и большим диаметром отверстий нижним пределом является такая скорость газа, при которой большая часть жидкости протекает через отверстия, в результате

* В литературе описываются новые улучшенные конструкции пенных газопромывателей: с решетками провального типа (А. Ю. Вальдберг, Э. Я. Тарат, М. М. Зайцев. Водоснабжение и санитарная техника. 1969, № 6) и с сотовыми стабилизаторами пены.

3.41. Определить наибольший диаметр гранулированных частиц угля, начинающих переходить во взвешенное состояние в воздухе при скорости его в аппарате 0,2 м/с. Температура 180 °С. Определить также объемную концентрацию частиц, если скорость воздуха повысится до 0,4 м/с. Плотность угля (кажущаяся) 660 кг/м³.

3.42. Бак диаметром 900 мм и высотой 1100 мм, снабженный мешалкой, заполнен на $\frac{2}{3}$ цилиндрическим маслом ($\rho = 930$ кг/м³, $\mu = 18$ Па·с). Какой мощности надо установить электродвигатель для трехлопастной пропеллерной мешалки с частотой вращения 180 об/мин?

3.43. Для получения разбавленного раствора минеральная соль интенсивно размешивается с водой при 64 °С посредством лопастной мешалки. Какова частота вращения мешалки, если диаметр ее 0,5 м, а мощность, потребляемая электродвигателем, 0,8 кВт? Физические характеристики для разбавленного раствора принять такие же, как и для воды.

3.44. Лопастная мешалка размером $d_1 = D/3$ заменена на меньшую с $d_2 = D/4$. Размешивание в обоих случаях производится в условиях ламинарного режима. Как изменится частота вращения мешалки при той же мощности электродвигателя?

3.45. Каков должен быть диаметр пропеллерной мешалки для интенсивного перемешивания технического глицерина ($\rho = 1200$ кг/м³, $\mu = 1,6$ Па·с) в баке диаметром 1750 мм при $n = 500$ об/мин и расходе мощности 17 кВт?

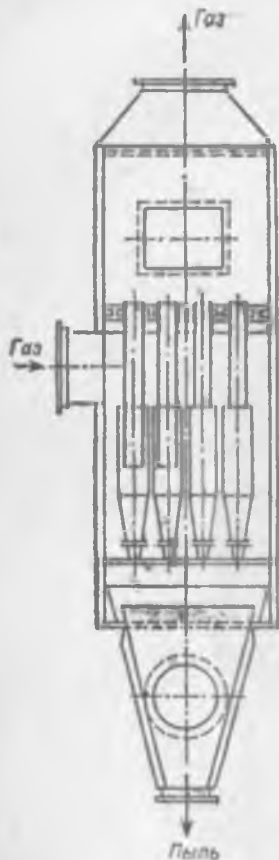


Рис. 3.14. Батарейный циклон.

ПРИМЕР РАСЧЕТА БАТАРЕЙНОГО ЦИКЛОНА [3.2]

В батарейном циклоне (рис. 3.14) требуется очищать от пыли 7800 м³/ч газа при температуре 310 °С. Плотность газа (при 0 °С и 760 мм рт. ст.) 1,3 кг/м³. Барометрическое давление 99300 Па (745 мм рт. ст.). На входе в батарейный циклон газ находится под разрежением 294 Па (30 мм вод. ст.). Гидравлическое сопротивление батарейного циклона не должно превышать 392 Па (40 мм вод. ст.). Плотность пыли 2450 кг/м³. Запыленность газа 32 г/м³ (при 0 °С и 760 мм рт. ст.). Пыль слабо слипающаяся.

Решение. Характеристики циклонных элементов типа БЦ с розеточным направляющим аппаратом в случае улавливания слабо слипающейся пыли с плотностью 2300 кг/м³ при $\Delta p/\rho = 736$ м²/с² (или $\Delta p/\gamma = 75$ м) приведены в табл. 3.4. На основании данных этой таблицы выбираем циклонные элементы диаметром 150 мм (допускаемая запыленность газа до 35 г/м³).

Определим плотность газа при рабочих условиях:

$$\rho = 1,293 \frac{273 \left(745 - \frac{30}{13,6} \right)}{(273 + 310) 760} = 0,595 \text{ кг/м}^3$$

По условию потеря давления Δp не должна превышать 392 Па (40 мм вод. ст.). Соотношение $\Delta p/\rho = 392/0,595 = 660$ м²/с² (или $\Delta p/\gamma = 40/0,595 = 67,2$ м) не выходит из рекомендуемых пределов 540—736 м²/с² (или 55—75 м).

Для направляющего аппарата типа розетки с углом наклона лопастей к горизонту 25° коэффициент гидравлического сопротивления $\xi_0 = 90$.

Таблица 3.4

Диаметр элемента, мм	Наибольшая допустимая запыленность газа, г/м³ (при 0 °С и 760 мм рт. ст.)	Степень улавливания пыли (в %) при диаметре частиц			Коэффициент гидравлического сопротивления ξ_1 при угле наклона лопастей	
		5 мкм	10 мкм	15 мкм	25°	30°
250	75	72	84	93	90	65
150	35	78	88	95		
100	15	82	91	96		

Скорость газа в цилиндрической части циклонного элемента $w_{ц}$ определяем из формулы (3.12):

$$w_{ц} = \sqrt{\frac{2 \Delta p}{\xi_{ср}}} = \sqrt{\frac{392 \cdot 2}{90 \cdot 0,595}} = 3,84 \text{ м/с}$$

Расход газа на один элемент батарейного циклона:

$$V_1 = 0,785 D^2 \cdot 3600 w_{ц} = 0,785 \cdot 0,150^2 \cdot 3600 \cdot 3,84 = 244 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Требуемое число элементов:

$$n = 7800/244 = 32$$

Располагаем их в четыре ряда по ходу газа (восемь элементов в каждом ряду).

ПРИМЕР РАСЧЕТА ПЕННОГО ГАЗОПРОМЫВАТЕЛЯ ДЛЯ ОЧИСТКИ ГАЗА ОТ ПЫЛИ [3.8]*

Определить основные размеры пенного газопромывателя для очистки от пыли 50 000 м³/ч газа при 80 °С. Запыленность газа на входе в аппарат $c_{вх} = 0,01 \text{ кг/м}^3$ (при нормальных условиях), степень очистки 0,99.

Решение. Поскольку скорость газа в полном сечении аппарата является основным фактором, от которого зависит хорошее пенообразование и, следовательно, эффективность очистки, важно правильно выбрать расчетную скорость. Верхним пределом допустимой скорости газа является такая его скорость, при которой резко усиливается унос воды в виде брызг. По экспериментальным данным в газопромывателях, имеющих слой пены высотой 30—100 мм, струйный прорыв газа, вызывающий разрушение пены и сильный брызгоунос, начинается при скоростях газа в полном сечении аппарата (под решеткой) от 2,7 до 3,5 м/с.

Чем выше слой пены на решетке и чем больше свободное сечение решетки, тем большая скорость газа возможна без брызгоуноса. Уменьшение диаметра отверстий (при сохранении постоянного свободного сечения решетки) также способствует уменьшению брызгоуноса. Обычно верхним пределом является скорость газа под решеткой $\sim 3 \text{ м/с}$.

Нижним пределом скорости газа для пенного аппарата является такая скорость, при которой сильно уменьшается пенообразование.

Для пенных газопромывателей с большим свободным сечением решетки и большим диаметром отверстий нижним пределом является такая скорость газа, при которой большая часть жидкости протекает через отверстия, в результате

* В литературе описываются новые улучшенные конструкции пенных газопромывателей: с решетками провального типа (А. Ю. Вальдберг, Э. Я. Тарат, М. М. Зайцев. Водоснабжение и санитарная техника. 1969, № 6) и с сотовыми стабилизаторами пены.

чего высота пены становится ничтожно малой. Для обычных условий нижним пределом расчетной скорости можно считать 1 м/с.

Примем среднюю скорость газа $w = 2,3$ м/с. Определяем площадь поперечного сечения аппарата:

$$f = \frac{50\,000}{3600 \cdot 2,3} = 6 \text{ м}^2$$

Газопромыватель может быть круглого или прямоугольного сечения. В круглом аппарате обеспечивается более равномерный поток газа, в прямоугольном — лучшее распределение жидкости.

Примем аппарат прямоугольного сечения размером 3×2 м с подачей воды посередине (рис. 3.15). Для лучшего распределения газа по площади аппарата ввод газа осуществляется через диффузор.

Расчет количества подаваемой воды проводится различно, в зависимости от температуры поступающего газа. Для холодного газа наибольшее влияние на расход воды оказывают гидродинамические факторы, для горячего газа расход воды определяется тепловым балансом.

При очистке от пыли газов, имеющих температуру ниже 100°C , расчет количества подаваемой воды проводят, исходя из гидродинамики процесса и материального баланса газоочистки. В обычных условиях для сохранения достаточной равномерности пенообразования по всей решетке необходимо, чтобы через отверстия протекало не больше 50% подаваемой воды, так как слишком сильная утечка создает неравномерность высоты слоя воды на решетке.

Расход воды в газопромывателе складывается из расхода воды, идущей в утечку, и расхода воды, идущей на слив с решетки.

Испарением воды при заданной температуре газа можно пренебречь.

Количество воды, протекающей через отверстия решетки, определяется массой уловленной пыли и заданным составом суспензии, а затем подбирается решетка с таким свободным сечением, диаметром отверстий и прочими данными, чтобы обеспечить установленную утечку.

Рис. 3.15. Пенный газопромыватель.

При заданной степени очистки η концентрация пыли в газе после газопромывателя $c_{\text{вых}}$ определяется по формуле *:

$$c_{\text{вых}} = c_{\text{вх}} (1 - \eta) = 0,01 (1 - 0,99) = 0,0001 \text{ кг/м}^3$$

Количество улавливаемой пыли:

$$G_{\text{ул}} = V_0 (c_{\text{вх}} - c_{\text{вых}}) = 50\,000 \frac{273}{273 + 80} (0,01 - 0,0001) = 383 \text{ кг/ч}$$

Если известна концентрация суспензии $c = \text{Т:Ж}$ (в кг/кг), то утечка L_y , т. е. объем воды, необходимый для образования суспензии (в м³/ч), определяется по уравнению:

$$L_y = \frac{KG_{\text{ул}}}{1000c}$$

* Концентрация пыли $c_{\text{вых}}$ отнесена к объему газа перед аппаратом V_0 , приведенному к нормальным условиям. Она незначительно отличается от запыленности газа (в кг/м³) после аппарата, так как количество газа после аппарата увеличивается на 1—2% за счет испарения воды в газопромывателе.

где K — коэффициент распределения пыли между утечкой и сливной водой, выраженный отношением количества пыли, попадающей в утечку, к общему количеству уловленной пыли; обычно $K = 0,6 \div 0,8$.

Концентрация суспензии, как правило, находится в пределах отношения $T:Ж = (1:5) \div (1:10)$. Получение суспензии с $T:Ж > 1:5$ может вызвать забивание отверстий решетки (особенно мелких). Получение суспензии с $T:Ж < 1:10$ неэкономично ввиду ее слишком больших объемов.

Примем $c = 1:8 = 0,125$ кг/кг и $K = 0,7$. Тогда

$$L_y = \frac{0,7 \cdot 383}{1000 \cdot 0,125} = 2,14 \text{ м}^3/\text{ч}$$

на всю решетку или

$$2,14/6 = 0,36 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

на 1 м^2 решетки.

Вследствие трудности определения параметров решетки по заданной утечке, а также учитывая частичное испарение воды после ее протекания через решетку, возьмем коэффициент запаса $\sim 1,5$, т. е. примем $L_y = 1,5 \cdot 2,14 \approx 3,3 \text{ м}^3/\text{ч}$, или $0,55 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Количество сливной воды определяется по формуле:

$$L_{cl} = ib$$

где i — интенсивность потока на сливе с решетки, $\text{м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$; b — ширина решетки перед сливом, равная длине сливного порога, м.

Принимая $i = 1 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$, находим для выбранного типа аппарата (слив на обе стороны):

$$L_{cl} = 1 \cdot 2 \cdot 2 = 4 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Общий расход воды:

$$L = 3,3 + 4 = 7,3 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Удельный расход воды:

$$L_{уд} = \frac{7300}{50000} = 0,146 \text{ дм}^3/\text{м}^3 \text{ газа}$$

Утечка составляет от общего расхода воды L :

$$L_y = \frac{3,3}{7,3} 100 = 45\%$$

что приемлемо (должно быть $L \geq 2L_y$).

Основные характеристики решетки (диаметр и шаг отверстий) подбирают, исходя из необходимой утечки.

Установлено, что утечка воды возрастает с увеличением диаметра отверстий d_0 и высоты исходного слоя * жидкости на решетке h_0 .

Утечка сильно возрастает при уменьшении скорости газа в отверстиях ниже $4-6 \text{ м/с}$ (в зависимости от d_0 и h_0) и резко снижается при увеличении скорости газа выше $13-15 \text{ м/с}$, что может вызвать забивание решетки пылью. Кроме того, повышение скорости газа в отверстиях при небольшом слое воды (пены) на решетке, характерном для газопромывателей, приводит к струйному прорыву газа и сильному брызгообразованию.

Для обеспечения нормальной работы газопромывателя скорость газа w_0 в крупных отверстиях решеток следует выбирать в пределах $8-13 \text{ м/с}$, а для решеток с более мелкими отверстиями в пределах $7-10 \text{ м/с}$, в зависимости от исходной запыленности газа, возможных колебаний газовой нагрузки и других условий.

* Исходным слоем называется высота слоя не вспененной жидкости, идущей на образование слоя пены данной высоты.

Учитывая значительную концентрацию пыли в газе (10 г/м^3 при нормальных условиях) и относительно большую легкость изготовления решеток с крупными отверстиями (меньше отверстий и легче сверловка их), устанавливаем решетку с крупными отверстиями, для которых рекомендуются расчетные скорости газа $8\text{—}13 \text{ м/с}$. Считая, что колебания в нагрузке аппарата по газу будут происходить, в основном, в сторону снижения (обычные условия), выбираем скорость газа $w_0 = 12 \text{ м/с}$.

Тогда отношения площади свободного сечения решетки f_0 к площади сечения аппарата f составит:

$$\frac{f_0}{f} = \frac{w}{w_0 z} = \frac{2,3}{12 \cdot 0,95} = 0,2$$

где $z = 0,95$ — коэффициент, учитывающий, что 5% площади свободного сечения занимают опоры решетки, переливные стенки и т. д.

При разбивке отверстий решетки по шестиугольнику с шагом t заштрихованная площадь на рис. 3.16 равняется:

$$S = tx = t \cdot 2 \sqrt{t^2 - \frac{t^2}{4}} = 1,73t^2$$

Рис. 3.16. Размещение отверстий на решетке.

На эту площадь приходится два отверстия диаметром d_0 . Площадь отверстий:

$$S_0 = 2 \cdot 0,785d_0^2 = 1,57d_0^2$$

Как было найдено выше, отношение S_0/S должно составлять 0,2:

$$\frac{1,57d_0^2}{1,73t^2} = 0,2$$

откуда

$$t = \sqrt{\frac{1,57d_0^2}{1,73 \cdot 0,2}}$$

При диаметре отверстий $d_0 = 5 \text{ мм}$

$$t = \sqrt{\frac{0,91 \cdot 25}{0,2}} = 10,7 \approx 11 \text{ мм}$$

Высота порога на сливе с решетки устанавливается из расчета создания слоя пены перед сливом высотой $60\text{—}100 \text{ мм}$ (в зависимости от заданной степени очистки).

Подсчитаем, какова должна быть высота слоя пены на решетке, чтобы обеспечить заданную степень очистки $\eta = 0,99$.

Коэффициент скорости пылеулавливания

$$K_n = \frac{2\eta w}{2 - \eta} = \frac{2 \cdot 0,99 \cdot 2,3}{2 - 0,99} = 4,5 \text{ м/с}$$

Связь между коэффициентом K_n и высотой слоя пены H при улавливании гидрофильной пыли со средним размером частиц $15\text{—}20 \text{ мкм}$ выражается эмпирической формулой:

$$H = K_n - 1,95w + 0,09 = 4,5 - 1,95 \cdot 2,3 + 0,09 = 0,1 \text{ м}$$

С другой стороны, для пылеуловителей

$$H = 0,806 \omega^{0,5} h_0^{0,5}$$

где h_0 — высота исходного слоя воды на решетке, м.

Отсюда

$$h_0 = \left(\frac{H}{0,806 \omega^{0,5}} \right)^{\frac{1}{0,5}} = \left(\frac{0,1}{0,806 \cdot 2,3^{0,5}} \right)^{\frac{1}{0,5}} = 0,013 \text{ м}$$

Высота исходного слоя жидкости h_0 связана с интенсивностью потока на сливе i и с высотой порога h_{Π} эмпирической зависимостью:

$$h_0 = \varphi \sqrt[3]{i^3} + \psi h_{\Pi}$$

где φ — коэффициент, характеризующий водослив; для производственных расчетов с достаточной точностью можно принять $\varphi = 3$; ψ — степень подпора жидкости порогом, которая может значительно изменяться в зависимости от условий пенообразования; для рабочих условий газопромывателей $\psi \approx 0,4$.

Таким образом, высоту порога (в мм) можно рассчитать по формуле:

$$h_{\Pi} = 2,5 h_0 - 7,5 \sqrt[3]{i^3}$$

В нашем случае: $\omega = 2,3$ м/с, $i = 1$ м³/(м ч). Тогда высота порога:

$$h_{\Pi} = 2,5 \cdot 13 - 7,5 \sqrt[3]{1^3} = 25 \text{ мм}$$

Для обеспечения работы аппарата при колебаниях его режима примем высоту порога 30 мм.

Общая высота газопромывателя складывается из высот отдельных частей его: надрешеточной h_1 , подрешеточной h_2 и бункера h_0 . Эти высоты определяются конструктивно: h_1 — в зависимости от брызгообразования и размеров брызгоуловителя, h_2 — в зависимости от конструкции подвода газа, h_0 — в зависимости от свойств суспензии.

ПРИМЕР РАСЧЕТА БАРАБАННОГО ВАКУУМ-ФИЛЬТРА

Рассчитать барабанный вакуум-фильтр (см. рис. 3.10) производительностью 2,8 т/сутки сухого осадка гидрата закиси никеля по следующим данным: 1) вакуум 53,3·10³ Па (400 мм рт. ст.); 2) среднее удельное сопротивление осадка $r = 43,21 \cdot 10^{10}$ м/кг сухого осадка; 3) удельное сопротивление фильтрующей ткани (диагональ) $r_{\text{тк}} = 11,43 \cdot 10^{10}$ м/м²; 4) масса твердого вещества, отлагающегося на фильтре при получении 1 м³ фильтрата, $s = 207,5$ кг/м³; 5) заданная толщина слоя осадка $\delta = 5$ мм*; 6) объем влажного осадка, получаемого при прохождении через фильтр 1 м³ фильтрата, 0,686 м³/м³; 7) плотность влажного осадка 1220 кг/м³ (при влажности 75,2%), плотность фильтрата 1110 кг/м³; 8) общее число секций фильтра $z = 24$ (по аналогии с применяющимися барабанными фильтрами); 9) динамический коэффициент вязкости фильтрата (при температуре фильтрования 50°C) $\mu = 1,51 \cdot 10^{-3}$ Па·с; 10) время просушки осадка на фильтре $\tau_c = 1,5$ мин; 11) концентрация исходной суспензии 10,67%.

Решение. Расчет вакуум-фильтра сводится к определению необходимой поверхности фильтрования и к подбору фильтра по каталогу.

Поверхность фильтрования F (в м²) можно определить из выражения:

$$F = V_{\text{общ}}/V'$$

где $V_{\text{общ}}$ — производительность фильтра по фильтрату, м³/ч; V' — производительность 1 м² фильтра по фильтрату, равная v/n , м³/(м²·ч); v — производительность 1 м² фильтра за один оборот, м³/м²; n — частота вращения фильтра, об/ч.

* Такая толщина слоя объясняется аморфной структурой осадка; для кристаллических осадков толщина слоя обычно больше (15—20 мм).

Определяем производительность фильтра по фильтрату.

Производительность фильтра по сухому осадку должна составить 2,8 т/сут-ки, или 117 кг/ч. В пересчете на влажный осадок (влажность 75,2%) это будет $(117 \cdot 100)/24,8 = 472$ кг/ч.

Количество суспензии, поступающей на фильтрование, при концентрации ее 10,67% составит $(117 \cdot 100)/10,67 = 1096$ кг/ч. Тогда выход фильтрата будет равен $1096 - 472 = 624$ кг/ч или, при плотности фильтрата 1110 кг/м^3 , $624/1110 = 0,56 \text{ м}^3/\text{ч}$, т. е. $13,4 \text{ м}^3/\text{сутки}$.

Таким образом

$$V_{\text{общ}} = 0,56 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Для определения V' надо знать производительность 1 м^3 фильтра за один оборот, т. е. за время прохождения зоны фильтрования τ , и частоту вращения фильтра в 1 ч.

Известно, что объем влажного осадка, отлагающегося на фильтре при прохождении 1 м^3 фильтрата, равен $0,686 \text{ м}^3/\text{м}^2$. При заданной толщине слоя осадка 5 мм необходимая поверхность зоны фильтрования на 1 м^3 фильтрата $0,686/0,005 = 137,5 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Очевидно, через поверхность зоны фильтрования в 1 м^3 пройдет объем фильтрата:

$$v = 1/137,5 = 0,00728 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

Для определения частоты вращения фильтра надо знать время фильтрования τ (время, за которое образуется осадок толщиной 5 мм). Для этого воспользуемся основным уравнением фильтрования (3.13):

$$V^2 + 2VC = K\tau$$

где $V = 7,28 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$.

Константу K определим по уравнению (3.15):

$$K = \frac{2 \Delta p}{\mu c r} = \frac{2 \cdot 53 \cdot 300}{1,51 \cdot 10^{-3} \cdot 207,5 \cdot 43,21 \cdot 10^{10}} = 0,79 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

где

$$\Delta p = 53 \cdot 300 \text{ Па} = 400 \text{ мм рт. ст.}; \quad \mu = 1,51 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$c = 207,5 \text{ кг/м}^3; \quad r = 43,21 \cdot 10^{10} \text{ м/кг}$$

Константу C определим по уравнению (3.19):

$$C = \frac{r_{\text{тк}}}{rc} = \frac{11,43 \cdot 10^{10}}{43,21 \cdot 10^{10} \cdot 207,5} = 1,28 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$$

Тогда

$$\tau = \frac{7,28^2 \cdot 10^{-6} + 2 \cdot 7,28 \cdot 10^{-3} \cdot 1,28 \cdot 10^{-3}}{0,79 \cdot 10^{-6}} = 91 \text{ с} = 1,52 \text{ мин}$$

Для определения частоты вращения барабана необходимо найти угловую скорость вращения фильтра по формуле:

$$\omega = \frac{360 - \varphi'}{\tau + \tau_e}$$

где $\tau = 1,52$ мин — время фильтрования; $\tau_e = 1,5$ мин — время подсушки осадка; φ' — угол, занимаемый зоной съема осадка и мертвой зоной [принимая его равным $1,23$ рад, или 70° (на основании практических данных)]. Тогда

$$\omega = \frac{2\pi - 1,23}{3,02} = 1,67 \text{ рад/мин}$$

или

$$\omega = \frac{360 - 70}{3,02} = 96,2 \text{ град/мин}$$

Общая продолжительность рабочего цикла, или продолжительность одного оборота барабана:

$$\tau_{об} = 2\pi/1,67 = 360/96,2 \approx 3,8 \text{ мин}$$

Частота вращения фильтра в 1 ч:

$$n = 60/3,8 = 15,8 \text{ об/ч}$$

Время просушки, съема осадка и пребывания в мертвых зонах:

$$\tau_{суш} = 3,8 - 1,52 = 2,28 \text{ мин}$$

Число секций, одновременно находящихся в зоне просушки, в зоне съема осадка и в мертвых зонах:

$$z = 2,28 \cdot 24/3,8 \approx 14$$

В зоне фильтрования находится 10 секций (24—14).

Необходимая поверхность фильтра:

$$F = \frac{V_{осл}}{v\phi} = \frac{0,56}{0,00728 \cdot 15,8} = 4,86 \text{ м}^2$$

Принимаем вакуум-фильтр с поверхностью фильтрования 5 м².

ТЕПЛОПЕРЕДАЧА В ХИМИЧЕСКОЙ АППАРАТУРЕ

ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

Теплопроводность

1. Уравнение теплопроводности для установившегося теплового потока через однослойную плоскую стенку:

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{t_r - t_x}{r} = \frac{\lambda}{\delta} (t_r - t_x) \quad (4.1)$$

где q — удельный тепловой поток (удельная тепловая нагрузка), Вт/м²; Q — тепловой поток (расход теплоты), Вт; F — площадь поверхности стенки, м²; t_r и t_x — температуры горячей и холодной поверхности стенки, К или °С; $r = \delta/\lambda$ — термическое сопротивление стенки, (м²·К)/Вт; δ — толщина стенки, м; λ — коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К).

Уравнение теплопроводности для установившегося теплового потока через многослойную плоскую стенку:

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{t_r - t_x}{\sum r} = \frac{t_r - t_x}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots} \quad (4.2)$$

2. Для цилиндрической однослойной стенки средняя площадь поверхности определяется по формуле:

$$F_{cp} = \pi d_{cp} L = \frac{\pi (d_2 - d_1) L}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \quad (4.3)$$

где d_1 и d_2 — внутренний и наружный диаметры; L — длина цилиндра, м.

Уравнение теплопроводности для установившегося теплового потока через однослойную цилиндрическую стенку:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_r - t_x) F_{cp} = \frac{2\pi\lambda (t_r - t_x) L}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \quad (4.4)$$

Здесь $\delta = (d_2 - d_1)/2$.

Если $d_2/d_1 < 2$, то вместо вычисления по формуле (4.3) можно с достаточной точностью принимать для средней площади поверхности однослойной цилиндрической стенки величину

$$F_{cp} = \frac{\pi (d_1 + d_2) L}{2} \quad (4.5)$$

Уравнение теплопроводности для установившегося теплового потока через многослойную цилиндрическую стенку:

$$Q = \frac{2\pi L (t_r - t_x)}{\sum \frac{1}{\lambda} \ln \frac{d_n}{d_{n-1}}} = \frac{2\pi L (t_r - t_x)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \dots} \quad (4.6)$$

Здесь d_n и d_{n-1} — внутренний и наружный диаметры каждого цилиндрического слоя.

3. При отсутствии экспериментальных данных коэффициент теплопроводности жидкости λ [в Вт/(м·К)] при температуре $\sim 30^\circ\text{C}$ может быть рассчитан по формуле:

$$\lambda_{30} = A c \rho \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} \quad (4.7)$$

где c — удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К); ρ — плотность жидкости, кг/м³; M — молярная масса жидкости, кг/моль; A — коэффициент, зависящий от степени ассоциации жидкости. Для ассоциированных жидкостей (например, воды) $A = 3,58 \cdot 10^{-3}$, для неассоциированных (например, бензола) $A = 4,22 \cdot 10^{-8}$.

Коэффициент теплопроводности жидкости при температуре t определяется по формуле:

$$\lambda_t = \lambda_{30} [1 - e (t - 30)] \quad (4.8)$$

где e — температурный коэффициент. Значения $e \cdot 10^3$:

Анилин 1,4	Метиловый спирт 1,2	Хлорбензол 1,5
Ацетон 2,2	Нитробензол 1,0	Хлороформ 1,8
Бензол 1,8	Пропиловый спирт 1,4	Этилацетат 2,1
Гексан 2,0	Уксусная кислота 1,2	Этиловый спирт 1,4

Коэффициент теплопроводности водного раствора при температуре t определяется по формуле:

$$\lambda_{p,t} = \lambda_{p,30} \frac{\lambda_{w,t}}{\lambda_{w,30}} \quad (4.9)$$

где λ_p и λ_w — коэффициенты теплопроводности раствора и воды.

4. Коэффициент теплопроводности газа [в Вт/(м·К)] при невысоких давлениях может быть вычислен по формуле:

$$\lambda = B c_p \mu \quad (4.10)$$

где μ — динамический коэффициент вязкости газа, Па·с; $B = 0,25(9k - 5)$; $k = c_p/c_v$ — показатель адиабаты; c_p и c_v — удельная теплоемкость газа при постоянном давлении и при постоянном объеме, соответственно, Дж/(кг·К).

Так как для газов данной атомности отношение c_p/c_v есть величина приблизительно постоянная, то для одноатомных газов $B = 2,5$, для двухатомных $B = 1,9$, для трехатомных $B = 1,72$.

Для расчета коэффициента теплопроводности смеси газов правило аддитивности в общем случае неприменимо. Приближенный расчет λ смеси газов см. в примере 4.6.

Теплоотдача

5. В табл. 4.1 дан перечень основных случаев теплоотдачи и соответствующих расчетных уравнений.

Таблица 4.1

Вид теплоотдачи	Номер уравнения
А. Конвективная теплоотдача, не сопровождающаяся изменением агрегатного состояния	
<i>1. Вынужденное движение</i>	
1. Течение в трубах и каналах:	
а) разятое турбулентное течение	(4.17)—(4.22)
б) $Re < 10\,000$	(4.23)—(4.28)
2. Поперечное обтекание пучков труб:	
а) гладких	(4.29)—(4.35)
б) оребренных	(4.36)—(4.37)
3. Течение вдоль плоской поверхности	(4.38)—(4.40)
4. Стеkanie жидкости пленкой по вертикальной поверхности	(4.41)—(4.44)
5. Перемешивание жидкостей мешалками	(4.45)
<i>II. Свободное движение (естественная конвекция)</i>	<i>(4.46)—(4.48)</i>
Б. Теплоотдача при изменении агрегатного состояния	
1. Пленочная конденсация пара	(4.49)—(4.59)
2. Кипение жидкостей	(4.60)—(4.65)
В. Теплоотдача при тепловом излучении твердых тел	(4.66)—(4.71)

6. Основные критерии подобия, входящие в критериальные уравнения конвективной теплоотдачи.

Критерий Нуссельта

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda} \quad (4.11)$$

характеризующий интенсивность перехода теплоты на границе поток — стенка.

Критерий Прандтля

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{\nu}{a} \quad (4.12)$$

характеризующий отношение вязкостных и температуропроводных свойств теплоносителя.

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w l \rho}{\mu} = \frac{w l}{\nu} \quad (4.13)$$

характеризующий соотношение сил инерции и трения в потоке.

Критерий Галилея

$$Ga = \frac{Re^2}{Pr} = \frac{g l^3 \rho^2}{\mu^2} = \frac{g l^3}{\nu^2} \quad (4.14)$$

характеризующий соотношение сил тяжести, инерции и трения в потоке.

Критерий Грасгофа

$$Gr = Ga \beta \Delta t = \frac{g l^3}{\nu^2} \beta \Delta t \quad (4.15)$$

характеризующий соотношение сил трения, инерции и подъемной силы, обусловленной различием плотностей в отдельных точках неизотермического потока.

Критерий Пекле

$$Pe = Re Pr = \frac{w l}{a} = \frac{w c p}{\lambda} \quad (4.16)$$

характеризует соотношение между теплом, переносимым путем конвекции и путем теплопроводности при конвективном теплообмене.

Величины, входящие в выражения для критериев подобия, и их единицы измерения приведены в табл. 4.2.

Таблица 4.2

Величина	Единица измерения
α — коэффициент теплоотдачи	Вт/(м ² · К)
β — коэффициент объемного расширения	К ⁻¹
ρ — плотность	кг/м ³
λ — коэффициент теплопроводности	Вт/(м · К)
Δt — разность температур стенки и жидкости (или наоборот)	К
μ — динамический коэффициент вязкости	Па · с
ν — кинематический коэффициент вязкости	м ² /с
$a = \frac{\lambda}{c p}$ — коэффициент температуропроводности	м ² /с
c — удельная теплоемкость (при постоянном давлении)	Дж/(кг · К)
g — ускорение свободного падения	м/с ²
l — определяющий геометрический размер (для каждой формулы указывается, какой размер является определяющим)	м
w — скорость	м/с
r — теплота парообразования (испарения)	Дж/кг

Физико-химические константы жидкости (газа), входящие в критериальные уравнения конвективной теплоотдачи, необходимо брать по справочным данным при так называемой определяющей температуре. Какая температура принимается за определяющую, указывается для каждого частного случая теплоотдачи. ✓

7. Во многие критериальные уравнения конвективной теплоотдачи входит множитель $(Pr/Pr_{ст})^{0.25}$, учитывающий направление теплового потока и близкий к единице, когда температуры жидкости и стенки не сильно отличаются. При вычислении критерия

$Pr_{ст}$ значения физико-химических констант жидкости надо брать по температуре стенки.

Приближенные значения критерия Pr для капельных жидкостей можно определить по номограмме (рис. XIII). Для воды значения критерия Pr даны в табл. XXXIX.

У капельных жидкостей с возрастанием температуры величина критерия Pr уменьшается — см. рис. XIII. Следовательно, для капельных жидкостей при нагревании $Pr/Pr_{ст} > 1$, а при охлаждении $Pr/Pr_{ст} < 1$. На этом основании при проектировании теплообменников в расчете коэффициентов теплоотдачи для нагреваемых жидкостей можно принимать $(Pr/Pr_{ст})^{0.25} = 1$, допуская небольшую погрешность в сторону уменьшения коэффициента теплоотдачи, т. е. в сторону запаса. Для охлаждающихся жидкостей, когда $Pr/Pr_{ст} \geq 0.5$, с достаточной точностью можно принимать среднее значение $(Pr/Pr_{ст})^{0.25}$, равное 0.93.

Для газов $Pr/Pr_{ст} = 1$ как при нагревании, так и при охлаждении, поскольку для газа данной атомности (при невысоких давлениях) критерий Pr является величиной приблизительно постоянной, не зависящей от температуры и давления.

Приближенные значения критерия Pr для газов, рекомендуемые для расчетов:

Одноатомные газы . . .	0,67
Двухатомные газы . . .	0,72
Трехатомные газы . . .	0,8
Четырех- и многоатомные газы	1,0

8. Теплоотдача при развитом турбулентном течении в прямых трубах и каналах ($Re > 10\,000$).

Расчетная формула:

$$Nu = 0,021 \varepsilon_l Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \quad (4.17)$$

По уравнению (4.17) построена номограмма (рис. XII), рекомендуемая для расчетов.

Выражения для критериев Nu , Re , Pr — см. уравнения (4.11) и следующие, а также табл. 4.2.

Определяющая температура — средняя температура жидкости (газа), определяющий геометрический размер l — эквивалентный диаметр d_s :

$$d_s = \frac{4f}{\Pi} \quad (4.18)$$

где f — площадь поперечного сечения потока, а Π — полный периметр поперечного сечения потока, независимо от того, какая часть этого периметра участвует в теплообмене.

Для труб круглого сечения $d_s = d$.

Значения поправочного коэффициента ε_l , учитывающего влияние на коэффициент теплоотдачи отношения длины трубы L к ее диаметру d , приведены в табл. 4.3.

Таблица 4.3

Значения коэффициента ϵ_i

Значение критерия Re	Отношение L/d				
	10	20	30	40	50 и более
$1 \cdot 10^4$	1,23	1,13	1,07	1,03	1
$2 \cdot 10^4$	1,18	1,10	1,05	1,02	1
$5 \cdot 10^4$	1,13	1,08	1,04	1,02	1
$1 \cdot 10^5$	1,10	1,06	1,03	1,02	1
$1 \cdot 10^6$	1,05	1,03	1,02	1,01	1

Для изогнутых труб (змеевиков) полученное по формуле (4.17) значение α умножают на коэффициент x , учитывающий относительную кривизну змеевика:

$$\alpha_{зм} = x\alpha \quad (4.19)$$

$$x = 1 + 3,54 \frac{d}{D} \quad (4.20)$$

где d — внутренний диаметр трубы змеевика; D — диаметр витка змеевика.

Для газов расчетная формула (4.17) упрощается, так как в этом случае $Pr/Pr_{ст} = 1$, а Pr зависит только от атомности газа:

$$Nu = C_{\epsilon_i} Re^{0,8} \quad (4.21)$$

Например, для воздуха

$$Nu = 0,018\epsilon_i Re^{0,8} \quad (4.22)$$

9. Теплоотдача в прямых трубах и каналах при $(GrPr) < 8 \cdot 10^5$ и $Re < 10\,000$ для вертикального или горизонтального расположения труб (см. табл. 4.4).

а) $Re < 2300$:

$$Nu = 1,55\epsilon_i \left(Pe \frac{d}{L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14} \quad (4.23)$$

Коэффициент ϵ_i ($\epsilon_i \geq 1$) вводится, если перед обогреваемым участком трубы нет участка гидродинамической стабилизации. Величина ϵ_i обычно близка к единице и для приближенных расчетов может не учитываться. Остальные обозначения — см. уравнения (4.11)–(4.16) и табл. 4.2. Для газов $(\mu/\mu_{ст})$ не учитывается.

Определяющая температура $t = 0,5(t_{ст} + t_{ж.ср})$, где $t_{ж.ср} = 0,5(t_{ж.нач} + t_{ж.кон})$.

Формула (4.23) выведена при значениях $0,00067 \leq (\mu/\mu_{ст})$ и $20 \leq \left(Pe \frac{d}{L} \right)$.

При значениях $(\text{Pe} \frac{d}{L}) < 20$ величина Nu асимптотически стремится к предельному значению

$$\text{Nu} \approx 3,66 \quad (4.24)$$

б) $2300 < \text{Re} < 10000$. В этой области надежных расчетных формул нет. Приблизительно расчет (с запасом) можно выполнять по графику (рис. 4.1). Проектировать теплообменники в этом режиме не рекомендуется.

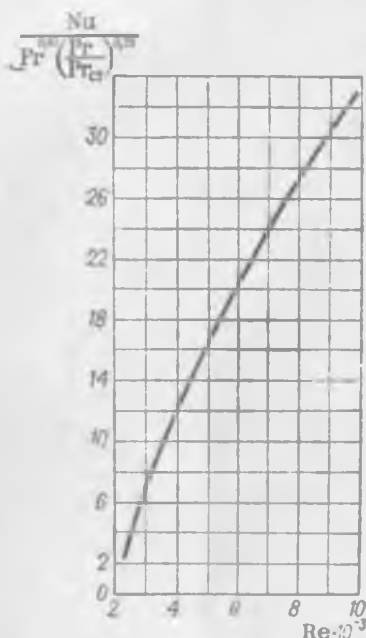


Рис. 4.1. Зависимость $\frac{\text{Nu}}{\text{Pr}^{0.43} \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_{\text{ct}}}\right)^{0.25}}$ от критерия Re при значениях $(\text{Gr Pr}) < 8 \cdot 10^5$.

10. Теплоотдача в прямых трубах и каналах при $(\text{Gr Pr}) > 8 \cdot 10^5$ и $\text{Re} < 10000$ (табл. 4.4).

Определяющая температура $t = 0,5(t_{\text{ст}} + t_{\text{ж. ср}})$.

а) Горизонтальное расположение труб ($\text{Re} < 3500$):

$$\text{Nu} = 0,8 \left(\text{Pe} \frac{d}{L}\right)^{0,4} (\text{Gr Pr})^{0,1} \left(\frac{\mu}{\mu_{\text{ст}}}\right)^{0,14} \quad (4.25)$$

Обозначения — см. в уравнениях (4.11)–(4.16) и табл. 4.2. Для газов $(\mu/\mu_{\text{ст}})$ не учитывают.

Формула (4.25) выведена при значениях $20 \leq (\text{Pe} \frac{d}{L}) \leq 120$; $10^6 \leq (\text{Gr Pr}) \leq 1,3 \cdot 10^7$; $2 \leq \text{Pr} \leq 10$.

При $(\text{Pe} \frac{d}{L}) \leq 10$ значение Nu определяют по уравнению

$$\text{Nu} = 0,5 \left(\text{Pe} \frac{d}{L}\right) \quad (4.26)$$

б) Горизонтальное расположение труб ($\text{Re} > 3500$):

$$\text{Nu} = 0,022 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,4} \left(\frac{\mu}{\mu_{\text{ст}}}\right)^n \quad (4.27)$$

где $n = 0,11$ при нагревании, $n = 0,25$ при охлаждении.

Формулы (4.25) и (4.27) выведены на основании экспериментальных данных при $(\text{Gr Pr}) < 13 \cdot 10^6$. Для приближенных расчетов эти формулы можно применять и при $(\text{Gr Pr}) > 13 \cdot 10^6$.

в) Вертикальное расположение труб при несовпадении свободной и вынужденной конвекции (движение жидкости в вертикальной трубе снизу вверх при охлаждении и сверху вниз при нагревании):

$$\text{Nu} = 0,037 \text{Re}^{0,75} \text{Pr}^{0,4} \left(\frac{\mu}{\mu_{\text{ст}}}\right)^n \quad (4.28)$$

где $n = 0,11$ при нагревании, $n = 0,25$ при охлаждении.

Таблица 4.4

Указатель формул для расчета коэффициентов теплоотдачи в прямых трубах и каналах при $Re < 10\,000$

Значение $GrPr$	Расположение прямых труб	Пределы применения		Номер формулы или рисунка
$< 8 \cdot 10^5$	Любое	$Re < 2\,300$	$20 \leq \left(Pe \frac{d}{L} \right)$	(4.23)
			$\left(Pe \frac{d}{L} \right) < 20$	(4.24)
		$2\,300 < Re < 10\,000$	—	Рис. 4.1
$> 8 \cdot 10^5$	Горизонтальное	$Re < 3\,500$	$20 \leq \left(Pe \frac{d}{L} \right) \leq 120$	(4.25)
			$\left(Pe \frac{d}{L} \right) \leq 10$	(4.26)
		$Re > 3\,500$	—	(4.27)
	Вертикальное при несовпадении свободной и вынужденной конвекции	$250 < Re < 10\,000$	—	(4.28)

Формула (4.28) выведена при значениях $250 < Re < 20\,000$; $1,5 \cdot 10^6 < (GrPr) < 12 \cdot 10^6$. Для приближенных расчетов эту формулу можно применять и при $(GrPr) > 12 \cdot 10^6$.

г) Вертикальное расположение труб при совпадении свободной и вынужденной конвекции (движение жидкости в вертикальной трубе снизу вверх при нагревании и сверху вниз при охлаждении). Коэффициенты теплоотдачи при такой схеме движения теплоносителей значительно ниже коэффициентов теплоотдачи при горизонтальном расположении труб и при вертикальном расположении при несовпадении вынужденной и свободной конвекции. Поэтому аппараты с такими направлениями движения теплоносителей применять не рекомендуется и расчетная формула не приводится.

Сводка расчетных формул при $Re < 10\,000$ приведена в табл. 4.4.

11. Теплоотдача при поперечном обтекании пучка гладких труб

а) Аппараты с однократно-перекрестным движением жидкости. Пример — межтрубное пространство аппарата, изображенного на рис. 4.2. Течение жидкости по $B - B$.

Вид расчетной формулы зависит от величины критерия Re. При $Re < 1000$ для коридорных и шахматных пучков:

$$Nu = 0,56 \varepsilon_{\varphi} Re^{0,5} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_{cr}} \right)^{0,25} \quad (4.29)$$

При $Re > 1000$ для коридорных пучков

$$Nu = 0,22 \varepsilon_{\varphi} Re^{0,65} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_{cr}} \right)^{0,25} \quad (4.30)$$

для шахматных пучков:

$$Nu = 0,4 \varepsilon_{\varphi} Re^{0,6} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_{cr}} \right)^{0,25} \quad (4.31)$$

Определяющая температура — средняя температура жидкости, определяющий размер — наружный диаметр трубы. Расчет скорости w — см. формулу (4.35).

Коэффициентом ε_{φ} учитывается влияние угла атаки φ (рис. 4.3). Значения ε_{φ} приведены в табл. 4.5.

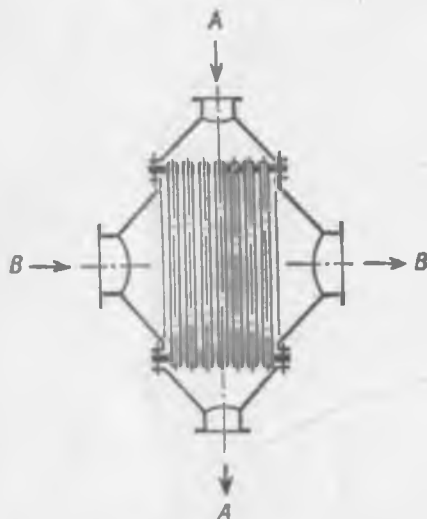


Рис. 4.2. Схема аппарата с однократно-перекрестным движением жидкости.

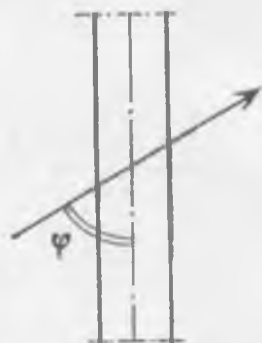


Рис. 4.3. Угол атаки.

По формулам (4.29)—(4.31) находят значения коэффициентов теплоотдачи для третьего и последующих рядов труб в пучке. При достаточно большом числе рядов эти значения приближенно можно считать средними для всего пучка.

Таблица 4.5

φ	90	80	70	60	50	40	30	20	10
ε_{φ}	1	1	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42

Для газов формулы упрощаются, так как $Pr/Pr_{cr} = 1$, а Pr зависит только от атомности газа. Для воздуха при $Re > 1000$

и шахматном расположении труб:

$$Nu = 0,356 e_{\phi} Re^{0,6} \quad (4.32)$$

б) Аппараты с многократно-перекрестным движением жидкости. Пример — межтрубное пространство кожухотрубчатых теплообменников с поперечными перегородками (рис. 4.4); течение жидкости по $B \rightarrow B$.

Применительно к кожухотрубчатым теплообменникам с поперечными перегородками (рис. 4.4) в формулах (4.29) — (4.31) принимают коэффициент $e_{\phi} = 0,6$, учитывая, что теплоноситель в межтрубном пространстве лишь часть пути движется поперек труб и при угле атаки, меньшем 90° ; кроме того, он может протекать через щели между перегородками и кожухом или трубами.

Расположение входного штуцера и сегментных перегородок для одно- и двухходового кожухотрубчатых теплообменников показано на рис. II и III.

Поперечные перегородки в межтрубном пространстве рекомендуется размещать на таком расстоянии друг от друга, чтобы живое сечение продольного потока в сегментном вырезе перегородки было равно живому сечению поперечного потока у края перегородки.

При соблюдении этого условия для стрелки сегмента $b = 0,25 D_{\text{вн}}$ расстояние между перегородками l будет равно:

$$l = \frac{b}{1,415 \psi} \quad (4.33)$$

Здесь ψ — коэффициент, зависящий только от наружного диаметра d и шага t труб:

$$\psi = \frac{1 - (d/t)}{1 - 0,9 (d/t)^2} \quad (4.34)$$

При других соотношениях b и $D_{\text{вн}}$ расчет можно выполнять приближенно по этим же формулам.

Расчетная скорость потока:

$$w = V/S_{\text{с.ж}} \quad (4.35)$$

где V — расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; $S_{\text{с.ж}}$ — площадь проходного сечения в вырезе перегородки, м^2 . Для стандартных теплообменников в ГОСТах приводятся площади проходных сечений.

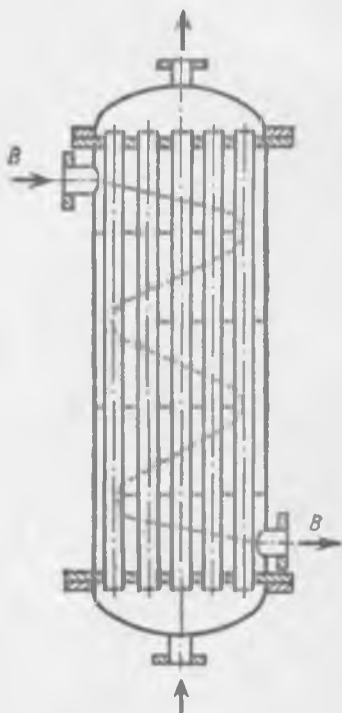


Рис. 4.4. Кожухотрубчатый теплообменник с сегментными поперечными перегородками.

12. Теплоотдача при обтекании пучка труб с поперечными ребрами.

Расчетная формула имеет вид:

$$Nu = C \left(\frac{d}{t} \right)^{-0,54} \left(\frac{h}{t} \right)^{-0,14} Re^n Pr^{0,4} \quad (4.36)$$

В этой формуле (рис. 4.5): d — наружный диаметр несущей трубы, м; t — шаг ребер, м; $h = (D - d)/2$ — высота ребра, м.

Для коридорных пучков: $C = 0,116$, $n = 0,72$; для шахматных пучков: $C = 0,25$, $n = 0,65$.

Определяющая температура — средняя температура жидкости, определяющий размер — шаг ребер t .

Формула (4.36) применима при значениях $Re = 3000 \div 25\,000$ и $3 < (d/t) < 4,8$.

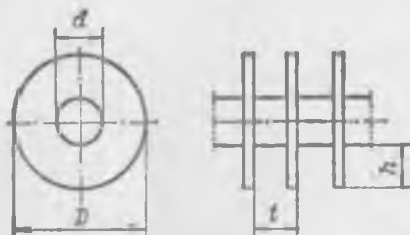


Рис. 4.5. Труба с поперечными ребрами.

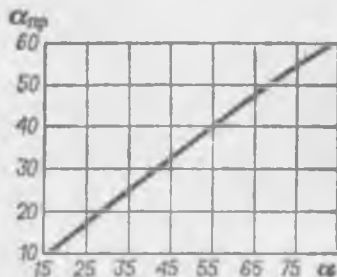


Рис. 4.6. Зависимость $\alpha_{пр}$ от α .

По вычисленному из уравнения (4.36) коэффициенту теплоотдачи определяют по графику (рис. 4.6) так называемый приведенный коэффициент теплоотдачи $\alpha_{пр}$, который и подставляют в формулу для коэффициента теплопередачи (отнесенного к полной площади наружной поверхности F_n):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{пр}} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{F_n}{F_{в}} + \sum r_{ст}} \quad (4.37)$$

где F_n — площадь полной наружной поверхности оребренной трубы на единицу длины, включая поверхность ребер; $F_{в}$ — площадь внутренней поверхности несущей трубы на единицу длины; α_2 — коэффициент теплоотдачи для потока, проходящего внутри трубы, Вт/(м²·К); $\sum r_{ст}$ — сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений.

13. Теплоотдача при течении вдоль плоской поверхности.

Расчетные формулы:

а) $Re < 5 \cdot 10^5$

$$Nu = 0,66 Re^{0,5} Pr^{0,33} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \quad (4.38)$$

$$6) Re > 5 \cdot 10^5$$

$$Nu = 0,037 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cr}} \right)^{0,25} \quad (4.39)$$

Определяющая температура — средняя температура жидкости, определяющий размер — длина обтекаемой стенки по направлению движения потока.

Для расчетов по формуле (4.39) можно использовать номограмму (рис. XII), умножая полученное значение критерия Nu на величину $0,037/0,021 = 1,76$.

Для газов формулы упрощаются. Для воздуха уравнение (4.39) приводится к виду:

$$Nu = 0,032 Re^{0,8} \quad (4.40)$$

14. Теплоотдача при стекании жидкости пленкой по вертикальной поверхности.

а) При турбулентном стекании пленки ($Re > 2000$):

$$Nu = 0,01 (Ga Pr Re)^{1/3} \quad (4.41)$$

б) При ламинарном стекании пленки ($Re < 2000$):

$$Nu = 0,67 (Ga^2 Pr^3 Re)^{1/9} \quad (4.42)$$

Определяющая температура — средняя температура пограничного слоя, равная $0,5(t_{cr} + t_{ср.ж})$. Определяющие размеры в критериях Nu, Ga и Re разные:

$$Nu = \frac{\alpha H}{\lambda}; \quad Ga = \frac{H^3 \rho^2 g}{\mu^3}; \quad Re = \frac{w d_3 \rho}{\mu}$$

где H — высота поверхности, м; $d_3 = 4f/\Pi$ — эквивалентный диаметр пленки, м; f — площадь поперечного сечения пленки, м²; Π — омываемый пленкой периметр, м.

Применительно к трубчатым пленочным теплообменникам, в которых жидкость стекает пленкой по внутренней поверхности вертикальной трубы, имеем:

$$f = \pi (d - b) b; \quad \Pi = \pi d; \quad d_3 = \frac{4f}{\Pi} = \frac{4(d - b)b}{d}$$

где d — внутренний диаметр трубы, м; b — толщина пленки, м.

Если в пленочном теплообменнике, состоящем из n труб, в секунду стекает по трубам G кг жидкости, то из уравнения расхода получаем:

$$w_p = \frac{G}{\rho n} = \frac{G}{\pi (d - b) b n}$$

Следовательно

$$Re = \frac{w d_3 \rho}{\mu} = \frac{4G}{\pi d b \mu} = \frac{4\Gamma}{\mu} \quad (4.43)$$

где $\Gamma = \frac{G}{\pi d n} = \frac{G}{\Pi}$ — линейная плотность орошения, кг/(м·с).

При $Re \leq 1500$ толщина пленки b определяется теоретическим уравнением:

$$b = \sqrt[3]{\frac{3G\mu}{Pr^2g}} \quad (4.44)$$

15. Теплоотдача при перемешивании жидкостей мешалками*.

Коэффициент теплоотдачи в аппаратах со змеевиками, рубашками и мешалкой можно рассчитать по уравнению:

$$Nu = C Re^m Pr^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14} \Gamma^{-1} \quad (4.45)$$

где

$$Nu = \frac{\alpha d_m}{\lambda}; \quad Re = \frac{\rho n d_m^2}{\mu}; \quad \Gamma = \frac{D}{d_m}$$

D — диаметр сосуда; n — частота вращения мешалки; d_m — диаметр окружности, ометаемой мешалкой; $\mu_{ст}$ — динамический коэффициент вязкости жидкости при температуре стенки рубашки или змеевика; μ — динамический коэффициент вязкости жидкости при средней температуре $0,5(t_{ср. ж} + t_{ст})$.

Значения остальных физических констант надо брать при средней температуре жидкости в сосуде $t_{ср. ж}$.

Для аппаратов с рубашками: $C = 0,36$, $m = 0,67$; для аппаратов со змеевиками: $C = 0,87$, $m = 0,62$.

Формула (4.45) дает удовлетворительные результаты для турбинных, пропеллерных и лопастных мешалок с $\Gamma = D/d_m = 2,5 \div 4$ в аппаратах диаметром до 1,5 м.

16. Теплоотдача при свободном движении (при естественной конвекции).

Расчетные уравнения:

А. Теплоотдача снаружи горизонтальных труб при $10^3 < GrPr < 10^9$:

$$Nu = 0,5 (Gr Pr)^{0,25} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \quad (4.46)$$

Б. Для вертикальных поверхностей, плоских и цилиндрических:

а) при $10^3 < GrPr < 10^9$

$$Nu = 0,76 (Gr Pr)^{0,25} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \quad (4.47)$$

б) при $GrPr > 10^9$

$$Nu = 0,15 (Gr Pr)^{0,33} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \quad (4.48)$$

Определяющая температура — температура окружающей трубу среды; определяющий размер: для горизонтальных труб — диаметр, для вертикальных поверхностей — высота.

* См. также [3.19], [3.20].

17. Теплоотдача при пленочной конденсации пара.

В приведенных ниже формулах все физические свойства определяются по температуре конденсации (насыщения) $t_{\text{конд}}$ [4.1, с. 134].

А. Конденсация чистого насыщенного пара.

а) Конденсация пара на наружной поверхности пучка вертикальных труб высотой H при ламинарном режиме течения пленки конденсата с учетом волнообразования в пленке:

$$\alpha_{\text{конд}} = 2,04 e_t \sqrt{\frac{\lambda^3 \rho^3 r}{\mu \Delta t H}} = 3,78 e_t \lambda \sqrt[3]{\frac{\rho^3 d n}{\mu \bar{G}}} \quad (4.49)$$

где e_t — поправочный коэффициент, учитывающий зависимость физических свойств конденсата от температуры; λ — коэффициент теплопроводности конденсата, Вт/(м·К); ρ — плотность конденсата, кг/м³; r — теплота конденсации (парообразования), Дж/кг; μ — динамический коэффициент вязкости конденсата, Па·с; Δt — разность температур конденсации и поверхности стенки, К; d — наружный диаметр труб, м; n — число труб; $\bar{G}$ — массовый расход конденсирующегося пара, кг/с.

Поправочный коэффициент e_t определяется по формуле [4.1, с. 134]:

$$e_t = \left[\left(\frac{\lambda_{\text{ст}}}{\lambda} \right)^3 \frac{\mu}{\mu_{\text{ст}}} \right]^{0,125} \quad (4.50)$$

Индекс «ст» означает, что $\lambda_{\text{ст}}$ и $\mu_{\text{ст}}$ определяют при температуре поверхности стенки, соприкасающейся с конденсирующимся паром. Значение e_t для очень вязких конденсатов (например, паров глицерина) при больших перепадах Δt может иметь значительную величину. Для жидкостей с небольшой вязкостью, например для воды, величину e_t можно принять равной единице.

Примечание. Зависимости (4.49) связывает уравнение:

$$\bar{r} \bar{G} = \alpha_{\text{конд}} \Delta t (\pi d n H) \quad (4.51)$$

Для водяного пара в случае конденсации на пучке вертикальных труб при $e_t = 1$:

$$\alpha_{\text{конд}} = 2,04 \frac{A_t}{(H \Delta t)^{0,25}} = 3,78 B_t \sqrt[3]{\frac{d n}{\bar{G}}} \quad (4.52)$$

где $A_t = \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^3 r}{\mu}}$; $B_t = \lambda \sqrt[3]{\frac{\rho^3}{\mu}}$.

Значения A_t и B_t для воды в зависимости от температуры конденсации $t_{\text{конд}}$ приведены в табл. 4.6.

б) Конденсация на наружной поверхности пучка горизонтальных труб.

Температура конденсации водяного пара $t_{\text{конд}}, ^\circ\text{C}$	100	110	120	140	160	180
A_t B_t	6960 1010	7100 1040	7240 1070	7420 1120	7490 1150	7520 1170

Средний для всего пучка коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_{\text{ср}} = 1,28 \epsilon_t \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r}{\mu \Delta t d}} = 2,02 \epsilon_t \lambda \sqrt[3]{\frac{\rho^2 n L}{\mu G}} \quad (4.53)$$

где ϵ — коэффициент, зависящий от расположения труб в пучке и расчетного числа труб n , в каждом вертикальном ряду (рис. 4.7); L — длина труб, м. Остальные обозначения — см. формулу (4.49).

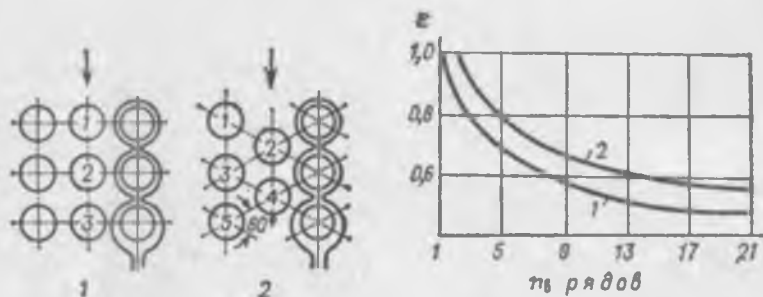


Рис. 4.7. Зависимость усредненного для всего пучка коэффициента от числа труб по вертикали n_v и порядка определения n_v для коридорного (1) и шахматного (2) расположения труб.

Число труб n , можно определить по ГОСТ 15118—69 (см. табл. 4.14).

Для водяного пара в случае конденсации на пучке горизонтальных труб при $\epsilon_t = 1$:

$$\alpha_{\text{ср}} = 1,28 \epsilon \frac{A_t}{(d \Delta t)^{0.25}} = 2,02 \epsilon B_t \sqrt[3]{\frac{n L}{G}} \quad (4.54)$$

Значения A_t и B_t — см. табл. 4.6.

При технических расчетах в тех случаях, когда второй коэффициент теплоотдачи значительно ниже, для конденсирующегося водяного пара можно принимать приближенно $\alpha_{\text{конд}} = 10\,000 \div 12\,000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.

в) Подставляя в формулы для $\alpha_{\text{конд}}$ значение $\Delta t_{\text{конд}} = q/\alpha_{\text{конд}}$ (где q — удельная тепловая нагрузка, $\text{Вт}/\text{м}^2$), получаем: для вертикальных поверхностей

$$\alpha_{\text{конд}} = 1,21 \lambda \left(\frac{\rho^2 r g}{\mu H} \right)^{1/3} q^{-1/3} \quad (4.55)$$

для одиночных горизонтальных труб

$$\alpha_{\text{конд}} = 0,645\lambda \left(\frac{\rho^2 r g}{\mu d} \right)^{1/3} q^{-1/3} \quad (4.56)$$

г) Конденсация пара внутри горизонтальных труб и змеевиков. Общая критериальная зависимость для случая конденсации водяного пара приводится к виду [5.2]:

$$\alpha_{\text{конд}} = 1,36 A q^{0,5} L^{0,35} d^{-0,25} \quad (4.57)$$

или

$$\alpha_{\text{конд}} = 1,85 A^2 \Delta t_{\text{конд}} L^{0,7} d^{-0,5} \quad (4.58)$$

где A — коэффициент, объединяющий физико-химические константы воды и пара (его значения в зависимости от температуры

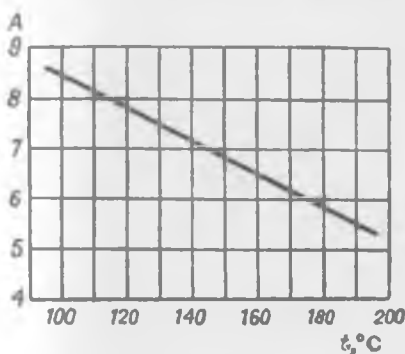


Рис. 4.8. Значения коэффициента A [формулы (4.57), (4.58)].

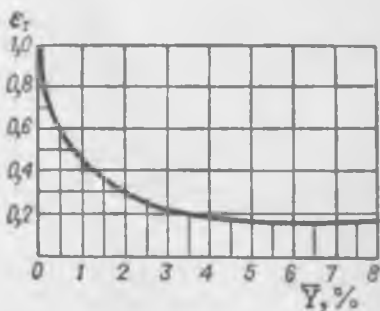


Рис. 4.9. Зависимость поправочного коэффициента ϵ_T от концентрации воздуха в паре.

конденсации приведены на рис. 4.8); q — удельная тепловая нагрузка, Вт/м²; L — длина трубы, м; d — внутренний диаметр трубы, м.

При конденсации пара в змеевиках длина змеевика не должна быть очень большой, так как в нижней части длинных змеевиков скапливается конденсат, что ухудшает теплоотдачу; кроме того, уменьшается давление пара, что приводит к снижению полезной разности температур.

По практическим данным, для паровых змеевиков начальная скорость пара в змеевике не должна превышать ~ 30 м/с. При средней разности температур $\Delta t_{\text{ср}} = 30 \div 40$ К предельное наибольшее отношение длины змеевика к диаметру трубы L/d в зависимости от давления пара $p_{\text{абс}}$ составляет:

$p_{\text{абс}},$				
кПа	490,5	294,3	147,1	78,5
кгс/см ²	5	3	1,5	0,8
$(L/d)_{\text{макс}}$	275	225	175	125

При других значениях $\Delta t_{\text{ср}}$ для паровых змеевиков приведенные значения L/d следует умножать на коэффициент $6/\sqrt{\Delta t_{\text{ср}}}$.

Б. Конденсация пара, содержащего неконденсирующийся газ (воздух).

Если пар содержит воздух или другой неконденсирующийся газ, то теплоотдача при конденсации сильно ухудшается. На рис. 4.9 приведены полученные опытным путем значения отношения $\epsilon_r = \alpha_v / \alpha_{\text{конд}}$ в зависимости от концентрации Y воздуха в паре.

Здесь $\alpha_{\text{конд}}$ — коэффициент теплоотдачи при конденсации чистого пара, рассчитываемый по уравнениям (4.49) — (4.58); α_v — то же при содержании воздуха в паре; Y — относительная массовая концентрация воздуха в паре, кг воздуха/кг пара [или % (масс.)].

В. Конденсация чистого перегретого пара.

а) Если температура стенки выше температуры насыщения, то конденсации нет и теплоотдачу рассчитывают как для охлаждающегося газа.

б) Если температура стенки ниже температуры насыщения, то расчет теплоотдачи ведут по формулам (4.49) и (4.58), но вместо теплоты конденсации r подставляют сумму теплот конденсации и перегрева:

$$r' = r + c_p (t_n - t_{\text{конд}}) \quad (4.59)$$

где c_p — теплоемкость перегретого пара, Дж/(кг·К); t_n — начальная температура перегретого пара, К; $t_{\text{конд}}$ — температура конденсации, К.

За Δt в формулах (4.49) и (4.58) при конденсации перегретого пара принимается также разность температур насыщенного пара и стенки.

18. Теплоотдача при кипении жидкостей.

При развитии пузырькового кипения, когда удельная тепловая нагрузка q меньше критической ($q_{\text{кр.1}}$), коэффициент теплоотдачи для кипящей жидкости может быть рассчитан [4.1] по уравнению, связывающему коэффициент теплоотдачи $\alpha_{\text{кип}}$ с тепловым потоком (или с движущей силой $\Delta t_{\text{кип}}$) и физическими свойствами жидкости:

$$\alpha_{\text{кип}} = b \left(\frac{\lambda^2}{\nu \sigma T_{\text{кип}}} \right)^{1/3} q^{2/3} \quad (4.60)$$

или

$$\alpha_{\text{кип}} = b^3 \left(\frac{\lambda^2}{\nu \sigma T_{\text{кип}}} \right) \Delta t_{\text{кип}}^2 \quad (4.61)$$

Здесь b — безразмерный коэффициент, зависящий только от отношения плотностей жидкости и пара:

$$b = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}} - 1 \right)^{-2/3} \right] \quad (4.62)$$

(значения коэффициента b даны на рис. 4.10); σ — поверхностное натяжение, Н/м; $T_{\text{кип}}$ — температура кипения, К; q — удельная тепловая нагрузка, Вт/м²; $\Delta t = t_{\text{ст}} - t_{\text{кип}}$. Остальные обозначения

ния — см. табл. 4.2. Все физико-химические константы следует брать при температуре кипения.

По формуле (4.60) можно рассчитывать коэффициенты теплоотдачи при кипении жидкости в большом объеме и в трубах. Отклонения экспериментальных данных от рассчитанных по формуле (4.60) лежат в пределах $\pm 35\%$. Значительное влияние на теплоотдачу при кипении жидкостей оказывают материал, состояние, чистота поверхности нагрева.

Для кипящей воды формула (4.60) имеет вид:

$$\alpha_{\text{кип}} = \frac{3,4 p^{0,18}}{1 - 0,0045 p} q^{2/3} \quad (4.63)$$

где p — давление (абсолютное), кгс/см².

Величина критической тепловой нагрузки $q_{\text{кр.1}}$ при кипении жидкости на горизонтальных трубах в большом объеме определяется уравнением (при $p_{\text{ж}} \gg p_{\text{п}}$):

$$q_{\text{кр.1}} = 0,14 r \sqrt{p_{\text{п}}} \sqrt[4]{\sigma g p_{\text{ж}}} \quad (4.64)$$

где r — теплота парообразования, Дж/кг.

Отклонения экспериментальных данных от рассчитанных по формуле (4.64) также лежат в пределах $\pm 35\%$.

Для приближенного расчета коэффициента теплоотдачи при пузырьковом кипении жидкости в большом объеме на внешней поверхности пучков труб и в вертикальных испарителях в области умеренных тепловых нагрузок (до $0,4 q_{\text{кр}}$) и давлений $p_{\text{абс}} = 0,2 \div 10$ кгс/см² можно применять [4.12] формулу:

$$\alpha_{\text{кип}} = 2,72 \phi p_{\text{абс}}^{0,4} q^{0,7} \quad (4.65)$$

где ϕ — множитель, учитывающий физические свойства жидкости; $p_{\text{абс}}$ выражено в кгс/см².

Экспериментально найденные значения ϕ (для кипения на поверхности труб из цветных металлов):

Бензол	0,31	9% водный раствор NaCl . .	0,86
Газолин	0,27	24% водный раствор NaCl . .	0,62
Гептан	0,46	10% водный раствор Na ₂ SO ₄ .	0,91
Вода	1	Керосин	0,31—0,56
26% водный раствор глицерина .	0,83	Метиловый спирт	0,36
25% водный раствор сахара . .	0,57	Этиловый спирт	0,45

19. Теплоотдача при тепловом излучении твердых тел.

Количество теплоты, переходящей от более нагретого тела к менее нагретому посредством лученспускания, определяется по

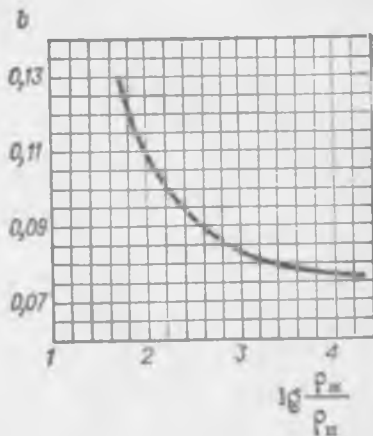


Рис. 4.10. Значения коэффициента b в формулах (4.60) и (4.61).

уравнению:

$$Q_{\lambda} = C_{1-2} \Phi F \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \quad (4.66)$$

где Q_{λ} — количество теплоты, передаваемой лучеиспусканием в единицу времени, Вт; F — площадь поверхности излучения, м²; C_{1-2} — коэффициент излучения, Вт/(м²·К⁴); T_1 — температура поверхности более нагретого тела, К; T_2 — температура поверхности менее нагретого тела, К; Φ — угловой коэффициент, безразмерный.

Коэффициент излучения C_{1-2} зависит от взаимного расположения и степени черноты ϵ излучающих поверхностей, имеющих температуры T_1 и T_2 .

а) Если одно тело, площадь поверхности излучения которого равна F_1 , расположено внутри полого тела с площадью поверхности излучения F_2 , то $F = F_1$, угловой коэффициент $\Phi = 1$ и

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_4} \right)} \quad (4.67)$$

где $C_1 = \epsilon_1 C_4$ — коэффициент лучеиспускания меньшего тела; $C_2 = \epsilon_2 C_4$ — коэффициент лучеиспускания большего (охватывающего) тела; $C_4 = 5,7$ Вт/(м²·К⁴) — коэффициент излучения абсолютно черного тела; ϵ_1 и ϵ_2 — степени черноты поверхности меньшего и большего тела.

Значения ϵ для некоторых материалов:

Алюминий	0,05—0,07	Краска масляная	0,78—0,96
Асбест	0,96	Лак	0,8—0,98
Вода	0,93	Медь	0,57—0,87
Гипс	0,78—0,9	Свинец	0,28
Дерево строганое	0,9	Стекло	0,94
Железо (сталь) окисленное	0,74—0,96	Чугун шероховатый окисленный	0,96
Кладка кирпичная	0,93	Штукатурка	0,93

б) Если площадь F_2 очень велика по сравнению с F_1 (например, аппарат в цехе), т. е. отношение F_1/F_2 близко к нулю, то коэффициент излучения $C_{1-2} = C_1$.

в) Если $F_1 = F_2$ (две параллельные бесконечно большие поверхности), то

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_4}} \quad (4.68)$$

Суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией:

$$\alpha = \alpha_{\lambda} + \alpha_{\kappa} \quad (4.69)$$

где

$$\alpha_{\lambda} = \frac{Q_{\lambda}}{(T_1 - T_2) F} = \frac{C_{1-2} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{T_1 - T_2} \quad (4.70)$$

α_n — коэффициент теплоотдачи конвекцией, определяемый по соответствующим формулам для свободного или вынужденного движения.

Для расчета тепловых потерь аппаратов, находящихся в закрытых помещениях, при температуре поверхности аппарата до 150°C можно пользоваться приближенной формулой:

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \Delta t \quad (4.71)$$

где α — суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; Δt — разность температур поверхности аппарата и окружающего воздуха, К .

Теплопередача в поверхностных теплообменниках

Основную группу теплообменных аппаратов, применяемых в промышленности, составляют поверхностные теплообменники, в которых теплота от горячего теплоносителя передается холодному теплоносителю через разделяющую их стенку. Другую группу составляют теплообменники смешения, в которых теплота передается при непосредственном соприкосновении горячего и холодного теплоносителей.

20. Уравнение теплопередачи:

$$Q = KF \Delta t_{\text{ср}} \quad (4.72)$$

где Q — тепловой поток (расход передаваемой теплоты), Вт ; K — коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; F — площадь поверхности теплопередачи, м^2 ; $\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя разность температур горячего и холодного теплоносителя, К .

Удельная тепловая нагрузка (удельный тепловой поток):

$$q = \frac{Q}{F} = K \Delta t_{\text{ср}} \quad (4.73)$$

Для плоской поверхности коэффициент теплопередачи K в формулах (4.72) и (4.73) равняется:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_r} + \sum r_{\text{ст}} + \frac{1}{\alpha_x}} \quad (4.74)$$

где α_r и α_x — коэффициенты теплоотдачи для горячего и холодного теплоносителя, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $\sum r_{\text{ст}}$ — сумма термических сопротивлений всех слоев, из которых состоит стенка, включая слои загрязнений, $(\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}$.

Уравнения (4.72) — (4.74) с достаточной точностью можно применять и для расчета теплопередачи через цилиндрическую стенку, если $d_{\text{вн}} > 0,5 d_{\text{нар}}$.

Площадь поверхности теплопередачи трубчатых аппаратов $F_{\text{пп}}$ (в м^2) определяют (с небольшим запасом) по формуле:

$$F_{\text{пп}} = \pi d_x n L \quad (4.75)$$

Здесь $d_x = d_{\text{вн}}$, если $\alpha_{\text{нар}} \gg \alpha_{\text{вн}}$; $d_x = 0,5 (d_{\text{нар}} + d_{\text{вн}})$, если $\alpha_{\text{нар}} \leq \alpha_{\text{вн}}$; n — число труб; L — длина (высота) труб, м .

Для трубчатого теплообменника, состоящего из n труб длиной каждая L (в м), уравнение теплопередачи может быть представлено в виде:

$$Q = K_L n L \Delta t_{\text{ср}} \quad (4.76)$$

Здесь коэффициент теплопередачи на 1 м длины K_L [в Вт/(м·К)] равен:

$$K_L = \frac{\pi}{\frac{1}{\alpha_{\text{вн}} d_{\text{вн}}} + \sum \frac{1}{2\lambda} \frac{d_{\text{нар}}}{d_{\text{вн}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{нар}} d_{\text{нар}}} + \sum \frac{r_{\text{загр}}}{d_{\text{загр}}}} \quad (4.77)$$

где λ — коэффициент теплопроводности материала стенки, Вт/(м·К).

Тепловая проводимость загрязнений на стенках ($1/r_{\text{загр}}$) зависит от рода теплоносителя, его температуры и скорости, а также от материала стенки, температуры нагревающей среды и длительности работы аппарата без чистки, т. е. в конечном счете от рода осадка или продукта коррозии. Точные данные о $r_{\text{загр}}$ можно получить только опытным путем.

Приближенно учесть влияние загрязнений стенок можно, исходя из ориентировочных значений тепловой проводимости загрязнений, приведенных в табл. XXXI.

При редких чистках аппарата или сильной коррозии значение $1/r_{\text{загр}}$ может уменьшаться до 500 Вт/(м²·К) и ниже.

21. Средняя разность температур $\Delta t_{\text{ср}}$, входящая в уравнение теплопередачи, определяется следующим образом.

а) Для противотока и прямотока:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{2,3 \lg \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}} \quad (4.78)$$

где Δt_6 и Δt_m — большая и меньшая разности температур на концах теплообменника.

Если отношение $(\Delta t_6/\Delta t_m) < 2$, то с достаточной точностью вместо уравнения (4.78) можно применять уравнение

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_6 + \Delta t_m}{2} \quad (4.79)$$

Следует отметить, что из уравнения (4.78) вытекает: если $\Delta t_6 = 0$ или $\Delta t_m = 0$, то и $\Delta t_{\text{ср}} = 0$; если $\Delta t_6 = \Delta t_m$, то $\Delta t_{\text{ср}} = \Delta t_6 = \Delta t_m$.

Если температура одного из теплоносителей в процессе теплопередачи не меняется вдоль поверхности (конденсация насыщенного пара, кипение жидкости), то среднюю разность температур $\Delta t_{\text{ср}}$ также определяют по уравнениям (4.78) или (4.79).

Формулы (4.78) и (4.79) применимы при условии, что в теплообменнике значение коэффициента теплопередачи K и произведение массового расхода на удельную теплоемкость Gc для каждого

из теплоносителей можно считать постоянными вдоль всей поверхности теплообмена.

В тех случаях, когда вдоль поверхности теплообмена значительно меняется величина коэффициента теплопередачи K (или величина произведения Gc), применение средней логарифмической разности температур [уравнение (4.78)] становится недопустимым.

В этих случаях дифференциальное уравнение теплопередачи решают методом графического интегрирования — см. пример 4.26.

б) Для смешанного тока в многоходовых теплообменниках и для перекрестного тока:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \epsilon_{\Delta t} \Delta t_{\text{пр}} \quad (4.80)$$

где $\epsilon_{\Delta t}$ — поправочный коэффициент к средней разности температур $\Delta t_{\text{пр}}$, вычисленной для противотока.

Значение коэффициента $\epsilon_{\Delta t}$ берется из специальных графиков [0.24, 4.1]. Примеры таких графиков даны на рис. VIII.

В многоходовых теплообменниках с простым смешанным током (один ход в межтрубном пространстве и четное число ходов в трубном — см. рис. 4.15 и 4.20) среднюю разность температур можно рассчитать по формуле [0.4]:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{A}{2,3 \lg \frac{\Delta t_6 + \Delta t_m + A}{\Delta t_6 + \Delta t_m - A}} \quad (4.81)$$

где Δt_6 и Δt_m — большая и меньшая разности температур на концах теплообменника при противотоке с теми же начальными и конечными температурами теплоносителей; $A = \sqrt{\delta T^2 + \delta t^2}$; $\delta T = T_{\text{нач}} - T_{\text{кон}}$ — изменение температуры горячего теплоносителя; $\delta t = t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}$ — изменение температуры холодного теплоносителя.

22. Определение средних температур теплоносителей.

В большинстве критериальных уравнений теплоотдачи значения физико-химических констант теплоносителя отнесены к его средней температуре, которая находится следующим образом.

Для того теплоносителя, у которого температура изменяется в теплообменнике на меньшее число градусов, средняя температура определяется как средняя арифметическая между начальной и конечной:

$$t_{\text{ср}_1} = \frac{t_{\text{нач}_1} + t_{\text{кон}_1}}{2}$$

Для второго теплоносителя среднюю температуру находят по формуле:

$$t_{\text{ср}_2} = t_{\text{ср}_1} \pm \Delta t_{\text{ср}} \quad (4.82)$$

Последнее уравнение справедливо и в том случае, когда температура первого теплоносителя постоянна вдоль поверхности теплообмена.

Теплопередача при непосредственном соприкосновении потоков

23. Обобщенное уравнение для определения коэффициента теплопередачи от охлаждающегося ненасыщенного газа к жидкости в скрубберах с насадками:

$$Ki = 0,01 Re_r^{0,7} Re_{ж}^{0,7} Pr_r^{0,33} \quad (4.83)$$

Здесь $Ki = \frac{K d_s}{\lambda_r}$ — критерий Кирпичева; $Re_r = \frac{4 \omega_{\phi} \rho_r}{\sigma \mu_r}$ — критерий Рейнольдса для газа; $Re_{ж} = \frac{4L}{\sigma \mu_{ж}}$ — критерий Рейнольдса для жидкости; $Pr_r = \frac{c_p \mu_r}{\lambda_r}$ — критерий Прандтля для газа; K — коэффициент теплопередачи от газа к жидкости, Вт/(м²·К); $d_s = \frac{4V_{св}}{\sigma}$ — эквивалентный диаметр насадки, м; $V_{св}$ — свободный объем насадки, м³/м³; σ — удельная поверхность насадки, м²/м³; ω_{ϕ} — фиктивная скорость газа в скруббере (отнесенная к полному поперечному сечению скруббера), м/с; L — плотность орошения, кг/(м²·с); λ_r — коэффициент теплопроводности газа, Вт/(м·К); μ_r — динамический коэффициент вязкости газа, Па·с; ρ_r — плотность газа, кг/м³; $\mu_{ж}$ — динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с.

Формула (4.83) получена по экспериментальным данным для охлаждения воздуха от 80 до 2 °С при удельном орошении водой, равном 3,5—10 м³/(м²·ч).

24. Обобщенное уравнение для коэффициента испарения с поверхности жидкости в турбулентный газовый поток при вынужденном его движении:

$$Nu'_r = 0,027 Re_r^{0,8} (Pr'_r)^{0,33} \quad (4.84)$$

где $Nu'_r = \frac{\beta d}{D_r}$ — диффузионный критерий Нуссельта; $Pr'_r = \frac{\nu_r}{D_r}$ — диффузионный критерий Прандтля для газа; β — коэффициент испарения, м/с; D_r — коэффициент диффузии, м²/с; ν_r — кинематический коэффициент вязкости, м²/с.

Для случая охлаждения воздухом воды, стекающей пленкой внутри каналов, по которым проходит воздух ($Pr'_r = 0,63$):

$$Nu_r = 0,019 Re_r^{0,83} \quad (4.85)$$

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи

В табл. 4.7 приведены приближенные значения коэффициентов теплоотдачи (с округлением) для воды и воздуха, вычисленные по вышеприведенным формулам для основных случаев конвективной теплоотдачи, а в табл. 4.8 — ориентировочные значения коэф-

Таблица 4.7

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи [в Вт/(м² · К)]

Вид теплоотдачи	Вода	Воздух ($\rho_{\text{абс}} \approx 1 \text{ кгс/см}^3$)	Примечание
Вынужденное турбулентное течение: а) в трубах и каналах	1200—5800	35—60	$d = 30 \text{ мм}$. Приведенные значения α соответствуют скоростям для воды от 0,2 до 1,5 м/с, для воздуха—8—15 м/с
б) при поперечном обтекании труб	3100—10 000	70—100	Шахматный пучок; $\epsilon_{\varphi} = 1$
Свободное движение	250—900 $\checkmark$	3—9	
Кипение воды	2000—24 000 $\checkmark$		Давление атмосферное. Значения α соответствуют $\Delta t = 5 \div 15 \text{ К}$
Конденсация насыщенного водяного пара на наружной поверхности горизонтальной трубы	9300—15 000		Давление насыщенного пара (абс.) 4 кгс/см ² ; $d = 30 \text{ мм}$. Значения α соответствуют $\Delta t = 35 \div 5 \text{ К}$

Таблица 4.8

Ориентировочные значения коэффициентов теплопередачи [в Вт/(м² · К)]

Вид теплообмена	Вынужденное движение	Свободное движение
От газа к газу (при невысоких давлениях) . . .	10—40	4—12
От газа к жидкости (газовые холодильники) . . .	10—60	6—20
От конденсирующегося пара к газу (воздухоподогреватели)	10—60	6—12
От жидкости к жидкости (вода)	800—1700 $\checkmark$	140—340
От жидкости к жидкости (углеводороды, масла)	120—270	30—60
От конденсирующегося пара к воде (конденсаторы, подогреватели)	800—3500	300—1200
От конденсирующегося пара к органическим жидкостям (подогреватели)	120—340	60—170
От конденсирующегося пара органических веществ к воде (конденсаторы)	300—800	230—460
От конденсирующегося пара к кипящей жидкости (испарители)	—	300—2500

коэффициентов теплопередачи, полученные практически для различных случаев теплообмена.

ПРИМЕРЫ

Пример 4.1. Аппарат диаметром 2 м и высотой 5 м покрыт слоем теплоизоляции из асбеста толщиной 75 мм. Температура стенки аппарата 146 °С, температура наружной поверхности

изоляции 40°C. Определить расход теплоты (тепловой поток) через слой изоляции.

Решение. Средняя площадь, через которую проходит теплота:

$$F_{\text{ср}} = \pi \left(D_{\text{ср}} L + 2 \frac{D^2}{4} \right) = 3,14 (2,075 \cdot 5 + 0,5 \cdot 2^2) = 38,8 \text{ м}^2$$

Коэффициент теплопроводности асбеста $\lambda = 0,151 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ находим по табл. XXVIII.

Тепловой поток через изоляцию:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{\text{г}} - t_{\text{х}}) F_{\text{ср}} = \frac{0,151}{0,075} (146 - 40) 38,8 = 8280 \text{ Вт}$$

Пример 4.2. Рассчитать коэффициент теплопроводности жидкого нитробензола при 120°C.

Решение. Удельная теплоемкость нитробензола (табл. XXVI) $c = 1380 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$.

Плотность нитробензола при 30°C $\rho \approx 1200 \text{ кг/м}^3$ (табл. IV).

Коэффициент теплопроводности нитробензола при 30°C по формуле (4.7):

$$\lambda_{30} = A_{\text{ср}} \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} = 4,22 \cdot 10^{-8} \cdot 1380 \cdot 1200 \sqrt[3]{\frac{1200}{123}} = 0,149 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$$

где $A = 4,22 \cdot 10^{-8}$ для неассоциированных жидкостей; $M = 123 \text{ кг/кмоль}$ — молярная масса нитробензола.

Коэффициент теплопроводности нитробензола при 120°C по формуле (4.8):

$$\lambda_t = \lambda_{30} [1 - \varepsilon (t - 30)] = 0,149 [1 - 1,0 \cdot 10^{-3} (120 - 30)] = 0,136 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$$

По экспериментальным данным (рис. X) $\lambda_t = 0,137 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$.

Пример 4.3. Рассчитать коэффициент теплопроводности 25% водного раствора хлористого натрия при 80°C. Плотность 25% раствора хлористого натрия $\rho = 1189 \text{ кг/м}^3$.

Решение. По номограмме (рис. XI) удельная теплоемкость 25% раствора хлористого натрия при 30°C равна $c = 3390 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$.

Молярная масса раствора:

$$M = 0,907 \cdot 18 + 0,093 \cdot 58,5 = 21,7 \text{ кг/кмоль}$$

где $0,093 = \frac{25/58,5}{\frac{25}{58,5} + \frac{75}{18}}$ — молярная доля хлористого натрия в растворе.

Коэффициент теплопроводности 25% раствора хлористого натрия при 30°C по формуле (4.7):

$$\lambda_{30} = 3,58 \cdot 10^{-8} \cdot 3390 \cdot 1189 \sqrt[3]{\frac{1189}{21,7}} = 0,548 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплопроводности раствора при 80 °С по формуле (4.9):

$$\lambda_{80} = 0,548 \frac{0,674}{0,615} = 0,60 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$$

где 0,674 и 0,615 Вт/(м·К) — коэффициенты теплопроводности воды при 80 и 30 °С (рис. X).

Пример 4.4. Вычислить коэффициент теплопроводности для жидкого метана при $t = -160,6^\circ\text{C}$ и сопоставить полученное значение с экспериментальным.

Решение. Жидкий метан относится к неассоциированным жидкостям.

$$\lambda = A c_p \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} = 4,22 \cdot 10^{-8} \cdot 3,47 \cdot 10^3 \cdot 423 \sqrt[3]{\frac{423}{16}} = 0,184 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$$

где $A = 4,22 \cdot 10^{-8}$ для неассоциированных жидкостей; $c = 3,47 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость жидкого метана при $T = 112,6$ К; $\rho = 423$ кг/м³ — плотность жидкого метана; $M = 16$ кг/кмоль — молярная масса метана.

По справочнику [4.13] коэффициент теплопроводности жидкого метана при $t = -160,6^\circ\text{C}$ равен 0,194 Вт/(м·К). Погрешность при вычислении по формуле (4.7) составляет:

$$\frac{0,194 - 0,184}{0,184} 100 = 5,4\%$$

Пример 4.5. Рассчитать коэффициент теплопроводности сухого воздуха при 300 °С.

Решение. По формуле (4.10):

$$\lambda = B c_{v\mu} = 1,9 \cdot 0,748 \cdot 10^3 \cdot 2,97 \cdot 10^{-5} = 0,0422 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$$

Здесь $B = 1,9$ для двухатомных газов; c_v — удельная теплоемкость при постоянном объеме, определяется из отношения $c_p/c_v = 1,4$

$$c_v = \frac{c_p}{1,4} = \frac{1,05 \cdot 10^3}{1,4} = 0,748 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$$

$c_p = 1,05 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость сухого воздуха при 300 °С; $\mu = 2,97 \cdot 10^{-5}$ Па·с — динамический коэффициент вязкости воздуха при 300 °С.

Пример 4.6. Вычислить коэффициент теплопроводности при 0 °С для газовой смеси состава: Н₂ — 50%, СО — 40%, N₂ — 10% (по объему).

Решение. Правило аддитивности неприменимо. Приближенно можно определить коэффициент теплопроводности смеси газов

по формуле (4.10). Выпишем значения физико-химических констант для отдельных компонентов смеси:

Компонент	ρ_0 , кг/м ³	$\varepsilon_p \cdot 10^{-3}$, Дж/(кг·К)	$k = \frac{c_p}{c_v}$	$\mu \cdot 10^3$, Па·с
H ₂	0,09	10,14	1,41	0,00842
CO	1,25	0,75	1,4	0,0166
N ₂	1,25	0,75	1,4	0,017

Находим массовый состав газовой смеси:

Компонент	м ³ [% (об.)]	кг	% (масс.)
H ₂	50	50 · 0,09 = 4,5	6,7
CO	40	40 · 1,25 = 50,0	74,6
N ₂	10	10 · 1,25 = 12,5	18,7
Итого	100	67,0	100,0

Вычисляем c_v для смеси газов:

$$c_v = 0,067 \cdot 10,14 \cdot 10^3 + 0,746 \cdot 0,75 \cdot 10^3 + 0,187 \cdot 0,75 \cdot 10^3 = 1,379 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг·К)}$$

Находим динамический коэффициент вязкости газовой смеси по формуле (1.12) и по табл. XI:

$$\mu_{см} = \frac{(0,5 \cdot 8,13 \cdot 0,00842 + 0,4 \cdot 61,4 \cdot 0,0166 + 0,1 \cdot 59,5 \cdot 0,017) \cdot 10^{-3}}{0,5 \cdot 8,13 + 0,4 \cdot 61,4 + 0,1 \cdot 59,5} = 0,0156 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с}$$

Вычисляем коэффициент B в формуле (4.10):

$$B = 0,25 (9 \cdot 1,4 - 5) = 1,9$$

Определяем коэффициент теплопроводности газовой смеси:

$$\lambda_{см} = B c_v \mu_{см} = 1,9 \cdot 1,379 \cdot 10^3 \cdot 0,0156 \cdot 10^{-3} = 0,041 \text{ Вт/(м·К)}$$

Если рассчитать коэффициент теплопроводности газовой смеси по правилу аддитивности, воспользовавшись данными табл. XXX, то получим:

для аддитивности по объему

$$\lambda_{см} = 0,0926 \text{ Вт/(м·К)}$$

по массе

$$\lambda_{см} = 0,0317 \text{ Вт/(м·К)}$$

Пример 4.7. Стенка печи состоит из двух слоев: огнеупорного кирпича ($\delta_1 = 500$ мм) и строительного кирпича ($\delta_2 = 250$ мм). Температура внутри печи 1300°C , температура окружающего пространства 25°C . Определить: а) потери теплоты с 1 м^2 поверхности стенки и б) температуру t_3 на грани между огнеупорным и строительным кирпичом. Коэффициент теплоотдачи от печных га-

зов к стенке $\alpha_1 = 34,8 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; коэффициент теплоотдачи от стенки к воздуху $\alpha_2 = 16,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Коэффициент теплопроводности огнеупорного кирпича $\lambda_1 = 1,16 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; коэффициент теплопроводности строительного кирпича $\lambda_2 = 0,58 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$.

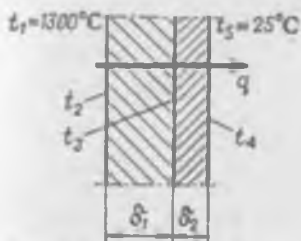


Рис. 4.11 (к примеру 4.7).

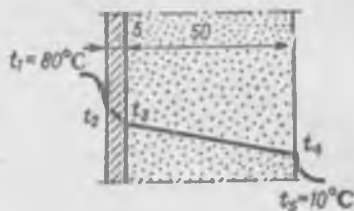


Рис. 4.12 (к примеру 4.8).

Решение. Схема процесса теплопередачи через стенку печи изображена на рис. 4.11.

а) Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{34,8} + \frac{0,5}{1,16} + \frac{0,25}{0,58} + \frac{1}{16,2}} = 1,05 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Потери теплоты с 1 м² поверхности стенки:

$$q = K(t_1 - t_2) = 1,05(1300 - 25) = 1340 \text{ Вт}/\text{м}^2$$

б) Температура t_3 на грани между огнеупорным и строительным кирпичом может быть найдена из системы уравнений:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_2 - t_3)$$

откуда

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 1300 - \frac{1340}{34,8} = 1261 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_3 = t_2 - \frac{q\delta_1}{\lambda_1} = 1261 - \frac{1340 \cdot 0,5}{1,16} = 684 \text{ }^\circ\text{C}$$

Строительный кирпич может применяться до 800°C. Следовательно, температура на внутренней поверхности строительного кирпича $t_3 = 684 \text{ }^\circ\text{C}$ допустима.

Пример 4.8. Определить температуры внутренней t_2 и наружной t_3 поверхностной стенки теплообменника, а также температуру t_4 наружной поверхности изоляции, которой покрыт аппарат. Температура жидкости в теплообменнике $t_1 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$, температура наружного воздуха $t_5 = 10 \text{ }^\circ\text{C}$. Теплообменник сделан из стали; толщина стальной стенки $\delta_{\text{ст}} = 5 \text{ мм}$, толщина изоляции $\delta_{\text{из}} = 50 \text{ мм}$. Коэффициент теплоотдачи от жидкости к стенке аппарата $\alpha_1 = 232 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, коэффициент теплоотдачи от поверхности изоляции к воздуху $\alpha_2 = 10,4 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, коэффициент теплопроводности изоляции $\lambda_{\text{из}} = 0,12 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$.

Решение. На рис. 4.12 дан схематический разрез стенки аппарата, покрытого изоляцией.

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_{из}}{\lambda_{из}} + \frac{1}{\alpha_2}} =$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{232} + \frac{0,005}{46,5} + \frac{0,05}{0,12} + \frac{1}{10,4}} = 1,86 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

где $\lambda_{ст} = 46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ (табл. XXVIII).

Удельный тепловой поток:

$$q = K(t_1 - t_5) = 1,86(80 - 10) = 130 \text{ Вт}/\text{м}^2$$

Температуры t_2 , t_3 и t_4 определяются из системы уравнений:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_{ст}}{\delta_{ст}}(t_2 - t_3) = \alpha_2(t_4 - t_5)$$

Температура внутренней поверхности стенки аппарата:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 80 - \frac{130}{232} = 79,4^\circ\text{C}$$

Температура наружной поверхности стенки аппарата:

$$t_3 = t_2 - q \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} = 79,4 - \frac{130 \cdot 0,005}{46,5} \approx 79,4^\circ\text{C}$$

Температура наружной поверхности изоляции:

$$t_4 = \frac{q}{\alpha_2} + t_5 = \frac{130}{10,4} + 10 = 22,4^\circ\text{C}$$

Как видим, при наличии изоляции термическим сопротивлением стальной стенки можно пренебречь ($t_2 \approx t_3$).

Пример 4.9. Определить среднюю температуру стенки в паровом подогревателе, в котором греющим паром ($\rho_{\text{вс}} = 4 \text{ кгс}/\text{см}^2$)

подогревается: а) воздух при атмосферном давлении; б) вода. Средняя температура как воздуха, так и воды 30°C . Толщина стенки стальных труб $\delta_{ст} = 4 \text{ мм}$. Коэффициенты теплоотдачи для пара, воздуха и воды взять приближенно по средним данным табл. 4.7 (турбулентное течение в трубах). Учесть наличие ржавчины на обеих сторонах стенки. Тепловая проводимость одного слоя ржавчины: $1/r_{\text{рж}} = 2320 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Обозначение температур — см. на рис. 4.13.

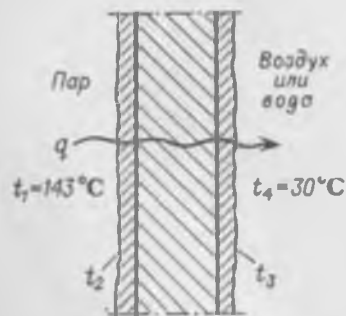


Рис. 4.13 (к примеру 4.9).

Решение. Температуры поверхностей стенки t_2 и t_3 найдем из системы уравнений:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \alpha_2(t_3 - t_4)$$

Температура конденсации водяного пара при $\rho_{\text{вс}} = 4 \text{ кгс}/\text{см}^2$ равняется 143°C (табл. LVII).

а) Паром нагревается воздух.
Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{пж} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + r_{пж} + \frac{1}{\alpha_2}} =$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{13\,300} + \frac{1}{2320} + \frac{0,004}{46,5} + \frac{1}{2320} + \frac{1}{46,4}} = 44,3 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Здесь коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося пара $\alpha_1 = 13\,300 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$, для воздуха $\alpha_2 = 46,4 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$, коэффициент теплопроводности стали (табл. XXVIII) $\lambda_{ст} = 46,5 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$.

Удельный тепловой поток:

$$q = K(t_1 - t_2) = 44,3(143 - 30) = 5010 \text{ Вт/м}^2$$

Температура t_2 :

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{5010}{13\,300} = 142,6^\circ \text{C}$$

Температура t_3 :

$$t_3 = t_4 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{5010}{46,4} = 138^\circ \text{C}$$

Средняя температура стенки:

$$t_{ср} = \frac{t_2 + t_3}{2} = 140^\circ \text{C}$$

б) Паром нагревается вода.
Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{пж} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + r_{пж} + \frac{1}{\alpha_2}} =$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{13\,300} + \frac{1}{2320} + \frac{0,004}{46,5} + \frac{1}{2320} + \frac{1}{3420}} = 761 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Здесь коэффициент теплоотдачи для воды $\alpha_2 = 3420 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$.
Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K(t_1 - t_4) = 761(143 - 30) = 86\,000 \text{ Вт/м}^2$$

Температура t_2 :

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{86\,000}{13\,340} = 136,5^\circ \text{C}$$

Температура t_3 :

$$t_3 = t_4 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{86\,000}{3420} = 55,2^\circ \text{C}$$

Средняя температура стенки:

$$t_{\text{ср}} = \frac{t_2 + t_3}{2} = \frac{136,5 + 55,2}{2} = 96^\circ\text{C}$$

Пример 4.10. В противоточный трубчатый конденсатор поступает 200 кг/ч аммиака под давлением $p_{\text{абс}} = 11,9$ кгс/см² при температуре 95 °С. Конденсатор охлаждается водой, поступающей при температуре 15 °С. Жидкий аммиак выходит из аппарата при температуре конденсации.

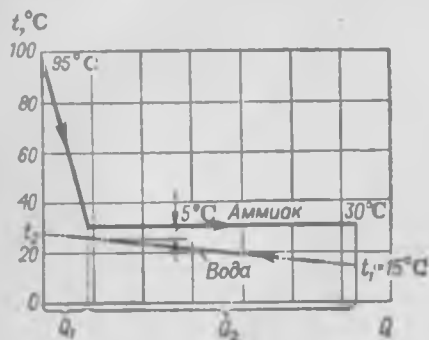


Рис. 4.14 (к примеру 4.10).

Какое количество воды надо подавать в конденсатор, если наименьшая разность температур аммиака и воды в конденсаторе допускается в 5 К; какую температуру будет иметь вода на выходе из конденсатора?

Решение. По $T-S$ диаграмме для аммиака (рис. XXVI) или по табл. XLVIII находим, что температура конденсации аммиака под давлением

$p_{\text{абс}} = 11,9$ кгс/см² равняется 30 °С. Следовательно, входящий в конденсатор с температурой 95 °С аммиак находится в состоянии перегретого пара. Для охлаждения его при постоянном давлении $p_{\text{абс}} = 11,9$ кгс/см² от 95 °С до начала конденсации, т. е. до 30 °С, необходимо отнять теплоты:

$$Q_1 = \frac{200 (1647 \cdot 10^3 - 1467 \cdot 10^3)}{3600} = 10\,000 \text{ Вт}$$

где $(1647 \cdot 10^3 - 1467 \cdot 10^3)$ Дж/кг — разность удельных энтальпий паров аммиака при давлении $p_{\text{абс}} = 11,9$ кгс/см² и температурах 95 и 30 °С — см. диаграмму $T-S$ (рис. XXVI).

Для того чтобы затем сконденсировать пар аммиака в жидкость, необходимо отнять теплоты:

$$Q_2 = \frac{200 (1467 \cdot 10^3 - 323 \cdot 10^3)}{3600} = 63\,600 \text{ Вт}$$

где $323 \cdot 10^3$ Дж/кг — удельная энтальпия жидкого аммиака при $p_{\text{абс}} = 11,9$ кгс/см² и $t = 30^\circ\text{C}$.

Таким образом, водой должно быть отнято теплоты:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 10\,000 + 63\,600 = 73\,600 \text{ Вт}$$

Изменение температуры аммиака в конденсаторе в зависимости от количества отданной им теплоты изображено на рис. 4.14.

Исходя из условия, что разность температур аммиака и воды в любом сечении конденсатора не должна быть меньше $5^\circ\text{C} = 5 \text{ K}$, принимаем температуру воды в том сечении конденсатора, где начинается конденсация аммиака и имеется наименьшая разность

температур, равной $30 - 5 = 25^\circ\text{C}$. Удельная теплоемкость воды при $0-100^\circ\text{C}$ равна $4,19 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К). Тогда необходимый расход воды может быть найден из уравнения:

$$63\,600 = G_w \cdot 4,19 \cdot 10^3 (25 - 15)$$

откуда $G_w = 1,515$ кг/с.

Температуру воды на выходе из конденсатора t_2 определим из уравнения:

$$73\,600 = 1,515 \cdot 4,19 \cdot 10^3 (t_2 - 15)$$

откуда

$$t_2 = \frac{73\,600}{1,515 \cdot 4,19 \cdot 10^3} + 288 = 299,6 \text{ К} = 26,6^\circ\text{C}$$

Пример 4.11. Теплота крекинг-остатка, уходящего из крекинг-установки, используется для подогрева нефти, которая поступает для переработки на эту установку. Определить среднюю разность температур в теплообменнике между обогревающим крекинг-остатком и нагреваемой нефтью, если крекинг-остаток имеет температуры $t_{\text{нач}} = 300^\circ\text{C}$, $t_{\text{кон}} = 200^\circ\text{C}$, а нефть $t_{\text{нач}} = 25^\circ\text{C}$, $t_{\text{кон}} = 175^\circ\text{C}$.

Решение. Рассмотрим два случая.

1 случай. Прямоток — обе жидкости движутся в одном направлении:

$$\begin{array}{ccc} 300 & \longrightarrow & 200 \\ 25 & \longrightarrow & 175 \end{array}; \quad \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m} = \frac{275}{25} > 2$$

Следовательно

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{275 - 25}{2,3 \lg \frac{275}{25}} = 104^\circ\text{C} = 104 \text{ К}$$

2 случай. Противоток — жидкости движутся в противоположных направлениях:

$$\begin{array}{ccc} 300 & \longrightarrow & 200 \\ 175 & \longleftarrow & 25 \end{array}; \quad \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m} = \frac{175}{125} < 2$$

Следовательно

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{125 + 175}{2} = 150^\circ\text{C} = 150 \text{ К}$$

Если рассчитать среднюю разность температур для противотока как среднюю логарифмическую, получим $149^\circ\text{C} = 149 \text{ К}$.

Из приведенного расчета следует, что при прочих равных условиях средняя разность температур при противотоке больше, чем при прямотоке.

Необходимо отметить, что в случае противотока обогреваемая жидкость (нефть) может быть нагрета до температуры, горизо

более высокой, чем 175°C (например, до 290°C), а крекинг-остаток может быть охлажден много ниже 200°C . Это является основным преимуществом противотока.

Пример 4.12. Определить среднюю разность температур в многоходовом теплообменнике, имеющем один ход в межтрубном пространстве и два хода в трубном (рис. 4.15):

Начальная температура	горячего теплоносителя	$T_1 = 80^{\circ}\text{C}$
Конечная	»	$T_2 = 40^{\circ}\text{C}$
Начальная	холодного	$t_1 = 20^{\circ}\text{C}$
Конечная	»	$t_2 = 40^{\circ}\text{C}$

Решение. Воспользуемся формулой (4.81):

$$A = \sqrt{\delta T^2 + \delta t^2} = \sqrt{40^2 + 20^2} = 44,7$$

Температурная схема при противотоке:

$$\begin{array}{ccc} 80 & \longrightarrow & 40 \\ 40 & \longleftarrow & 20 \\ \hline \Delta t_G = 40 & & \Delta t_M = 20 \end{array}$$

Средняя разность температур в многоходовом теплообменнике:

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{ср}} &= \frac{A}{2,3 \lg \frac{\Delta t_G + \Delta t_M + A}{\Delta t_G + \Delta t_M - A}} = \\ &= \frac{44,7}{2,3 \lg \frac{40 + 20 + 44,7}{40 + 20 - 44,7}} = 23,2^{\circ}\text{C} = 23,2 \text{ K} \end{aligned}$$

Сделаем расчет по формуле (4.80):

$$\Delta t_{\text{ср}} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{\text{пр}}$$

Вычислим среднюю разность температур для противотока:

$$\Delta t_{\text{пр}} = \frac{40 + 20}{2} = 30^{\circ}\text{C} = 30 \text{ K}$$

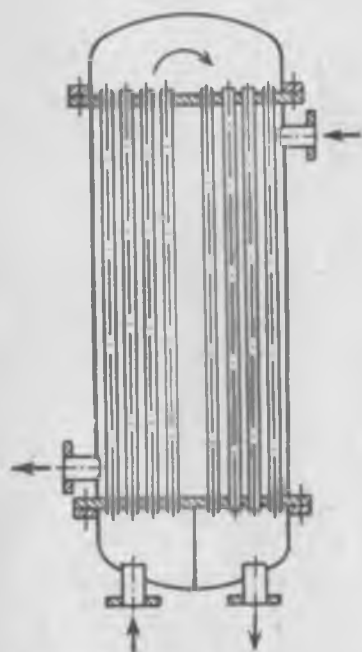


Рис. 4.15 (к примеру 4.12).

Найдем величины P и R (см. рис. VIII):

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{40 - 20}{80 - 20} = 0,33$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{80 - 40}{40 - 20} = 2$$

По графику (рис. VIII, а) определяем значение поправочного коэффициента $\varepsilon_{\Delta t}$. При $P = 0,33$ и $R = 2$ находим $\varepsilon_{\Delta t} = 0,78$. Следовательно, средняя разность температур в многоходовом теплообменнике:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{\text{пр}} = 0,78 \cdot 30 = 23,4^{\circ}\text{C} = 23,4 \text{ K}$$

Пример 4.13. Вычислить коэффициент теплоотдачи для воды, подогреваемой в трубчатом теплообменнике, состоящем из труб диаметром $40 \times 2,5$ мм. Вода идет по трубам со скоростью 1 м/с. Средняя температура воды $47,5^\circ\text{C}$. Температура стенки трубы 95°C ; длина трубы 2 м.

Решение. Определяем режим течения:

$$\text{Re} = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{1 \cdot 0,035 \cdot 989}{0,57 \cdot 10^{-3}} = 60\,800$$

где $0,57 \cdot 10^{-3}$ Па·с — динамический коэффициент вязкости воды при $47,5^\circ\text{C}$ (табл. VI); $\rho = 989$ кг/м³ — плотность воды при $47,5^\circ\text{C}$ (табл. XXXIX).

Значение $\text{Re} > 10\,000$. Коэффициент теплоотдачи определяем по номограмме (рис. XII), построенной по формуле (4.17):

$$\text{Nu} = 0,021 e_i \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_{\text{ст}}} \right)^{0,25}$$

Здесь $e_i = 1$ для $L/d = 2000/35 = 57$ (табл. 4.3); $\text{Pr}/\text{Pr}_{\text{ст}} = 3,74/1,85 = 2,02$, где $\text{Pr} = 3,74$ при $t_{\text{ср. ж}} = 47,5^\circ\text{C}$; $\text{Pr}_{\text{ст}} = 1,85$ при $t_{\text{ст}} = 95^\circ\text{C}$ (табл. XXXIX).

По номограмме находим $\text{Nu} = 300$, откуда

$$\alpha = \frac{\text{Nu} \lambda}{d} = \frac{300 \cdot 0,643}{0,035} = 5510 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Здесь $\lambda = 0,643$ Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности воды при $47,5^\circ\text{C}$ (табл. XXXIX).

Пример 4.14. В трубах кожухотрубчатого теплообменника нагревается бензол. Внутренний диаметр труб 53 мм, длина труб 3 м, скорость бензола в трубах 0,08 м/с, средняя температура бензола 40°C , температура поверхности загрязнения стенки, соприкасающейся с бензолом, 70°C . Определить коэффициент теплоотдачи бензола.

Решение. Определяем режим течения бензола при $t = 40^\circ\text{C}$:

$$\text{Re} = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{0,08 \cdot 0,053 \cdot 858}{0,492 \cdot 10^{-3}} = 7400 < 10\,000$$

Здесь $\mu = 0,492 \cdot 10^{-3}$ Па·с — динамический коэффициент вязкости бензола при 40°C (табл. IX); $\rho = 858$ кг/м³ — плотность бензола при 40°C (табл. IV).

Для выбора расчетной формулы при $\text{Re} < 10\,000$ определяем критерии Gr , Pr и Re при определяющей температуре $t = 0,5(t_{\text{ж. ср}} + t_{\text{ст}}) = 0,5(40 + 70) = 55^\circ\text{C}$:

$$\text{Gr} = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2} = \frac{0,053^3 \cdot 841^2 \cdot 0,0394 \cdot 9,81}{0,413^2 \cdot 10^{-6}} = 239 \cdot 10^3$$

$$\text{Pr} = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{1800 \cdot 0,413 \cdot 10^{-3}}{0,14} = 5,31$$

$$\text{Re} = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{0,08 \cdot 0,053 \cdot 841}{0,413 \cdot 10^{-3}} = 8530$$

Здесь $\rho = 841 \text{ кг/м}^3$ — плотность бензола при 55°C (табл. IV);
 $\beta \Delta t = \frac{v_2 - v_1}{v_1} = \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2} = \frac{858 - 825,5}{825,5} = 0,0394$; $\rho_1 = 858$ и $\rho_2 = 825,5 \text{ кг/м}^3$ — плотности бензола при 40 и 70°C ; $\mu = 0,413 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — динамический коэффициент вязкости бензола при 55°C (табл. IX); $c = 1800 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$ — удельная теплоемкость бензола при 55°C (рис. XI); $\lambda = 0,14 \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)}$ — коэффициент теплопроводности бензола при 55°C (рис. X).

Произведение $(GrPr) = 239 \cdot 10^8 \cdot 5,31 = 12,7 \cdot 10^8$. При значениях $10^6 < (GrPr) < 12 \cdot 10^6$ и $Re > 3500$ применяются для горизонтальных труб формула (4.27), а для вертикальных — формула (4.28). В нашем случае $(GrPr) > 12 \cdot 10^6$. Однако для приближенного расчета используем эти же формулы.

Горизонтальное расположение труб [формула (4.27)]:

$$Nu = 0,022 Re^{0,8} Pr^{0,4} \left(\frac{\mu}{\mu_{ct}} \right)^{0,14} = 0,022 \cdot 8630^{0,8} \cdot 5,31^{0,4} \left(\frac{0,413}{0,36} \right)^{0,14} = 61,6$$

Здесь $\mu_{ct} = 0,36 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — динамический коэффициент вязкости бензола при $t_{ct} = 70^\circ\text{C}$ (табл. IX).

$$\alpha_{гор} = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{61,6 \cdot 0,14}{0,053} = 162,7 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Вертикальное расположение труб [формула (4.28)]:

$$Nu = 0,037 Re^{0,75} Pr^{0,4} \left(\frac{\mu}{\mu_{ct}} \right)^{0,11} = 0,037 \cdot 8630^{0,75} \cdot 5,31^{0,4} \left(\frac{0,413}{0,36} \right)^{0,11} = 65,6$$

$$\alpha_{верт} = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{65,6 \cdot 0,14}{0,053} = 173 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Пример 4.15. В трубном пространстве теплообменника нагревается толуол. Внутренний диаметр труб 21 мм, длина труб 4 м. Скорость толуола 0,05 м/с. Средняя температура толуола 30°C . Температура поверхности загрязнения стенки, соприкасающейся с толуолом, 50°C . Определить коэффициент теплоотдачи толуола.

Решение. Определяем режим течения толуола при его средней температуре 30°C :

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{0,05 \cdot 0,021 \cdot 856}{0,522 \cdot 10^{-3}} = 1720$$

Здесь $\rho = 856 \text{ кг/м}^3$ — плотность толуола при 30°C (табл. IV); $\mu = 0,522 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — динамический коэффициент вязкости толуола при 30°C (табл. IX).

Для выбора расчетной формулы при $Re < 10\,000$ рассчитываем критерии Gr , Pr и Re при средней температуре $t = 0,5(30 + 50) = 40^\circ\text{C}$:

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2} = \frac{0,021^3 \cdot 847^2 \cdot 1,11 \cdot 10^{-3} (50 - 40) 9,81}{0,466^2 \cdot 10^{-6}} = 3,33 \cdot 10^6$$

Здесь $\rho = 847 \text{ кг/м}^3$ — плотность толуола при 40°C (табл. IV); $\beta = 1,11 \cdot 10^{-3} \text{ K}^{-1}$ — коэффициент объемного расширения толуола

при 40 °С (табл. XXXII); $\mu = 0,466 \cdot 10^{-3}$ Па·с — динамический коэффициент вязкости толуола при 40 °С (табл. IX).

$$Pr = \frac{c\mu}{\lambda} = \frac{1718 \cdot 0,466 \cdot 10^{-3}}{0,14} = 5,72$$

Здесь $c = 1718$ Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость толуола при 40 °С (рис. XI); $\lambda = 0,14$ Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности толуола при 40 °С (рис. X).

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{0,05 \cdot 0,021 \cdot 847}{0,466 \cdot 10^{-3}} = 1900$$

Произведение $(GrPr) = 3,33 \cdot 10^6 \cdot 5,72 = 19 \cdot 10^6 > 8 \cdot 10^5$.

Расчетные формулы:

а) для горизонтальных труб при $Re < 3500$ [формула (4.25)]

$$Nu = 0,8 \left(Re \frac{d}{L} \right)^{0,4} (GrPr)^{0,1} \left(\frac{\mu}{\mu_{cr}} \right)^{0,14} =$$

$$= 0,8 \left(1900 \cdot 5,72 \frac{0,021}{4} \right)^{0,4} (19 \cdot 10^6)^{0,1} \left(\frac{0,466}{0,42} \right)^{0,14} = 21,75$$

где $Re = RePr = 1900 \cdot 5,72$; $\mu_{cr} = 0,42 \cdot 10^{-3}$ Па·с — динамический коэффициент вязкости толуола при 50 °С (табл. IX); следовательно

$$\alpha_{гор} = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{21,75 \cdot 0,14}{0,021} = 145 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

б) для вертикальных труб при несовпадении свободной и вынужденной конвекции (при движении жидкости сверху вниз при нагревании) [формула (4.28)]

$$Nu = 0,037 Re^{0,75} Pr^{0,4} \left(\frac{\mu}{\mu_{cr}} \right)^{0,11} = 0,037 \cdot 1900^{0,75} \cdot 5,72^{0,4} \left(\frac{0,466}{0,42} \right)^{0,11} = 21,17$$

где $\mu_{cr} = 0,42 \cdot 10^{-3}$ Па·с — динамический коэффициент вязкости толуола при 50 °С (табл. IX); таким образом

$$\alpha_{верт} = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{21,17 \cdot 0,14}{0,021} = 141 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Пример 4.16. Через трубное пространство кожухотрубчатого теплообменника прокачивается рассол хлористого кальция концентрации 24,7% (масс.) при средней температуре $t_{ср.р} = -20$ °С со скоростью 0,1 м/с. Внутренний диаметр труб 21 мм, длина труб 3 м. Средняя температура поверхности загрязнения стенки, соприкасающейся с рассолом $t_{ст} = -10$ °С.

Определить коэффициент теплоотдачи хлористого кальция.

Решение. Критерий Рейнольдса при средней температуре рассола $t_{ср.р} = -20$ °С [при концентрации ~25% (масс.)]:

$$Re' = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{0,1 \cdot 0,021 \cdot 1248}{99,96 \cdot 10^{-4}} = 262$$

где $\rho = 1248 \text{ кг/м}^3$ — плотность рассола при $t_{\text{ср.р}} = -20^\circ\text{C}$ (табл. IV); $\mu = 99,96 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с}$ — динамический коэффициент вязкости рассола при $t_{\text{ср.р}} = -20^\circ\text{C}$ (табл. LI).

Для выбора расчетной формулы при $\text{Re} < 10\,000$ находим критерии Gr, Pr и Re при определяющей температуре $t = 0,5(t_{\text{ср.т}} + t_{\text{ср.р}}) = 0,5[(-10) + (-20)] = -15^\circ\text{C}$:

$$\text{Gr} = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2} = \frac{0,021^3 \cdot 1246^2 \cdot 0,00361 \cdot 9,81}{81,32^2 \cdot 10^{-8}} = 0,77 \cdot 10^4$$

$$\text{Pr} = \frac{c\mu}{\lambda} = \frac{2861 \cdot 81,32 \cdot 10^{-4}}{0,467} = 49,8$$

$$\text{Re} = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{0,1 \cdot 0,021 \cdot 1246}{81,32 \cdot 10^{-4}} = 322$$

где $\rho = 1246 \text{ кг/м}^3$ — плотность рассола при $t = -15^\circ\text{C}$ (табл. IV); $\beta \Delta t = \frac{v_2 - v_1}{v_1} = \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2} = \frac{1248 - 1243,5}{1243,5} = 0,00361$; $\rho_1 = 1248$ и $\rho_2 = 1243,5 \text{ кг/м}^3$ — плотности рассола при $t_{\text{ср.р}} = -20^\circ\text{C}$ и $t_{\text{ср.т}} = -10^\circ\text{C}$ (табл. IV); $\mu = 81,32 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с}$ — динамический коэффициент вязкости рассола при $t = -15^\circ\text{C}$ (табл. LI); $c = 2861 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$ — удельная теплоемкость рассола при $t = -15^\circ\text{C}$ (табл. LII); $\lambda = 0,467 \text{ Вт/(м}\cdot\text{K)}$ — коэффициент теплопроводности рассола при $t = -15^\circ\text{C}$ (табл. LI).

Произведение $(\text{GrPr}) = 0,77 \cdot 10^4 \cdot 49,8 = 3,84 \cdot 10^5 < 8 \cdot 10^5$ — расчетная формула как для горизонтальных, так и для вертикальных труб (4.23):

$$\begin{aligned} \text{Nu} &= 1,55 \left(\text{Re} \frac{d}{L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{\text{ср.т}}} \right)^{0,14} = 1,55 \left(322 \cdot 49,8 \frac{0,021}{3} \right)^{1/3} \left(\frac{81,32}{62,69} \right)^{0,14} = \\ &= 1,55 \cdot 91,3^{1/3} \cdot 1,3^{0,14} = 1,55 \cdot 4,5 \cdot 1,037 = 7,24 \end{aligned}$$

где $\mu_{\text{ср.т}} = 62,69 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с}$ — динамический коэффициент вязкости рассола при $t_{\text{ср.т}} = -10^\circ\text{C}$ (табл. LI).

Коэффициент теплоотдачи рассола:

$$\alpha = \frac{\text{Nu} \lambda}{d} = \frac{7,24 \cdot 0,467}{0,021} = 161 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Пример 4.17. В условиях предыдущего примера рассчитать коэффициент теплоотдачи рассола при его скорости $1,24 \text{ м/с}$.

Решение. Определяем режим течения раствора хлористого кальция:

$$\text{Re} = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{1,24 \cdot 0,021 \cdot 1246}{81,32 \cdot 10^{-4}} = 4000$$

При значении $(\text{GrPr}) = 3,84 \cdot 10^5 < 8 \cdot 10^5$ в пределах $2300 < \text{Re} = 4000 < 10\,000$ приближенный расчет (с запасом) коэффициента теплоотдачи осуществляем по графику (рис. 4.1). При

$Re = 4000$ находим:

$$\frac{Nu}{Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25}} = 12$$

откуда

$$Nu = 12 Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} = 12 \cdot 49,8^{0,43} \left(\frac{49,8}{37,77} \right)^{0,25} = 69$$

Здесь $Pr_{ст} = \frac{2874 \cdot 62,69 \cdot 10^{-4}}{0,477} = 37,77$ при $t_{ст} = -10^\circ\text{C}$ (табл. LI и LII). Следовательно

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{69 \cdot 0,467}{0,021} = 1535 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Пример 4.18. Определить коэффициенты теплоотдачи воздуха для двух случаев.

а) однократное поперечное обтекание под углом 90° многорядного пучка шахматно расположенных труб (рис. 4.2); скорость воздуха в наиболее узком сечении 12 м/с;

б) движение воздуха через межтрубное пространство (с поперечными перегородками) кожухотрубчатого теплообменника; расчетная скорость 12 м/с (рис. 4.4).

В обоих случаях наружный диаметр труб 44,5 мм, средняя температура воздуха 200°C , давление атмосферное.

Решение. а) Однократное обтекание пучка труб.

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{12 \cdot 0,0445 \cdot 0,745}{0,026 \cdot 10^{-3}} = 15300$$

где $\rho = 1,293 \frac{273}{473} = 0,745 \text{ кг/м}^3$ — плотность воздуха при 200°C ; $\mu = 0,026 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — динамический коэффициент вязкости воздуха при 200°C (рис. VI).

По формуле (4.32):

$$Nu = 0,356 e_{\phi} Re^{0,6} = 0,356 \cdot 1 \cdot 15300^{0,6} = 115$$

Здесь $e_{\phi} = 1$ (табл. 4.5).

Коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{115 \cdot 0,0395}{0,0445} = 102 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

где $\lambda = 0,0395 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ — коэффициент теплопроводности воздуха при 200°C (табл. XXX).

б) Течение воздуха в межтрубном пространстве теплообменника с поперечными перегородками в кожухе.

Если задана расчетная скорость, то расчет аналогичен предыдущему, но в формулы для определения Nu или α вводится коэффициент $e_{\phi} = 0,6$ (см. стр. 155):

$$e_{\phi} \alpha = 0,6 \cdot 102 = 61 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Пример 4.19. В вертикальном кожухотрубчатом теплообменнике, состоящем из 61 трубы диаметром $32 \times 2,5$ мм и высотой 1,25 м, стекает сверху тонкой пленкой по внутренней поверхности труб $13 \text{ м}^3/\text{ч}$ четыреххлористого углерода 50°C , температура внутренней поверхности труб 24°C .

Определить коэффициент теплоотдачи от четыреххлористого углерода к стенке.

Решение. В зависимости от режима течения коэффициент теплоотдачи будем определять по одной из формул (4.41) или (4.42). В обеих формулах значения физико-химических констант надо брать при температуре пограничного слоя (пленки):

$$t_{\text{пл}} = \frac{t_{\text{ср. ж}} + t_{\text{ст}}}{2} = \frac{50 + 24}{2} = 37^\circ\text{C}$$

Критерий Рейнольдса [формула (4.43)]:

$$\text{Re} = \frac{4G}{\pi d \mu} = \frac{4 \cdot 13 \cdot 1560}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,027 \cdot 61 \cdot 0,77 \cdot 10^{-3}} = 5660 > 2000$$

Здесь $\mu = 0,77 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — динамический коэффициент вязкости четыреххлористого углерода при 37°C (табл. IX).

Стекание пленки турбулентное. Применим формулу (4.41):

$$\text{Ga} = \frac{H^3 \rho^2 g}{\mu^2} = \frac{1,25^3 \cdot 1560^2 \cdot 9,81}{0,77^2 \cdot 10^{-6}} = 78,6 \cdot 10^{12}$$

При 37°C находим по номограмме (рис. XIII) $\text{Pr} = 6$. Тогда

$$\text{Nu} = 0,01 (\text{Ga Pr Re})^{1/3} = 0,01 (78,6 \cdot 10^{12} \cdot 6 \cdot 5660)^{1/3} = 13\,900$$

откуда

$$\alpha_{\text{пл}} = \frac{\text{Nu} \lambda}{H} = \frac{13\,900 \cdot 0,109}{1,25} = 1210 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

где $\lambda = 0,109 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ — коэффициент теплопроводности четыреххлористого углерода при 37°C .

Пример 4.20. Изопропиловый спирт нагревается в баке в условиях свободной конвекции горячей водой, подаваемой насосом через ряд горизонтальных труб наружным диаметром 30 мм. Определить коэффициент теплоотдачи для изопропилового спирта, если его средняя температура 60°C , а средняя температура наружной поверхности труб 70°C .

Решение. Коэффициент теплоотдачи при свободном движении жидкости около горизонтальных труб рассчитываем по формуле (4.46):

$$\text{Nu} = 0,5 (\text{Gr Pr})^{0,25} \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_{\text{ст}}} \right)^{0,25}$$

Значения констант, входящих в критерий $\text{Gr} = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu}$, для определяющей температуры 60°C : $\rho = 752 \text{ кг}/\text{м}^3$ (табл. IV); $\mu =$

$= 0,8 \cdot 10^{-3}$ Па·с (табл. IX). Величину $\beta \Delta t$ находим по уравнению:

$$\beta \Delta t = \frac{v_{t_2} - v_{t_1}}{v_{t_1}}$$

где v_{t_2} — удельный объем изопропилового спирта при 70 °С; v_{t_1} — то же при 60 °С.

Удельные объемы можно рассчитать по уравнению:

$$v_t = v_0 (1 + at + bt^2 + ct^3)$$

В справочнике [0.24] для изопропилового спирта даны следующие значения коэффициентов (округленно): $a = 1,043 \cdot 10^{-3}$; $b = 0,443 \cdot 10^{-6}$; $c = 2,73 \cdot 10^{-8}$. Тогда

$$\begin{aligned} \beta \Delta t &= \frac{a(t_2 - t_1) + b(t_2^2 - t_1^2) + c(t_2^3 - t_1^3)}{1 + at_1 + bt_1^2 + ct_1^3} = \\ &= \frac{1,043 \cdot 10^{-3} (70 - 60) + 0,443 \cdot 10^{-6} (70^2 - 60^2) + 2,73 \cdot 10^{-8} (70^3 - 60^3)}{1 + 1,043 \cdot 10^{-3} \cdot 60 + 0,443 \cdot 10^{-6} \cdot 60^2 + 2,73 \cdot 10^{-8} \cdot 60^3} = \\ &= 0,0135^\circ \end{aligned}$$

Критерий Грасгофа:

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2} = \frac{0,03^3 \cdot 752^2 \cdot 0,0135 \cdot 9,81}{(0,8 \cdot 10^{-3})^2} = 3,16 \cdot 10^6$$

По номограмме (рис. XIII) находим для изопропилового спирта: при 60 °С $Pr = 19$; при 70 °С $Pr_{ср} = 16,5$. Следовательно

$$Nu = 0,5 (Gr Pr)^{0,25} \left(\frac{Pr}{Pr_{ср}} \right)^{0,25} = 0,5 (3,16 \cdot 10^6 \cdot 19)^{0,25} \cdot \left(\frac{19}{16,5} \right)^{0,25} = 46$$

Коэффициент теплопроводности изопропилового спирта при 60 °С находим по формуле (4.8):

$$\lambda_t = \lambda_0 [1 - \varepsilon (t - 0)] = 0,154 [(1 - 1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 60)] = 0,141 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$$

где $\lambda_0 = 0,154$ Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности изопропилового спирта при 0 °С [0.51, с. 926]; $\varepsilon = 1,4 \cdot 10^{-3}$ (принимается как для пропилового спирта).

Коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{46 \cdot 0,141}{0,03} = 216 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Пример 4.21. Определить коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося насыщенного пара бензола к наружной поверхности пучка вертикальных труб при атмосферном давлении. Производительность аппарата 8500 кг/ч. Диаметр труб 25×2 мм. Число труб 210.

* По табл. XXXII $\beta = 1,12 \cdot 10^{-3} \text{ К}^{-1}$ и $\beta \Delta t = 0,0112$.

Решение. Коэффициент теплоотдачи при конденсации насыщенного пара бензола [формула (4.49)]:

$$\alpha_1 = 3,78\lambda \sqrt[3]{\frac{\rho^2 dn}{\mu G}} \varepsilon_t$$

Физические величины для жидкого бензола (λ , ρ , μ) берем при температуре конденсации 80°C : $\lambda \approx 0,13$ Вт/(м·К) (рис. X); $\rho = 815$ кг/м³ (табл. IV); $\mu = 0,316 \cdot 10^{-3}$ Па·с (табл. IX). Значение ε_t принимаем равным единице — см. пояснение к формуле (4.50). Расход бензола $G = 8500/3600 = 2,36$ кг/с. Следовательно

$$\alpha_1 = 3,78 \cdot 0,13 \sqrt[3]{\frac{815^2 \cdot 0,025 \cdot 210}{0,316 \cdot 10^{-3} \cdot 2,36}} = 822 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Пример 4.22. В вертикальных трубах испарителя (куб ректификационной колонны) кипит толуол с небольшим содержанием бензола при средней температуре 114°C . Температура конденсирующегося водяного пара (в межтрубном пространстве) 136°C . Диаметр труб 25×2 мм.

Определить удельную тепловую нагрузку. Принять коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося водяного пара к стенке $\alpha_1 = 10\,000$ Вт/(м²·К), температуру поверхности загрязнения стенки, соприкасающейся с толуолом, $t_{\text{ст. 2}} = 128,5^\circ\text{C}$. Влияние на теплоотдачу примеси бензола не учитывать.

Решение. Средняя разность температур $\Delta t_{\text{ст}} = 136 - 114 = 22^\circ\text{C} = 22$ К. Коэффициент теплоотдачи от стенки к кипящему раствору [формула (4.61)]:

$$\alpha_2 = b^4 \left(\frac{\lambda_{\text{ст. 2}}^2}{\mu_{\text{ст}} T_{\text{кип}}} \right) \Delta t^2 = 0,093^3 \left(\frac{0,113^2 \cdot 778}{0,243 \cdot 10^{-3} \cdot 17,93 \cdot 10^{-3} \cdot 387} \right) \times \\ \times (128,5 - 114)^2 = 1000 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Здесь физические свойства жидкого толуола при $t_{\text{кип}} = 114^\circ\text{C}$: $\rho_2 = 778$ кг/м³ (табл. IV); $\lambda_2 = 0,113$ Вт/(м·К) (рис. X); $\mu_2 = 0,243 \cdot 10^{-3}$ Па·с (табл. IX); $\sigma = 17,93 \cdot 10^{-3}$ Н/м — поверхностное натяжение толуола при $t_{\text{кип}} = 114^\circ\text{C}$ (табл. XXIV);

$$b = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{\rho_{\text{п. 2}}}{\rho_2} \right)^{2/3} \right] = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{2,9}{778} \right)^{2/3} \right] = 0,093$$

где $\rho_{\text{п. 2}} = \frac{92,13 \cdot 273}{22,4 \cdot 387} = 2,9$ кг/м³ — плотность пара толуола при 114°C (92,13 кг/кмоль — мольная масса толуола).

Принимаем тепловые проводимости загрязнений стенки со стороны пара и толуола по $1/r = 5800$ Вт/(м²·К) (табл. XXXI). Коэффициент теплопроводности стали $\lambda = 46,5$ Вт/(м·К) (табл. XXVIII). Тогда

$$\frac{1}{\sum r_{\text{ст}}} = \frac{1}{\frac{1}{5800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800}} = 2580 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{10\,000} + \frac{1}{2580} + \frac{1}{1000}} = 672 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K \Delta t_{\text{ср}} = 672 \cdot 22 = 14\,800 \text{ Вт/м}^2$$



Пример 4.23. Метиловый спирт (100%) нагревается в трубном пространстве одноходового кожухотрубчатого теплообменника от 15 до 40 °С. Противотоком в межтрубном пространстве течет вода, которая охлаждается от 90 до 40 °С. Теплообменник состоит из 111 стальной трубы диаметром 25 × 2 мм. Скорость метилового спирта в трубах 0,75 м/с.

Определить необходимую поверхность теплопередачи теплообменника и длину трубчатки, если принять коэффициент теплоотдачи от воды к стенке 840 Вт/(м²·К), суммарную тепловую проводимость обоих загрязнений стенки 1700 Вт/(м²·К) и среднюю температуру загрязнений поверхности стенки со стороны спирта 38 °С.

Р е ш е н и е. Средняя разность температур:

$$\begin{array}{rcl} 90 & \longrightarrow & 40 \\ 40 & \longleftarrow & 15 \\ \hline \Delta t_6 = 50 & & \Delta t_m = 25 \end{array}$$

Отношение $\Delta t_6/\Delta t_m = 50/25 = 2$, следовательно, можно принять среднюю арифметическую разность температур $\Delta t_{\text{ср}} = 0,5 (50 + 25) = 37,5 \text{ К}$.

Средняя температура спирта:

$$t_2 = 0,5 (40 + 15) = 27,5 \text{ °С}$$

Массовый расход спирта:

$$\bar{G}_2 = n \cdot 0,785 d_2^2 w_2 \rho_2 = 111 \cdot 0,785 \cdot 0,021^2 \cdot 0,75 \cdot 785 = 22,6 \text{ кг/с}$$

где $\rho_2 = 785 \text{ кг/м}^3$ — плотность метилового спирта при 27,5 °С (табл. IV).

Количество передаваемой теплоты

$$Q = \bar{G}_2 c_2 (t_{\text{кон. 2}} - t_{\text{нач. 2}}) = 22,6 \cdot 2520 (40 - 15) = 1,424 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

где $c_2 = 2520 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$ — удельная теплоемкость спирта при 27,5 °С (рис. XI).

Критерий Рейнольдса для спирта:

$$\text{Re}_2 = \frac{w_2 d_2 \rho_2}{\mu_2} = \frac{0,75 \cdot 0,021 \cdot 785}{0,53 \cdot 10^{-3}} = 23\,000$$

где $\mu_2 = 0,53 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — динамический коэффициент вязкости спирта при 27,5 °С (табл. IX).

Критерий Прандтля для спирта:

$$Pr_2 = \frac{c_2 \mu_2}{\lambda_2} = \frac{2520 \cdot 0,53 \cdot 10^{-3}}{0,212} = 6,3$$

где $\lambda_2 = 0,212$ Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности спирта при 27,5 °С (рис. X). *ср. 543*

Режим течения спирта турбулентный, поэтому принимаем для расчета формулу (4.17), полагая $e_t = 1$: *табл. 4,3 стр 151*

$$Nu_2 = 0,021 Re_2^{0,8} Pr_2^{0,43} \left(\frac{Pr_2}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} = 0,021 \cdot 23\,000^{0,8} \cdot 6,3^{0,43} \left(\frac{6,3}{5,94} \right)^{0,25} = 145$$

Здесь

$$Pr_{ст} = \left(\frac{c_2 \mu_2}{\lambda_2} \right)_{ст} = \frac{2589 \cdot 0,48 \cdot 10^{-3}}{0,209} = 5,94$$

где c_2 , μ_2 и λ_2 определены при $t_{ст} = 38$ °С. Тогда

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \lambda_2}{d_2} = \frac{145 \cdot 0,212}{0,021} = 1460 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \sum r_{загр} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{840} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{1700} + \frac{1}{1460}} = 400 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

где $\lambda_{ст} = 46,5$ Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности стали (табл. XXVIII).

Поверхность теплообмена:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{ср}} = \frac{1,424 \cdot 10^6}{400 \cdot 37,5} = 95 \text{ м}^2$$

Длина трубчатки по среднему диаметру труб:

$$L = \frac{F}{\pi d_{ср}} = \frac{95}{111 \cdot 3,14 \cdot 0,023} = 11,85 \text{ м}$$

Здесь $d_{ср} = (0,025 + 0,021)/2 = 0,023$ м.

По ГОСТу 15118—69 для теплообменника с кожухом 400 мм и числом труб 111 трубчатка имеет длину 2; 3; 4 и 6 м. Чтобы обеспечить запас поверхности теплообмена, принимаем 5 аппаратов с трубчаткой длиной 3 м.

Запас поверхности теплообмена будет равен:

$$\psi = \frac{3 \cdot 5 - 11,85}{11,85} 100 = 26\%$$

Для принятых теплообменников $L/d = 3000/25 = 120 > 50$. Следовательно, величина $e_t = 1$ принята правильно.

Пример 4.24. Воздух подогревается в трубном пространстве двухходового кожухотрубчатого теплообменника с 2 до 90 °С при среднем давлении (абсолютном) 810 мм рт. ст. Объемный расход воздуха при нормальных условиях (0 °С и 760 мм рт. ст.) составляет $v_0 = 8290 \text{ м}^3/\text{ч}$. Общее число труб — 450, на один ход трубного пространства — 225. Диаметр труб равен $38 \times 2 \text{ мм}$. В межтрубное пространство подается насыщенный водяной пар под давлением (абсолютным) 2 кгс/см^2 .

Определить необходимую поверхность теплообмена и длину трубчатки. Принять коэффициент теплопередачи равным коэффициенту теплоотдачи воздуха.

Решение. Массовый расход воздуха:

$$\bar{G}_2 = \frac{v_0 \rho_0}{3600} = \frac{8290 \cdot 1,293}{3600} = 2,98 \text{ кг/с}$$

где $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$ — плотность воздуха при нормальных условиях (табл. V).

Средняя разность температур:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(119,6 - 2) - (119,6 - 90)}{2,3 \lg \frac{119,6 - 2}{119,6 - 90}} = \frac{88}{2,3 \lg 3,973} = 63,79 \text{ }^\circ\text{C}$$

Средняя температура воздуха:

$$t_{\text{ср. 2}} = t_{\text{конд}} - \Delta t_{\text{ср}} = 119,6 - 63,79 \approx 55,8 \text{ }^\circ\text{C}$$

Плотность воздуха при средних рабочих условиях:

$$\rho_2 = \rho_0 \frac{p T_0}{p_0 T} = 1,293 \frac{810 \cdot 273}{760 (273 + 55,8)} = 1,144 \text{ кг/м}^3$$

Объемный расход воздуха при средних рабочих условиях:

$$v_2 = \bar{G}_2 / \rho_2 = 2,98 / 1,144 = 2,6 \text{ м}^3/\text{с}$$

Скорость воздуха в трубах:

$$w_2 = \frac{v_2}{f_2} = \frac{2,6}{225 \cdot 0,785 \cdot 0,034^2} = 12,76 \text{ м/с}$$

где f_2 — площадь поперечного сечения труб (на один ход).

Критерий Рейнольдса для воздуха при 55,8 °С:

$$\text{Re}_2 = \frac{w_2 d_2 \rho_2}{\mu_2} = \frac{12,76 \cdot 0,034 \cdot 1,144}{0,02 \cdot 10^{-3}} = 24\,800$$

где $\mu_2 = 0,02 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — динамический коэффициент вязкости для воздуха при 55,8 °С (рис. VI).

Режим движения воздуха турбулентный [формула (4.22)]:

$$\text{Nu}_2 = 0,018 \text{Re}_2^{0,8} \varepsilon_1 = 0,018 \cdot 24\,800^{0,8} \cdot 1 = 59$$

следовательно

$$\alpha_2 = \frac{\text{Nu}_2 \lambda_2}{d_2} = \frac{59 \cdot 0,0284}{0,034} = 49,3 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

где $\lambda_2 = 0,0284$ Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности воздуха при $55,8^\circ\text{C}$ (табл. XXX). Величину ϵ_l принимаем равной 1, предполагая, что L/d будет больше 50.

Количество передаваемой теплоты:

$$Q = \bar{G}_{\text{вз}} (t_{\text{кон. в}} - t_{\text{нач. в}}) = 2,98 \cdot 1006 (90 - 2) = 263\,800 \text{ Вт}$$

где $c_2 = 1006$ Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость воздуха при $55,8^\circ\text{C}$ (табл. XXVII).

Поверхность теплообмена (по заданию $K \approx \alpha_2$):

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{263\,800}{49,3 \cdot 63,79} = 83,9 \text{ м}^2$$

Ввиду того, что коэффициент теплоотдачи для воздуха много меньше коэффициента теплоотдачи для пара ($\alpha_2 \ll \alpha_1$), расчетную поверхность определяем по внутреннему диаметру труб $d = 0,034$ м.

Длина трубчатки по расчету:

$$L = \frac{F}{225 \cdot \pi \cdot 0,034} = \frac{83,9}{225 \cdot 3,14 \cdot 0,034} = 3,49 \text{ м}$$

По ГОСТу 15118—69 длины трубчатки для двухходового кожухотрубчатого теплообменника с диаметром кожуха 800 мм и числом труб 450/225 составляют 2; 3; 4 и 6 м. Принимаем $L = 4$ м.

Запас поверхности теплообмена:

$$\psi = \frac{4 - 3,49}{3,49} 100 \approx 15\%$$

Проверка принятой величины ϵ_l :

$$\frac{L}{d} = \frac{4000}{34} = 117 > 50$$

Таким образом, величина $\epsilon_l = 1$ была принята правильно.

Пример 4.25. В выпарном аппарате со стальными трубами высотой 4 м и толщиной стенок $\delta = 2$ мм кипит под разрежением $0,64$ кгс/см² при средней температуре 80°C 20% водный раствор аммиачной селитры. Греющий пар имеет давление (абсолютное) $1,1$ кгс/см².

Определить удельную тепловую нагрузку и коэффициент теплопередачи.

Решение. Температура конденсации греющего пара $101,7^\circ\text{C}$ (табл. LVII). Средняя разность температур:

$$\Delta t_{\text{ср}} = 101,7 - 80 = 21,7^\circ\text{C} = 21,7 \text{ К}$$

Коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося греющего пара находим по формуле (4.55):

$$\begin{aligned} \alpha_{\text{п}} &= 1,21 \lambda \left(\frac{\rho^2 r g}{\mu H} \right)^{1/3} q^{-1/3} = \\ &= 1,21 \cdot 0,683 \left(\frac{957^2 \cdot 2257 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,278 \cdot 10^{-3} \cdot 4} \right)^{1/3} q^{-1/3} = 2,17 \cdot 10^5 q^{-0,33} \end{aligned}$$

Физико-химические свойства конденсата взяты из табл. XXXIX. Для 20% раствора аммиачной селитры при 80 °С [5.2]: $\lambda = 0,445 \cdot 1,16 = 0,517$ Вт/(м·К); $\rho_{ж} = 1051$ кг/м³; $\mu = 41 \cdot 10^{-6} \times 9,81 = 0,402 \cdot 10^{-3}$ Па·с; $\sigma = 65,3 \cdot 10^{-3}$ Н/м (принимая такое же изменение σ с температурой, как у воды); $\rho_n = \frac{18 \cdot 273 \cdot 0,36}{22,4 \cdot 353 \cdot 1} = 0,224$ кг/м³ (где $\rho_0 = M/22,4 = 18/22,4$).

Коэффициент теплоотдачи для кипящего раствора находим по формуле (4.60):

$$\alpha_p = b \left(\frac{\lambda^2 \rho_{ж}}{\mu \sigma T_{кип}} \right)^{1/3} q^{2/3} = 0,078 \left(\frac{0,517^2 \cdot 1051}{0,402 \cdot 10^{-3} \cdot 65,3 \cdot 10^{-3} \cdot 353} \right)^{1/3} q^{2/3} = 2,43 q^{0,67}$$

где значение коэффициента $b = 0,078$ определено при $\rho_{ж}/\rho_n = 1051/0,224 = 4700$ по формуле (4.62):

$$b = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_n} - 1 \right)^{-2/3} \right]$$

Сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений (табл. XXVIII и XXXI):

$$\begin{aligned} \sum r_{ст} &= \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + r_{загр. 1} + r_{загр. 2} = \\ &= \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800} + \frac{1}{5800} = \\ &= 3,88 \cdot 10^{-4} \text{ (м}^2 \cdot \text{К)/Вт} \end{aligned}$$

где $\lambda_{ст} = 46,5$ Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности стали (табл. XXVIII).

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_n} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_p}} = \frac{1}{\frac{1}{2,17 \cdot 10^5 q^{-0,33}} + 3,88 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2,43 q^{0,67}}}$$

Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K \Delta t_{ср} = \frac{21,7}{0,461 \cdot 10^{-5} q^{0,33} + 3,88 \cdot 10^{-4} + 0,412 q^{-0,67}}$$

Откуда

$$0,461 \cdot 10^{-5} q^{1,33} + 3,88 \cdot 10^{-4} q + 0,412 q^{0,33} - 21,7 = 0$$

Это уравнение решаем графически, задаваясь значениями q (табл. 4.9, рис. 4.16), y — левая часть уравнения. При $y = 0$ находим $q = 21\,000$ Вт/м².

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{q}{\Delta t_{ср}} = \frac{21\,000}{21,7} = 968 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

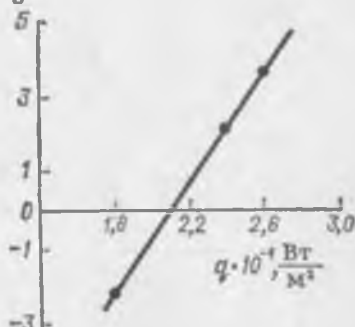


Рис. 4.16. Графическое определение q (к примеру 4.25).

Блок-схема алгоритма решения примера 4.25:

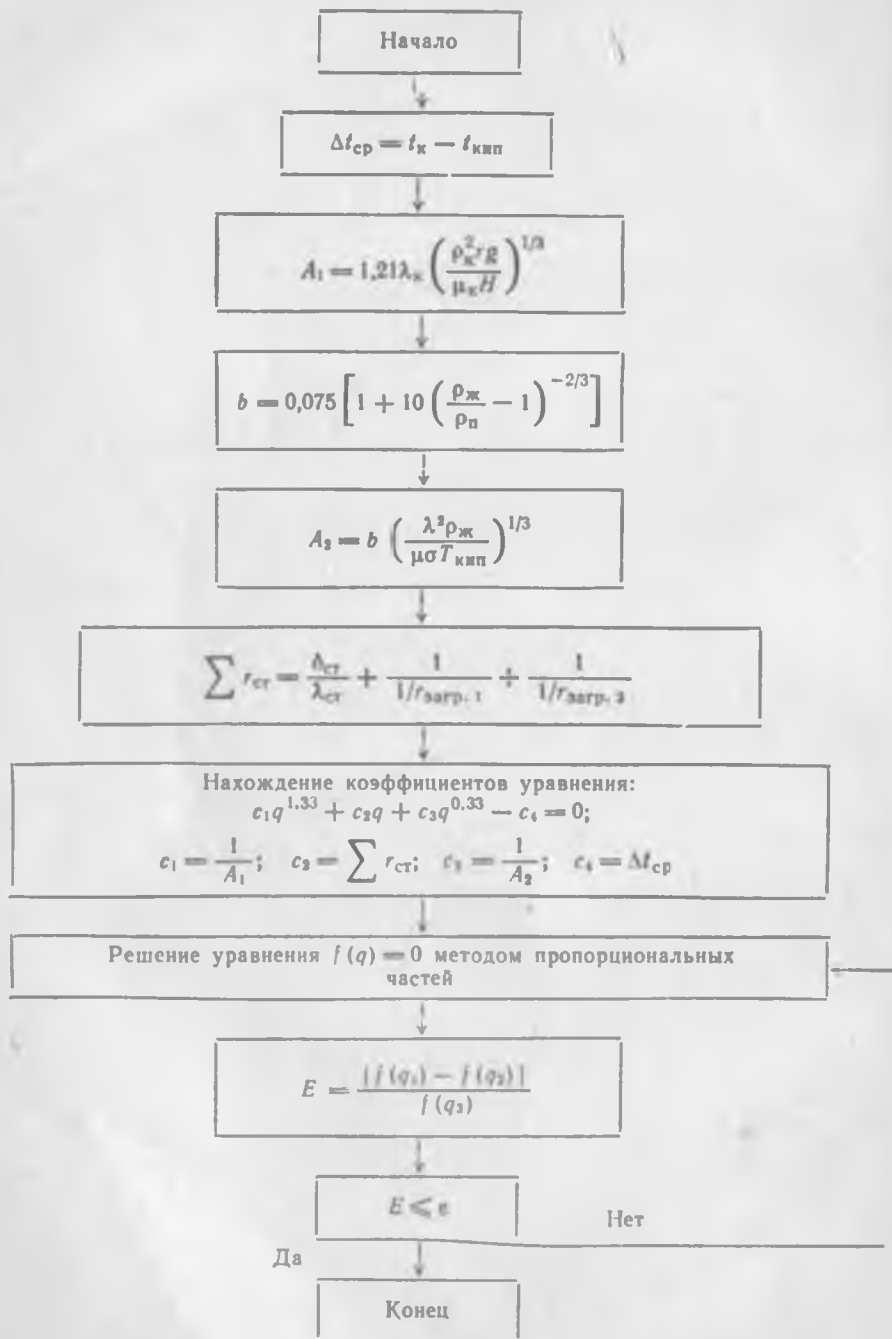


Таблица 4.9

$\frac{q}{\text{Вт/м}^2}$	$0,461 \cdot 10^{-5} q^{1,33}$	$+3,88 \cdot 10^{-4} q$	$+0,412 q^{0,33}$	-21,7	-
26 000	3,4325	10,088	11,7988	-21,7	+3,6193
18 000	2,1048	6,984	10,4505	-21,7	-2,1607
24 000	3,0859	9,312	11,4912	-21,7	+2,1884

Таблица идентификаторов приводится ниже (табл. 4.10).

Таблица 4.10

Величина	$\Delta f_{\text{ср}}$	$f_{\text{ж}}$	$f_{\text{кпп}}$	A_1	$\lambda_{\text{ж}}$	$\rho_{\text{ж}}$	r	$\mu_{\text{ж}}$	H	b
Иденти- фикатор	delta	tk	tkp	Al	lambda k	rk	r	mk	H	b

$\rho_{\text{ж}}$	$\rho_{\text{п}}$	A_2	λ	μ	σ	$\Sigma r_{\text{ст}}$	$\delta_{\text{ст}}$	$\lambda_{\text{ст}}$	$1/r_{\text{загр. 1}}$	$1/r_{\text{загр. 2}}$	c_1
rg	rp	A2	lambda	m	sigma	sr	ds	ls	prov 1	prov 2	cl

c_1	c_2	c_3	c_4	Приближенные значения корней уравнения $f(x)=0$		
				q_1	q_2	q_3
c2		c3	c4	q1	q2	q3

Значения полинома $p(q) = c_1 q^{1,33} + c_2 q + c_3 q^{0,33} - c_4$ при $q = q_1, q_2, q_3$			Определяемая погрешность расчета E	Заданная (допускаемая) погрешность расчета ε	Параметр циклических вычислений l
$f(q_1)$	$f(q_2)$	$f(q_3)$			
fq1	fq2	fq3	E	eps	l

Алгольная запись программы:

Begin Integer i;

real delta, tk, tkp, Al, lambda k, rk, r, mk, H, b, rg, rp, A2, lambda, m, sigma,
sr, ds, ls, prov 1, prov 2, cl, c2, c3, c4, q1, q2, q3, fq1, fq2, fq3, E, eps;

ввод (tk, tkp, lambda k, rk, r, mk, H, rg, rp, lambda, m, sigma, ds, ls, prov 1, prov 2, eps);

delta := tk - tkp;

A1 := 1.21 × lambda k × (rk ↑ 2 × r × 9.81/mk/H) ↑ .33;

b := .075 × (1 + 10/(rg/rp - 1) ↑ .67);

A2 := b × (lambda ↑ 2 × rg/m/sigma/(tkp + 273)) ↑ .33;

sr := ds/ls + 1/prov 1 + 1/prov 2;

c1 := 1/A1; c2 := sr; c3 := 1/A2; c4 := delta;

q1 := 0; q2 := 50 000; i := 0; E := 2 × eps;

M: for i := 1 + 1 while E > eps do

begin fq1 := c1 × q1 ↑ 1.33 + c2 × q1 + c3 × q1 ↑ .33 - c4;

fq2 := c1 × q2 ↑ 1.33 + c2 × q2 + c3 × q2 ↑ .33 - c4;

q3 := q1 + (- (q2 - q1) × fq1/(fq2 - fq1));

fq3 := c1 × q3 ↑ 1.33 + c2 × q3 + c3 × q3 ↑ .33 - c4;

E := abc (fq3 - fq2)/fq3;

go to if fq1 < 0 then AL else AN;

AL: if fq3 < 0 then begin q1 := q3; q2 := q2 end

else begin q1 := q1; q2 := q3 end;

go to M;

AN: if fq3 > 0 then begin q1 := q3; q2 := q2 end

else begin q1 := q1; q2 := q3 end

end цикла по i;

вывод (q3); end.

Числовая информация, задаваемая с помощью перфокарт, будет иметь вид:

+	+	+	03	1017	+	+	+	00	517
+	+	+	02	8	+	+	-	03	402
+	+	+	00	683	+	+	-	01	653
+	+	+	03	957	+	+	-	02	2
+	+	+	07	2257	+	+	+	02	465
+	+	-	03	278	+	+	+	04	58
+	+	+	01	4	+	+	+	04	58
+	+	+	04	1051	+	+	-	01	5
+	+	+	00	224					

При ленточном вводе программы в ЭЦВМ числовая информация записывается так:

101.7, 80, .683, 957, 2257, 3, 278, -3, 4, 1051, .224, .517, 402, -3, 65.3, -3, .002, 46.5, 5800, 5800, .05.

Пример 4.26. Определить поверхность противоточного теплообменника, в котором горячая жидкость (поглотительное масло) в количестве 3 т/ч охлаждается от 100 до 25 °С холодной жидкостью, нагревающейся от 20 до 40 °С. Известно, что коэффициент теплопередачи следующим образом изменяется с температурой масла:

T, °С	100	80	60	40	30	25
K, Вт/(м²·К)	354	350	342	308	232	166

Удельная теплоемкость масла $1,67 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К).

Решение. По условию задачи коэффициент теплопередачи сильно меняется вдоль поверхности теплообмена, поэтому среднюю логарифмическую разность температур применить нельзя. Воспользуемся уравнением теплопередачи в дифференциальной форме:

$$G_{\text{г}} c_{\text{г}} dT = -K (T - t) dF$$

откуда

$$F = -G_{\text{г}} c_{\text{г}} \int_{T_{\text{н}}}^{T_{\text{к}}} \frac{dT}{K (T - t)} = G_{\text{г}} c_{\text{г}} \int_{T_{\text{к}}}^{T_{\text{н}}} \frac{dT}{K (T - t)}$$

где T, t — температура горячей и холодной жидкости, соответственно. Интеграл $\int_{T_{\text{к}}}^{T_{\text{н}}} \frac{dT}{K (T - t)}$ решаем графическим путем.

Предварительно найдем данные, необходимые для построения графика с ординатой $\frac{1}{K (T - t)}$ и абсциссой — температурой горячей жидкости T . Сначала из уравнения теплового баланса

$$G_{\text{г}} c_{\text{г}} (T_{\text{н}} - T) = G_{\text{х}} c_{\text{х}} (t_{\text{н}} - t)$$

определим отношение:

$$\frac{G_{\text{г}} c_{\text{г}}}{G_{\text{х}} c_{\text{х}}} = \frac{t_{\text{н}} - t}{T_{\text{н}} - T} = \frac{40 - 20}{100 - 25} = 0,267$$

Следовательно

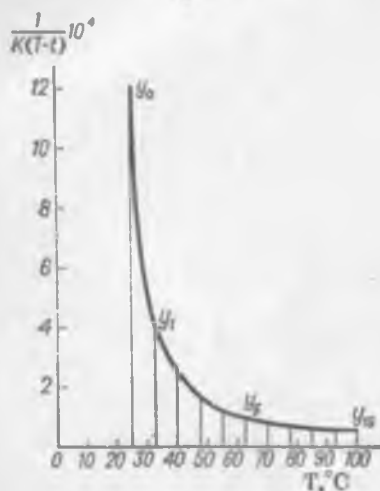
$$t = t_{\text{н}} - \frac{G_{\text{г}} c_{\text{г}}}{G_{\text{х}} c_{\text{х}}} (T_{\text{н}} - T) = 40 - 0,267 (100 - T)$$

Задавая значения T , находим по этому уравнению соответствующие температуры холодной жидкости t . Полученные данные сводим в табл. 4.11.

Таблица 4.11

T	t	$T - t$	K	$\frac{1}{K (T - t)} \cdot 10^4$
100	40,0	60,0	354	0,47
80	34,7	45,3	350	0,63
60	29,3	30,7	342	0,95
40	24,0	16,0	308	2,30
30	21,3	8,7	232	4,96
25	20,0	5,0	166	12,07

По данным табл. 4.11 строим график (рис. 4.17). Площадь под кривой $S = \int_{T_k}^{T_n} \frac{dT}{K(T-t)}$ определяем приближенно по формуле тра-



печий:

$$S = \frac{T_n - T_k}{n} \left(\frac{y_0 + y_n}{2} + y_1 + y_2 + \dots + y_{n-1} \right)$$

Примем $n = 10$ и составим табл. 4.12, взяв из графика значения ординат y . По данным табл. 4.12 находим:

$$S = \frac{T_n - T_k}{n} \left(\frac{y_0 + y_n}{2} + \sum_{i=1}^{n-1} y_i \right) = \frac{100 - 25}{10} \left(\frac{12,07 + 0,47}{2} + 12,2 \right) 10^{-4} = 138 \cdot 10^4 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}$$

Рис. 4.17 (к примеру 4.26).

Требуемая площадь поверхности теплообмена:

$$F = G_r c_r \int_{T_k}^{T_n} \frac{dT}{K(T-t)} = \frac{3000}{3600} 1,67 \cdot 10^3 \cdot 138 \cdot 10^{-4} = 19,2 \text{ м}^2$$

Если определить площадь под кривой более точно (планиметрированием), получим $F = 18,9 \text{ м}^2$.

Таблица 4.12

$T, ^\circ\text{C}$	Номер ординат	$y = \frac{1}{K(T-t)} 10^4$	$T, ^\circ\text{C}$	Номер ординат	$y = \frac{1}{K(T-t)} 10^4$
25	0	12,07	70	6	0,74
32,5	1	3,85	77,5	7	0,65
40	2	2,30	85	8	0,58
47,5	3	1,60	92,5	9	0,50
55	4	1,13	100	10	0,47
62,5	5	0,85			

Для сравнения рассчитаем требуемую поверхность теплообмена, если принять постоянным значение коэффициента теплопередачи K (при средней температуре) и применить среднюю логарифмическую температуру разности температур:

рифмическую разность температур:

$$\begin{array}{ccc} 100 & \longrightarrow & 25 \\ 40 & \longleftarrow & 20 \\ \hline \Delta t_6 = 60 & & \Delta t_m = 5 \end{array}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{60 - 5}{2,31g \frac{60}{5}} = 22,2^\circ\text{C} = 22,2\text{ K}$$

Средняя температура охлаждаемой жидкости:

$$T_{cp} = t_{cp} + \Delta t_{cp} = 30 + 22,2 = 52,2^\circ\text{C}$$

При этой температуре $K = 329\text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Расход передаваемой теплоты:

$$Q = \frac{3000}{3600} 1,67 \cdot 10^3 (100 - 25) = 104\,500\text{ Вт}$$

Площадь поверхности теплообмена:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}} = \frac{104\,500}{329 \cdot 22,2} = 14,3\text{ м}^2$$

Как видим, расчет по этому методу дает большую ошибку в сторону уменьшения требуемой поверхности теплопередачи.

Пример 4.27. Толуол (горячая жидкость) в количестве $G_r = 1400\text{ кг}$ загружен в сосуд, в котором имеется змеевик. Через змеевик пропускается вода (холодная жидкость). Толуол охлаждается от температуры $T_1 = 105^\circ\text{C}$ до $T_2 = 25^\circ\text{C}$ в течение τ ч. Вода повышает свою температуру от $t_1 = 13^\circ\text{C}$ до t . Конечная температура воды в периодическом процессе все время уменьшается по мере понижения температуры толуола. В конце процесса охлаждения толуола через τ ч температура t станет равной t_2 ($< T_2$).

Сколько времени τ требуется для охлаждения толуола и каков будет общий расход воды G_w , если поверхность теплопередачи змеевика $F = 3,2\text{ м}^2$, а значение коэффициента теплопередачи принять постоянным и равным $K = 255\text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$?

Решение. Схема процесса:

в сосуде (толуол охлаждается): $T_1 = 105^\circ\text{C}$, через τ ч $T_2 = 25^\circ\text{C}$;
в змеевике (вода нагревается): $t_1 = 13^\circ\text{C}$, через τ ч $t_2 = ?$

Принимаем $t_2 = 18^\circ\text{C}$.

Уравнение теплопередачи:

$$Q = KF \Delta t_{cp, \text{охла}} \tau$$

Средняя разность температур для периодического процесса охлаждения жидкости в сосуде [0.1]:

$$\begin{aligned} \Delta t_{cp, \text{охла}} &= \frac{T_1 - T_2}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}} \left(\frac{A - 1}{A \ln A} \right) = \\ &= \frac{105 - 25}{\ln \frac{105 - 13}{25 - 13}} \left(\frac{1,714 - 1}{1,714 \ln 1,714} \right) = 30,36^\circ\text{C} = 30,36\text{ K} \end{aligned}$$

Величина A постоянна для всего процесса охлаждения. Для любого момента времени, когда температура охлаждаемой жидкости равна T :

$$A = \frac{T - t_1}{T - t_2}$$

При расчете поверхности теплообмена принимаем $T = T_2 = 25^\circ\text{C}$:

$$A = \frac{T_2 - t_1}{T_2 - t_2} = \frac{25 - 13}{25 - 18} = 1,714$$

Средняя конечная температура охлаждающей жидкости (воды):

$$t_{2\text{ср}} = \Delta t_{\text{ср. охл}} \ln A + t_1 = 30,36 \ln 1,714 + 13 = 29,35^\circ\text{C}$$

Количество теплоты, отдаваемое толуолом воде:

$$Q = G_r c_r (T_1 - T_2) = 1400 \cdot 1,8 \cdot 10^3 (105 - 25) = 2016 \cdot 10^5 \text{ Дж}$$

Здесь $c_r = 1,8 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ — удельная теплоемкость толуола при средней температуре 65°C (рис. XI).

Время охлаждения толуола:

$$\tau = \frac{Q}{KF \Delta t_{\text{ср. охл}}} = \frac{2016 \cdot 10^5}{255 \cdot 3,2 \cdot 30,36} = 8137 \text{ с} = 2,26 \text{ ч}$$

Общий расход охлаждающей воды:

$$G_x = \frac{Q}{c_x (t_{2\text{ср}} - t_1)} = \frac{2016 \cdot 10^5}{4190 (29,35 - 13)} = 2943 \text{ кг}$$

Пример 4.28. Бутиловый спирт (холодная жидкость) в количестве $G_x = 1800 \text{ кг}$ загружен в сосуд, в котором имеется змеевик. Через змеевик пропускается вода (горячая жидкость). Бутиловый спирт нагревается от температуры $t_1 = 20^\circ\text{C}$ до $t_2 = 60^\circ\text{C}$ в течение τ ч. Вода понижает свою температуру от $T_1 = 90^\circ\text{C}$ до T_2 . Конечная температура воды в периодическом процессе все время увеличивается по мере повышения температуры спирта. В конце процесса нагревания через τ ч температура станет равной T_2 ($> t_2$).

Сколько времени τ потребуется для нагрева спирта и какой должен быть общий расход горячей воды G_r , если поверхность теплопередачи змеевика $F = 4,3 \text{ м}^2$, а значение коэффициента теплопередачи принять постоянным и равным $K = 280 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$?

Решение. Схема процесса:

в сосуде (бутиловый спирт нагревается): $t_1 = 20^\circ\text{C}$ через τ ч $t_2 = 60^\circ\text{C}$;

в змеевике (вода охлаждается): $T_1 = 90^\circ\text{C}$ через τ ч $T_2 = ?$

Принимаем $T_2 = 70^\circ\text{C}$.

Уравнение теплопередачи:

$$Q = KF \Delta t_{\text{ср. нагр}}$$

Средняя разность температур для периодического процесса нагрева жидкости в сосуде [0.1]:

$$\Delta t_{\text{ср. нагр}} = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}} \left(\frac{A - 1}{A \ln A} \right) =$$

$$= \frac{60 - 20}{\ln \frac{90 - 20}{90 - 60}} \left(\frac{3 - 1}{3 \ln 3} \right) = 28,65^\circ \text{C} = 28,65 \text{ K}$$

Величина A постоянна для всего процесса нагрева. Для любого момента времени, когда температура нагреваемой жидкости будет равна t :

$$A = \frac{T_1 - t}{T_2 - t} = \frac{90 - 60}{70 - 60} = \frac{30}{10} = 3$$

При расчете поверхности теплообмена определяют A для $t = t_2 = 60^\circ \text{C}$.

Средняя конечная температура горячей воды:

$$T_{\text{ср}} = T_1 - \Delta t_{\text{ср. нагр}} \ln A = 90 - 28,65 \ln 3 = 58,52^\circ \text{C}$$

Количество теплоты, отдаваемое водой спирту:

$$Q = G_x c_x (t_2 - t_1) = 1800 \cdot 2,56 \cdot 10^3 (60 - 20) = 1843 \cdot 10^5 \text{ Дж}$$

Здесь $c_x = 2,56 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$ — удельная теплоемкость бутилового спирта при средней температуре 40°C (рис. XI).

Время нагрева спирта:

$$\tau = \frac{Q}{K F \Delta t_{\text{ср. нагр}}} = \frac{1843 \cdot 10^5}{280 \cdot 4,3 \cdot 28,65} = 5343 \text{ с} = 1,48 \text{ ч}$$

Общий расход горячей воды:

$$G_r = \frac{Q}{c_r (T_1 - T_{\text{ср}})} = \frac{1843 \cdot 10^5}{4190 (90 - 58,52)} = 1397 \text{ кг}$$

Пример 4.29. Определить потерю теплоты лучеиспусканием поверхностью стального аппарата цилиндрической формы, находящегося в помещении, стены которого выкрашены масляной краской. Размеры аппарата: $H = 2 \text{ м}$; $D = 1 \text{ м}$. Размеры помещения: высота 4 м ; длина 10 м ; ширина 6 м . Температура стенки аппарата 70°C , температура воздуха в помещении 20°C .

Определить также общую потерю теплоты аппарата лучеиспусканием и конвекцией.

Решение. Потерю теплоты излучением вычислим по формулам (4.66) и (4.67):

$$Q_3 = C_{1-2} F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_3} \right) \frac{F_1}{F_2}}$$

В нашем случае:

$$T_1 = 273 + 70 = 343 \text{ К}; \quad T_2 = 273 + 20 = 293 \text{ К}$$

$$F_1 = \pi DH + 2 \cdot 0,785 D^2 = 3,14 \cdot 1 \cdot 2 + 2 \cdot 0,785 \cdot 1^2 = 7,85 \text{ м}^2$$

$$F_2 = 2 (4 \cdot 6 + 4 \cdot 10 + 6 \cdot 10) = 248 \text{ м}^2$$

Так как площадь F_2 велика по сравнению с площадью F_1 , то коэффициент излучения $C_{1-2} \approx C_1$.

Для окисленной стали среднее значение степени черноты $\epsilon = 0,85$ [см. формулу (4.67)]. Следовательно, $C_1 = 5,7 \cdot 0,85 = 4,84 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$.

Потеря теплоты лучеиспусканием:

$$Q_{\lambda} = C_1 F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] = 4,84 \cdot 7,85 (3,43^4 - 2,93^4) = 2490 \text{ Вт}$$

Общую потерю теплоты лучеиспусканием и конвекцией найдем по формуле:

$$Q = \alpha F_1 (t_{\text{ст}} - t_{\text{возд}})$$

где α — суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией — определяется по формуле (4.71):

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \Delta t = 9,74 + 0,07 (70 - 20) = 13,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Общая потеря теплоты аппаратом:

$$Q = 13,2 \cdot 7,85 (70 - 20) = 5200 \text{ Вт}$$

✓ **Пример 4.30.** Определить необходимую толщину слоя изоляции аппарата, внутри которого температура 154°C . Изоляционный материал — совелит. Температура наружной поверхности изоляции не должна быть выше 40°C .

Решение. Примем температуру окружающего воздуха $t_0 = 20^\circ\text{C}$ и определим суммарный коэффициент теплоотдачи в окружающую среду лучеиспусканием и конвекцией по уравнению (4.71):

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \Delta t = 9,74 + 0,07 (40 - 20) = 11,1 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Удельный тепловой поток:

$$q = \alpha (t_{\text{ст}} - t_0) = 11,1 (40 - 20) = 222 \text{ Вт}/\text{м}^2$$

Принимая приближенно, что все термическое сопротивление сосредоточено в слое изоляции, можно написать

$$q = K (t_{\text{ст}} - t_0) \approx \frac{\lambda}{\delta} (t_{\text{ст}} - t_0)$$

откуда толщина слоя изоляции:

$$\delta = \frac{\lambda}{q} (t_{\text{ст}} - t_0) = \frac{0,098}{222} (154 - 20) = 0,059 \text{ м}$$

где $\lambda = 0,098 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ — коэффициент теплопроводности совелита (табл. XXVIII). *стр. 512*

Пример 4.31. Вдоль плоской стенки аппарата продувается воздух со скоростью 3 м/с при средней температуре 90°C и давле-

нии 900 мм рт. ст. Снаружи аппарат покрыт слоем теплоизоляции (совелит) толщиной 40 мм. Определить количество теплоты q , теряемое с 1 м^2 стенки аппарата.

Длина стальной стенки 5 м, толщина 5 мм; температура воздуха в помещении 20°C . Учесть загрязнение внутренней стенки аппарата.

Решение. Находим коэффициент теплоотдачи от горячего воздуха к стенке [расчетная формула (4.40)]. Значение критерия Нуссельта:

$$Nu_1 = 0,032 Re^{0,8} = 0,032 (9,07 \cdot 10^5)^{0,8} = 1867$$

Здесь $Re = \frac{w L \rho_1}{\mu_1} = \frac{3 \cdot 5 \cdot 1,149}{0,019 \cdot 10^{-3}} = 9,07 \cdot 10^5$; $\rho_1 = 1,293 \frac{900 \cdot 273}{760 (273 + 90)} = 1,149 \text{ кг/м}^3$ — плотность воздуха при рабочих условиях; $\mu_1 = 0,019 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — динамический коэффициент вязкости воздуха при 90°C (рис. VI). Следовательно

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \lambda_1}{L} = \frac{1867 \cdot 0,0316}{5} = 11,8 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

где $\lambda_1 = 0,0316 \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)}$ — коэффициент теплопроводности воздуха при 90°C (табл. XXX).

Суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией от наружной поверхности изоляции в окружающую среду:

$$\alpha_2 = 9,74 + 0,07 (t_{\text{ст. 2}} - t_{\text{возд}})$$

Ввиду того, что $t_{\text{ст. 2}}$ — температура наружной поверхности изоляции — неизвестна, для первого приближения принимаем $\alpha_2 \approx 10 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$.

Тепловая проводимость загрязнения внутренней поверхности стенки принимаем по табл. XXXI для теплоносителя — воздуха: $1/r_{\text{загр. 1}} = 2800 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$.

Коэффициент теплопередачи (ориентировочный):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{11,8} + \frac{1}{2800} + \frac{0,005}{46,5} + \frac{0,04}{0,098} + \frac{1}{10}} = \frac{1}{0,4934 + \frac{1}{10}} = 1,685 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Здесь коэффициент теплопроводности совелита $\lambda = 0,098 \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)}$, для стали $\lambda_{\text{ст}} = 46,5 \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)}$ — см. табл. XXVIII.

Уточнение α_2 :

$$\Delta t_2 = t_{\text{ст. 2}} - t_{\text{возд}} = \frac{K \Delta t_{\text{ср}}}{\alpha_2} = \frac{1,685 \cdot (90 - 20)}{10} = 11,8 \text{ K}$$

$$\alpha_2 = 9,74 + 0,07 \cdot 11,8 = 10,57 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Уточненное значение коэффициента теплопередачи:

$$K = \frac{1}{0,4934 + \frac{1}{10,57}} = 1,7 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Удельные потери теплоты:

$$q = K \Delta t_{cp} = 1,7 (90 - 20) = 119 \text{ Вт/м}^2$$

Пример 4.32. Цеолит NaX подвергается десорбции — нагреву в токе горячего воздуха в непрерывнодействующем аппарате со взвешенным слоем цеолита. Средняя температура воздуха 190°C . Цеолит поступает в аппарат с начальной температурой 20°C . Диаметр зерна цеолита 4 мм, плотность его 1100 кг/м^3 , удельная теплоемкость $870 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$, коэффициент теплопроводности $0,24 \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)}$. Число псевдооживления * 4. Определить время, необходимое для нагрева зерна цеолита от 20°C до средней температуры 185°C .

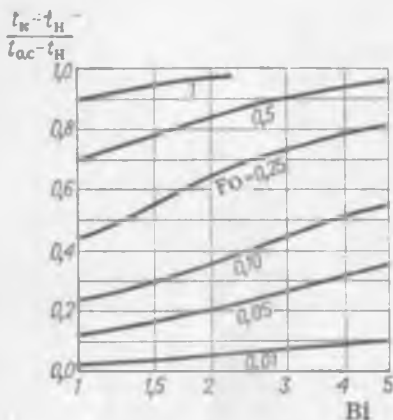


Рис. 4.18 (к примеру 4.32).

Решение. Прогрев зерна цеолита представляет собой нестационарный процесс теплопроводности в твердом теле. Решение уравнения нестационарной теплопроводности (при постоянстве теплофизических характеристик нагреваемого тела)

$$\alpha \nabla^2 t = \frac{\partial t}{\partial \tau}$$

совместно с граничными и начальными условиями приводит [4.5] к уравнению

$$\frac{t_k - t_n}{t_{0,c} - t_n} = f(Bi, Fo) \quad (a)$$

правая часть которого — сложная функция критериев Био (Bi) и Фурье (Fo).

Для зерна, имеющего форму шара радиусом R :

$$Bi = \frac{\alpha R}{\lambda_\tau}; \quad Fo = \frac{\alpha \tau}{R^2} = \frac{\lambda_\tau \tau}{c_\tau \rho_\tau R^2}$$

В последних уравнениях t_n , t_k , $t_{0,c}$ — начальная и конечная температуры нагреваемого тела, температура окружающей среды; α — коэффициент теплоотдачи от окружающей среды к поверхности нагреваемого тела; λ_τ , c_τ , ρ_τ — коэффициент теплопроводности, удельная теплоемкость и плотность твердого тела; a — коэффициент температуропроводности твердого тела (зерна).

На рис. 4.18 приведен график уравнения (a) для шара [4.1, 4.11].

Определяем коэффициент теплоотдачи α от воздуха к поверхности зерна цеолита во взвешенном слое. Предварительно най-

* Отношение рабочей скорости воздуха к критической (скорости псевдооживления).

дем значение критерия Архимеда по уравнению (3.3):

$$Ar = \frac{d^3 \rho_T \rho_c g}{\mu_c^2} = \frac{0,004^3 \cdot 1100 \cdot 0,763 \cdot 9,81}{25,7^2 \cdot 10^{-12}} = 8 \cdot 10^5$$

где $\rho_c = 0,763 \text{ кг/м}^3$ и $\mu_c = 25,7 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — плотность и динамический коэффициент вязкости среды (воздуха) при 190°C [4.1].

По графику (рис. 3.8) находим при $Ar = 8 \cdot 10^5$ и $e = 0,4$ критерий Лященко $Ly_{кр} = 2,75$. Отсюда по уравнению (3.4а) определяем критическую скорость псевдоожижения:

$$w_{кр} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{кр} \mu_c g \rho_T}{\rho_c^2}} = \sqrt[3]{\frac{2,75 \cdot 25,7 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 \cdot 1100}{0,763^2}} = 1,09 \text{ м/с}$$

Рабочая скорость воздуха (отнесенная к полному поперечному сечению аппарата):

$$w = 4w_{кр} = 4 \cdot 1,09 = 4,36 \text{ м/с}$$

По этой скорости рассчитываем критерий Лященко

$$Ly = \frac{w^3 \rho_c^2}{\mu_c \rho_T g} = \frac{4,36^3 \cdot 0,763^2}{25,7 \cdot 10^{-6} \cdot 1100 \cdot 9,81} = 174$$

и по рис. 3.8 при $Ar = 8 \cdot 10^5$ находим порозность взвешенного слоя $e = 0,67$.

Критерий Рейнольдса для потока воздуха:

$$Re = \frac{w d \rho_c}{e \mu_c} = \frac{4,36 \cdot 0,004 \cdot 0,763}{0,67 \cdot 25,7 \cdot 10^{-6}} = 773$$

Критерий Прандтля $Pr = c_{\mu}/\lambda = 1020 \cdot 25,7 \cdot 10^{-6}/0,0385 = 0,681$.
Определяем критерий Нуссельта по уравнению [0.1]:

$$Nu = 0,4 Re^{0,67} Pr^{0,33} = 0,4 \cdot 773^{0,67} \cdot 0,681^{0,33} = 30,2$$

Коэффициент теплоотдачи от воздуха к поверхности зерна:

$$\alpha = \frac{Nu \lambda_c}{d} = \frac{30,2 \cdot 0,0385}{0,004} = 290 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

где $\lambda_c = 0,0385 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ — коэффициент теплопроводности воздуха при 190°C [4.1].

Критерий Био:

$$Bi = \frac{\alpha R}{\lambda_T} = \frac{290 \cdot 0,002}{0,24} = 2,42$$

Симплекс разностей температур:

$$\frac{t_K - t_H}{t_{a,c} - t_H} = \frac{185 - 20}{190 - 20} = 0,97$$

По этим данным находим по графику (рис. 4.18) значения критерия $Fo = 1$, откуда время прогрева зерна цеолита:

$$\tau = \frac{Fo c_T \rho_T R^2}{\lambda_T} = \frac{1 \cdot 870 \cdot 1100 \cdot 0,002^2}{0,24} \approx 16 \text{ с}$$

КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

4.1. Во сколько раз увеличится термическое сопротивление стенки стального меевика, свернутого из трубы диаметром $38 \times 2,5$ мм, если покрыть ее слоем эмали толщиной 0,5 мм? Считать стенку плоской. Коэффициент теплопроводности эмали $1,05 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$.

4.2. Паропровод длиной 40 м, диаметром $51 \times 2,5$ мм покрыт слоем изоляции толщиной 30 мм; температура наружной поверхности изоляции $t_3 = 45^\circ\text{C}$, внутренней $t_1 = 175^\circ\text{C}$. Определить количество теплоты, теряемое паропроводом в 1 ч. Коэффициент теплопроводности изоляции $\lambda = 0,116 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$.

4.3. Стальная труба диаметром 60×3 мм изолирована слоем пробки толщиной 30 мм и сверху еще слоем совелита (85% магнезит + 15% асбеста) толщиной 40 мм. Температура стенки трубы -110°C , а наружной поверхности изоляции 10°C . Вычислить часовую потерю холода с 1 м длины трубы.

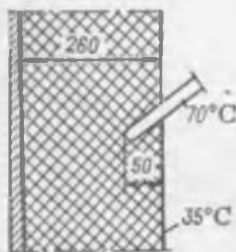


Рис. 4.19 (к контрольной задаче 4.3)

4.4. Как изменится потеря холода в условиях предыдущей задачи, если внутренний слой сделать совелитовым ($\delta = 40$ мм), а наружный — пробковым ($\delta = 30$ мм)?

4.5. Найти температуру внутренней поверхности обмуровки аппарата (рис. 4.19), если температура на наружной поверхности ее 35°C . Толщина обмуровки 260 мм. Термометр, заделанный на глубину 50 мм от наружной поверхности, показывает температуру 70°C .

4.6. Вычислить коэффициент теплопроводности для: а) жидкого хлороформа при $t = 20^\circ\text{C}$; б) сернистого газа при $t = 160^\circ\text{C}$ и абсолютном давлении 1 кгс/см^2 ; в) 25% водного раствора хлористого кальция при $t = 30^\circ\text{C}$.

4.7. Необходимо испарять 1600 кг/ч жидкости, кипящей при $t = 137^\circ\text{C}$ и поступающей в испаритель при этой температуре. Удельная теплота испарения жидкости $r = 377 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$. Температура греющего пара должна быть не ниже 150°C . Определить расход греющего пара: а) сухого насыщенного, $p_{\text{наб}} = 4 \text{ кгс/см}^2$; б) перегретого до 250°C , $p_{\text{наб}} = 4 \text{ кгс/см}^2$; в) перегретого до 250°C , $p_{\text{наб}} = 3 \text{ кгс/см}^2$. Удельная теплоемкость перегретого пара $2,14 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$.

Изобразить процессы изменения состояния греющего пара на диаграмме $T-S$. Конденсат греющего пара отводится при температуре конденсации.

4.8. До какой температуры будут нагреты глущим паром 2 т раствора хлористого кальция, если расход греющего пара ($p_{\text{абс}} = 2 \text{ кгс/см}^2$) за 2,5 ч составил 200 кг, а расход теплоты на нагрев аппарата и потери теплоты в окружающую среду составляют в среднем 2030 Вт ? Начальная температура раствора 10°C . Удельная теплоемкость раствора $2,5 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$.

4.9. Определить количество передаваемой теплоты в противоточном конденсаторе, в котором конденсируется 850 кг/ч пара сероуглерода под атмосферным давлением. Пар сероуглерода поступает в конденсатор с температурой 90°C . Жидкий сероуглерод выходит из конденсатора при температуре на 8°C ниже температуры конденсации. Удельная теплоемкость пара сероуглерода $0,67 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$.

4.10. В кожухотрубчатый конденсатор поступает 120 кг/ч сухого насыщенного пара двуокиси углерода под давлением $p_{\text{абс}} = 60 \text{ кгс/см}^2$. Жидкая двуокись углерода выходит из конденсатора под тем же давлением при температуре конденсации. Принимая разность температур двуокиси углерода и воды на выходе воды из конденсатора 5 К, определить необходимый расход воды, если она поступает в конденсатор с температурой 10°C .

4.11. Колонна для ректификации жидкого воздуха покрыта слоем тепловой изоляции из шлаковой ваты толщиной 250 мм. Температура жидкости внутри колонны -190°C , температура воздуха в помещении 20°C . Какое количество теплоты может проникать из окружающего воздуха в колонну через 1 м^2 поверхности, если пренебречь термическими сопротивлениями со стороны жидкости, окружающего воздуха и металлической стенки колонны?

4.12. Как изменится коэффициент теплопередачи в аппарате, если заменить стальные трубы диаметром $38 \times 2,5$ мм на медные трубы такого же размера: а) в паровом калорифере для воздуха, в котором $\alpha_{\text{возд}} = 41 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $\alpha_{\text{гр. пара}} = 11\,600 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; б) в выпарном аппарате, в котором $\alpha_{\text{кпл. раств}} = 2320 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $\alpha_{\text{гр. пара}} = 11\,600 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$? Загрязнений поверхности не учитывать.

4.13. Как изменится величина коэффициента теплопередачи в теплообменном аппарате, выполненном из стальных труб толщиной 3 мм, если на поверхности труб отложится слой накипи (водяного камня) толщиной 2 мм: а) в водяном холодильнике для газа, в котором $\alpha_{\text{газа}} = 58 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $\alpha_{\text{воды}} = 580 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; б) в выпарном аппарате, в котором $\alpha_{\text{кпл. раств}} = 2780 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $\alpha_{\text{гр. пара}} = 11\,600 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$?

4.14. Какая наибольшая удельная тепловая нагрузка (в $\text{Вт}/\text{м}^2$) может быть в испарителе толуола, если стальные трубы испарителя толщиной 4 мм с обеих сторон покрыты ржавчиной? Толщина одного слоя ржавчины 0,6 мм. Испаритель обогревается насыщенным паром ($p_{\text{нас}} = 3 \text{ кгс}/\text{см}^2$). Толуол кипит

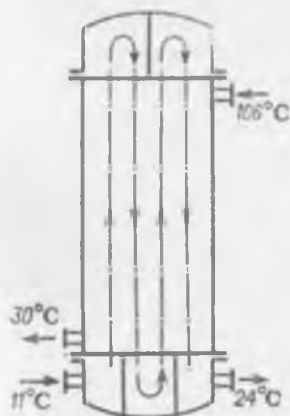


Рис. 4.20 (к контрольной задаче 4.18).

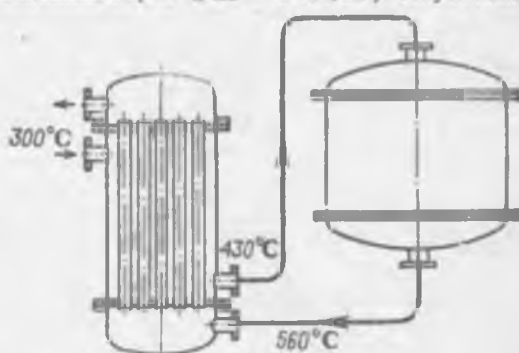


Рис. 4.21 (к контрольной задаче 4.19).

под атмосферным давлением. Считать, что термическое сопротивление стенки и двух слоев ржавчины значительно больше суммы остальных термических сопротивлений.

4.15. Горячий концентрированный раствор, выходящий из выпарного аппарата с температурой 106°C , используется для подогрева до 50°C холодного разбавленного раствора, поступающего на выпарку с температурой 15°C . Концентрированный раствор охлаждается до 60°C . Определить среднюю разность температур для прямоточной и противоточной схем.

4.16. В многоходовом кожухотрубчатом теплообменнике, имеющем четыре хода в трубном пространстве и один ход в межтрубном (рис. 4.20), толуол охлаждается водой от 106 до 30°C . Вода, проходящая по трубам, нагревается от 11 до 24°C . Определить среднюю разность температур в теплообменнике.

4.17. $1930 \text{ кг}/\text{ч}$ бутилового спирта необходимо охладить от 90 до 50°C в противоточном теплообменнике поверхностью 6 м^2 . Охлаждение производится водой с начальной температурой 18°C . Коэффициент теплопередачи в теплообменнике $230 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $\Delta t_{\text{ср}}$ считать как среднюю арифметическую. Сколько кубических метров воды в 1 ч надо пропускать через теплообменник?

4.18. На складе оборудования имеется кожухотрубчатый теплообменник, состоящий из 19 латунных труб диаметром $18 \times 2 \text{ мм}$, длиной $1,2 \text{ м}$. Достаточно ли его поверхность для конденсации $350 \text{ кг}/\text{ч}$ насыщенного пара этилового спирта, если принять коэффициент теплопередачи равным $700 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, начальную температуру воды 15°C , а конечную 35°C ? Конденсация спирта предполагается при атмосферном давлении, жидкий спирт отводится при температуре конденсации.

4.19. Кожухотрубчатый противоточный теплообменник (рис. 4.21) перед контактным аппаратом на сернохлорном заводе имеет поверхность теплообмена

360 м². Очищенный газ колчеданных печей поступает в межтрубное пространство теплообменника при 300 °С, выходит при 430 °С. Горячий газ из контактного аппарата входит в трубы теплообменника при 560 °С. Расход газа 10 т/ч, удельная теплоемкость газа в среднем $1,05 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К). Потери теплоты через кожух теплообменника составляют 10% от количества теплоты, полученного нагревающимся газом. Определить коэффициент теплопередачи в теплообменнике.

4.20. Определить коэффициент теплопередачи в спиральном теплообменнике по следующим данным: поверхность теплообмена 48 м²; в аппарате подогревается 85,5 т/ч воды от 77 до 95 °С; нагревание производится насыщенным паром при $p_{\text{н.в.}} = 0,23$ кгс/см².

4.21. Определить необходимую поверхность противоточного теплообменника при охлаждении 0,85 м³/ч сероуглерода от температуры кипения под атмосферным давлением до 22 °С. Охлаждающая вода нагревается от 14 до 25 °С; $\alpha_{\text{CS}_2} = 270$ Вт/(м²·К); $\alpha_{\text{H}_2\text{O}} = 720$ Вт/(м²·К). Толщина стальной стенки 3 мм. Учесть наличие загрязнений — ржавчины и накипи, приняв $\sum r_{\text{загр}} = 0,00069$ (м²·К)/Вт. Определить также расход воды.

4.22. Требуется конденсировать 10 т/ч насыщенного пара *n*-гексана при 70 °С. Охлаждение конденсатора может быть осуществлено: а) водой, нагреваемой от 16 до 36 °С; б) воздухом, нагреваемым от 25 до 48 °С. Коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося пара гексана в обоих случаях принять равным 1700 Вт/(м²·К). Коэффициенты теплоотдачи для воды и воздуха взять ориентировочно (средние значения) по табл. 4.7, для воды — при

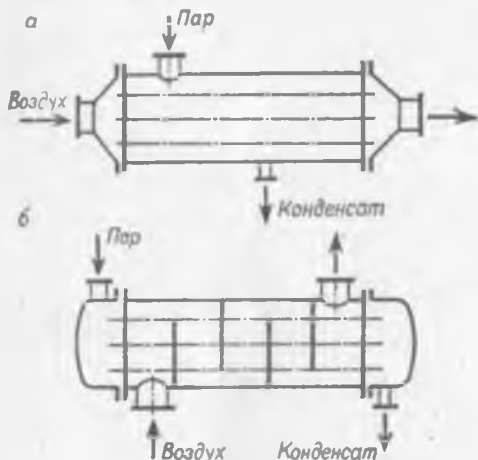


рис. 4.22 (к контрольной задаче 4.27).

турбулентном течении по трубам, для воздуха — при поперечном обтекании труб. Жидкий гексан отводится при температуре конденсации. Термические сопротивления стенки и загрязнений не учитывать. Удельная теплота конденсации гексана $33,3 \cdot 10^4$ Дж/кг. Определить расходы воды и воздуха (в м³/ч) и требуемые поверхности теплообмена.

4.23. Метан под избыточным давлением 5 кгс/см² проходит по межтрубному пространству кожухотрубчатого теплообменника параллельно трубам со скоростью 4,6 м/с. Средняя температура метана 75 °С. Теплообменник состоит из 37 стальных труб диаметром 18 × 2 мм, заключенных в кожух, внутренний диаметр которого 190 мм. Определить коэффициент теплоотдачи.

4.24. 3700 кг/ч метилового спирта подогреваются от 10 до 50 °С, проходя по трубному пространству теплообменника, состоящего из 19 труб диаметром 16 × 2 мм. Определить коэффициент теплоотдачи, если принять температуру стенки 60 °С.

4.25. В кожухотрубчатом теплообменнике по трубам диаметром 46 × 3 мм проходит со скоростью 0,7 м/с вода, которая нагревается. Определить коэффициент теплоотдачи, если средняя температура поверхности стенки соприкасающейся с водой, 90 °С, а средняя температура воды 46 °С.

4.26. Определить коэффициент теплоотдачи для воздуха, охлаждаемого под абсолютным давлением 2 кгс/см², от 90 до 30 °С в межтрубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника с поперечными перегородками. Трубы диаметром 25 × 2 мм расположены по ходу газа в шахматном порядке. Скорость воздуха в вырезе перегородки (в самом узком сечении пучка труб) 8 м/с (рис. 4.22, б)

4.27. Воздух атмосферного давления нагревается насыщенным водяным паром в кожухотрубчатом конденсаторе с трубками диаметром 25×2 мм. Средняя температура воздуха 60°C . Сравнить коэффициенты теплопередачи для двух случаев: 1) воздух проходит по трубам со скоростью 10 м/с ($L/d > 50$), греющий пар конденсируется в межтрубном пространстве (рис. 4.22, а); 2) воздух проходит по межтрубному пространству, снабженному поперечными перегородками. Скорость воздуха в вырезе перегородки (в самом узком сечении пучка труб) 10 м/с (рис. 4.22, б), греющий пар конденсируется в трубах. Принять коэффициент теплоотдачи пара $11\,600$ Вт/(м²·К).

4.28. При теплообмене двух турбулентных потоков ($Re > 10\,000$) у первого потока $\alpha_1 = 230$ Вт/(м²·К), у второго $\alpha_2 = 400$ Вт/(м²·К). Во сколько раз увеличится коэффициент теплопередачи, если скорость первого потока возрастет в 2 раза, а скорость второго — в 3 раза (при прочих неизменных условиях)? Термическое сопротивление стенки не учитывать.

4.29. Определить коэффициент теплоотдачи для 98% серной кислоты, проходящей по кольцевому (межтрубному) пространству горизонтального теплообменника типа «труба в трубе» со скоростью $0,9$ м/с. Средняя температура кислоты 72°C , средняя температура стенки 58°C . Наружная труба теплообменника имеет диаметр $54 \times 4,5$ мм, внутренняя — 26×3 мм.

4.30. Четыреххлористый углерод нагревается в трубном пространстве горизонтального кожухотрубчатого теплообменника. Средняя температура четыреххлористого углерода 26°C , скорость его в трубах $0,15$ м/с. Средняя температура поверхности загрязнения труб, соприкасающейся с четыреххлористым углеродом 34°C . Диаметр труб 25×2 мм. Определить коэффициент теплоотдачи четыреххлористого углерода.

4.31. Через трубное пространство кожухотрубчатого теплообменника прокачивается раствор хлористого кальция (23,8%), который нагревается при средней температуре минус 20°C . Скорость рассола в трубах $0,5$ м/с, средняя температура поверхности стенки, соприкасающейся с раствором — 10°C . Коэффициент объемного расширения рассола $0,35 \cdot 10^{-3}$ К⁻¹, внутренний диаметр труб $0,021$ м, длина труб 4 м. Определить коэффициент теплоотдачи для рассола.

4.32. Раствор хлористого натрия [21,2% (масс.)] нагревается в трубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника от -15 до -12°C . Внутренний диаметр труб 21 мм, длина труб 3 м. Скорость рассола в трубах $0,3$ м/с. Средняя температура поверхности загрязнения стенки, соприкасающейся с рассолом $t_{ст} = -6,5^\circ\text{C}$. Определить коэффициент теплоотдачи от рассола к стенке. Коэффициент объемного расширения рассола $\beta = 0,35 \cdot 10^{-3}$ К⁻¹.

4.33. Этилацетат охлаждается в трубном пространстве горизонтального кожухотрубчатого теплообменника. Внутренний диаметр труб 21 мм, длина труб 3 м. Средняя температура охлаждаемого этилацетата $t_{ср} = 50^\circ\text{C}$, средняя температура поверхности загрязнения стенки со стороны этилацетата $t_{ст} = 40^\circ\text{C}$. Скорость этилацетата $0,04$ м/с. Определить коэффициент теплоотдачи от этилацетата к стенке. Коэффициент теплопроводности $\lambda = 0,1128$ Вт/(м·К).

4.34. Бензол охлаждается в трубах горизонтального кожухотрубчатого теплообменника. Внутренний диаметр труб 21 мм, длина труб 4 м. Средняя температура охлаждаемого бензола 50°C , средняя температура поверхности загрязнения стенки со стороны бензола $t_{ст} = 30^\circ\text{C}$. Скорость бензола $0,05$ м/с. Определить коэффициент теплоотдачи от бензола к стенке.

4.35. В вертикальном кожухотрубчатом теплообменнике бензол прокачивается через трубы снизу вверх при охлаждении от 70 до 30°C . Внутренний диаметр труб 21 мм, высота труб 4 м. Скорость бензола $0,05$ м/с. Средняя температура поверхности загрязнения стенки со стороны бензола 30°C . Определить коэффициент теплоотдачи от бензола к вертикальной поверхности стенки.

4.36. Вода нагревается в условиях свободного движения. Наружный диаметр горизонтальных труб 76 мм. Определить коэффициент теплоотдачи, если температуру поверхности трубы принять равной 45°C . Средняя температура воды 25°C .

4.37. В условиях свободной конвекции охлаждается толуол. Средняя температура толуола 50°C . Диаметр горизонтальных труб 38×2 мм. Температура наружной поверхности загрязнения труб, соприкасающейся с толуолом 30°C . Определить коэффициент теплоотдачи толуола.

4.38. Вертикальный кожухотрубчатый теплообменник состоит из 91 трубы диаметром 57×3 мм, высотой 4 м. По внутренней поверхности труб стекает пленкой вода в количестве $52 \text{ м}^3/\text{ч}$, которая нагревается от 18 до 25°C . Средняя температура внутренней поверхности труб 26°C . Определить коэффициент теплоотдачи.

4.39. По вертикальной стенке пленочного холодильника стекает пленкой 60% серная кислота в количестве $2,1 \text{ л/с}$ на 1 м ширины стенки. Высота холодильника 5 м . Средняя температура поверхности стенки 24°C , средняя температура кислоты 50°C . Вычислить коэффициент теплоотдачи для кислоты, если коэффициент теплопроводности ее равняется $0,43 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{K})$.

4.40. Вычислить коэффициент теплоотдачи кипящего под атмосферным давлением 20% водного раствора хлористого натрия. Разность температур греющей поверхности и кипящего раствора 10 K . Для кипящего раствора $\lambda = 0,658 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{K})$.

4.41. В кубе ректификационной колонны под атмосферным давлением внутри вертикальных труб высотой 4 м кипит толуол с небольшим содержанием бензола (наличие бензола не учитывать). Диаметр труб 25×2 мм. Определить коэффициент теплоотдачи к кипящему толуолу. Принять температуру поверхности загрязнения стенки со стороны толуола $125,3^\circ\text{C}$.

4.42. В межтрубном пространстве вертикального кожухотрубчатого теплообменника, состоящего из 261 трубы диаметром 25×2 мм, конденсируется под атмосферным давлением 4 т/ч насыщенного пара метилового спирта. Определить коэффициент теплоотдачи.

4.43. Насыщенный водяной пар конденсируется на наружной поверхности пучка горизонтальных труб. Наружный диаметр труб 38 мм . Расположение труб шахматное. Расчетное число труб по высоте 11 . Температура конденсации 160°C . Определить средний коэффициент теплоотдачи, приняв температуру наружной поверхности труб 152°C . Пар содержит $0,5$ относительных $\%$ воздуха.

4.44. Метиловый спирт (100%) нагревается в трубном пространстве одноходового кожухотрубчатого теплообменника от 15 до 40°C . Противотоком в межтрубном пространстве течет вода, которая охлаждается от 90 до 40°C . Теплообменник с кожухом 400 мм состоит из 111 стальных труб диаметром $25 \times 2 \text{ мм}$. Скорость метилового спирта в трубах $0,75 \text{ м/с}$. Коэффициент теплоотдачи для воды $340 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{K})$, суммарная тепловая проводимость стенки и обеих загрязнений стенки $1700 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{K})$, средняя температура поверхности загрязнения, соприкасающейся со спиртом, 38°C . Определить требуемую площадь поверхности теплообмена.

4.45. Воздух подогревается в трубном пространстве одноходового кожухотрубчатого теплообменника с 20 до 90°C при среднем абсолютном давлении 810 мм рт. ст. Расход воздуха, считая при нормальных условиях, составляет $7770 \text{ м}^3/\text{ч}$. В теплообменнике 197 труб диаметром $38 \times 2 \text{ мм}$. В межтрубное пространство подается насыщенный водяной пар под абсолютным давлением 2 кгс/см^2 . Коэффициент теплоотдачи пара $10\,000 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{K})$, суммарная тепловая проводимость стенки и обеих ее загрязнений $1700 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{K})$. Определить требуемую площадь поверхности теплообмена.

4.46. Воздух атмосферного давления в количестве $5200 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях) нагревается в трубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника с 2 до 90°C . Число труб 111 . Диаметр труб $38 \times 2 \text{ мм}$. Абсолютное давление греющего водяного пара 2 кгс/см^2 . Определить требуемую длину труб и расход греющего пара, если его влажность 6% . Принять $K \approx \alpha_{\text{возд}}$.

4.47. По змеевику проходит $1,5 \text{ т/ч}$ толуола, охлаждающегося от 90 до 30°C . Охлаждение (противотоком) производится водой, нагревающейся от 15 до 40°C . Труба змеевика стальная диаметром $57 \times 3,5 \text{ мм}$; $\alpha_{\text{вода}} = 580 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{K})$. Диаметр витка змеевика $0,4 \text{ м}$. Определить необходимую длину змеевика и расход воды. Термическое сопротивление стенки и ее загрязнений принять равным $0,0007 (\text{м}^2\cdot\text{K})/\text{Вт}$, а отношение $P_{\text{гр}}/P_{\text{грт}}$ для толуола равным $0,75$.

4.48. В теплообменнике типа «труба в трубе», состоящем из двух concentрических труб: внутренней диаметром $44,5 \times 3,5 \text{ мм}$ и наружной диаметром $89 \times 5 \text{ мм}$, охлаждается от 70 до 30°C толуол в количестве 1900 кг/ч . Толуол проходит по кольцевому пространству между наружной и внутренней трубой; по внутренней протекает охлаждающая вода, нагревающаяся от 14 до 21°C .

Средняя температура поверхности загрязнения со стороны толуола 26°C , со стороны воды 20°C . Определить коэффициент теплопередачи. Учесть термические сопротивления загрязнений стенки со стороны толуола и со стороны воды (среднего качества).

Расчет сделать: а) без учета влияния $Pg/Pg_{ст}$; б) с учетом влияния $Pg/Pg_{ст}$.

4.49. Вертикальная стенка выпарного аппарата покрыта слоем изоляции [$\lambda = 0,12 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$] толщиной 45 мм. Температура кипящего раствора 120°C , температура воздуха в помещении 20°C . Определить потерю теплоты излучением и конвекцией с 1 м^2 в 1 ч, принимая температуру поверхности стенки, соприкасающейся с кипящим раствором, равной температуре последнего.

4.50. По горизонтальному паропроводу диаметром $51 \times 2,5$ мм, длиной 50 м проходит насыщенный пар под давлением $p_{абс} = 4 \text{ кгс/см}^2$. Определить количество конденсата, образующегося в течение суток в неизолированном трубопроводе. Температура воздуха в цехе 15°C .

4.51. Во сколько раз уменьшится потеря теплоты, если паропровод, рассматриваемый в предыдущей задаче, покрыт теплоизоляционным слоем толщиной 40 мм с коэффициентом теплопроводности $0,093 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$.

4.52. Аппарат изолирован слоем шамотного кирпича толщиной 125 мм [$\lambda = 0,68 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$] и слоем изоляционной массы [$\lambda = 0,12 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$]. Температура наружной поверхности металлической стенки аппарата 500°C . Найти достаточную толщину изоляционного слоя, чтобы температура его наружной поверхности не превышала 50°C при температуре воздуха в цехе 25°C .

4.53. В сушилке, вдоль ее плоской стенки длиной 6 м, проходит со скоростью $2,5 \text{ м/с}$ горячий воздух атмосферного давления, имеющий среднюю температуру 85°C . Стальная стенка сушилки толщиной 5 мм изолирована снаружи слоем теплоизоляции толщиной 30 мм. Температура воздуха в помещении 18°C . Определить количество теплоты, теряемой в 1 ч с 1 м^2 стенки сушилки путем конвекции и излучением. Учесть тепловую проводимость загрязнения внутренней стенки сушилки.

ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА ТЕПЛООБМЕННИКОВ

Аппараты теплообменные кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе применяются в тех случаях, когда нет необходимости в механической очистке межтрубного пространства (очистка от осадка возможна только для трубного пространства). Поэтому в трубное пространство подают ту жидкость (воду или водные растворы), которая при нагревании или выпаривании может выделять нерастворимый осадок на стенках труб, а в межтрубное пространство подают чистую жидкость или конденсирующийся пар.

Конечную температуру охлаждающей воды не следует принимать выше $45-50^{\circ}\text{C}$ во избежание значительного образования накипи.

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с неподвижными трубными решетками и с поперечными перегородками в межтрубном пространстве, применяемые в химической, нефтяной и других отраслях промышленности, обозначаются индексами и классифицируются:

- по назначению (первая буква индекса): Т — теплообменники; Х — холодильники; К — конденсаторы; И — испарители;
- по конструкции (вторая буква индекса): Н — с неподвижными трубными решетками; К — с температурным (линзовым) компенсатором на кожухе;
- по расположению (третья буква индекса): Г — горизонтальные; В — вертикальные.

Основные сведения о кожухотрубчатых теплообменных аппаратах с неподвижными трубными решетками по ГОСТам 15119—69, 15120—69, 15121—69 и 15122—69 для труб 25×2 мм из стали марок 10 и 20 приведены в табл. 4.13, 4.14, а также в Приложении (табл. XXXIV и XXXV).

Размещение отверстий под трубы в трубных решетках и основные размеры — см. ГОСТ 15118—69. Примеры размещения отверстий в трубных решетках приведены на рис. II и III (см. Приложение).

Таблица 4.13

Применение кожухотрубчатых теплообменных аппаратов со стальными трубами

$p_{\text{раб}}$ — предельные рабочие давления, зависящие от характеристики и температуры среды

Тип аппарата	Применение и нормы	
	в кожухе	в трубах
Теплообменники ТН и ТК (ГОСТ 15122—69)	Нагревание и охлаждение жидких и газообразных сред	
	Температура теплообмениваемых сред от -30 до $+350$ °С	
	$p_{\text{раб}}$ для ТН от 4 до 25 кгс/см ² для ТК от 4 до 16 кгс/см ²	$p_{\text{раб}}$ от 4 до 25 кгс/см ²
Конденсаторы КН и КК (ГОСТ 15121—69)	Конденсируемая среда	Охлаждающая среда
	Температура от 0 до $+350$ °С $p_{\text{раб}}$ для КН от 4 до 25 кгс/см ² для КК от 4 до 16 кгс/см ²	Вода или другая нетоксичная и невзрыво- и непожаро-опасная среда Температура от -30 до $+60$ °С $p_{\text{раб}}$ от 4 до 6 кгс/см ²
	Охлаждаемая среда	
Холодильники ХН и ХК (ГОСТ 15120—69)	Температура от 0 до $+350$ °С $p_{\text{раб}}$ для ХН от 4 до 40 кгс/см ² для ХК от 4 до 16 кгс/см ²	
Испарители ИН и ИК (ГОСТ 15119—69)	Греющая среда	Испаряемая среда
	Температура греющей и испаряемой среды от -30 до $+350$ °С	
	$p_{\text{раб}}$ для ИН от 4 до 40 кгс/см ² для ИК от 4 до 10 кгс/см ²	$p_{\text{раб}}$ от 4 до 10 кгс/см ²

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с неподвижными трубными решетками типа ТН, ХН, КН, ИН можно применять только в тех случаях, когда разность температур кожуха (t_k) и труб (t_t) будет меньше максимальной, приведенной в табл. XXXV.

Если разность t_k и t_t окажется больше максимально допустимой, то используют кожухотрубчатый теплообменный аппарат с линзовым компенсатором типа ТК, КК, ХК, ИК или с плавающей головкой (ГОСТ 14246—69).

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с неподвижными трубными решетками, предназначенные для аммиачных и углеводородных холодильных установок (ГОСТ 22485—77 и 22486—77), в этом пособии не приводятся.

Пример 4.1. Рассчитать два варианта аппарата для охлаждения 3,9 т/ч диэтилового эфира от $+25$ до -10 °С. Диэтиловый эфир охлаждается рассолом — раствором хлористого кальция [23,8% (масс.)], поступающим из холодильной установки. Рассол нагревается от -15 до -12 °С.

1-й вариант: турбулентный режим течения рассола в трубном пространстве.

2-й вариант: ламинарный режим течения рассола в трубном пространстве.

Решение. *Общая часть.* Ввиду того, что в кожухе аппарата температура ниже 0 °С, применяем аппараты типа ТН или ТК.

Для межтрубного пространства примем индекс «1», для трубного — «2».

Таблица 4.14

Площадь поверхности теплообмена (по $d_{нар}$) теплообменных аппаратов типа ТН, ТК, ХН и ХК с трубами 25×2 мм

n_p — число рядов труб по вертикали для горизонтальных аппаратов (по ГОСТ 15118–69)

Диаметр кожуха внутренний, мм	Число труб		ТН, ТК (ГОСТ 15122-69)							ХН, ХК (ГОСТ 15120-69)	л
	общее	на один ход	Длина труб, м								
			1,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0			
			Площадь поверхности теплообмена, м²								
Одноходовые											
150	13	13	1,0	1,5	2,0	3,0	—	—	} То же	5	
259	37	37	3,0	5,0	6,5	10	—	—		7	
307	61	61	—	7,0	9,5	14	19	—	Не применяются	9	
400	111	111	—	—	17	26	35	52		11	
600	261	261	—	—	40	61	81	122		17	
800	473	473	—	—	74	112	150	226		23	
1000	783	783	—	—	—	182	244	366		31	
1200	1125	1125	—	—	—	—	348	525		37	
Двухходовые											
325	52	26	—	6,0	8,0	12	16	—	} То же	8	
400	100	50	—	—	15	23	31	47		10	
600	244	122	—	—	38	57	76	114		16	
800	450	225	—	—	70	106	142	212		22	
1000	754	377	—	—	—	175	234	353		30	
1200	1090	545	—	—	—	—	338	509		36	
Четырехходовые											
600	210	52,5	—	—	32	49	65	98	То же	14	
800	408	102	—	—	64	96	128	193		20	
1000	702	175,5	—	—	—	163	218	329		28	
1200	1028	257	—	—	—	—	318	479		34	
Шестиходовые											
600	198	33	—	—	31	47	62	93	} То же	14	
800	392	65,3	—	—	62	93	125	187		20	
1000	678	113	—	—	—	160	214	322		28	
1200	1000	166,6	—	—	—	—	316	476		34	

Средняя разность температур при противотоке:

$$\begin{array}{c}
 \begin{array}{ccc}
 +25 & \xrightarrow{\text{Эфир}} & -10 \\
 -12 & \xleftarrow{\text{Рассол}} & -15
 \end{array} \\
 \Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{с}} - \Delta t_{\text{н}}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\text{с}}}{\Delta t_{\text{н}}}} = \frac{37 - 5}{2,3 \lg \frac{37}{5}} = 16^\circ \text{C} = 16 \text{ K}
 \end{array}$$

Средняя температура рассола:

$$t_2 = \frac{-15 + (-12)}{2} = -13,5^\circ\text{C}$$

Средняя температура диэтилового эфира:

$$t_1 = t_2 + \Delta t_{\text{ср}} = -13,5 + 16 = +2,5^\circ\text{C}$$

Тепловая нагрузка с учетом потери холода в размере 5%:

$$Q = 1,05 G_1 c_1 (t_{1\text{н}} - t_{1\text{к}}) = 1,05 \cdot 1,1 \cdot 2140 [25 - (-10)] = 86\,500 \text{ Вт}$$

где $G_1 = 3900/3600 = 1,1 \text{ кг/с}$ — массовый расход эфира; $c_1 = 2140 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$ — средняя удельная теплоемкость эфира при $t_1 = +2,5^\circ\text{C}$ (рис. XI).

Массовый расход рассола:

$$G_2 = \frac{Q}{c_2 (t_{2\text{к}} - t_{2\text{н}})} = \frac{86\,500}{2900 [-12 - (-15)]} = 9,9 \text{ кг/с}$$

где $c_2 = 2900 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$ — удельная теплоемкость рассола при $t_2 = -13,5^\circ\text{C}$ (табл. LII).

Объемный расход рассола:

$$V_2 = G_2 / \rho_2 = 9,9 / 1220 = 0,0081 \text{ м}^3/\text{с}$$

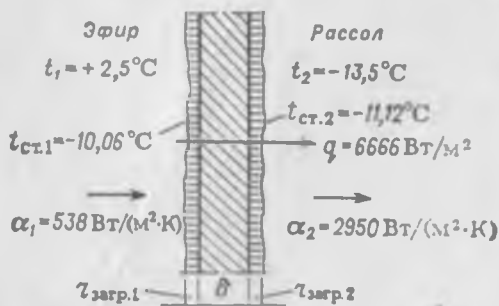


Рис. 4.23 (к первому варианту расчета примес. ра 4. I).

где ρ_2 — плотность рассола (табл. LI).

Ориентировочно определяем максимальную величину площади поверхности теплообмена. По табл. 4.8 минимальное значение коэффициента теплопередачи для рассольного теплообменника принимаем таким же, как и при теплообмене ст жидкости к жидкости для углеводородов и масел: $K_{\text{мин}} = 120 \text{ (Вт/(м}^2\cdot\text{K))}$. При этом

$$F_{\text{макс}} = \frac{Q}{K_{\text{мин}} \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{86\,500}{120 \cdot 16} = 45 \text{ м}^2$$

Расчет первого варианта ($Re_2 > 10\,000$)

Составляем схему процесса теплопередачи (рис. 4.23).

Для обеспечения устойчивого турбулентного течения рассола в трубном пространстве при $Re_2 > 10\,000$ скорость в трубах должна быть больше w_2

$$w_2 = \frac{10\,000 \mu_2}{d_2 \rho_2} = \frac{10\,000 \cdot 7,165 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 1220} = 2,8 \text{ м/с}$$

где $\mu_2 = 7,165 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ — динамический коэффициент вязкости рассола при $t_2 = -13,5^\circ\text{C}$ (табл. LI); $d_2 = 0,021 \text{ м}$.

Число труб $25 \times 2 \text{ мм}$, обеспечивающих объемный расход рассола при $Re_2 = 10\,000$:

$$n_2' = \frac{V_2}{0,785 \cdot d_2^2 w_2} = \frac{0,0081}{0,785 \cdot 0,021^2 \cdot 2,8} \approx 8$$

Кожухотрубчатые теплообменники при $Re_2 > 10\,000$ применить нельзя, так как минимальное число труб этого типа 13 шт.

Переходим к расчету аппаратов типа «труба в трубе», составляемых из труб $89 \times 4 \text{ мм}$ (наружная труба) и $57 \times 3,5 \text{ мм}$ (внутренняя труба).

Для обеспечения устойчивого турбулентного течения рассола в трубном пространстве теплообменника «труба в трубе» скорость в трубах должна быть больше w_2' :

$$w_2' = \frac{10\,000\mu_2}{d_2\rho_2} = \frac{10\,000 \cdot 7,165 \cdot 10^{-3}}{0,05 \cdot 1220} = 1,17 \text{ м/с}$$

Число труб $57 \times 3,5$ мм, обеспечивающих расход рассола при $Re_2 = 10\,000$:

$$n_2' = \frac{V_2}{0,785 \cdot d_2^2 w_2'} = \frac{0,0081}{0,785 \cdot 0,05^2 \cdot 1,17} = 3,53$$

Принимаем $n_2 = 2$.

I. Коэффициент теплоотдачи для рассола.

Уточняем значение критерия Re_2 , исходя из того, что для данного примера при $d = \text{idem}$ величина $Re, n_l = \text{idem}$:

$$Re_2 = 10\,000 \frac{n_2'}{n_1} = 10\,000 \frac{3,53}{2} = 17\,650$$

Критерий Прандтля для рассола при $t_2 = -13,5^\circ\text{C}$:

$$Pr_{2.2} = \frac{c_2\mu_2}{\lambda_2} = \frac{2900 \cdot 7,165 \cdot 10^{-3}}{0,473} = 44,0$$

где $\lambda_2 = 0,473$ Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности рассола при $-13,5^\circ\text{C}$ (табл. LI).

Расчетная формула (4.17):

$$Nu_2 = 0,021 \varepsilon_l Re_2^{0,8} Pr_{2.2}^{0,43} \left(\frac{Pr_{2.2}}{Pr_{ст.2}} \right)^{0,25}$$

Для определения $Pr_{ст.2}$ принимаем ориентировочно

$$t_{ст.2} = t_2 + \frac{\Delta t_{ср}}{2} = -13,5 + \frac{16}{2} \approx -5^\circ\text{C}$$

При этой температуре $\mu_{ст.2} = 4,87 \cdot 10^{-3}$ Па·с и $\lambda_{ст.2} = 0,491$ Вт/(м·К) (табл. LI) и $c_{ст.2} = 2920$ Дж/(кг·К) (табл. LII). Следовательно

$$Pr_{ст.2} = \frac{2920 \cdot 4,87 \cdot 10^{-3}}{0,491} = 29,0$$

Значение ε_l принимаем равным единице, полагая, что отношение L/d_2 будет больше 40.

Таким образом

$$Nu_2 = 0,021 \cdot 1 \cdot 17\,650^{0,8} \cdot 44,0^{0,43} \left(\frac{44,0}{29,0} \right)^{0,25} = 296$$

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \lambda_2}{d_2} = \frac{296 \cdot 0,473}{0,05} = 2800 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

II. Коэффициент теплоотдачи для эфира.

Объемный расход эфира:

$$V_1 = \frac{3900}{3600\rho_1} = \frac{3900}{3600 \cdot 733} = 0,0014 \text{ м}^3/\text{с}$$

где $\rho_1 = 733$ кг/м³ — плотность эфира при $t_1 = +2,5^\circ\text{C}$ (табл. IV).

Скорость эфира в межтрубном пространстве:

$$w_1 = \frac{V_1}{2 \cdot 0,785 (D^2 - d^2)} = \frac{0,0014}{2 \cdot 0,785 (0,081^2 - 0,057^2)} = 0,27 \text{ м/с}$$

где $D = 0,081$ м — внутренний диаметр наружной трубы; $d = 0,057$ м — наружный диаметр внутренней трубы.

Критерий Рейнольдса для эфира при $t_1 = +2,5$ °C:

$$Re_1 = \frac{w_1 d_s \rho_1}{\mu_1} = \frac{0,27 \cdot 0,024 \cdot 733}{0,28 \cdot 10^{-3}} = 16\,960$$

где $d_s = D - d = 0,081 - 0,057 = 0,024$ м — эквивалентный диаметр межтрубного пространства; $\mu_1 = 0,28 \cdot 10^{-3}$ Па·с — динамический коэффициент вязкости эфира при $+2,5$ °C (табл. IX).

Критерий Прандтля для эфира при $+2,5$ °C:

$$Pr_1 = \frac{c_1 \mu_1}{\lambda_1} = \frac{2140 \cdot 0,28 \cdot 10^{-3}}{0,136} = 4,4$$

где $\lambda_1 = 0,136$ Вт/(м·K) — коэффициент теплопроводности эфира при $+2,5$ °C (рис. X).

Для определения $Pr_{ст. 1}$ принимаем ориентировочно

$$t_{ст. 1} = t_1 - \frac{\Delta t_{ср}}{2} = +2,5 - \frac{16}{2} = -5,5$$

При этой температуре $c_{ст. 1} = 2140$ Дж/(кг·K); $\mu_{ст. 1} = 0,31 \cdot 10^{-3}$ Па·с; $\lambda_{ст. 1} = 0,136$ Вт/(м·K). Следовательно

$$Pr_{ст. 1} = \frac{2140 \cdot 0,31 \cdot 10^{-3}}{0,136} = 4,88$$

По расчетной формуле (4.17) имеем:

$$Nu_1 = 0,021 \cdot Re_1^{0,8} Pr_1^{0,43} \left(\frac{Pr_1}{Pr_{ст. 1}} \right)^{0,35} = 0,021 \cdot 16\,960^{0,8} \cdot 4,4^{0,43} \left(\frac{4,4}{4,88} \right)^{0,35} = 0,021 \cdot 2420 \cdot 1,89 \cdot 0,974 = 93,5$$

Тогда

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \lambda_1}{d_s} = \frac{93,5 \cdot 0,136}{0,024} = 530 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Тепловая проводимость стенки и загрязнений (табл. XXXI):

$$\sum r_{ст} = \frac{1}{\frac{1}{5800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800}} = 2580 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{530} + \frac{1}{2580} + \frac{1}{2500}} = 416 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Уточняем значения $(Pr/Pr_{ст})^{0,35}$.

а) Определяем $\Delta t_1 = \frac{416 \cdot 16}{\alpha_1} = \frac{6656}{530} = 12,56 \text{ K} = 12,56$ °C; $t_{ст. 1} = +2,5 - 12,56 = -10,06$ °C.

При $t_{ст. 1} = -10$ °C значения динамического коэффициента вязкости, удельной теплоемкости и коэффициента теплопроводности диэтилового эфира будут:

$\mu_{ст.1} = 0,328 \cdot 10^{-3}$ Па·с; $c_{ст.1} = 2188$ Дж/(кг·К); $\lambda_{ст.1} = 0,139$ Вт/(м·К).
Тогда

$$Pr_{ст.1} = \frac{2188 \cdot 0,328 \cdot 10^{-3}}{0,139} = 5,16$$

Расчетное значение $(Pr/Pr_{ст.1})^{0,25} = (4,4/5,16)^{0,25} = 0,8527^{0,25} = 0,960$, а было принято 0,974. Внесем поправку в значение α_1 :

$$\alpha_1 = 530 \frac{0,974}{0,960} = 538 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

б) Определяем $\Delta t_2 = \frac{416 \cdot 16}{2800} = 2,38 \text{ К} = 2,38 \text{ }^\circ\text{C}$; $t_{ст.2} = -13,5 + 2,38 = -11,12 \text{ }^\circ\text{C}$.

При $t_{ст.2} = -11$: $\mu_{ст.2} = 5,925 \cdot 10^{-3}$ Па·с; $c_{ст.2} = 2908$ Дж/(кг·К); $\lambda_{ст.2} = 0,480$ Вт/(м·К). Тогда

$$Pr_{ст.2} = \frac{2908 \cdot 5,925 \cdot 10^{-3}}{0,480} = 35,89$$

Расчетное значение $(Pr/Pr_{ст.2})^{0,25} = (44,0/35,89)^{0,25} = 1,052$, а было принято 1,11. Вносим поправку в значение α_2 :

$$\alpha_2 = 2800 \frac{1,11}{1,052} = 2950 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Таким образом, исправленное значение K :

$$K = \frac{1}{\frac{1}{538} + \frac{1}{2580} + \frac{1}{2950}} = 416,6 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Уточнение величин $(Pr_1/Pr_{ст.1})^{0,25}$ и $(Pr_2/Pr_{ст.2})^{0,25}$ привело к увеличению K на $\frac{416,6 - 416}{416} 100 = 0,14\%$.

Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K \Delta t_{ср} = 416,6 \cdot 16 = 6666 \text{ Вт/м}^2$$

Расчетная площадь поверхности теплообмена:

$$F_p = Q/q = 86\,500/6666 = 12,98 \text{ м}^2$$

Принимаем * 15 труб длиной по 6 м, располагаемых в три вертикальные секции, соединяемые последовательно.

Площадь поверхности теплообмена трех секций, определяемая по среднему диаметру внутренней трубы:

$$F = \pi d_{ср} L n = 3,14 \cdot 0,0535 \cdot 15 \cdot 6 = 15,12 \text{ м}^2$$

Запас площади поверхности теплообмена: $\frac{15,12 - 12,98}{12,98} 100 = 24,19\%$.

Расчет q закончен.

На схему теплопередачи наносим значения α_1 , α_2 , q , $t_{ст.1}$, $t_{ст.2}$, t_1 , t_2 .

Расчет второго варианта ($Re_2 < 2300$)

Составляем схему процесса теплопередачи по типу рис. 4.23.

* Каталог «Теплообменники ТТ и емкости сварной аппаратуры». М., ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1968.

Для обеспечения ламинарного режима течения рассола при $Re_2 < 2300$, скорость в трубах должна быть меньше w_2'' :

$$w_2'' = \frac{2300 \mu_2}{d_2 \rho_2} = \frac{2300 \cdot 7,165 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 1220} = 0,643 \text{ м/с}$$

Число труб 25×2 мм, обеспечивающих расход рассола $V_2 = 0,00795 \text{ м}^3/\text{с}$ при $Re_2 = 2300$:

$$n_2'' = \frac{V_2}{0,785 d_2^2 w_2''} = \frac{0,0081}{0,785 \cdot 0,021^2 \cdot 0,643} = 36,3$$

По табл. 4.14 условию $n > 36,3$ и $F < 45 \text{ м}^2$ удовлетворяют два типа теплообменных аппаратов:

а) однокходовый кожухотрубчатый аппарат с внутренним диаметром кожуха 400 мм, числом труб 111 и площадью поверхности теплообмена от 17 до 52 м^2 [при $Re_2 = 2300(36,3/111) = 750$];

б) двухходовый с внутренним диаметром кожуха 400 мм, числом труб 100 (на один ход число труб 50) и площадью поверхности теплообмена $15-47 \text{ м}^2$ (при $Re_2 = 2300(36,3/50) = 1670$). Выбираем двухходовый аппарат ($\epsilon_{\lambda} \approx 1$).

1. Коэффициент теплоотдачи для рассола.

При ламинарном режиме течения жидкости выбор расчетной формулы определяется величиной произведения $(GrPr)$. Ввиду того, что температура стенки $t_{ст. 2}$ будет определена только в конце расчета, принимаем:

а) $\Delta t_2 = 0,5 \Delta t_{cp} = 0,5 \cdot 16 = 8^\circ \text{C} = 8 \text{ K}$;

б) $t_{ст. 2} = t_2 + \Delta t_2 = -13,5 + 8 = -5,5^\circ \text{C}$;

в) определяющая температура $t \approx 0,5(t_{ст. 2} + t_2) = 0,5[-5,5 + (-13,5)] \approx -10^\circ \text{C}$.

Исходя из принятых величин, имеем при $t = -10^\circ \text{C}$:

$$(Gr_2 Pr_2) = \frac{d_2^3 \rho_2 \Delta t_2 g}{\mu_2} Pr_2 = \\ = \frac{0,021^3 \cdot 1220^2 \cdot 0,35 \cdot 10^{-3} \cdot 8 \cdot 9,81}{5,925^2 \cdot 10^{-6}} \cdot 35,9 = 3,88 \cdot 10^5$$

где $\beta_2 = 0,35 \cdot 10^{-3} \text{ K}^{-1}$ — коэффициент объемного расширения рассола (табл. XXXII); $\mu_2 = 5,925 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — динамический коэффициент вязкости рассола (табл. LI);

$$Pr_2 = \frac{c_2 \mu_2}{\lambda_2} = \frac{2908 \cdot 5,925 \cdot 10^{-3}}{0,480} = 35,9 \text{ (табл. LI и LII)}$$

Произведение $(Gr_2 Pr_2) = 3,88 \cdot 10^5 < 8 \cdot 10^5$, поэтому расчетной должна быть формула (4.23). Принимаем $L = 6 \text{ м}$. Находим

$$Pe_2 \frac{d_2}{L} = Re_2 Pr_2 \frac{d_2}{L} = 1670 \cdot 35,9 \frac{0,021}{6} = 210$$

Величина $Pe_2 \frac{d_2}{L} = 210 > 20$, следовательно, формула (4.23) применима:

$$Nu_2 = 1,55 \left(Pe_2 \frac{d_2}{L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_2}{\mu_{ст. 2}} \right)^{0,14} = 1,55 \cdot 210^{1/3} \left(\frac{5,925}{4,87} \right)^{0,14} = 9,6$$

где $\mu_{ст. 2} = 4,87 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ определено при $t_{ст. 2} = -5,5^\circ \text{C}$.
Таким образом

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \lambda_2}{d_2} = \frac{9,6 \cdot 0,480}{0,021} = 219 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

II. Коэффициент теплоотдачи для эфира (межтрубное пространство с перемычками перегородками).

Стрелка сегмента:

$$b = \frac{D_{\text{вн}}}{2} - h_1 = \frac{400}{2} - 68 = 132 \text{ мм}$$

где $h_1 = 68 \text{ мм}$ (табл. XXXV).

Расстояние между перегородками [формула (4.33)]:

$$l = \frac{b}{1,415\psi} = \frac{132}{1,415\psi} = 192,3 \text{ мм}$$

где ψ [формула (4.34)]

$$\psi = \frac{1 - (d/l)}{1 - 0,9(d/l)^2} = \frac{1 - (25/32)}{1 - 0,9(25/32)^2} = 0,485$$

Скорость потока эфира в проходном (живом) сечении перегородки:

$$w_1 = V_1/S_{\text{с. ж}} = 0,0014/0,022 = 0,064 \text{ м/с}$$

где $S_{\text{с. ж}} = 0,022 \text{ м}^2$ (табл. XXXV).

Критерий Рейнольдса для межтрубного пространства:

$$Re_1 = \frac{w_1 d_1 \rho_1}{\mu_1} = \frac{0,064 \cdot 0,025 \cdot 733}{0,28 \cdot 10^{-3}} = 4190$$

Расчетная формула (4.31). Величины Pr_1 и $Pr_{\text{ст. 1}}$ принимаем по первому варианту расчета. Тогда

$$Nu_1 = 0,4 \cdot Re_1^{0,6} Pr_1^{0,36} \left(\frac{Pr_1}{Pr_{\text{ст. 1}}} \right)^{0,25} \epsilon_{\psi} =$$

$$= 0,4 \cdot 4190^{0,6} \cdot 4,4^{0,36} \left(\frac{4,4}{4,88} \right)^{0,25} \cdot 0,6 = 35,95$$

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \lambda_1}{d_1} = \frac{35,95 \cdot 0,136}{0,025} = 195 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{195} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{219}} = 99 \text{ (Вт/(м}^2 \cdot \text{К))}$$

Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K \Delta t_{\text{ср}} = 99 \cdot 16 = 1584 \text{ Вт/м}^2$$

Уточняем значения $(Pr/Pr_{\text{ст}})^{0,25}$.

а) Определяем $\Delta t_1 = q/\alpha_1 = 1584/195 = 8,12 \text{ К} = 8,12^\circ\text{C}$; $t_{\text{ст. 1}} = +2,5 - 8,12 = -5,62^\circ\text{C}$. Было принято $t_{\text{ст. 1}} = -5,5^\circ\text{C}$. Физические величины в пределах $0,12^\circ\text{C}$ практически не изменяются.

б) Определяем $\Delta t_2 = q/\alpha_2 = 1584/219 = 7,2 \text{ К} = 7,2^\circ\text{C}$; $t_{\text{ст. 2}} = 13,5 + 7,2 = -6,3^\circ\text{C}$. Было принято $t_{\text{ст. 2}} = -5,5^\circ\text{C}$. Здесь также изменение $t_{\text{ст. 2}}$ на $0,8^\circ\text{C}$ влияния на величину α_2 не окажет.

Расчетная площадь поверхности теплообмена:

$$F_p = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{86\,500}{1584} = 54,6 \text{ м}^2$$

Принимаем три двухходовых кожухотрубчатых теплообменника с внутренним диаметром кожуха 400 мм, длиной труб 3 м и общим числом труб 100.

Площадь поверхности теплообмена:

$$F = \pi d_{cp} L n = \pi \cdot 0,023 \cdot 3 \cdot 100 \cdot 3 = 21,67 \cdot 3 = 65,0 \text{ м}^2$$

Запас площади поверхности теплообмена: $\frac{65,0 - 54,6}{54,6} 100 = 19\%$. Запас площади поверхности теплообмена в норме.

Уточняем тип аппарата (ТН или ТК). Средняя разность температур между эфиром и рассолом $\Delta t_{cp} = 16 \text{ К}$ менее допускаемой разности $(t_1 - t_2)_{\max} = 30 \text{ К}$ (табл. XXXV), поэтому принимаем аппарат типа ТН.

На схему процесса теплопередачи наносим значения $t_1, t_2, t_{ct.1}, t_{ct.2}, \alpha_1, \alpha_2$ и q .

Пример 4.11. Рассчитать два варианта горизонтального кожухотрубчатого теплообменного аппарата для нагрева 20 т/ч толуола от 21 до 98 °С. Греющий водяной насыщенный пар имеет абсолютное давление $p = 1,6 \text{ кгс/см}^2$. В водяном паре содержится 0,5% воздуха.

1-й вариант: турбулентное течение толуола в трубном пространстве.

2-й вариант: ламинарное течение толуола в трубном пространстве.

Решение. Ввиду того, что в трубах нагревается толуол, а не вода и температура в трубах выше 60 °С, используем аппараты типа ТН или ТК. Принимаем для межтрубного пространства индекс «1», для трубного — «2».

Температура конденсации водяного пара $t_{\text{конд}} = 112,7 \text{ °С}$ (табл. LVII). Температурная схема:

$$\begin{array}{ccc} 112,7 & \text{---} & 112,7 \\ 21 & \longrightarrow & 98 \\ \hline \Delta t_6 = 91,7 & & \Delta t_m = 14,7 \end{array}$$

Средняя разность температур:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{2,3 \lg \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}} = \frac{91,7 - 14,7}{2,3 \lg \frac{91,7}{14,7}} = 42,1 \text{ °С} = 42,1 \text{ К}$$

Средняя температура толуола:

$$t_2 = t_1 - \Delta t_{cp} = 112,7 - 42,1 \approx 70 \text{ °С}$$

Расход толуола:

$$G_2 = 20\,000/3600 = 5,56 \text{ кг/с}$$

$$V_2 = G_2/\rho_2 = 5,56/820 = 0,00678 \text{ м}^3/\text{с}$$

Здесь $\rho_2 = 820 \text{ кг/м}^3$ — плотность толуола при 70 °С (табл. IV).

Расход теплоты на нагрев толуола:

$$Q = G_2 c_2 (t_{2k} - t_{2n}) = 5,56 \cdot 1800 (98 - 21) = 771\,000 \text{ Вт}$$

где $c_2 = 1800 \text{ Дж/(кг·К)}$ — средняя удельная теплоемкость толуола (рис. XI).

Расход сухого греющего пара с учетом 7% потерь теплоты:

$$G_1 = \frac{1,07 Q}{r} = \frac{1,07 \cdot 771\,000}{2227 \cdot 10^3} = 0,37 \text{ кг/с}$$

где $r = 2227 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ — удельная теплота конденсации водяного пара (табл. LVII).

Ориентировочно определяем максимальную величину площади поверхности теплообмена. По табл. 4.8 минимальное значение коэффициента теплопередачи для случая теплообмена от конденсирующегося водяного пара к органическим жидкостям (подогреватели $K_{\min} = 120 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$). При этом

$$F_{\max} = \frac{Q}{K_{\min} \Delta t_{cp}} = \frac{771\,000}{120 \cdot 42,1} \approx 150 \text{ м}^2$$

Расчет первого варианта ($Re_2 > 10\,000$)

Составляем схему процесса теплопередачи (по типу рис. 4.23).

Для обеспечения турбулентного течения толуола при $Re_2 > 10\,000$ скорость в трубах должна быть больше w_2 :

$$w_2' = \frac{10\,000 \mu_2}{d_2 \rho_2} = \frac{10\,000 \cdot 0,36 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 820} = 0,209 \text{ м/с}$$

где $\mu_2 = 0,36 \cdot 10^{-3}$ Па·с — динамический коэффициент вязкости толуола при 70 °С (табл. IX).

Число труб 25×2 мм, обеспечивающих объемный расход толуола при $Re_2 = 10\,000$:

$$n' = \frac{V_2}{0,785 d_2^2 w_2'} = \frac{0,00678}{0,785 \cdot 0,021^2 \cdot 0,209} = 93,7$$

Условию $n < 93,7$ и $F < 150 \text{ м}^2$ удовлетворяют (табл. 4.14) два теплообменника:

а) четырехходовый диаметром 600 мм с числом труб на один ход трубного пространства $n = 52,5$ (общее число труб 210);

б) шестихходовый диаметром 600 мм с числом труб на один ход трубного пространства $n = 33$ (общее число труб 198).

Выбираем четырехходовый аппарат, как более простой.

I. Коэффициент теплоотдачи для толуола.

Уточняем значение критерия Re_2 :

$$Re_2 = 10\,000 \frac{n'}{n} = 10\,000 \frac{93,7}{52,5} = 17\,850$$

Критерий Прандтля для толуола при 70 °С:

$$Pr_2 = \frac{c_{p2} \mu_2}{\lambda_2} = \frac{1800 \cdot 0,36 \cdot 10^{-3}}{0,1248} = 5,19$$

Здесь $\lambda_2 = 0,1248$ Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности толуола при 70 °С (рис. X).

Расчетная формула (4.17):

$$Nu_2 = 0,021 \cdot Re_2^{0,8} Pr_2^{0,43} \left(\frac{Pr_2}{Pr_{ст.2}} \right)^{0,25} \varepsilon_1 =$$

$$= 0,021 \cdot 17\,850^{0,8} \cdot 5,19^{0,43} \cdot 1,05 \cdot 1 = 112,7$$

Отношение $(Pr_2/Pr_{ст.2})^{0,25}$ принято равным 1,05 (с последующей проверкой). Таким образом

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \lambda_2}{d_2} = \frac{112,7 \cdot 0,1248}{0,021} = 669 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

II. Коэффициент теплоотдачи при конденсации водяного пара на пучке горизонтальных труб.

Расчет осуществляем приближенно (без учета влияния поперечных перегородок) по формуле (4.54):

$$\alpha_1 = \alpha_{ср} = 1,28 \varepsilon \frac{\lambda_l}{(d \Delta t)^{0,25}} = 2,02 \varepsilon B_1 \sqrt[3]{\frac{nL}{G_1}}$$

В нашем случае известно $G_1 = 0,37$ кг/с и $n = 210$. Поэтому используем зависимость $\alpha_1 = f(n, L, G)$ с учетом влияния примеси воздуха (0,5%):

$$\alpha_1 = 2,02 \varepsilon \varepsilon_1 B_1 \left(\frac{n}{G_1} \right)^{1/3} L^{1/3} = 2,02 \cdot 0,62 \cdot 0,6 \cdot 1048 \left(\frac{210}{0,37} \right)^{1/3} L^{1/3} = 6520 L^{1/3}$$

где ϵ — коэффициент [см. формулу (4.53)], для шахматного расположения труб в пучке и при числе рядов труб по вертикали $n_v = 14$ (табл. 4.14) $\epsilon = 0,62$ (рис. 4.7); ϵ_r — коэффициент, зависящий от содержания воздуха в паре (рис. 4.9), $\epsilon_r = 0,6$; $B_1 = 1048$ (табл. 4.6).

Надо задаться длиной труб (по табл. 4.14 длины труб 2; 3, 4 и 6 м). Возьмем $L = 3$ м. Если по окончании расчета будет принята другая длина труб, то расчет необходимо скорректировать (с увеличением L при $G_1 = \text{const}$ величина $\alpha_{ср}$ возрастает). Имеем:

$$\alpha_1 = 6520 \cdot 3^{1/3} = 9400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Принимаем тепловую проводимость загрязнений со стороны греющего пара $1/r_{\text{загр.1}} \approx 5800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, со стороны толуола $1/r_{\text{загр.2}} \approx 5800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ (табл. XXXI). Коэффициент теплопроводности стали $\lambda_{ст} = 46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ (табл. XXVIII). Тогда

$$\sum r_{ст} = \frac{1}{\frac{1}{5800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800}} = 2580 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{9400} + \frac{1}{2580} + \frac{1}{669}} = 503 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K \Delta t_{ср} = 503 \cdot 42,1 = 21\,180 \text{ Вт}/\text{м}^2$$

Проверяем принятое значение $(Pr_2/Pr_{ст.2})^{0,25}$. Определяем

$$\Delta t_2 = q/\alpha_2 = 21\,180/669 \approx 32 \text{ К} \approx 32^\circ \text{C}$$

$$t_{ст.2} = t_2 + \Delta t_2 = 70 + 32 = 102^\circ \text{C}$$

$$Pr_{ст.2} = \frac{c_{ст.2} \mu_{ст.2}}{\lambda_{ст.2}} = \frac{1885 \cdot 0,27 \cdot 10^{-3}}{0,1163} = 4,38$$

Здесь $c_{ст.2} = 1885 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ (рис. XI); $\mu_{ст.2} = 0,27 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (табл. IX); $\lambda_{ст.2} = 0,1163 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ (рис. X).

Следовательно

$$\left(\frac{Pr_2}{Pr_{ст.2}} \right)^{0,25} = \left(\frac{5,19}{4,38} \right)^{0,25} = 1,043$$

Было принято $(Pr_2/Pr_{ст.2})^{0,25} = 1,05$. Разница $\sim 0,7\%$. Расчет K закончен. Расчетная площадь поверхности теплообмена:

$$F_p = \frac{Q}{K \Delta t_{ср}} = \frac{771\,000}{503 \cdot 42,1} = 36,4 \text{ м}^2$$

Коэффициент теплоотдачи $\alpha_1 = 9440 > \alpha_2 = 664 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, поэтому расчетным диаметром при определении поверхности труб следует принять $d_2 = 0,021 \text{ м}$.

Аппарат с $L = 3$ м имеет площадь поверхности теплообмена:

$$F = \pi d_2 n L = 3,14 \cdot 0,021 \cdot 210 \cdot 3 = 41,56 \text{ м}^2$$

Запас площади поверхности теплообмена: $\frac{41,56 - 36,4}{36,4} \cdot 100 = 14,2\%$. Запас площади поверхности теплообмена достаточен.

Принимаем один четырехходовый кожухотрубчатый теплообменник с внутренним диаметром кожуха 600 мм, числом труб 52,5/210 и длиной труб $L = 3$ м.

Ввиду того, что общая разность температур $\Delta t_{cp} = 42,1$ К близка к допускаемой разности $(t_k - t_1)_{max} = 40$ К (табл. XXXV), принимаем аппарат типа ТН.

Определяем $t_{ct. 2}$:

$$\Delta t_2 = q/a_2 = 21\,180/669 = 31,659$$

$$t_{ct. 2} = 70,6 + 31,659 \approx 102,3^\circ\text{C}$$

На схему процесса теплопередачи типа рис. 4.23 нужно нанести уточненные значения $t_{ct. 1}$, $t_{ct. 2}$, α_1 , α_2 , q .

Расчет второго варианта ($Re_2 < 2300$)

Составляем схему процесса теплопередачи по типу рис. 4.23.

Для течения толуола при $Re_2 < 2300$ скорость в трубах должна быть меньше w_2

$$w'_2 = \frac{2300\mu_2}{d_2\rho_2} = \frac{2300 \cdot 0,36 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 820} = 0,048 \text{ м/с}$$

а число труб на один ход трубного пространства должно быть больше n'

$$n' = \frac{V_2}{0,785 d_2^2 w_2} = \frac{0,00678}{0,785 \cdot 0,021^2 \cdot 0,048} = 408$$

Условию $n > 408$ и $F < 150$ м удовлетворяет однокходовый кожухотрубчатый аппарат с внутренним диаметром кожуха 800 мм, площадью поверхности теплообмена от 74 до 226 м² и общим числом труб $n = 473$ (табл. 4.14).

I. Коэффициент теплоотдачи для толуола.

Уточняем величину критерия Рейнольдса:

$$Re_2 = 2300 \frac{n'}{n} = 2300 \frac{408}{473} = 1984$$

Находим ориентировочное значение произведения критериев ($Gr_2 Pr_2$). В величину критерия Gr_2 , а также в выражение определяющей температуры входит величина $\Delta t_2 = t_{ct. 2} - t_2$. Однако $t_{ct. 2}$ определяется только в конце расчета, поэтому величиной Δt_2 надо задаваться.

Коэффициент теплоотдачи при конденсации водяного пара значительно больше коэффициента теплоотдачи при нагреве толуола (табл. 4.7), поэтому принимаем ориентировочно (с последующим уточнением):

разность температур

$$\Delta t_2 = 0,75 \Delta t_{cp} = 0,75 \cdot 42,1 \approx 32 \text{ К} \approx 32^\circ\text{C}$$

определяющую температуру

$$t = t_2 + \frac{\Delta t_2}{2} = 70 + \frac{32}{2} \approx 90^\circ\text{C}$$

температуру стенки

$$t_{ct. 2} = t_2 + \Delta t_2 = 70 + 32 = 102^\circ\text{C}$$

Ориентировочное значение ($Gr_2 Pr_2$) при 90°C для толуола (физические величины по табл. IV, IX, XXXII):

$$\begin{aligned} (Gr_2 Pr_2) &= \frac{d_2^3 \rho_2^2 \Delta t_2 g}{\mu_2^2} Pr_2 = \\ &= \frac{0,021^3 \cdot 798^2 \cdot 1,28 \cdot 10^{-3} \cdot 32 \cdot 9,81}{0,295^2 \cdot 10^{-6}} \cdot 4,93 = 13,4 \cdot 10^7 \end{aligned}$$

Здесь

$$Pr_2 = \frac{2023 \cdot 0,295 \cdot 10^{-3}}{0,121} = 4,93$$

где $c_2 = 2023 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; $\lambda_2 = 0,121 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$.

При $(Gr_2 Pr_2) > 8 \cdot 10^5$ и $Re_2 < 3500$ применима формула (4.25). Принимаем длину трубы $L = 3 \text{ м}$. Тогда

$$\begin{aligned} Nu_2 &= 0,8 \left(Pe_2 \frac{d_2}{L} \right)^{0,4} (Gr_2 Pr_2)^{0,1} \left(\frac{\mu_2}{\mu_{ст.2}} \right)^{0,14} = \\ &= 0,8 (72)^{0,4} (13,4 \cdot 10^7)^{0,1} \left(\frac{0,295}{0,266} \right)^{0,14} = 0,8 \cdot 5,53 \cdot 6,5 \cdot 1,014 = 29,2 \end{aligned}$$

где $Pe_2 \frac{d_2}{L} = Re_2 Pr_2 \frac{d_2}{L} = 1984 \cdot 5,19 \frac{0,021}{3} = 72$; $\mu_{ст.2} = 0,266 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ при $t_{ст.2} = 102^\circ \text{С}$.

Таким образом:

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \lambda_2}{d_2} = \frac{29,2 \cdot 0,1248}{0,021} = 173 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

II. Коэффициент теплоотдачи при конденсации водяного пара.

В первом варианте расчета аппарата при $n = 210$, $\varepsilon = 0,62$ было определено $\alpha_1 = 9400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Во втором варианте $n = 473$. Число рядов труб по вертикали $n_v = 23$ (табл. 4.14), чему соответствует $\varepsilon \approx 0,57$ (рис. 4.7).

При той же длине труб $L = 3 \text{ м}$ для второго варианта:

$$\alpha_1 = 9400 \frac{0,57}{0,62} \left(\frac{473}{210} \right)^{1/3} = 9400 \cdot 0,92 \cdot 1,31 = 11\,400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Коэффициент теплопередачи при $L = 3 \text{ м}$ (предварительный):

$$K_{L=3} = \frac{1}{\frac{1}{11\,400} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{173}} = 160 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

где $\delta_{ст}/\lambda_{ст} = 1/2500$.

Уточнение принятых величин:

а) разность температур Δt_2 по расчету

$$\Delta t_2 = \frac{K \Delta t_{ср}}{2} = \frac{160 \cdot 42,1}{173} = 39 \text{ К} = 39^\circ \text{С}$$

б) определяющая температура

$$t = 70 + \frac{39}{2} \approx 90^\circ \text{С}$$

(расчетное значение определяющей температуры совпало с принятым 90°С);

в) уточнение α_2 за счет того, что расчетное значение Δt_2 оказалось больше принятого

$$\alpha_2 = 173 \left(\frac{39}{32} \right)^{0,1} = 173 \cdot 1,02 = 176 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

г) уточненное значение коэффициента теплопередачи при $L = 3 \text{ м}$

$$K_{L=3} = \frac{1}{\frac{1}{11\,400} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{176}} = 162 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Расчетная площадь поверхности теплообмена при $L = 3$ м:

$$F_{L=3} = \frac{771\,000}{162 \cdot 42,1} = 113 \text{ м}^2$$

Коэффициент теплоотдачи $\alpha_1 \gg \alpha_2$, поэтому за поверхность теплообмена аппарата следует принять внутреннюю поверхность труб [формула (4.75)]. Так, одноходовый теплообменник с внутренним диаметром кожуха 800 мм при длине труб 3 м имеет площадь поверхности теплообмена $F = \pi \cdot 0,021 \cdot 473 \cdot 3 = 93 \text{ м}^2$, что недостаточно.

Рассмотрим два варианта: а) длина труб 4 м, $F = \pi \cdot 0,021 \cdot 473 \cdot 4 = 125 \text{ м}^2$; б) длина труб 2 м; два аппарата с общей площадью поверхности 125 м^2 ,

а) Теплообменник с трубами 4 м:

$$\alpha_1 = 11\,400 \left(\frac{4}{3} \right)^{1/3} = 11\,400 \cdot 1,1 = 12\,500 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$\alpha_2 = 176 \left(\frac{3}{4} \right)^{0,1} = 176 \cdot 0,89 = 157 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$K_{L=4} = \frac{1}{\frac{1}{12\,500} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{157}} = 146 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Расчетная площадь поверхности теплообмена при $L = 4$ м:

$$F_{L=4} = \frac{771\,000}{146 \cdot 42,1} = 125,4 \text{ м}^2$$

Площадь поверхности теплообмена недостаточна, так как нет запаса.

б) Два теплообменника с трубами длиной по 2 м:

$$\alpha_2 = 176 \left(\frac{3}{2} \right)^{0,1} = 176 \cdot 1,176 = 207 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$K_{L=2} = \frac{1}{\frac{1}{12\,500} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{207}} = 188 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Удельная тепловая нагрузка $q = K \Delta t_{ср} = 188 \cdot 42,1 = 7915 \text{ Вт/м}^2$. Расчетная площадь поверхности теплообмена при $L = 2$ м:

$$F_{L=2} = Q/q = 771\,000/7915 = 97,4 \text{ м}^2$$

Принимаем два одноходовых теплообменника с внутренним диаметром кожуха 800 мм и длиной труб по 2 м.

Запас площади поверхности теплообмена: $\frac{125 - 97,4}{97,4} \cdot 100 = 28\%$. Запас площади поверхности теплообмена достаточен.

Определение $t_{ср.1}$ и $t_{ср.2}$ для принятого варианта:

$$\Delta t_1 = q/\alpha_1 = 7915/12\,500 = 0,633 \text{ К} = 0,633 \text{ }^\circ\text{С}$$

$$t_{ср.1} = 112,7 - 0,633 = 112,067 \text{ }^\circ\text{С}$$

$$\Delta t_2 = q/\alpha_2 = 7915/207 = 38,237 \text{ К} = 38,237 \text{ }^\circ\text{С}$$

$$t_{ср.2} = 70,6 + 38,237 = 108,837 \text{ }^\circ\text{С}$$

На схему процесса теплопередачи нужно нанести уточненные значения $t_{ср.1}$, $t_{ср.2}$, α_1 , α_2 , q .

Пример 4. III. Рассчитать кожухотрубчатый теплообменник для охлаждения в межтрубном пространстве 1240 $\text{м}^3/\text{ч}$ (считая при нормальных условиях) азота от 76 до 31 $^\circ\text{С}$. Абсолютное давление азота 1,5 кгс/см². Вода поступает в трубное пространство при 16 $^\circ\text{С}$.

Решение. Для данного расчета можно использовать кожухотрубчатые аппараты типов ХН или ХК.

Составляем схему процесса теплопередачи (рис. 4.24). Принимаем для азота индекс «1», для воды (в трубах) — индекс «2», конечную температуру воды 26 °С.

Температурная схема теплообмена при противотоке:

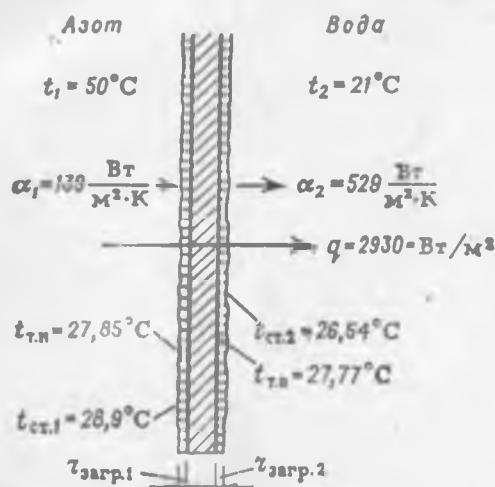


Рис. 4.24. Схема процесса теплопередачи (к примеру 4. III).

$$\begin{array}{ccc} 76 & \longrightarrow & 31 \\ 26 & \longleftarrow & 16 \\ \hline \Delta t_6 = 50 & & \Delta t_m = 15 \end{array}$$

Средняя разность температур:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{2,3 \lg \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}} = \frac{50 - 15}{2,3 \lg \frac{50}{15}} = 29^\circ\text{C} = 29 \text{ К}$$

Средняя температура воды:

$$t_2 = \frac{26 + 16}{2} = 21^\circ\text{C}$$

Средняя температура азота:

$$t_1 = t_2 + \Delta t_{\text{ср}} = 21 + 29 = 50^\circ\text{C}$$

Количество теплоты, передаваемое от азота к воде:

$$Q = \frac{V_{01}}{3600} \rho_{01} c_1 (t_{1\text{н}} - t_{1\text{к}}) = \frac{1240}{3600} 1,25 \cdot 1050 (76 - 31) = 20\,300 \text{ Вт}$$

где $\rho_{01} = 1,25 \text{ кг/м}^3$ — плотность азота при 0 °С и 760 мм рт. ст. (табл. V); $c_1 = 1050 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$ — средняя удельная теплоемкость азота (табл. XXVII).

Расход воды:

$$G_2 = \frac{Q}{c_2 (t_{2\text{к}} - t_{2\text{н}})} = \frac{20\,300}{4190 (26 - 16)} = 0,485 \text{ кг/с}$$

Ориентировочно определяем максимальную величину площади поверхности теплообмена. По табл. 4.7 принимаем для случая поперечного обтекания воздушного пучка труб, расположенных в шахматном порядке, $\alpha_{\text{возд}} = K = 70 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$. Тогда

$$F_{\text{макс}} = \frac{Q}{K_{\text{мин}} \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{20\,300}{70 \cdot 29} = 10 \text{ м}^2$$

Условию $F < 10 \text{ м}^2$ удовлетворяет (табл. 4.14) одноходовый кожухотрубчатый аппарат с числом труб 37.

Основные данные: 1) площадь проходного сечения по трубам

$$S_T = 37 \cdot 0,785 \cdot 0,021^2 = 0,0128 \text{ м}^2$$

2) площадь проходного сечения в вырезе перегородки $S_{\text{с.ж}} = 0,013 \text{ м}^2$; 3) расстояние от диагонали до хорды сегмента $h_1 = 40 \text{ мм}$ (табл. XXXV).

Рассчитываем площадь поверхности теплообмена.

1) Межтрубное пространство.

Размер стрелки сегмента:

$$b = \frac{D_{\text{ш}}}{2} - h_1 = \frac{259}{2} - 40 = 90 \text{ мм}$$

Расстояние между перегородками [формула (4.33)]:

$$l = \frac{b}{1,415\psi} = \frac{90}{1,415 \cdot 0,483} = 132 \text{ мм}$$

где ψ [формула (4.34)]

$$\psi = \frac{1 - (d/l)}{1 - 0,9(d/l)^2} = \frac{1 - (25/32)}{1 - 0,9(25/32)^2} = 0,485$$

Расчетная скорость азота в межтрубном пространстве [формула (4.35)]:

$$w_1 = V_1 / S_{\text{с.ж}} = 0,28 / 0,013 = 21,5 \text{ м/с}$$

где $V_1 = \frac{1240 \cdot 323 \cdot 1,033}{3600 \cdot 273 \cdot 1,5} = 0,28 \text{ м}^3/\text{с}$ — объемный расход азота при рабочих условиях.

Критерий Рейнольдса для азота:

$$\text{Re}_1 = \frac{w_1 d_1 \rho_1}{\mu_1} = \frac{21,5 \cdot 0,025 \cdot 1,53}{0,019 \cdot 10^{-3}} = 43\,300$$

где $\rho_1 = 1,25 \frac{273 \cdot 1,5}{323 \cdot 1,033} = 1,53 \text{ кг/м}^3$ — плотность азота при рабочих условиях;
 $\mu_1 = 0,019 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — динамический коэффициент вязкости азота при 50°C (рис. VI).

Расчетная формула (4.32):

$$\text{Nu}_1 = 0,356 \text{Re}_1^{0,6} \epsilon_\varphi = 0,356 \cdot 43\,300^{0,6} \cdot 0,6 = 130$$

где $\epsilon_\varphi = 0,6$ — коэффициент (см. стр. 154).

Тогда

$$\alpha_1 = \frac{\text{Nu}_1 \lambda_1}{d_1} = \frac{130 \cdot 0,0267}{0,025} = 139 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

где $\lambda_1 = 0,0267 \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)}$ — коэффициент теплопроводности азота при 50°C (табл. XXX).

2) Трубное пространство.

Скорость воды:

$$w_2 = \frac{G_2}{\rho_2 S_T} = \frac{0,485}{998 \cdot 0,0128} = 0,038 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re}_2 = \frac{w_2 d_2}{\nu_2} = \frac{0,038 \cdot 0,021}{0,986 \cdot 10^{-6}} = 809 < 10\,000$$

где $\nu_2 = 0,986 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ — кинематический коэффициент вязкости воды при 21°C (табл. XXXIX).

Находим ориентировочное значение произведения $(Gr_2 Pr_2)$.

При расчете теплоотдачи в случае $\text{Re} < 10\,000$ определяющая температура $t = 0,5(t_{\text{ст.2}} - t_2)$. Ввиду того, что температура $t_{\text{ст.2}}$ будет определена только в конце расчета, необходимо задаться величиной Δt_2 .

В данном примере теплопередачи от газа к жидкости следует учесть, что коэффициент теплоотдачи от газа к стенке обычно значительно меньше коэффициента теплоотдачи от стенки к жидкости, поэтому примем $\Delta t_2 = 0,25 \Delta t_{\text{ср}} = 0,25 \cdot 29,5 \approx 8 \text{ K} \approx 8^\circ\text{C}$.

При этом $t_{\text{ср. 2}} = t_2 + \Delta t_2 = 21 + 8 = 29^\circ\text{C}$, и за определяющую температуру примем $t = 0,5(t_{\text{ср. 2}} + t_2) = 0,5(29 + 21) = 25^\circ\text{C}$.

При этих допущениях:

$$(Gr_2 Pr_2) = \frac{d_2^3 \rho^2 \beta_2 \Delta t_2 g}{\mu_2^2} Pr_2 = \frac{0,021^3 \cdot 997^2 \cdot 2,52 \cdot 10^{-4} \cdot 8 \cdot 9,81}{0,902^2 \cdot 10^{-6}} \cdot 6,22 = 14 \cdot 10^5$$

Значения β_2 , ρ_2 , μ_2 и Pr_2 для воды взяты по табл. XXXIX.

Произведение $(Gr_2 Pr_2) = 14 \cdot 10^5 > 8 \cdot 10^5$, следовательно, для горизонтального аппарата расчетная формула (4.25):

$$Nu_2 = 0,8 \left(Pe_2 \frac{d_2}{L} \right)^{0,4} (Gr_2 Pr_2)^{0,1} \left(\frac{\mu_2}{\mu_{\text{ср. 2}}} \right)^{0,14}$$

Принимаем по табл. 4.14 теплообменник с максимальной длиной труб $L = 3$ м. Тогда

$$\left(Pe_2 \frac{d_2}{L} \right) = Re_2 Pr_2 \frac{d_2}{L} = 809 \cdot 6,22 \frac{0,021}{3} = 35,2$$

$$Nu_2 = 0,8 (35,2)^{0,4} (0,14 \cdot 10^7)^{0,1} \left(\frac{0,902}{0,825} \right)^{0,14} = 0,8 \cdot 4,16 \cdot 4,12 \cdot 1,01 = 13,85$$

где $\mu_{\text{ср. 2}} = 0,825 \cdot 10^{-3}$ Па·с — динамический коэффициент вязкости воды при $t_{\text{ср. 2}} = 29^\circ\text{C}$ (табл. XXXIX).

Следовательно

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \lambda_2}{d_2} = \frac{13,85 \cdot 0,608}{0,021} = 401 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$$

где $\lambda_2 = 0,608$ Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности воды при 25°C (табл. XXXIX).

Примем тепловую проводимость загрязнений стенки со стороны азота равной $2800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ (табл. XXXI), коэффициент теплопроводности стали $46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{K})$ (табл. XXVIII), тепловую проводимость загрязнений стенки со стороны воды среднего качества $2400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ (табл. XXXI). Тогда

$$\sum r_{\text{ст}} = \frac{1}{\frac{1}{2800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{2400}} = 1220 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{139} + \frac{1}{1220} + \frac{1}{401}} = 95,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$$

Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K \Delta t_{\text{ср}} = 95,2 \cdot 29 = 2760 \text{ Вт}/\text{м}^2$$

Проверим применимость формулы (4.25) и уточним расчет.

Расчетное значение Δt_2 :

$$\Delta t_2 = q/\alpha_2 = 2760/401 = 6,88 \text{ K} = 6,88^\circ\text{C}$$

Уточненное значение $(Gr_2 Pr_2)$:

$$(Gr_2 Pr_2) = 0,14 \cdot 10^7 \left(\frac{6,88}{8} \right)^{0,1} = 0,14 \cdot 10^7 \cdot 0,988 = 1,38 \cdot 10^6$$

Формула (4.25) применена верно, так как $(Gr_2 Pr_2) > 10^5$ и $\left(Pe_2 \frac{d_2}{L} \right) > 20$.

Расчетное значение определяющей температуры $t = t_2 + \frac{\Delta t_2}{2} = 21 + \frac{6,88}{2} = 24,44$, а было принято $t = 25^\circ\text{C}$.

Расчет q произведен правильно.

Расчетная площадь поверхности теплообмена:

$$F = Q/q = 20\,300/2760 = 7,35 \text{ м}^2$$

Принимаем один однокходовый кожухотрубчатый теплообменник с внутренним диаметром кожуха 273/259 мм и длиной труб 3 м.

Площадь поверхности теплообмена по среднему диаметру труб:

$$F = \pi d_{\text{ср}} n L = 3,14 \cdot 0,023 \cdot 37 \cdot 3 = 8,02 \text{ м}^2$$

Запас площади поверхности теплообмена: $\frac{8,02 - 7,35}{7,35} 100 = 9,1\%$. Запас площади поверхности теплообмена недостаточен.

Теплообменников с тем же числом труб, но с большей длиной труб по ГОСТу нет.

Для увеличения запаса площади поверхности теплообмена, учитывая, что с уменьшением длины трубчатки возрастает величина α , вместо одного теплообменника с $L = 3$ м принимаем два теплообменника с $L = 1,5$ м, соединяемых последовательно.

Коэффициент α_1 не изменится, а величина α_2 возрастет.

$$\alpha_2 = 401 \left(\frac{3}{1,5} \right)^{0,4} = 529 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплопередачи увеличится:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{139} + \frac{1}{1220} + \frac{1}{529}} = 101 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K \Delta t_{\text{ср}} = 101 \cdot 29 = 2930 \text{ Вт/м}^2$$

$$t_{\text{ст. 1}} = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 50 - \frac{2930}{139} = 28,9^\circ \text{C}$$

Уточнение значения $t_{\text{ст. 2}}$:

$$\Delta t_2 = q/\alpha_2 = 2930/529 = 5,54 \text{ К} = 5,54^\circ \text{C}$$

$$t_{\text{ст. 2}} = t_2 + \Delta t_2 = 21 + 5,54 = 26,54^\circ \text{C}$$

Было принято $t_{\text{ст. 2}} = 29^\circ \text{C}$. Разница незначительная.

Расчетная площадь поверхности теплообмена:

$$F = 20\,300/2930 = 6,93 \text{ м}^2$$

Запас площади поверхности теплообмена: $\frac{8,02 - 6,93}{6,93} 100 = 15,73\%$. Запас площади поверхности теплообмена достаточен.

Проверка допустимости применения аппарата типа ХН.

Определение температуры наружной поверхности труб $t_{\text{т. н}}$

$$q = \frac{t_{\text{ст. 1}} - t_{\text{т. н}}}{r_{\text{загр. 1}}}; \quad 2930 = \frac{28,9 - t_{\text{т. н}}}{1/2800}$$

$$t_{\text{т. н}} = 27,85 \text{ К} = 27,85^\circ \text{C}$$

Определение температуры внутренней поверхности труб $t_{\text{т. в}}$

$$q = \frac{t_{\text{т. в}} - t_{\text{ст. 2}}}{r_{\text{загр. 2}}}; \quad 2930 = \frac{t_{\text{т. в}} - 26,54}{1/2400}$$

$$t_{\text{т. в}} = 27,77 \text{ К} = 27,77^\circ \text{C}$$

Средняя температура стенок труб:

$$t_7 = 0,5 (27,85 + 27,77) = 27,81^\circ\text{C}$$

Средняя разность $(t_n - t_7) = 50 - 27,81 = 22,19^\circ\text{C} = 22,19\text{ K}$.

Величина $(t_n - t_7)$ больше 20 K (табл. XXXV), поэтому принимаем аппарат типа ХК.

Пример 4. IV. Рассчитать вынесенную греющую камеру выпарного аппарата.

Выпарная установка работает при кипении раствора в трубах при оптимальном уровне. При расчете выпарного аппарата принята высота труб $H = 5\text{ м}$ (каталог «Выпарные вертикальные трубчатые аппараты общего назначения». М., ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1972, с. 21). При расчете установки определены: тепловая нагрузка $Q = 1\,000\,000\text{ Вт}$; средняя температура кипения раствора хлористого натрия (20%) $t_{\text{кп}} = 90^\circ\text{C}$; температура конденсации сухого насыщенного водяного пара $t_{\text{конд}} = 116,3^\circ\text{C}$. Для кипящего раствора $\lambda = 0,65\text{ Вт/(м}\cdot\text{K)}$.



Рис. 4.25. Схема процесса теплопередачи (к примеру 4. IV).

Решение. Составляем схему процесса теплопередачи (рис. 4.25). Средняя разность температур:

$$\Delta t_p = t_{\text{конд}} - t_{\text{кп}} = 116,3 - 90 = 26,3^\circ\text{C} = 26,3\text{ K}$$

Находим коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося водяного пара к поверхности вертикальных труб. Расчет осуществляем приближенно (без учета влияния поперечных перегородок) по формуле (4.52):

$$\alpha_{\text{конд}} = 2,04 \frac{\lambda_l}{(H \Delta t_{\text{конд}})^{0,25}} = 2,04 \frac{7188}{5^{0,25}} (\Delta t_{\text{конд}})^{-0,25} = 9800 (\Delta t_{\text{конд}})^{-0,25}$$

Следовательно

$$q_{\text{конд}} = \alpha_{\text{конд}} \Delta t_{\text{конд}} = 9800 \Delta t_{\text{конд}}^{0,75}$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки труб к кипящему раствору [формула (4.60)]:

$$\alpha_{\text{кп}} = b \left(\frac{\lambda^2 \rho}{\mu_0 l_{\text{кп}}} \right)^{1/3} q^{2/3} = 0,078 \left(\frac{0,65^2 \cdot 1115}{0,51 \cdot 10^{-3} \cdot 67,7 \cdot 10^{-3} \cdot 363} \right)^{1/3} q^{2/3} = 2,61 q^{2/3}$$

$$\text{где } b = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{r_n}{r_{ж}} \right)^{2/3} \right] = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{0,424}{1115} \right)^{2/3} \right] = 0,079.$$

Физические величины для 20% раствора хлористого натрия определены по табл. IV, IX, XXIV.

Принимаем тепловую проводимость загрязнений стенки со стороны греющего пара $\sim 5800 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ и со стороны кипящего раствора $\sim 2900 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ (табл. XXXI). Тогда

$$\frac{1}{\sum r_{\text{ст}}} = \frac{1}{\frac{1}{5800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{2900}} \approx 1785 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

где $\lambda_{\text{ст}} = 46,5 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ — коэффициент теплопроводности стали (табл. XXVIII). Ввиду того, что $\alpha_{\text{конд}} = f_1(\Delta t_{\text{конд}})$ и $\alpha_{\text{кип}} = f_2(q_{\text{кип}}) = f_3(\Delta t_{\text{кип}})$, для расчета коэффициента теплопередачи принимаем метод последовательных приближений.

Для определения исходного значения $K_{\text{исх}}$, учитывая, что при установившемся режиме теплопередачи $q_{\text{конд}} = q_{\text{конд}}$, выражаем $\alpha_{\text{кип}}$ через $q_{\text{конд}}$:

$$\alpha_{\text{кип}} = 2,61 q_{\text{кип}}^{2/3} = 2,61 q_{\text{конд}}^{2/3} = 2,61 (9800 \Delta t_{\text{конд}}^{0,75})^{2/3} = 1195 \Delta t_{\text{конд}}^{0,5}$$

Затем рассчитываем исходные значения $K_{\text{исх}}$ и $q_{\text{исх}}$, принимая $\Delta t_{\text{конд}} = 1 \text{ К}$:

$$K_{\text{исх}} = \frac{1}{\frac{1}{9800} + \frac{1}{1785} + \frac{1}{1195}} = 667 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$q_{\text{исх}} = K_{\text{исх}} \Delta t_{\text{ср}} = 667 \cdot 26,3 = 17\,540 \text{ Вт/м}^2$$

Находим значение $(\Delta t_{\text{конд}})_1 = q_{\text{исх}}/9800 = 17\,540/9800 = 1,79 \text{ К} = 1,79^\circ \text{С}$.

Составляем расчетную таблицу 4.15, в которую записываем исходные данные $t_{\text{конд}}$, $t_{\text{кип}}$, $(\Delta t_{\text{конд}})_1$, $1/\sum r_{\text{ст}}$ и результаты последующих расчетов.

Т а б л и ц а 4.15

Приближения и поверочный расчет	Конденсация греющего пара						Стенка с ее загрязнения		Кипение раствора				
	$t_{\text{конд}}, ^\circ \text{С}$	$t_{\text{ст. 1}}, ^\circ \text{С}$	$\Delta t_{\text{конд}}, \text{К}$	$\Delta t_{\text{конд}}^{0,25}$	$\alpha_{\text{конд}}, \text{Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$	$q_{\text{конд}}, \text{Вт/м}^2$	$1/\sum r_{\text{ст}}, \text{Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$	$\Delta t_{\text{ст}}, \text{К}$	$t_{\text{ст. 2}}, ^\circ \text{С}$	$t_{\text{кип}}, ^\circ \text{С}$	$\Delta t_{\text{кип}}, \text{К}$	$\alpha_{\text{кип}}, \text{Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$	$q_{\text{кип}}, \text{Вт/м}^2$
I	116,3	114,51	1,79	1,156	8 472	15 160	1 785	8,5	106,01	90	16,01	1 600	25 600
II	116,3	114	2,38	1,24	7 900	18 800	1 785	10,53	103,47	90	13,47	1 846	24 870
III	116,3	113,29	3,01	1,32	7 424	22 350	1 785	12,52	100,77	90	10,77	2 071	22 300

I. Первое приближение:

$$(t_{\text{ст. 1}})_1 = t_{\text{конд}} - (\Delta t_{\text{конд}})_1 = 116,3 - 1,79 = 114,51^\circ \text{С}$$

$$(\alpha_{\text{конд}})_1 = 9800 (\Delta t_{\text{конд}})_1^{0,25} = \frac{9800}{1,79^{0,25}} = \frac{9800}{1,156} = 8472 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$(q_{\text{конд}})_1 = (\alpha_{\text{конд}})_1 (\Delta t_{\text{конд}})_1 = 8472 \cdot 1,79 = 15\,160 \text{ Вт/м}^2$$

$$(\Delta t_{\text{ст}})_1 = \sum r_{\text{ст}} (q_{\text{конд}})_1 = 15\,160/1785 = 8,5 \text{ К} = 8,5^\circ \text{С}$$

$$(t_{\text{ст. 2}})_1 = (t_{\text{ст. 1}})_1 - (\Delta t_{\text{ст}})_1 = 114,51 - 8,5 = 106,01^\circ \text{С}$$

$$(\Delta t_{\text{кип}})_1 = (t_{\text{ст. 2}})_1 - t_{\text{кип}} = 106,01 - 90 = 16,01^\circ \text{С} = 16,01 \text{ К}$$

$$(\alpha_{\text{кип}})_1 = 2,61 (q_{\text{конд}})_1^{2/3} = 2,61 \cdot 15\,160^{2/3} =$$

$$= 2,61 \cdot 612,5 = 1600 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$(q_{\text{кип}})_1 = (\alpha_{\text{кип}})_1 (\Delta t_{\text{кип}})_1 = 1600 \cdot 16,01 = 25\,600 \text{ Вт/м}^2$$

В первом приближении $(q_{\text{конд}})_1 \ll (q_{\text{кип}})_1$.

II. Второе приближение.

Рассчитываем по первому приближению K_I :

$$K_I = \frac{1}{\frac{1}{8472} + \frac{1}{1785} + \frac{1}{1600}} = 767 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

тогда

$$q_I = K_I \Delta t_{\text{ср}} = 767 \cdot 26,3 = 20\,180 \text{ Вт/м}^2$$

Величину $(\Delta t_{\text{конд}})_{II}$ определяем, принимая $(q_{\text{конд}})_{II} = q_I$ при $(\alpha_{\text{конд}})_I = 8472 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$.

$$(\Delta t_{\text{конд}})_{II} = \frac{q_I}{(\alpha_{\text{конд}})_I} = \frac{20\,180}{8472} = 2,38 \text{ К} = 2,38 \text{ }^\circ\text{C}$$

Затем

$$(t_{\text{ст. 1}})_{II} = t_{\text{конд}} - (\Delta t_{\text{конд}})_{II} = 116,3 - 2,38 \approx 114 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$(\alpha_{\text{конд}})_{II} = \frac{9800}{2,38^{0,25}} = \frac{9800}{1,24} = 7900 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$(q_{\text{конд}})_{II} = 7900 \cdot 2,38 = 18\,800 \text{ Вт/м}^2$$

$$(\Delta t_{\text{ст}})_{II} = 18\,800/1785 = 10,53 \text{ К} = 10,53 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$(t_{\text{ст. 2}})_{II} = 114 - 10,53 = 103,47 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$(\Delta t_{\text{кип}})_{II} = 103,47 - 90 = 13,47 \text{ }^\circ\text{C} = 13,47 \text{ К}$$

$$(\alpha_{\text{кип}})_{II} = 2,61 \cdot 18\,800^{2/3} = 2,61 \cdot 707 = 1846 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$(q_{\text{кип}})_{II} = 1846 \cdot 13,47 = 24\,870 \text{ Вт/м}^2$$

Расхождение $q_{\text{конд}}$ и $q_{\text{кип}}$ по второму расчету: $\frac{24\,870 - 18\,800}{18\,800} 100 = 32\% > 5\%$.

По результатам расчетов первого и второго приближения строим график $q = f(t_{\text{ст. 1}})$. Полагая, что при малых изменениях температуры коэффициенты теплоотдачи линейно зависят от $t_{\text{ст. 1}}$ (или от $\Delta t_{\text{конд}}$), графически определяем $(t_{\text{ст. 1}})_{III} = 113,29 \text{ }^\circ\text{C}$ (рис. 4.26, точка А).

III. Поверочный (третий) расчет:

$$(\Delta t_{\text{конд}})_{III} = 116,3 - 113,29 = 3,01 \text{ }^\circ\text{C} = 3,01 \text{ К}$$

$$(\alpha_{\text{конд}})_{III} = \frac{9800}{3,01^{0,25}} = \frac{9800}{1,32} = 7424 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$(q_{\text{конд}})_{III} = 7424 \cdot 3,01 = 22\,350 \text{ Вт/м}^2$$

$$(\Delta t_{\text{ст}})_{III} = 22\,350/1785 = 12,52 \text{ К} = 12,52 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$(t_{\text{ст. 2}})_{III} = 113,29 - 12,52 = 100,77 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$(\Delta t_{\text{кип}})_{III} = 100,77 - 90 = 10,77 \text{ }^\circ\text{C} = 10,77 \text{ К}$$

$$(\alpha_{\text{кип}})_{III} = 2,61 \cdot 22\,350 = 2071 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$(q_{\text{кип}})_{III} = 2071 \cdot 10,77 = 22\,300 \text{ Вт/м}^2$$

Расхождение $q_{\text{конд}}$ и $q_{\text{кип}}$: $\frac{22\,350 - 22\,300}{22\,300} 100 = 0,22\% < 5\%$.

На рис. 4.26 наносим значение $(q_{\text{конд}})_{\text{III}}$ и $(q_{\text{кип}})_{\text{III}}$ и проводим через точки I, II, III-го расчетов линии зависимости $q_{\text{конд}} = f_1(t_{\text{ст. 1}})$ и $q_{\text{кип}} = f_2(t_{\text{ст. 1}})$. Как видно, это уже не прямолинейные, а криволинейные зависимости.

Расчет q закончен.

На схему процесса теплопередачи (рис. 4.25) наносим из таблицы значения $t_{\text{ст. 1}}$, $t_{\text{ст. 2}}$, $\alpha_{\text{конд.}}$, $\alpha_{\text{кип.}}$, q .

Коэффициент теплопередачи: $q \cdot 10^{-3}, \text{Вт/м}^2$

$$K = 22\,300/26,3 =$$

$$= 848 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$$

Расчетная площадь поверхности теплообмена:

$$F = Q/q =$$

$$= 1\,000\,000/22\,325 = 50 \text{ м}^2$$

По каталогу выпарные аппараты имеют ближайшие площади поверхности теплообмена 30 и 65 м². Принимаем выпарной аппарат с площадью поверхности теплообмена греющей камеры 65 м².

Запас площади поверхности теплообмена: $\frac{65 - 50}{50} 100 =$

$$= 30\%.$$

Пример 4.V. Рассчитать змеевик для периодического нагрева *м*-ксилола в баке (в условиях свободной конвекции). Ксилол в количестве 1600 кг должен быть нагрет от 16 до 80 °C в течение 1 ч. Нагрев производится паром, имеющим давление $p_{\text{нас}} = 2 \text{ кгс/см}^2$. Стальной змеевик выполнен из трубы диаметром $53 \times 2 \text{ мм}$.

Решение. Температура конденсации греющего пара 119,6 °C (табл. LVII). Так как она постоянна, то среднюю разность температур за время нагрева можно рассчитать по формуле:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{нач}} - \Delta t_{\text{кон}}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\text{нач}}}{\Delta t_{\text{кон}}}} = \frac{103,6 - 39,6}{2,3 \lg \frac{103,6}{39,6}} = 66,6 \text{ °C} = 66,6 \text{ K}$$

где

$$\Delta t_{\text{нач}} = 119,6 - 16 = 103,6 \text{ °C} = 103,6 \text{ K}$$

$$\Delta t_{\text{кон}} = 119,6 - 80 = 39,6 \text{ °C} = 39,6 \text{ K}$$

Средняя температура ксилола:

$$t_{\text{к}} = t_{\text{конд}} - \Delta t_{\text{ср}} = 119,6 - 66,6 = 53 \text{ °C}$$

Средний расход передаваемой теплоты:

$$Q = G c_k (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) = \frac{1600}{3600} 1840 (80 - 16) = 52\,300 \text{ Вт}$$

где $c_k = 1840 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$ — средняя удельная теплоемкость ксилола (рис. XI).

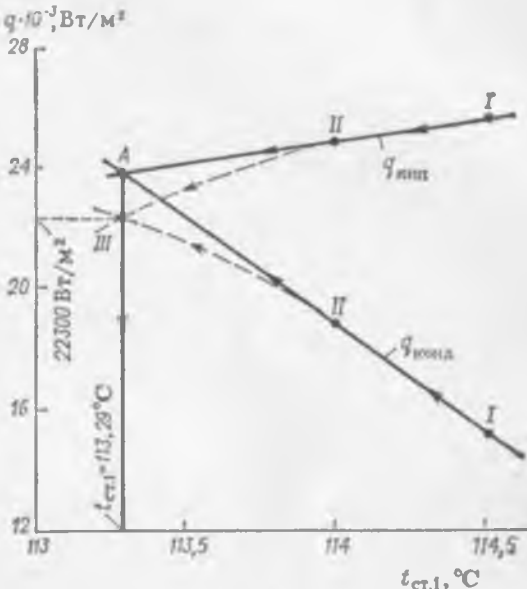


Рис. 4.26. Графическая зависимость $t_{\text{ст. 1}} = f(q)$ (к примеру 4. IV).

Термическое сопротивление стальной стенки и загрязнений (табл. XXVIII и XXXI):

$$\sum r_{ст} = r_{загр. 1} + \frac{\delta}{\lambda_{ст}} + r_{загр. 2} =$$

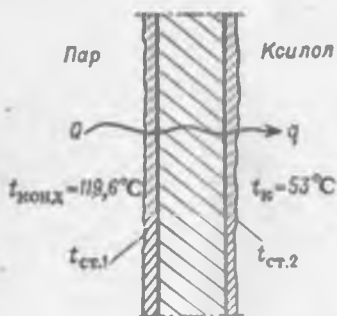
$$= \frac{1}{5800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800} = 0,0004 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)/Вт}$$

Коэффициент теплоотдачи для ксилола рассчитываем по уравнению (4.46), принимая с запасом $(Pr/Pr_{ст})^{0,25} = 1$ для нагревающейся жидкости:

$$Nu = 0,5 (GrPr)^{0,25} = 0,5 \left(\frac{g d^3 \rho^2 \beta}{\mu^4} Pr \right)^{0,25} \Delta t_K^{0,25} =$$

$$= 0,5 \left(\frac{9,8 \cdot 0,053^3 \cdot 837^2 \cdot 1,15 \cdot 10^{-3} \cdot 4,5}{0,43 \cdot 10^{-8}} \right)^{0,25} \Delta t_K^{0,25} = 36,6 \Delta t_K^{0,25}$$

где $\rho = 837 \text{ кг/м}^3$ — плотность ксилола при 53°C (табл. IV); $\mu = 0,43 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — динамический коэффициент вязкости ксилола [4.13]; $Pr = 4,5$ — критерий Прандтля для ксилола при 53°C (рис. XIII);



$$\beta = \frac{v_2 - v_1}{v_1 \Delta t} = \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_1 \Delta t} =$$

$$= \frac{837 - 778}{778 (119,6 - 53)} = 1,15 \cdot 10^{-3} \text{ К}^{-1}$$

β — средний коэффициент объемного расширения ксилола в интервале температур 53 — $119,6^\circ\text{C}$;

$$\Delta t_K = t_{ст. 2} - t_K \text{ (рис. 4.27)}$$

Коэффициент теплоотдачи для ксилола:

$$\alpha_K = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{36,6 \cdot 0,128}{0,053} \Delta t_K^{0,25} = 88,4 \Delta t_K^{0,25}$$

где $\lambda = 0,128 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ — коэффициент теплопроводности ксилола при 53°C (рис. X).

Так как коэффициент теплоотдачи для ксилола много меньше, чем для конденсирующегося водяного пара, последний без расчета можно принять равным $\sim 10\,000 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$. Далее можно написать следующую систему уравнений:

$$q = \alpha_n \Delta t_n = \frac{\Delta t_{ст}}{\sum r_{ст}} = \alpha_K \Delta t_K$$

$$\Delta t_{ст} = \Delta t_n + \Delta t_{ст. 1} + \Delta t_K$$

где

$$\Delta t_n = t_{конд} - t_{ст. 1}; \quad \Delta t_{ст} = t_{ст. 1} - t_{ст. 2}$$

Подставляя численные значения, будем иметь:

$$10\,000 \Delta t_n = \frac{\Delta t_{ст}}{0,0004} = 88,4 \Delta t_K^{1,25}$$

$$66,6 = \Delta t_n + \Delta t_{ст} + \Delta t_K$$

Из этой системы уравнений получаем:

$$0,0442 \Delta t_{\kappa}^{1,25} + \Delta t_{\kappa} - 66,6 = 0$$

Решая последнее уравнение (графически), находим:

$$\Delta t_{\kappa} = 59,3^{\circ}\text{C} = 59,3\text{ K}$$

Тогда

$$q = \alpha_{\kappa} \Delta t_{\kappa} = 88,4 \cdot 59,3^{1,25} = 14\,550 \text{ Вт/м}^2$$

Требуемая площадь поверхности теплообмена:

$$F = Q/q = 52\,300/14\,550 = 3,62 \text{ м}^2$$

Длина змеевика:

$$L = \frac{F}{\pi d_{\text{ср}}} = \frac{3,62}{3,14 \cdot 0,051} = 22,6 \text{ м}$$

С запасом:

$$L = 22,6 \cdot 1,15 = 26 \text{ м}$$

Расход греющего пара с учетом 5% потерь теплоты:

$$G_{\text{п}} = \frac{1,05Q}{rx} = \frac{1,05 \cdot 52\,300}{2208 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 0,0262 \text{ кг/с}$$

где $r = 2208 \cdot 10^3$ Дж/кг (табл. LVII); $x = 0,95$ — принятая степень сухости греющего пара.

По практическим данным для нормальной работы парового змеевика начальная скорость пара должна быть не более 30 м/с, а отношение L/d должно быть не более

$$\frac{L}{d} = C \frac{6}{\sqrt{\Delta t_{\text{ср}}}}$$

где C зависит от давления конденсирующегося пара и для $p_{\text{вс}} = 2$ кгс/см² равняется ~ 190 — см. «Теплоотдача при конденсации насыщенного пара» (стр. 161).

Проверим начальную скорость пара:

$$w_{\text{нач}} = \frac{G_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}} \cdot 0,785 d^2} = \frac{0,0262}{1,107 \cdot 0,785 \cdot 0,049^2} = 12,6 \text{ м/с}$$

где $\rho_{\text{п}} = 1,107$ кг/м³ — плотность пара (табл. LVII).

Наибольшее допустимое отношение L/d :

$$\left(\frac{L}{d}\right)_{\text{макс}} = 190 \frac{6}{\sqrt{66,6}} = 140$$

Следовательно, длина змеевика должна быть не более

$$L = 140d = 140 \cdot 0,049 = 6,9 \text{ м}$$

Принимаем число параллельно работающих змеевиков $n = 4$. Длина каждого змеевика $26/4 = 6,5$ м.

Блок-схема алгоритма решения примера 4.V:

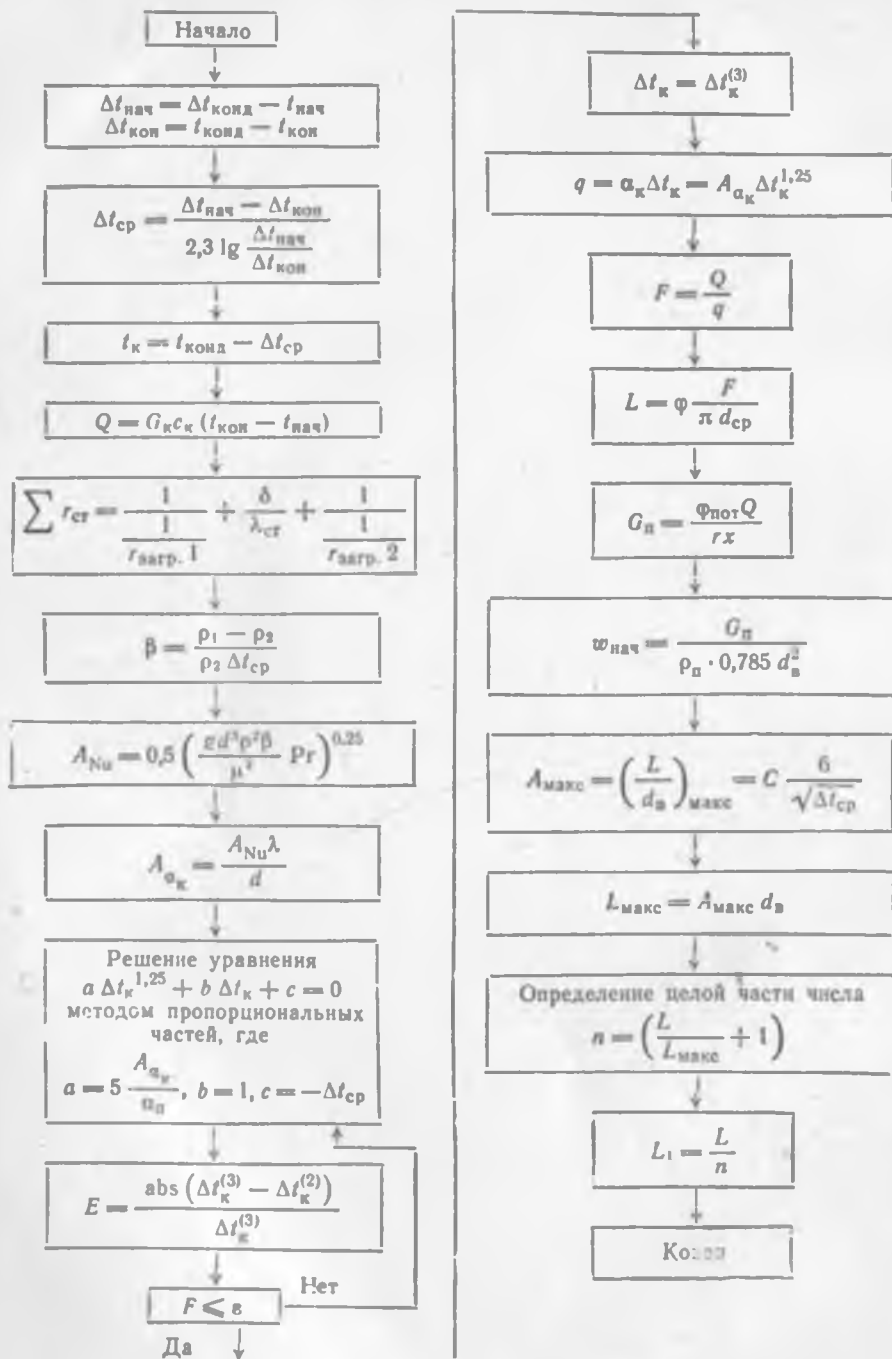


Таблица идентификаторов приведена ниже (табл. 4.16).

Таблица 4.16

Величина	$\Delta t_{\text{нач}}$	$\Delta t_{\text{кон}}$	$t_{\text{нач}}$	$t_{\text{кон}}$	$t_{\text{конд}}$	$\Delta t_{\text{ср}}$	$t_{\text{к}}$
Идентифика- тор	DTN	DTK	TN	TK	TKOND	DTSR	TKS

Q	$Q_{\text{к}}$	$c_{\text{к}}$	$\sum r_{\text{ст}}$	$1/r_{\text{загр. 1}}$	δ	$\lambda_{\text{ст}}$	$1/r_{\text{загр. 2}}$
Q	OK	CK	SR	PROV1	DELTA	LS	PROV2

β	ρ	ρ_2	A_{Nu}	d	μ	Pr	$A_{\alpha_{\text{к}}}$
BETA	RO	RO2	ANU	D	M	PR	AALPHA

λ	$\alpha_{\text{п}}$	Приближенные значения $\Delta t_{\text{к}}$			a	b	c
		$\Delta t_{\text{к}}^{(1)}$	$\Delta t_{\text{к}}^{(2)}$	$\Delta t_{\text{к}}^{(3)}$			
LAMBDA	ALPHA	DTK1	DTK2	DTK3	A	B	C

Значения полинома $P(\Delta t_{\text{к}}) = a \Delta t_{\text{к}}^{1,25} + b \Delta t_{\text{к}} + c$ при $\Delta t_{\text{к}} = t_{\text{к}}^{(1)}; \Delta t_{\text{к}}^{(2)}; \Delta t_{\text{к}}^{(3)}$			Погреш- ность расчета E	Допусти- мая погреш- ность расчета ε	q	F	L	φ	$Q_{\text{п}}$
F1	F2	F3							
F1	F2	F3	E	EPS	Q1	F	L	FI	GP

$\Phi_{\text{пот}}$	r	x	$w_{\text{нач}}$	$\rho_{\text{п}}$	$A_{\text{макс}}$	c	$L_{\text{макс}}$	n	L_1	Парамет- ры цикличес- ких вычисле- ний
F11	R	X	W	ROP	AMAX	C	LMAX	N	L1	

Запись алгоритма решения на языке «Аналитик»:

„ВЫП“;

$DTN = TKOND - TN$; $DTK = TKOND - TK$;

$DTSR = (DTN - DTK) / \ln(DTN / DTK)$; $TKS = TKOND - DTSR$;

$Q = GK \times CK \times (TK - TN) / 3600$; $SR = 1 / PROV1 + DELTA / LS + 1 / PROV2$;

$BETA = (RO - RO2) / RO2 / DTSR$;

$ANU = .5 \times (9.81 \times D \uparrow 3 \times RO \uparrow 2 \times BETA \times PR / M \uparrow 2) \uparrow .25$;

$AALPHA = ANU \times LAMBDA / D$;

$A = 5 \times AALPHA / ALPHA$; $B = 1$; $C = -DTSR$;

$DTK1 = 0$; $DTK2 = DTSR$; $I = 0$; $E = 2 \times EPS$;

MC. $I = I + 1$; „ЕСЛИ“ $E > EPS$ „ТО“

$(F1 = A \times DTK1 \uparrow 1.25 + B \times DTK1 + C$;

$F2 = A \times DTK2 \uparrow 1.25 + B \times DTK2 + C$;

$DTK3 = DTK1 + (- (DTK2 - DTK1) \times F1 / (F2 - F1))$;

$F3 = A \times DTK3 \uparrow 1.25 + B \times DTK3 + C$;

$E = ABS(DTK3 - DTK2) / DTK3$;

„ЕСЛИ“ $F1 < 0$ „ТО“ („НА“ AL) „ИНАЧЕ“ („НА“ AN);

AL. „ЕСЛИ“ $F3 < 0$ „ТО“ ($DTK1 = DTK3$; $DTK2 = DTK2$) „ИНАЧЕ“ ($DTK1 =$
 $= DTK1$; $DTK2 = DTK3$); „НА“ MC;

AN. „ЕСЛИ“ $F3 > 0$ „ТО“ ($DTK1 = DTK3$; $DTK2 = DTK2$) „ИНАЧЕ“ ($DTK1 =$
 $= DTK1$; $DTK2 = DTK3$);

$Q1 = AALPHA \times DTK3 \uparrow 1.25$; $F = Q / Q1$; $L = F1 \times F / 3.14$;

$(D - DELTA)$; $GP = F11 \times Q / R / X$; $W = GP / ROP / .785$;

$(D - 2 \times DELTA) \uparrow 2$;

$AMAX = C \times 6 / DTSR \uparrow .5$; $LMAX = AMAX \times (D - 2 \times DELTA)$;

$N = \mathcal{I}(L / LMAX + 1)$; $L1 = L / N$;

„ВЫВОД“ $DTK3$, $Q1$, F , L , GP , W , N , $L1$;

„ГДЕ“ $TN = 16$; $TK = 80$; $TKOND = 119.6$; $GK = 1600$; $CK = 1840$;

$PROV1 = 5800$; $DELTA = .002$; $LS = 46.5$; $PROV2 = 5800$;

$RO = 837$;

$RO2 = 778$; $D = .053$; $M = .00043$; $PR = 4.5$; $LAMBDA = .128$;

$ALPHA = 10000$; $EPS = .05$; $E1 = 1.15$; $E11 = 1.05$;

$R = .2208_{10}7$; $X = .95$; $ROP = 1.107$; $C = 190$ „КОНЕЦ“ ◇

ВЫПАРИВАНИЕ. КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ

ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. Уравнения материального баланса процесса выпаривания:

$$G_{\text{нач}} = G_{\text{кон}} + W \quad (5.1)$$

$$G_{\text{нач}} x_{\text{нач}} = G_{\text{кон}} x_{\text{кон}} \quad (5.2)$$

где $G_{\text{нач}}$, $G_{\text{кон}}$ — массовые расходы начального (исходного) раствора и конечного (упаренного) раствора, кг/с; $x_{\text{нач}}$, $x_{\text{кон}}$ — массовые доли растворенного вещества в начальном и конечном растворе; W — массовый расход выпариваемой воды, кг/с

$$W = G_{\text{нач}} \left(1 - \frac{x_{\text{нач}}}{x_{\text{кон}}} \right) \quad (5.3)$$

2. Уравнение теплового баланса выпарного аппарата:

$$Q + G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} t_{\text{нач}} = G_{\text{кон}} c_{\text{кон}} t_{\text{кон}} + W i_{\text{вт}} + Q_{\text{пот}} \quad (5.4)$$

где Q — расход теплоты на выпаривание, Вт; $c_{\text{нач}}$, $c_{\text{кон}}$ — удельная теплоемкость начального (исходного) и конечного (упаренного) раствора, Дж/(кг·К); $t_{\text{нач}}$, $t_{\text{кон}}$ — температура начального раствора на входе его в аппарат и конечного на выходе его из аппарата, °С; $i_{\text{вт}}$ — удельная энтальпия вторичного пара на выходе его из аппарата, Дж/кг; $Q_{\text{пот}}$ — расход теплоты на компенсацию потерь в окружающую его среду, Вт.

3. Расход теплоты на выпаривание.

Из уравнения (5.4) получаем:

$$Q = G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) + W (i_{\text{вт}} - c_{\text{в}} t_{\text{кон}}) + Q_{\text{пот}} \quad (5.5)$$

где $c_{\text{в}}$ — удельная теплоемкость воды при $t_{\text{кон}}$, Дж/(кг·К).

Если раствор поступает в выпарной аппарат в перегретом состоянии ($t_{\text{нач}} > t_{\text{кон}}$), то $Q_{\text{нагр}} = G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}})$ имеет отрицательный знак и расход теплоты в выпарном аппарате сокращается, так как часть воды испаряется за счет теплоты, выделяющейся при охлаждении поступающего раствора от $t_{\text{нач}}$ до $t_{\text{кон}}$. Величина $G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} (t_{\text{нач}} - t_{\text{кон}})$ носит название теплоты самоиспарения.

Расход теплоты на компенсацию потерь в окружающую среду $Q_{\text{пот}}$ при расчете выпарных аппаратов принимают в размере 3—5% от суммы ($Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}}$). Величину $Q_{\text{пот}}$ можно подсчитать по уравнению:

$$Q_{\text{пот}} = \alpha F_{\text{нар}} (t_{\text{ст}} - t_{\text{возд}}) \quad (5.6)$$

где $\alpha = \alpha_d + \alpha_k$ — суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией, Вт/(м²·К); $F_{нар}$ — площадь наружной поверхности теплоизолированного аппарата, м²; $t_{ст}$ — температура наружной поверхности изоляции, °С или К; $t_{возд}$ — температура окружающего воздуха, °С или К.

В общем случае в тепловом балансе выпарного аппарата должна учитываться еще затрата теплоты на дегидратацию растворенного вещества, но обычно эта величина по сравнению с другими статьями теплового баланса мала и ею можно пренебречь (см. пример 5.5).

Расход греющего пара $G_{г.п}$ (в кг/с) в выпарном аппарате определяют по уравнению:

$$G_{г.п} = \frac{Q}{(i'' - i')x} = \frac{Q}{r_{г.п}x} \quad (5.7)$$

где i'' — удельная энтальпия сухого насыщенного пара, Дж/кг; i' — удельная энтальпия конденсата при температуре конденсации, Дж/кг; x — паросодержание (степень сухости) греющего пара; $r_{г.п}$ — удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг.

Удельный расход пара на выпаривание d представляет собой отношение расхода греющего пара $G_{г.п}$ к расходу испаряемой воды W :

$$d = G_{г.п}/W \quad (5.8)$$

4. Теплоемкость раствора.

Удельная теплоемкость раствора может быть вычислена по общей формуле:

$$c = c_1x_1 + c_2x_2 + c_3x_3 + \dots \quad (5.9)$$

где $c_1, c_2, c_3, \dots$ — удельные теплоемкости компонентов; $x_1, x_2, x_3, \dots$ — массовые доли компонентов.

Для расчета удельной теплоемкости двухкомпонентных (вода + растворенное вещество) разбавленных водных растворов ($x < 0,2$) пользуются приближенной формулой:

$$c = 4190(1 - x) \quad (5.10)$$

где 4190 Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость воды; x — концентрация растворенного вещества, масс. доли.

Для концентрированных двухкомпонентных водных растворов ($x > 0,2$) расчет ведут по формуле:

$$c = 4190(1 - x) + c_1x \quad (5.11)$$

где c_1 — удельная теплоемкость безводного растворенного вещества, Дж/(кг·К).

Удельную теплоемкость химического соединения при отсутствии экспериментальных данных можно ориентировочно рассчитать по уравнению:

$$Mc = n_1C_1 + n_2C_2 + n_3C_3 + \dots \quad (5.12)$$

где M — молекулярная масса химического соединения; c — его массовая удельная теплоемкость, Дж/(кг·К); $n_1, n_2, n_3, \dots$ — числа атомов элементов, входящих в соединение; $C_1, C_2, C_3, \dots$ — атомные теплоемкости, Дж/(кг·атом·К).

При расчетах по формуле (5.12) применяются значения атомных теплоемкостей, приведенные в табл. 5.1.

Таблица 5.1

Элемент	Атомная теплоемкость элементов для химических соединений, кДж/(кг·атом·К)		Элемент	Атомная теплоемкость элементов для химических соединений, кДж/(кг·атом·К)	
	в твердом состоянии	в жидком состоянии		в твердом состоянии	в жидком состоянии
C	7,5	11,7	F	20,95	29,3
H	9,6	18,0	P	22,6	31,0
B	11,3	19,7	S	22,6	31,0
Si	15,9	24,3	Остальные	26,0	33,5
O	16,8	25,1			

5. Температурный режим однокорпусной вакуум-выпарной установки (рис. 5.1).

Обозначения температур и давлений:

Барометрический конденсатор	p_0, t_0
Паровое пространство сепаратора	p_1, t_1
Кипение раствора в сепараторе	$p_1, t_{\text{кп}}$
Кипение в трубах (среднее значение)	$p_{\text{ср}}, t_{\text{кп}}$
Греющий пар	$p_{\text{г.п}}, t_{\text{г.п}}$
Разбавленный раствор, поступающий в выпарной аппарат	$t_{\text{нач}}$

Соотношение температур: $t_{\text{г.п}} > t_{\text{кп}} > t_{\text{кон}} > t_1 > t_0$.

Определение и расчет t и p .

t_0 — температура вторичного пара в барометрическом конденсаторе. Определяется как температура кипения воды при давлении p_0 .

t_1 — температура вторичного пара в сепараторе выпарного аппарата. Определяется как температура кипения воды при давлении p_1 :

$$t_1 = t_0 + \Delta t_{\text{г.с}} \quad (5.13)$$

где $\Delta t_{\text{г.с}}$ — гидравлическая депрессия, или изменение температуры вторичного пара на участке сепаратор — барометрический конденсатор, вызванное падением давления пара из-за гидравлического сопротивления паропровода вторичного пара $\Delta p_{\text{г.с}}$. Это сопротивление может быть подсчитано по уравнению [см. формулу (1.49)]:

$$\Delta p_{\text{г.с}} = \frac{\pi^2 \rho_m}{2} \left(1 + \frac{\lambda L}{d_s} + \sum \xi \right)$$

Давление p_1 определяется как

$$p_1 = p_0 + \Delta p_{г.с} \quad (5.14)$$

и величина гидравлической депрессии

$$\Delta t_{г.с} = t_1 - t_0 \quad (5.15)$$

Величину $\Delta t_{г.с}$ принимают по практическим данным равной 0,5—1,5 К.

Температура $t_{\text{кон}}$ — это температура кипения раствора в сепараторе выпарного аппарата, при котором упаренный (конечный) раствор выводится из аппарата:

$$t_{\text{кон}} = t_1 + \Delta t_{\text{депр}} \quad (5.16)$$

Здесь $\Delta t_{\text{депр}}$ — температурная депрессия, выражающая повышение температуры кипения раствора по сравнению с температурой кипения чистого растворителя (воды) при том же давлении, К:

$$\Delta t_{\text{депр}} = (t_{\text{раста}} - t_{\text{воды}})_p = \text{Idem} \quad (5.17)$$

В выпарных аппаратах непрерывного действия с естественной или принудительной циркуляцией концентрация кипящего раствора близка к конечной, поэтому $\Delta t_{\text{депр}}$ в этих аппаратах берут для раствора конечной концентрации.

При периодическом процессе выпаривания, когда исходный раствор полностью заливается в аппарат до начала выпаривания, $\Delta t_{\text{депр}}$ определяют при средней концентрации раствора.

Рис. 5.1. К определению $p_{\text{ср}}$:

1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба; 4 — водомерное стекло; 5 — барометрический конденсатор.

В табл. XXXVI приведена температура кипения водных растворов некоторых солей при атмосферном давлении, а на рис. XIX — значения $\Delta t_{\text{депр}}$.

Расчет температуры кипения растворов и органических жидкостей можно осуществить двумя способами.

Первый способ. Если известны две температуры кипения данного раствора или органической жидкости при соответствующих давлениях, можно воспользоваться уравнением:

$$\frac{\lg p_{A_1} - \lg p_{A_2}}{\lg p_{B_1} - \lg p_{B_2}} = C \quad (5.18)$$

и номограммой (рис. XIV).

Здесь p_A и p_B — давления насыщенного пара двух жидкостей при одной и той же температуре t_1 ; p_A и p_B — давления насыщенного пара этих жидкостей при температуре t_2 ; C — постоянная.

Температура кипения жидкости может быть также найдена по правилу линейности химико-технических функций *:

$$\frac{t_{p_1} - t_{p_2}}{\Theta_{p_1} - \Theta_{p_2}} = K \quad (5.19)$$

где t_{p_1} и t_{p_2} — температуры кипения раствора или органической жидкости при двух разных давлениях p_1 и p_2 ; Θ_{p_1} и Θ_{p_2} — температуры кипения воды или другой эталонной жидкости ** при тех же давлениях (рис. XV и XVI).

Второй способ. Если для какого-либо раствора известна только одна температура кипения при одном давлении, то можно определить температуру кипения этого раствора при другом давлении, воспользовавшись правилом Бабо

$$\left(\frac{p}{p_0}\right)_t = \text{const} \quad (5.20)$$

с поправкой В. Н. Стабникова для концентрированных водных растворов, кипящих под вакуумом (табл. 5.2). Здесь p — давление пара раствора; p_0 — давление насыщенного пара чистого растворителя при той же температуре.

Таблица 5.2

Отношение p/p_0							Поправка, ±Δt, К
0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	
Давление p , мм рт. ст.							
100	200	400	450	500	550	650	0,9
—	50	200	350	450	500	550	1,8
—	—	100	275	300	350	400	2,6
—	—	—	150	200	250	300	3,6

Если теплота растворения положительна (теплота выделяется при растворении), то поправка берется со знаком плюс, если отрицательна, то со знаком минус ***.

Если давление в аппарате $p \neq 1$ кгс/см², то значения $\Delta t_{\text{депр}}$, найденные по табл. XXXVI, пересчитывают на соответствующее давление (см. пример 5.8).

* Это соотношение экспериментально было найдено Дюрингом.

** При определении по правилу линейности температур кипения органических соединений, нерастворимых в воде, в качестве эталонной жидкости обычно берут гексан. Зависимость давления его насыщенного пара от температуры дана на рис. XVII.

*** Изменение энтальпии при образовании водных растворов — см. Справочник химика. Т. III. М. — Л., Химия, 1965, с. 612.

Температура $t_{\text{кип}}$ — это средняя температура кипения раствора в трубах:

$$t_{\text{кип}} = t_{\text{кон}} + \Delta t_{\text{г.эф}} \quad (5.21)$$

где $\Delta t_{\text{г.эф}}$ — гидростатическая депрессия, или повышение температуры кипения раствора вследствие гидростатического давления столба жидкости в аппарате (гидростатический эффект).

Температура кипения раствора в выпарном аппарате переменна по высоте труб. Обычно среднюю температуру кипения определяют на середине высоты греющих труб с учетом гидростатического давления.

Как следует из рис. 5.1, давление в среднем слое выпариваемого раствора:

$$p_{\text{ср}} = p_1 + 0,5 \rho_p g H_{\text{ур}} = p_1 + \Delta p_{\text{г.эф}} \quad (5.22)$$

где $\Delta p_{\text{г.эф}}$ — повышение давления в жидкости на глубине $H_{\text{ур}}/2$ от поверхности (так называемый гидростатический эффект); ρ_p — плотность раствора.

Гидростатическая депрессия $\Delta t_{\text{г.эф}}$, связанная с величиной $\Delta p_{\text{г.эф}}$, зависит от высоты уровня раствора $H_{\text{ур}}$, определяемой по водомерному стеклу, и от плотности раствора. Оптимальная высота уровня при выпаривании водных растворов в выпарных аппаратах с естественной циркуляцией раствора может быть рассчитана по формуле [5.2]:

$$H_{\text{опт}} = [0,26 + 0,0014 (\rho_p - \rho_n)] H_{\text{тр}} \quad (5.23)$$

где $H_{\text{опт}}$ ($H_{\text{ур}}$) — оптимальная высота уровня по водомерному стеклу, м; $H_{\text{тр}}$ — рабочая высота труб, м; ρ_p и ρ_n — плотности раствора конечной концентрации (табл. IV) и воды (табл. XXXIX) при температуре кипения, кг/м³.

При отсутствии данных для $t_{\text{кип}}$ можно принять, что

$$(\rho_p - \rho_n)_{t_{\text{кип}}} \approx (\rho_p - \rho_n)_{t=20^\circ \text{C}} \quad (5.24)$$

Величина $\Delta t_{\text{г.эф}}$ определяется по уравнению:

$$\Delta t_{\text{г.эф}} = t_{\text{ср}} - t_1 \quad (5.25)$$

где $t_{\text{ср}}$ — температура кипения воды при давлении $p_{\text{ср}} = p_1 + 0,5 \rho_p g H_{\text{опт}}$.

Средняя температура кипения раствора:

$$t_{\text{кип}} = t_{\text{кон}} + \Delta t_{\text{г.эф}} = t_0 + \sum \Delta t_{\text{пот}} \quad (5.26)$$

где сумма температурных потерь $\sum \Delta t_{\text{пот}}$

$$\sum \Delta t_{\text{пот}} = \Delta t_{\text{г.с}} + \Delta t_{\text{депр}} + \Delta t_{\text{г.эф}} \quad (5.27)$$

Порядок расчета $t_{\text{кип}}$ — см. пример 5.11.

6. Общая и полезная разность температур.

Разность между температурой конденсации греющего пара $t_{\text{г.п}}$ и температурой конденсации водяного пара в барометрическом

конденсаторе t_0 называют общей разностью температур

$$\Delta t_{\text{общ}} = t_{\text{г. п}} - t_0 \quad (5.28)$$

а разность между температурой конденсации греющего пара $t_{\text{г. п}}$ и температурой кипения раствора $t_{\text{кип}}$ — полезной разностью температур

$$\Delta t_{\text{пол}} = t_{\text{г. п}} - t_{\text{кип}} = \Delta t_{\text{общ}} - \sum \Delta t_{\text{пот}} \quad (5.29)$$

При определении площади поверхности нагрева выпарного аппарата величина $\Delta t_{\text{пол}}$ выражает среднюю движущую силу ($\Delta t_{\text{ср}}$) — см. формулу (4.72):

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{пол}}} \quad (5.30)$$

В многокорпусных выпарных установках $\Delta t_{\text{общ}}$ — разность между температурой конденсации греющего пара первого корпуса и температурой конденсации вторичного пара последнего корпуса; $\sum \Delta t_{\text{пот}} = \Delta t_{\text{депр}} + \Delta t_{\text{г. эф}} + \Delta t_{\text{г. с}}$ — сумма температурных потерь во всех корпусах.

Распределение полезной разности температур между отдельными корпусами производится:

а) в случае расчета на минимальную общую площадь поверхности всех корпусов — пропорционально $\sqrt{Q/K}$

$$\Delta t_i = \frac{\Delta t_{\text{пол}} \sqrt{Q_i/K_i}}{\sum_{i=1}^n \sqrt{Q_i/K_i}} \quad (5.31)$$

б) в случае расчета на равную площадь поверхности корпусов — пропорционально отношению Q/K

$$\Delta t_i = \frac{\Delta t_{\text{пол}} Q_i/K_i}{\sum_{i=1}^n \frac{Q_i}{K_i}} \quad (5.32)$$

где Q_i — тепловая нагрузка корпуса; K_i — коэффициент теплопередачи в корпусе.

7. Массовое количество образовавшихся кристаллов $G_{\text{кр}}$ (в кг) определяется из уравнения материального баланса кристаллизатора:

$$G_{\text{кр}} = \frac{G_1 (x_2 - x_1) - W x_2}{x_2 - x_{\text{кр}}} \quad (5.33)$$

где G_1 — количество исходного раствора, кг; x_1 — концентрация исходного раствора по безводной соли, массовые доли или %; x_2 — концентрация по безводной соли маточного раствора после кристаллизации, массовые доли или %; W — количество испаренного растворителя, кг; $x_{\text{кр}} = M/M_{\text{кр}}$ — отношение мольных масс безводного растворенного вещества и кристаллогидрата.

Если вещество кристаллизуется в безводной форме, то $x_{кр} = 1$. При проведении процесса кристаллизации без удаления части растворителя ($W = 0$):

$$G_{кр} = \frac{G_1 (x_1 - x_2)}{x_{кр} - x_2} \quad (5.34)$$

8. Удельную теплоту растворения q_p (в Дж/кг) твердых веществ, обладающих небольшой растворимостью, можно определить по формуле:

$$q_p = \frac{19,2 \cdot 10^3 \lg \frac{c_1}{c_2}}{M \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)} \quad (5.35)$$

где c_1 и c_2 — растворимость вещества при температурах T_1 и T_2 (в К); M — молярная масса растворенного вещества, кг/кмоль.

Удельную теплоту плавления $q_{пл}$ (в Дж/кг) при отсутствии экспериментальных данных можно вычислять по следующим приближенным зависимостям:

а) для неорганических соединений

$$q_{пл} = 25,1 \cdot 10^3 \frac{T_{пл}}{M} \quad (5.36)$$

б) для органических соединений

$$q_{пл} = 41,9 \cdot 10^3 \frac{T_{пл}}{M} \quad (5.37)$$

где $T_{пл}$ — температура плавления, К; M — молярная масса соединения, кг/кмоль.

Количество теплоты Q (в Дж), выделяющейся при кристаллизации без испарения части растворителя, определяется из уравнения теплового баланса кристаллизатора:

$$Q = G_1 c (t_1 - t_2) + G_{кр} q \quad (5.38)$$

где G_1 — количество исходного раствора, кг; c — удельная теплоемкость исходного раствора, Дж/(кг·К); t_1 и t_2 — начальная и конечная температуры раствора, °С или К; $G_{кр}$ — количество образовавшихся кристаллов, кг; q — удельная теплота кристаллизации, Дж/кг.

9. Удельную теплоту парообразования жидкости r (в Дж/кг) при давлении p можно определить по уравнению:

$$r = r_{ст} \frac{M_{ст}}{M} \left(\frac{T}{\Theta} \right)^2 \frac{d\Theta}{dT} \quad (5.39)$$

с применением правила линейности, позволяющего найти величину $d\Theta/dT$. В формуле (5.39) r и $r_{ст}$ — удельная теплота парообразования искомой и эталонной * жидкостей при одном и том же дав-

* См. сноску к формуле (5.20). Зависимость удельной теплоты парообразования гексана от температуры приведена на рис. XVIII.

лении ρ , Дж/кг; M и $M_{\text{т}}$ — молярные массы этих жидкостей, кг/кмоль; T и Θ — температуры кипения их при давлении p , К; $d\Theta$, dT — дифференциалы температур кипения эталонной жидкости и жидкости, для которой определяется теплота парообразования (на основании правила линейности отношение дифференциалов заменяют отношением разностей температур кипения при двух давлениях).

Удельная теплота парообразования неполярных жидкостей r (в Дж/кг) при атмосферном давлении может быть вычислена по формуле Кистяковского:

$$r = 19,2 \cdot 10^3 \frac{T}{M} (1,91 + \lg T) \quad (5.40)$$

где T — температура кипения, К; M — молярная масса жидкости, кг/кмоль.

10. Расход воды на конденсатор $G_{\text{в}}$ (в кг/с) определяется из уравнения теплового баланса конденсатора:

$$G_{\text{в}} = \frac{W (i'' - i')}{c (t_{\text{в. кон}} - t_{\text{в. нач}})} \quad (5.41)$$

где W — расход вторичного пара, поступающего в конденсатор, кг/с; i'' — удельная энтальпия этого пара, Дж/кг; i' — удельная энтальпия конденсата при выходе из конденсатора, Дж/кг; $t_{\text{в. нач}}$ — начальная температура охлаждающей воды, °С или К; $t_{\text{в. кон}}$ — температура выходящей воды, °С или К; c — средняя удельная теплоемкость воды, Дж/(кг·К).

В конденсаторах смешения температура конденсата равна конечной температуре охлаждающей воды. Поэтому в конденсаторах смешения:

$$G_{\text{в}} = W \frac{i'' - c t_{\text{в. кон}}}{c (t_{\text{в. кон}} - t_{\text{в. нач}})} \quad (5.42)$$

Количество воздуха, откачиваемого вакуум-насосом из барометрического конденсатора, $G_{\text{возд}}$ (в кг/с) определяют по эмпирической формуле:

$$G_{\text{возд}} = 0,000025 (W + G_{\text{в}}) + 0,01 W \quad (5.43)$$

Объем насыщенного водяным паром воздуха V (в м³/с), откачиваемого из противоточного барометрического конденсатора:

$$V = \frac{R G_{\text{возд}} T_{\text{возд}}}{M_{\text{возд}} (\Pi - p_{\text{н}})} = \frac{287 T_{\text{возд}} G_{\text{возд}}}{\Pi - p_{\text{н}}} \quad (5.44)$$

Здесь $T_{\text{возд}}$ — температура воздуха (в К), откачиваемого из барометрического конденсатора; определяется по приближенной эмпирической формуле

$$T_{\text{возд}} = 273 + [t_{\text{в. нач}} + 0,1 (t_{\text{в. кон}} - t_{\text{в. нач}}) + 4] \quad (5.45)$$

$t_{\text{в. нач}}$ и $t_{\text{в. кон}}$ — начальная и конечная температуры воды, °С (конечную температуру воды $t_{\text{в. кон}}$ принимают не менее чем на 3 °С

ниже температуры конденсации вторичного пара); P — давление (абс.) в барометрическом конденсаторе, Па; p_n — давление насыщенного водяного пара при температуре $T_{\text{возд}}$, Па.

Высота барометрической трубы H (в м) зависит от величины вакуума (разрежения) в конденсаторе и равняется:

$$H = H_0 + H_{r.c} + 0,5 \quad (5.46)$$

где $H_0 = 10,33 \frac{b}{760}$; b — вакуум в конденсаторе, мм рт. ст.; $H_{r.c} = \frac{w^2}{2g} \left(1 + \lambda \frac{H}{d} + 1,5 \right)$; w — скорость воды в трубе, м/с; λ — коэффициент трения; d — диаметр трубы, м.

ПРИМЕРЫ

Пример 5.1. Исходный (начальный) раствор гидрата окиси натрия содержит 79 г/л воды. Плотность выпаренного раствора при 30 °С равна 1,555 г/см³. Это соответствует концентрации 840 г/л раствора. Определить количество выпаренной воды на 1 т исходного раствора.

Решение. Массовая доля растворенного вещества в начальном растворе:

$$x_{\text{нач}} = \frac{79}{1000 + 79} = 0,0733$$

В конечном растворе:

$$x_{\text{кон}} = 840/1555 = 0,54$$

Количество выпаренной воды на 1 т исходного раствора:

$$W = G_{\text{нач}} \left(1 - \frac{x_{\text{нач}}}{x_{\text{кон}}} \right) = 1000 \left(1 - \frac{0,0733}{0,54} \right) = 865 \text{ кг}$$

Пример 5.2. Найти удельную теплоемкость 25% водного раствора натриевой соли салициловой кислоты.

Решение. Так как концентрация раствора больше 20%, то удельную теплоемкость раствора рассчитаем по формуле (5.11).

Предварительно определяем удельную теплоемкость c_1 сухой натриевой соли салициловой кислоты по формуле (5.12), воспользовавшись данными табл. 5.1. Химическая формула соли $C_6H_4(OH)COONa$; $M = 160$. Имеем:

$$c_1 = \frac{7,5 \cdot 7 + 9,6 \cdot 5 + 16,8 \cdot 3 + 26,0}{160} = 1,11 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$$

Удельная теплоемкость 25% раствора:

$$c = 4190(1 - x) + c_1x = 4190 \cdot 0,75 + 1110 \cdot 0,25 = 3420 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$$

Пример 5.3. Определить, пользуясь правилом линейности, температуру кипения анилина под вакуумом 0,8 кгс/см², т. е. при остаточном абсолютном давлении $p = 0,2$ кгс/см². Известно, что при температуре 160 °С давление насыщенного пара анилина рав-

няется 390 мм рт. ст., а при атмосферном давлении температура кипения анилина 184 °С.

Решение. Возьмем в качестве эталонной жидкости гексан. По диаграмме (рис. XVII) находим для гексана:

$$\begin{aligned} \text{при } p_1 &= 390 \text{ мм рт. ст.} \dots \Theta_1 = 49,2^\circ\text{С} \\ > p_2 &= 760 \text{ мм рт. ст.} \dots \Theta_2 = 69^\circ\text{С} \end{aligned}$$

Тогда

$$K = \frac{t_{p_1} - t_{p_2}}{\Theta_{p_1} - \Theta_{p_2}} = \frac{160 - 184}{49,2 - 69} = 1,21$$

При абсолютном давлении $p = 0,2 \text{ кгс/см}^2$ или $0,2 \cdot 735 = 147 \text{ мм рт. ст.}$ температура кипения гексана $24,5^\circ\text{С}$ (рис. XVII). Следовательно

$$\frac{160 - t}{49,2 - 24,5} = 1,21$$

откуда $t = 130,1^\circ\text{С}$.

Если решать эту задачу с помощью диаграммы линейности, составленной с применением воды в качестве эталонной жидкости (рис. XV), то получим: температура кипения воды при абсолютном давлении $p = 0,2 \text{ кгс/см}^2$ равна $\sim 60^\circ\text{С}$ (табл. LVII). По диаграмме линейности находим точку пересечения ординаты 60°С (для воды) с линией 12 (для анилина). Этой точке пересечения соответствует на шкале абсцисс температура кипения анилина, равная 130°С .

Пример 5.4. Вычислить с помощью правила линейности теплоту парообразования анилина при абсолютном давлении $0,2 \text{ кгс/см}^2$.

Решение. Воспользуемся уравнением (5.39), взяв в качестве эталонной жидкости гексан. Температура кипения анилина при $p = 0,2 \text{ кгс/см}^2$ равна 130°С (см. предыдущий пример). Температура кипения гексана при $p = 0,2 \text{ кгс/см}^2$ равна $24,5^\circ\text{С}$. Удельную теплоту парообразования гексана при $24,5^\circ\text{С}$ находим по графику (рис. XVIII): $r = 366 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$.

Отношение $d\Theta/dT$ находим по данным предыдущего примера. Так как зависимость между T и Θ при одинаковом давлении прямолинейна, то $d\Theta/dT$ — величина постоянная. Следовательно

$$\frac{d\Theta}{dT} = \frac{1}{K} = \frac{1}{1,21} = 0,826$$

Подставляя все эти значения в формулу (5.39), получаем:

$$r = r_{\text{г}} \frac{M_{\text{г}}}{M} \left(\frac{T}{\Theta} \right)^2 \frac{d\Theta}{dT} = 366 \cdot 10^3 \frac{86}{93} \left(\frac{273 + 130}{273 + 24,5} \right)^2 0,826 = 515\,000 \text{ Дж/кг}$$

Если в качестве эталонной жидкости взять не гексан, а воду, то получим следующие данные.

Для воды при абсолютном давлении $p = 0,2 \text{ кгс/см}^2$ температура кипения равна $59,7^\circ\text{С}$, а удельная теплота парообразования (по табл. LVII) $r = 2358 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$.

Таблица 5.3

Статьи расхода	Варианты		
	а	б	в
На испарение воды	508 000	508 000	508 000
На дегидратацию	2 220	2 220	2 220
Теплопотери	58 000	58 000	58 000
На нагревание раствора	195 000	0	—35 700
Итого . . .	763 220	568 220	532 520

Из этой табл. 5.3 следует, что расход теплоты на дегидратацию составляет малую величину, которой можно пренебречь.

Определяем расход греющего пара. По табл. LVI

$$i'' = 2753 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}; \quad i' = 633 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

$$i'' - i' = 2753 - 633 = 2120 \text{ кДж/кг}$$

Следовательно, по формуле (5.7)

$$a) G_{г. п} = \frac{Q}{i'' - i'} = \frac{763\,220}{2120 \cdot 1000} = 0,36 \text{ кг/с} = 1296 \text{ кг/ч}$$

$$б) G_{г. п} = \frac{568\,220}{2120 \cdot 1000} = 0,268 \text{ кг/с} = 965 \text{ кг/ч}$$

$$в) G_{г. п} = \frac{532\,520}{2120 \cdot 1000} = 0,251 \text{ кг/с} = 904 \text{ кг/ч}$$

Пример 5.6. В вакуум-выпарной аппарат периодического действия, имеющий площадь поверхности нагрева 40 м^2 , заливается 20 т слабого раствора с концентрацией $x_{\text{нач}} = 5\%$ (масс.). Начальная температура слабого раствора 20°C . Раствор выпаривается до концентрации $x_{\text{кон}} = 50\%$ (масс.). Зависимость температуры кипения раствора и коэффициента теплопередачи в аппарате от концентрации раствора дана в табл. 5.4. Абсолютное давление пара в аппарате $0,15 \text{ кгс/см}^2$, чему соответствует температура насыщения $t_{\text{нас}} = 53,6^\circ\text{C}$.

Таблица 5.4

Концентрация x , % (масс.)	5	10	20	30	40	50
Температура кипения, $^\circ\text{C}$ ($t_{\text{кип}} = t_{\text{нас}} + \Delta t_{\text{депр}}$)	55	56	60	67	76	95
Коэффициент теплопередачи при кипении K , $\text{Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$	2150	1740	1130	740	490	280

Коэффициент теплопередачи для периода нагрева слабого раствора до начала кипения $K_1 = 350 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Температура греющего насыщенного водяного пара 120°С .

Определить расход греющего пара, принимая влажность его 5%, и продолжительность процесса выпаривания.

Р е ш е н и е. Количество выпариваемой воды

$$W = G_{\text{нач}} \left(1 - \frac{x_{\text{нач}}}{x_{\text{кон}}} \right) = 20\,000 \left(1 - \frac{5}{50} \right) = 18\,000 \text{ кг}$$

Первый период. Нагрев раствора от 20°С до температуры кипения 55°С (без учета потерь теплоты в окружающую среду):

$$Q_{\text{г. п}} = G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} (t_{\text{кип}} - t_{\text{нач}}) = 20\,000 \cdot 4,19 \cdot 0,95 (55 - 20) = 2\,790\,000 \text{ кДж}$$

где $0,95 \cdot 4,19$ — теплоемкость начального (5%) раствора, кДж/(кг·К).

Расход греющего пара за I период с учетом потери теплоты в окружающую среду в 3%:

$$G_{\text{г. п}} = \frac{Q_{\text{г. п}} \cdot 1,03}{r_{\text{г. п}} \cdot 0,95} = \frac{2\,790\,000 \cdot 1,03}{2207 \cdot 0,95} = 1370 \text{ кг}$$

где $r_{\text{г. п}} = 2207 \text{ кДж/кг}$ — удельная теплота парообразования насыщенного водяного пара при 120°С (табл. LVI); 0,95 — сухость греющего пара.

Продолжительность I периода (нагрев до 55°С)

$$\tau_1 = \frac{Q_{\text{г. п}}}{K_1 (\Delta t_{\text{ср}})_1 F} = \frac{2\,790\,000 \cdot 10^3}{350 \cdot 82,5 \cdot 40} = 2415 \text{ с} = 0,67 \text{ ч}$$

где $(\Delta t_{\text{ср}})_1$ — средняя (по времени) разность температур в I периоде

$$\begin{array}{ccc} 120 & \text{---} & 120 \\ 20 & \text{---} \rightarrow & 55 \\ \hline \Delta t_6 = 100 & & \Delta t_{\text{м}} = 65 \end{array}$$

Так как $(\Delta t_6 / \Delta t_{\text{м}}) < 2$, то

$$(\Delta t_{\text{ср}})_1 = \frac{100 + 65}{2} = 82,5 \text{ К}$$

Второй период (выпаривание).

1. Тепловой баланс за весь цикл.

Подводимая теплота: $Q_{\text{г. п}}$ — теплота конденсации греющего пара; $G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} t'_{\text{нач}}$ — теплота, вносимая начальным раствором при 55°С .

Отводимая теплота: $G_{\text{кон}} c_{\text{кон}} t_{\text{кон}}$ — теплота, отводимая с упаренным раствором при $t_{\text{кип}} = 95^\circ\text{С}$; $W i''_{\text{вт. п}}$ — теплота, выносимая вторичным паром при температуре насыщения $t_{\text{вт. п}} = 53,6^\circ\text{С}$.

Тепловой баланс:

$$Q_{\text{г. п}} + G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} t'_{\text{нач}} = G_{\text{кон}} c_{\text{кон}} t_{\text{кон}} + W i''_{0,15}$$

Заменяя $G_{\text{кон}} c_{\text{кон}} t_{\text{кон}} = G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} t_{\text{кон}} - W c_{\text{в}} t_{\text{кон}}$, получаем

$$\begin{aligned} Q_{\text{г. п}} &= G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} (t_{\text{кон}} - t'_{\text{нач}}) + W (i''_{0,15} - c_{\text{в}} t_{\text{кон}}) = \\ &= 20\,000 \cdot 4,19 \cdot 0,95 (95 - 55) + 18\,000 (2596 - 4,19 \cdot 95) = \\ &= 3\,184\,400 + 39\,563\,000 = 42,7 \cdot 10^6 \text{ кДж} \end{aligned}$$

где $i''_{0,15} = 2596$ кДж/кг — удельная энтальпия вторичного пара при $p = 0,15$ кгс/см² (табл. LVII).

Расход греющего пара за II период с учетом потери теплоты в окружающую среду в 3%:

$$G_{\text{г. п}} = \frac{42,7 \cdot 10^6 \cdot 1,03}{2207 \cdot 0,95} = 21\,000 \text{ кг}$$

2. Продолжительность II периода (выпаривания).

В этом периоде концентрации кипящего раствора x , его температура кипения t и величина коэффициента теплопередачи K непрерывно изменяются — см. табл. 5.4.

Уравнение теплопередачи для бесконечно малого отрезка времени $d\tau$

$$dQ = KF(T - t) d\tau$$

содержит только две постоянные величины: температуру конденсации греющего пара $T = 120^\circ\text{C}$ и площадь поверхности теплообмена $F = 40 \text{ м}^2$.

Из последнего уравнения получаем:

$$F d\tau = \frac{dQ}{K(T - t)}$$

Интегрирование правой части уравнения

$$F\tau_2 = \int_0^{Q_2} \frac{dQ}{K(T - t)}$$

может быть выполнено графически.

Необходимые для графического интегрирования величины получают расчетным путем:

а) $\frac{1}{K(T - t)}$ определяют, используя данные табл. 5.4; например, для $x = 20\%$

$$\frac{1}{K(T - t)} = \frac{1}{1130 \cdot 60} = 14,7 \cdot 10^{-6} \text{ и т. д.}$$

б) $\sum Q$; например, для $x = 20\%$

$$\begin{aligned} \sum Q &= Q_{\text{пар}} + Q_{\text{нач}} = 20\,000 \cdot 4190 \cdot 0,95 (60 - 55) + \\ &+ 15\,000 (2596 - 4,19 \cdot 60) \cdot 10^3 = 398 \cdot 10^6 + 35\,175 \cdot 10^6 = 3,56 \cdot 10^{10} \text{ и т. д.} \end{aligned}$$

Полученные расчетным путем данные сведены в табл. 5.5.

Принимаем масштаб для оси абсцисс: 1 мм = $2 \cdot 10^8$ Дж
 > > > > ординат: 1 мм = $1 \cdot 10^{-6}$ м³/Вт

Таблица 5.5

$x, \%$	5	10	20	30	40	50
$\sum W, \text{ кг}$	0	10 000	15 000	16 700	17 500	18 000
$\sum Q \cdot 10^{-10} \text{ Дж}$	0	2,37	3,56	3,96	4,15	4,27
$(T - t), \text{ К}$	65	64	60	53	44	25
$\frac{1}{K(T-t)} 10^6$	7	8,9	14,7	25,4	46,3	142,8

Единица подынтегральной величины:

$$1 \text{ мм}^2 = 2 \cdot 10^8 \text{ Дж} \cdot 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{Вт} = 200 \text{ м}^2 \cdot \text{с}$$

Если по данным расчетов, приведенным в табл. 5.5, построить график (рис. 5.2), то, определяя на нем величину заштрихованной

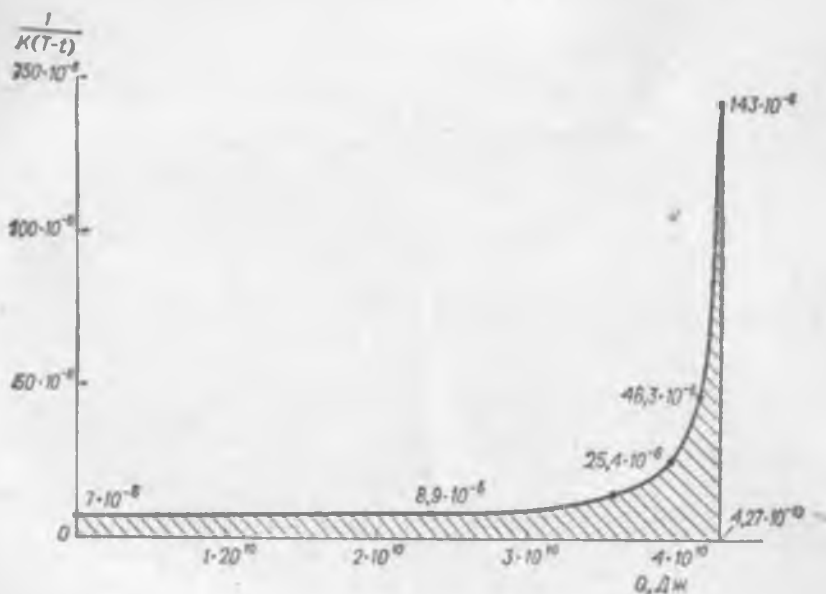


Рис. 5.2 (к примеру 5.8).

площади (например, по правилу трапеций), найдем:

$$\int_{Q=0}^{Q=4,27 \cdot 10^{10}} \frac{dQ}{K(T-t)} = F\tau_2 = \frac{2751}{1} 200 = 550\,000 \text{ м}^2 \cdot \text{с}$$

откуда

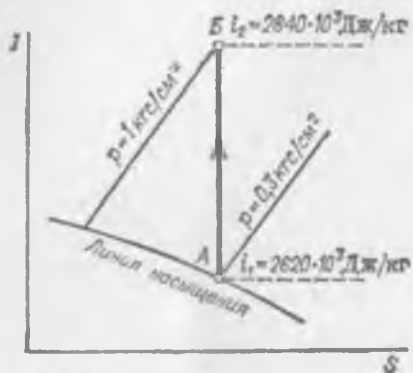
$$\tau_{II} = 550\,000/40 = 13\,755 \text{ с} = 3,82 \text{ ч}$$

3. Общая продолжительность процесса

$$\tau = \tau_I + \tau_{II} = 0,67 + 3,82 \approx 4,5 \text{ ч}$$

Пример 5.7. Сравнить теоретический расход энергии для двух случаев: а) при откачке вторичного пара вакуум-насосом из выпарного аппарата, работающего под вакуумом $0,7 \text{ кгс/см}^2$; при конденсации вторичного пара в конденсаторе и откачке насосом конденсата. Производительность выпарного аппарата 1000 кг/ч испаренной воды.

Решение. а) Примем, что сжатие вторичного пара в вакуум-насосе адиабатическое. В этом случае расходуемая работа определится по уравнению (2.13). Энтальпии находим по диаграмме $I-S$ для водяного пара (рис. 5.3 и XXV):



$$L = i_2 - i_1 = 2840 \cdot 10^3 - 2620 \cdot 10^3 = 220 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Требуемая теоретическая мощность (без учета к. п. д. вакуум-насоса):

$$N_T = \frac{220 \cdot 10^3 \cdot 1000}{3600} = 62,7 \cdot 10^3 \text{ Вт} = 62,7 \text{ кВт}$$

Рис. 5.3 (к примеру 5.7).

б) При откачке насосом жидкости (конденсата) необходимую

теоретическую мощность насоса (без учета его к. п. д.) определим по уравнению:

$$N_T = \frac{V \Delta p}{1000} = \frac{1000 \cdot 68,7 \cdot 10^3}{3600 \cdot 1000 \cdot 10^3} = 0,019 \text{ кВт}$$

где

$$V = \frac{1000}{3600 \cdot 1000} = \frac{1}{3600} \text{ м}^3/\text{с}$$

$$\Delta p = 0,7 \text{ кгс/см}^2 = 68,7 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Из данного примера видно, что откачивать вторичный пар вакуум-насосом нецелесообразно, так как это требует большого расхода энергии (в $62,7/0,019 = 3300$ раз больше, чем при откачке конденсата). Поэтому вторичный пар никогда не откачивают, а всегда конденсируют.

Пример 5.8. Определить, пользуясь правилом Бабо, температурную депрессию $\Delta t_{\text{депр}}$ для 25% водного раствора хлористого кальция при абсолютном давлении над раствором $p_1 = 0,36 \text{ кгс/см}^2$.

Решение. 1. Определение температуры кипения раствора при наличии абсолютного давления над раствором $p_1 = 0,36 \text{ кгс/см}^2$.

По табл. XXXVI находим, что 25% водный раствор хлористого кальция под атмосферным давлением ($1,033 \text{ кгс/см}^2$) кипит при

температуре 107,5 °С. При этой температуре давление насыщенного пара воды (табл. LVI) $p'_s = 1,345$ кгс/см².

Отношение давлений пара над раствором p'_1 и воды p'_s при одной и той же температуре 107,5 °С:

$$\left(\frac{p'_1}{p'_s}\right)_{107,5} = \frac{1,033}{1,345} = 0,77$$

Согласно правилу Бабо [уравнение (5.20)], это отношение сохраняет постоянное значение при всех температурах кипения раствора.

Для искомой температуры кипения раствора при $p_1 = 0,36$ кгс/см²:

$$\left(\frac{p_1}{p_s}\right)_t = \frac{0,36}{p_s} = 0,77$$

откуда

$$p_s = 0,36/0,77 = 0,467 \text{ кгс/см}^2 = 343 \text{ мм рт. ст.}$$

чему соответствует по табл. XXXVIII температура кипения воды 79,2 °С. Эту же температуру кипения будет иметь и раствор хлористого кальция (25%) при давлении над раствором 0,36 кгс/см².

2. Определение $\Delta t_{\text{депр.}}$

Температура кипения воды при давлении 0,36 кгс/см² = 264,6 мм рт. ст. (табл. XXXVIII) равна 72,9 °С.

Температурная депрессия раствора [формула (5.17)]:

$$\Delta t_{\text{депр}} = t_p - t_s = 79,2 - 72,9 = 6,3 \text{ °С} = 6,3 \text{ К}$$

Учтем поправку Стабникова. По табл. 5.1 при $(p_p/p_s) = 0,77$ и $p_p = 0,36$ кгс/см² = 264,6 мм рт. ст. поправка $\Delta t = -0,9$ К. Поправка со знаком минус, потому что теплота растворения хлористого кальция отрицательная (Справочник химика. Т. III, 1965, с. 613). Таким образом

$$\Delta t_{\text{депр}} = 6,3 - 0,9 = 5,4 \text{ К}$$

Пример 5.9. Вычислить гидростатическую депрессию $\Delta t_{\text{г.эф}}$ при выпаривании 25% водного раствора хлористого кальция под вакуумом в выпарном аппарате с оптимальным уровнем раствора в трубах. Рабочая высота труб $H_{\text{тр}} = 4$ м, абсолютное давление над поверхностью раствора $p_1 = 0,36$ кгс/см² (см. рис. 5.1).

Решение. При $p_1 = 0,36$ кгс/см² температура воды $t_1 = 72,7$ °С (табл. LVII).

Оптимальная высота уровня по водомерному стеклу определяется по формуле (5.23):

$$H_{\text{опт}} = [0,26 + 0,0014 (p_p - p_s)] H_{\text{тр}}$$

Так как плотности ρ_p и ρ_s надо брать при температуре кипения раствора, пока неизвестной, приходится ею задаваться. Примем $t_{\text{кип}} = 85$ °С. Тогда

$$H_{\text{опт}} = [0,26 + 0,0014 (1197 - 969)] 4 = 2,3 \text{ м}$$

Здесь $\rho_p = 1197 \text{ кг/м}^3$ — по табл. IV; $\rho_n = 969 \text{ кг/м}^3$ — по табл. XXXIX.

Гидростатическое давление p_{cp} в середине высоты труб при H_{opt} :

$$p_{cp} = p_1 + 0,5\rho_p g H_{opt} = 0,36 + \frac{0,5 \cdot 1197 \cdot 9,81 \cdot 2,3}{9,81 \cdot 10^4} = 0,5 \text{ кгс/см}^2$$

Температура кипения воды при $0,5 \text{ кгс/см}^2$ (табл. LVII) $t_{cp} = 80,9^\circ\text{C}$.

Гидростатическая депрессия [формула (5.25)]:

$$\Delta t_{г.с} = t_{cp} - t_1 = 80,9 - 72,7 = 8,2^\circ\text{C} = 8,2 \text{ K}$$

Пример 5.10. Вторичный пар из выпарного аппарата поступает в барометрический конденсатор по паропроводу диаметром 150 мм. Скорость пара в паропроводе 50 м/с. Давление в конденсаторе (абс.) $p_0 = 0,3 \text{ кгс/см}^2$. Длина паропровода 14 м. Коэффициент трения $\lambda = 0,03$. На паропроводе имеются три поворота на 90° ($\xi = 0,2$). Определить гидравлическую депрессию $\Delta p_{г.с}$.

Решение. По уравнению (5.15):

$$\Delta t_{г.с} = t_1 - t_0$$

При $p_0 = 0,3 \text{ кгс/см}^2$ $t_0 = 68,7^\circ\text{C}$ (табл. LVII). Для определения температуры t_1 необходимо найти давление на поверхности выпариваемого раствора p_1 , равное $p_0 + \Delta p_{г.с}$ (см. рис. 5.1), где

$$\Delta p_{г.с} = \frac{w^2 \rho_n}{2} \left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum \xi \right)$$

Сумма коэффициентов местных сопротивлений:

Вход в трубу	0,5 (табл. XIII)
Выход из трубы	1,0
Повороты	$3 \cdot 0,2 = 0,6$
	$\Sigma \xi = 2,1$

Дополнительное сопротивление сепаратора не учитываем. Следовательно

$$\Delta p_{г.с} = \frac{50^2 \cdot 0,188}{2} \left(1 + \frac{0,03 \cdot 14}{0,15} + 2,1 \right) = 1390 \text{ Па}$$

где $\rho_n = 0,188 \text{ кг/м}^3$ — плотность пара, считая его насыщенным (табл. LVII). Тогда

$$p_1 = p_0 + \Delta p_{г.с} = 0,3 + \frac{1390}{9,81 \cdot 10^4} = 0,314 \text{ кгс/см}^2$$

По табл. LVII при $p_1 = 0,314 \text{ кгс/см}^2$ $t_1 = 69,6^\circ\text{C}$.

Гидравлическая депрессия:

$$\Delta t_{г.с} = t_1 - t_0 = 69,6 - 68,7 = 0,9^\circ\text{C} = 0,9 \text{ K}$$

Пример 5.11. Определить необходимую поверхность нагрева вакуум-выпарного аппарата (рис. 5.1) и расход греющего насыщенного водяного пара для выпаривания раствора хлористого

кальция от 15 до 25%. Производительность по исходному (разбавленному) раствору 20 000 кг/ч. Абсолютное давление греющего пара 1,4 кгс/см², влажность его 5%. Абсолютное давление в барометрическом конденсаторе $p_0 = 0,345$ кгс/см². Слабый раствор поступает в аппарат при $t_{\text{нач}} = 75^\circ\text{C}$.

Коэффициент теплопередачи принять равным 1000 Вт/(м²·К), а тепловые потери — в размере 5% от полезно затрачиваемой теплоты.

Решение. 1. Температурный режим.

Температура вторичного пара в сепараторе выпарного аппарата [формула (5.13)]:

$$t_1 = t_0 + \Delta t_{г.с} = 71,7 + 1 = 72,7^\circ\text{C} \quad (\text{при } p_1 = 0,36 \text{ кгс/см}^2)$$

где $t_0 = 71,7^\circ\text{C}$ — температура насыщенного водяного пара при $p_0 = 0,345$ кгс/см² (табл. LVII); $\Delta t_{г.с}$ — гидравлическая депрессия. Принимаем $\Delta t_{г.с} = 1^\circ\text{C}$.

Конечная температура раствора (температура кипения раствора в сепараторе) [формула (5.16)]:

$$t_{\text{кон}} = t_1 + \Delta t_{\text{депр}} = 72,7 + 5,4 = 78,1^\circ\text{C}$$

где $\Delta t_{\text{депр}}$ — температурная депрессия. В примере 5.8 определено $\Delta t_{\text{депр}} = 5,4^\circ\text{C}$.

Средняя температура кипения раствора в трубах [формула (5.21)]:

$$t_{\text{кп}} = t_{\text{кон}} + \Delta t_{г.эф} = 78,1 + 8,2 = 86,3^\circ\text{C}$$

где $\Delta t_{г.эф}$ — гидростатическая депрессия (гидростатический эффект). В примере 5.9 определено $\Delta t_{г.эф} = 8,2^\circ\text{C}$.

2. Количество выпариваемой воды [формула (5.3)]:

$$W = G_{\text{нач}} \left(1 - \frac{x_{\text{нач}}}{x_{\text{кон}}} \right) = \frac{20\,000}{3600} \left(1 - \frac{15}{25} \right) = 2,22 \text{ кг/с}$$

3. Количество теплоты, передаваемой от греющего пара к кипящему раствору [формула (5.5)]:

$$Q_{г.п} = G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) + W (i_{\text{вт.п}} - c_{\text{в}} t_{\text{кон}}) + Q_{\text{пот}}$$

где $c_{\text{нач}}$ — теплоемкость разбавленного раствора [формула (5.10)]

$$c_{\text{нач}} = 4190 (1 - x_{\text{нач}}) = 4190 (1 - 0,15) = 3560 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$$

$i_{\text{вт.п}} = 2496$ кДж/кг — удельная энтальпия пара при температуре $t_1 = 72,7^\circ\text{C}$.

Следовательно, с учетом тепловых потерь в 5%:

$$Q_{г.п} = 1,05 \left[\frac{20\,000}{3600} 3560 (78,1 - 75) + 2,22 (2496 \cdot 10^3 - 4190 \cdot 78,1) \right] = 5120 \cdot 10^3 \text{ Вт}$$

4. Расход греющего пара [формула (5.7)]:

$$G_{г.п} = \frac{Q_{г.п}}{r_{г.п}} = \frac{5120 \cdot 10^3}{2237 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 2,4 \text{ кг/с}$$

где $r_{г.п} = 2237 \cdot 10^3$ Дж/кг — удельная теплота парообразования греющего пара при $p_{абс} = 1,4$ кгс/см² (табл. LVII).

Удельный расход греющего пара [формула (5.8)]:

$$d = \frac{G_{г.п}}{W} = \frac{2,4}{2,22} = 1,08 \frac{\text{кг греющего пара}}{\text{кг испаренной воды}}$$

5. Общая [формула (5.28)] и полезная [формула (5.29)] разность температур:

$$\Delta t_{\text{общ}} = t_{г.п} - t_0 = 108,7 - 71,7 = 37^\circ\text{C} = 37 \text{ K}$$

$$\Delta t_{\text{пол}} = t_{г.п} - t_{\text{кип}} = 108,7 - 86,3 = 22,4^\circ\text{C} = 22,4 \text{ K}$$

где $t_{г.п} = 108,7^\circ\text{C}$ при давлении насыщения $p_{абс} = 1,4$ кгс/см² (табл. LVII).

Проверка

$$\sum \Delta t_{\text{пот}} = \Delta t_{г.с} + \Delta t_{\text{депр}} + \Delta t_{г.эф} = 1 + 5,4 + 8,2 = 14,6^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{пол}} = \Delta t_{\text{общ}} - \sum \Delta t_{\text{пот}} = 37 - 14,6 = 22,4^\circ\text{C} = 22,4 \text{ K}$$

6. Площадь поверхности нагрева выпарного аппарата [формула (5.30)]:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{пол}}} = \frac{5120 \cdot 10^3}{1000 \cdot 22,4} = 228,5 \text{ м}^2$$

Пример 5.12. Сколько кристаллов выделится в кристаллизаторе при охлаждении 10 т насыщенного водного раствора поташа от 80 до 35°C без испарения воды? Поташ кристаллизуется с двумя молекулами воды.

Решение. Применим формулу (5.34). По кривой растворимости поташа (рис. XX) находим концентрацию его насыщенных водных растворов:

$$\begin{array}{lcl} \text{при } 80^\circ\text{C} & \dots\dots\dots & 10 \frac{\text{моль } K_2CO_3}{1000 \text{ г воды}} \\ \gg 35^\circ\text{C} & \dots\dots\dots & 8,15 \end{array}$$

Мольная масса K_2CO_3 равняется 138 кг/кмоль. Следовательно

$$x_{80} = \frac{10 \cdot 138}{1000 + 10 \cdot 138} = 0,58 \text{ кг/кг}$$

$$x_{35} = \frac{8,15 \cdot 138}{1000 + 8,15 \cdot 138} = 0,53 \text{ кг/кг}$$

$$M/M_{кр} = 138/174 = 0,793$$

где 174 — мольная масса $K_2CO_3 \cdot 2H_2O$, кг/кмоль.

Подставляя эти значения в формулу (5.34), находим:

$$G_{кр} = \frac{10\,000 (0,58 - 0,53)}{0,793 - 0,53} = 1900 \text{ кг}$$

Пример 5.13. Определить количество теплоты, которое необходимо отводить в кристаллизаторе непрерывного действия для охлаждения от 90 до 40°C 5000 кг/ч водного раствора $NaNO_3$, со-

держашего при 90 °С 16 моль NaNO_3 на 1000 г воды. Учесть, что в кристаллизаторе при охлаждении раствора одновременно испаряется вода в количестве 3% от исходного количества раствора.

Решение. По кривой растворимости NaNO_3 (рис. XX) находим, что концентрация насыщенного раствора NaNO_3 при 40 °С составляет 12,3 моль на 1000 г воды.

При охлаждении раствора до 40 °С будет выделяться $G_{кр}$ (в кг/с) кристаллов [формула (5.33)]:

$$G_{кр} = \frac{G_1 (x_2 - x_1) - W x_2}{x_2 - x_{кр}}$$

Пересчитываем концентрации в массовые доли:

$$x_1 = \frac{16 \cdot 85}{1000 + 16 \cdot 85} = 0,576 \text{ кг/кг}$$

$$x_2 = \frac{12,3 \cdot 85}{1000 + 12,3 \cdot 85} = 0,511 \text{ кг/кг}$$

где 85 — молярная масса NaNO_3 , кг/кмоль. Величина $x_{кр} = 1$, так как NaNO_3 кристаллизуется в безводной форме. Имеем:

$$G_{кр} = \frac{5000 (0,511 - 0,576) - 0,03 \cdot 5000 \cdot 0,511}{3600 (0,511 - 1)} = 0,229 \text{ кг/с}$$

Количество теплоты, которое надо отводить, подсчитаем по формуле:

$$Q = G_1 c (t_1 - t_2) + G_{кр} q - W r$$

где W — расход испаряющейся воды, кг/с; r — удельная теплота парообразования воды, Дж/кг.

Удельную теплоту кристаллизации NaNO_3 q примем равной $21\,000 \cdot 10^3$ Дж/кмоль (табл. XXXVII).

Удельную теплоемкость раствора c определяем по уравнению (5.11), для чего предварительно находим удельную теплоемкость твердой соли c_1 по уравнению (5.12):

$$c_1 = \frac{26,0 + 26,0 + 3 \cdot 16,8}{85} = 1,2 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$$

Тогда при $x = 57,6\%$:

$$c = 4190 \cdot 0,424 + 1200 \cdot 0,576 = 2470 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$$

Количество отводимой теплоты:

$$Q = \frac{5000}{3600} 2,47 \cdot 10^3 (90 - 40) + 0,229 \frac{21\,000 \cdot 10^3}{85} - \frac{0,03 \cdot 5000 \cdot 2345 \cdot 10^3}{3600} = 130\,000 \text{ Вт}$$

где $2345 \cdot 10^3$ Дж/кг — удельная теплота парообразования воды при средней температуре, равной $\frac{90 + 40}{2} = 65$ °С (табл. LVI).

Пример 5.14. В условиях предыдущего примера определить требуемую площадь поверхности охлаждения и расход воды в кристаллизаторе. Коэффициент теплопередачи принять равным

100 Вт/(м²·К). Вода поступает в охлаждающую рубашку при 15 °С и выходит при 20 °С. Охлаждение противоточное.

Решение. Площадь поверхности охлаждения определяем по формуле:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{ср}}}$$

В условиях задачи температурная схема:

90 → 40

20 ← 15

откуда

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(90 - 20) - (40 - 15)}{2,3 \lg \frac{90 - 20}{40 - 15}} = 36,2 \text{ °C} = 36,2 \text{ K}$$

Следовательно

$$F = \frac{130\,000}{100 \cdot 36,2} = 36 \text{ м}^2$$

Расход воды:

$$G_{\text{в}} = \frac{130\,000}{4,19 \cdot 10^3 (20 - 15)} = 6,33 \text{ кг/с} = 22\,400 \text{ кг/ч}$$

КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

5.1. Рассчитать удельный расход сухого насыщенного водяного пара при выпаривании воды под атмосферным давлением и под вакуумом (разрежением) 0,8 кгс/см². Абсолютное давление греющего водяного пара в обоих случаях $p_{\text{абс}} = 2 \text{ кгс/см}^2$. Вода поступает на выпарку: а) при температуре 15 °С; б) подогретой до температуры кипения.

5.2. Производительность выпарного аппарата по исходному раствору 2650 кг/ч. Концентрация исходного раствора 50 г/л воды. Концентрация выпаренного раствора 295 г на 1 л раствора. Плотность выпаренного раствора 1189 кг/м³. Найти производительность аппарата по выпаренному раствору.

5.3. Как изменяются производительность выпарного аппарата, если на стенках греющих труб отложится слой накипи толщиной 0,5 мм? Коэффициент теплопередачи K для чистых труб равен 1390 Вт/(м²·К). Коэффициент теплопроводности накипи $\lambda = 1,16 \text{ Вт/(м·К)}$.

5.4. Производительность выпарного аппарата, обогреваемого насыщенным водяным паром с избыточным давлением $p_{\text{изб}} = 1,5 \text{ кгс/см}^2$, необходимо повысить с 1200 до 1900 кг/ч (по разбавленному раствору). Выпаривание производится под атмосферным давлением, температура кипения раствора в аппарате 105 °С, раствор подается на выпарку подогретым до температуры кипения. Определить, какого давления греющий пар надо подавать в аппарат. Тепловые потери не учитывать, коэффициент теплопередачи считать неизменным, так же как и конечную концентрацию раствора.

5.5. Сколько надо выпарить воды из 1500 кг раствора хлористого калия, чтобы изменить его концентрацию от 8 до 30% (масс.)?

5.6. Какое количество воды надо выпарить из 1 м³ серной кислоты с плотностью 1560 кг/м³ [65,2% (масс.)], чтобы получить кислоту с плотностью 1840 кг/м³ [98,7% (масс.)]. Какой объем займет полученная концентрированная кислота?

5.7. В выпарной аппарат поступает 1,4 т/ч 9% раствора, который упаривается под атмосферным давлением до конечной концентрации 32% (масс.).

Разбавленный раствор поступает на выпарку с температурой 18°C . Упаренный раствор выводится из аппарата при 105°C . Удельная теплоемкость разбавленного раствора $3800 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$. Расход греющего насыщенного водяного пара с избыточным давлением $p_{\text{изб}} = 2 \text{ кгс}/\text{см}^2$ составляет $1450 \text{ кг}/\text{ч}$. Влажность греющего пара $4,5\%$. Определить потерю теплоты в окружающую среду.

5.8. Определить удельную теплоемкость холодильной смеси, состоящей из 2 л воды, 8 кг льда и 5 кг поваренной соли.

5.9. Раствор состоит из $0,7 \text{ м}^3$ серной кислоты (100%), 400 кг медного купороса ($\text{CuSO}_4\cdot 5\text{H}_2\text{O}$) и $1,4 \text{ м}^3$ воды. Определить: а) удельную теплоемкость раствора; б) количество сухого насыщенного водяного пара с абсолютным давлением $p_{\text{абс}} = 2 \text{ кгс}/\text{см}^2$, необходимое для нагревания раствора от 12 до 58°C . Потери теплоты аппаратом за время нагревания раствора составляют 25 100 кДж . Удельную теплоемкость серной кислоты и медного купороса определить по формуле (5.12).

5.10. В выпарном аппарате подвергается упариванию под атмосферным давлением $2,69 \text{ т}/\text{ч}$ 7% водного раствора. Начальная температура раствора 95°C , конечная 103°C . Средняя температура кипения в аппарате 105°C . Избыточное давление греющего насыщенного водяного пара $p_{\text{изб}} = 2 \text{ кгс}/\text{см}^2$. Площадь поверхности и теплообмена в аппарате 52 м^2 , коэффициент теплопередачи $1060 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{K})$. Тепловые потери аппарата в окружающую среду составляют 110 000 Вт .

Определить: а) конечную концентрацию раствора; б) расход греющего пара при влажности его 5% .

5.11. В выпарном аппарате с площадью поверхности теплообмена 30 м^2 , работающем под атмосферным давлением, непрерывно концентрируется раствор хлористого калия от $9,5$ до $26,6\%$ (масс.). Начальная температура раствора 18°C , избыточное давление греющего насыщенного водяного пара $p_{\text{изб}} = 2 \text{ кгс}/\text{см}^2$. Производительность аппарата вначале была $900 \text{ кг}/\text{ч}$ (разбавленного раствора), но через некоторое время снизилась до $500 \text{ кг}/\text{ч}$ из-за образования накипи. Пренебрегая тепловыми потерями аппарата в окружающую среду, определить толщину образовавшегося слоя накипи, приняв для накипи $\lambda = 1,4 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{K})$. Гидростатическим эффектом пренебречь.

5.12. В условиях примера 5.7 определить расход энергии при откачке вторичного пара вакуум-насосом и при откачке конденсата насосом, если вакуум в аппарате равен $0,95 \text{ кгс}/\text{см}^2$.

5.13. В непрерывнодействующий однокорпусной выпарной аппарат подается $12,5\%$ раствор сернистого аммония, который упаривается под атмосферным давлением до $30,6\%$ (масс.). Концентрированный раствор выходит из аппарата в количестве $800 \text{ кг}/\text{ч}$. Разбавленный раствор, поступающий на выпарку, подогревается в теплообменнике вторичным паром от 24 до 80°C . Остальное количество вторичного пара идет на обогрев других производственных аппаратов (рис. 5.4). Тепловые потери выпарного аппарата составляют 6% от полезно используемого количества теплоты, т.е. от суммы $Q_{\text{выгр}} + Q_{\text{всн}}$. Принять $\Delta t_{\text{г.с}} = 1 \text{ K}$.

Определить: а) расход греющего насыщенного водяного пара (с избыточным давлением $p_{\text{изб}} = 2 \text{ кгс}/\text{см}^2$), принимая его влажность 5% ; б) количество

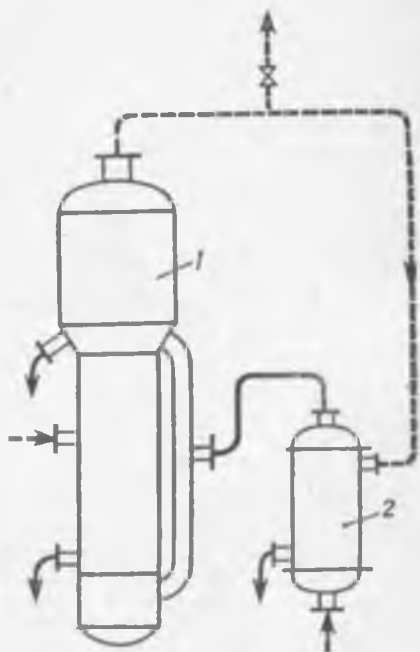


Рис. 5.4 (к контрольной задаче 5.13): 1 — выпарной аппарат; 2 — теплообменник.

вторичного пара, отбираемого на обогрев производственных аппаратов; в) требуемую площадь поверхности теплообмена (подогревателя), принимая величину коэффициента теплопередачи в нем $K = 700 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$.

5.14. Дифенил (C_6H_5)₂ кипит под атмосферным давлением при 255 °С. Вычислить удельную теплоту испарения, а также удельную теплоемкость жидкого дифенила.

5.15. 48% водный раствор едкого натра кипит под давлением 760 мм рт. ст. при 140 °С, а под абсолютным давлением $p_{\text{абс}} = 0,2 \text{ кгс/см}^2$ — при 99 °С. Определить удельную теплоту испарения воды из этого раствора при давлении 0,8 кгс/см², а также удельную теплоемкость раствора.

5.16. Определить температуру кипения бромбензола под абсолютным давлением $p_{\text{абс}} = 0,1 \text{ кгс/см}^2$ по диаграмме линейности и по номограмме XIV. Определить также удельную теплоту испарения бромбензола при этом давлении.

5.17. Определить давление насыщенного пара бензальдегида при 120 °С, пользуясь диаграммой линейности.

5.18. Воспользовавшись правилом Бабо и табл. XXXVI, определить температуру кипения 42,5% водного раствора азотнокислого аммония при абсолютном давлении $p_{\text{абс}} = 0,4 \text{ кгс/см}^2$.

5.19. В вакуум-выпарной аппарат (рис. 5.1) поступает 10 т/ч 8% водного раствора азотнокислого аммония при температуре 74 °С. Концентрация упаренного раствора 42,5%. Абсолютное давление в среднем слое кипящего раствора $p_{\text{ср}} = 0,4 \text{ кгс/см}^2$. Избыточное давление греющего насыщенного водяного пара $p_{\text{изб}} = 1 \text{ кгс/см}^2$. Принять $\Delta t_{\text{г.эф}} = 6,1 \text{ К}$. Коэффициент теплопередачи 950 Вт/(м²·К). Потери теплоты составляют 3% от суммы ($Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}}$). Определить площадь поверхности нагрева выпарного аппарата.

5.20. По данным предыдущей задачи определить абсолютное давление в барометрическом конденсаторе, если гидравлическая депрессия $\Delta t_{\text{г.с}} = 1 \text{ К}$, а гидростатическая депрессия $\Delta t_{\text{г.эф}} = 6,1 \text{ К}$.

5.21. 2200 кг/ч разбавленного водного раствора упариваются от 7 до 24% (масс.) под атмосферным давлением. Разбавленный раствор подается в выпарной аппарат при 19 °С. Температурная депрессия 3,5 К, гидростатическая 3,0 К, гидравлическая 1,0 К. Избыточное давление греющего насыщенного водяного пара $p_{\text{изб}} = 2 \text{ кгс/см}^2$. Коэффициент теплопередачи 1100 Вт/(м²·К). Определить требуемую поверхность теплообмена в аппарате и расход греющего пара, принимая потери теплоты в окружающую среду в размере 5% от суммы ($Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}}$) и влажность греющего пара 5%.

5.22. Как изменится производительность выпарного аппарата, работающего под атмосферным давлением, при обогреве насыщенным водяным паром с избыточным давлением $p_{\text{изб}} = 1,2 \text{ кгс/см}^2$, если в аппарате создать вакуум 0,7 кгс/см², а обогрев перевести на пар с избыточным давлением 0,6 кгс/см²? Гидростатический эффект для среднего слоя $\Delta p_{\text{г.эф}} = 9,81 \cdot 10^3 \text{ Па}$; в обоих случаях считать температурную депрессию 4 К; раствор поступает на выпарку подогретым до температуры кипения в аппарате. Коэффициент теплопередачи считать неизменным. Тепловыми потерями пренебречь.

5.23. В выпарном аппарате концентрируется водный раствор от 14 до 30% (масс.). Греющий насыщенный водяной пар имеет давление (абсолютное) 0,9 кгс/см². Полезная разность температур 11,2 К. Гидростатическая депрессия $\Delta t_{\text{г.эф}} = 3 \text{ К}$. Определить часовой расход разбавленного раствора, поступающего в аппарат, если площадь поверхности теплообмена в нем 40 м², а коэффициент теплоотдачи составляет 700 Вт/(м²·К). Разбавленный раствор поступает в аппарат подогретым до температуры кипения. Среднее давление в аппарате (абсолютное) 0,4 кгс/см². Тепловыми потерями пренебречь.

5.24. Определить расход греющего насыщенного водяного пара (абсолютное давление 2 кгс/см²) и площадь поверхности нагрева выпарного аппарата, в котором производится упаривание 1,6 т/ч раствора от 10 до 40% (масс.). Среднее давление в аппарате (абсолютное) 1 кгс/см². Разбавленный раствор поступает на выпарку при 30 °С. Полезная разность температур 12 К. Гидростатическая депрессия $\Delta t_{\text{г.эф}} = 4 \text{ К}$. Коэффициент теплопередачи 900 Вт/(м²·К). Тепловые потери принять равными 5% от полезно используемого количества теплоты $Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}}$.

5.25. Раствор поташа упаривается от 8 до 36% (масс.) под вакуумом 0,2 кгс/см². Начальное количество раствора 1500 кг/ч. Определить количество воды, подаваемой: а) в барометрический конденсатор; б) в поверхностный конденсатор, принимая температуру отходящего конденсата на 5°C ниже температуры конденсации. Вода в обоих случаях нагревается от 15 до 35°C.

5.26. В выпарном аппарате производится концентрирование водного раствора от 13 до 38% (масс.) под вакуумом (в конденсаторе) 600 мм рт. ст. (см. рис. 5.1). Расход охлаждающей воды в барометрическом конденсаторе 40 м³/ч, вода нагревается от 14 до 30°C. Определить часовую производительность выпарного аппарата по разбавленному и концентрированному раствору. Температурной депрессией пренебречь. Атмосферное давление 747 мм рт. ст.

5.27. Вакуум в выпарном аппарате над раствором 0,7 кгс/см². Расход разбавленного водного раствора, поступающего на выпарку, 2,4 т/ч, его концентрация 12% (масс.). Конечная концентрация 32% (масс.). В барометрический конденсатор подается 38,6 м³/ч холодной воды с температурой 12°C. Определить температуру воды на выходе из барометрического конденсатора. Гидравлическим сопротивлением паропровода и температурной депрессией пренебречь.

5.28. В трехкорпусной выпарной батарее, работающей по прямоточной схеме (см. рис. 5.7), подвергается упариванию 1300 кг/ч водного раствора с начальной концентрацией 9% (масс.) до конечной концентрации 43% (масс.). Вычислить концентрации раствора по корпусам, если известно, что в каждом следующем корпусе выпаривается воды на 10% больше, чем в предыдущем.

5.29. Какое предельное число корпусов может быть в многокорпусной выпарной установке, если избыточное давление греющего насыщенного водяного пара в первом корпусе $p_{\text{изб}} = 2,3$ кгс/см², остаточное давление в конденсаторе 147 мм рт. ст. Сумму температурных потерь во всех корпусах принять равной $\sum \Delta t_{\text{пот}} = 41$ К. Допустимая полезная разность температур в каждом корпусе должна быть не меньше 8 К.

5.30. В двухкорпусной выпарной установке, работающей по прямоточной схеме, упаривается 1000 кг/ч водного раствора азотнокислого натрия. Начальная концентрация 10% (масс.), конечная после первого корпуса 15% (масс.), конечная после второго 30% (масс.). Конечная температура раствора после первого корпуса 103°C, после второго 90°C. Определить, сколько воды испарится во втором корпусе за счет самоиспарения и какой это составит процент от общего количества воды, испаряющейся во втором корпусе.

5.31. В двухкорпусную выпарную установку, работающую по прямоточной схеме, поступает 1000 кг/ч водного раствора хлористого магния. Начальная концентрация раствора 8% (масс.). Концентрация раствора после первого корпуса 12% (масс.). Абсолютное давление над раствором в первом корпусе 1 кгс/см², во втором корпусе 0,3 кгс/см². Конечная температура раствора после первого корпуса 104°C, после второго 77°C. Определить, до какой конечной концентрации упаривается раствор во втором корпусе, если обогрев второго корпуса осуществляется за счет вторичного пара первого корпуса (отбора экстра-пара нет). Тепловыми потерями пренебречь.

5.32. Во второй корпус двухкорпусной установки, работающей по прямоточной схеме без отбора экстра-пара, поступает из первого корпуса 500 кг/ч 16% водного раствора углекислого натрия с температурой 103°C. Абсолютное давление над кипящим раствором в первом корпусе 1 кгс/см², во втором корпусе 0,6 кгс/см². Концентрированный раствор, выходящий из II корпуса с температурой 89°C и концентрацией 28% (масс.), используется в противоточном теплообменнике для подогрева разбавленного раствора, поступающего на выпарку. Пренебрегая тепловыми потерями и депрессией, определить: а) концентрацию разбавленного раствора, подаваемого на выпарку; б) на сколько градусов будет подогрет разбавленный раствор в теплообменнике, если концентрированный раствор выходит из теплообменника с температурой 32°C. Удельная теплоемкость концентрированного раствора $3,35 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К).

5.33. В двухкорпусную выпарную установку, работающую по прямоточной схеме, поступает 1000 кг/ч водного раствора хлористого кальция. Начальная концентрация раствора 8% (масс.), конечная 30% (масс.). В первом корпусе абсолютное давление вторичного пара 1 кгс/см², во втором 0,3 кгс/см². Конечная температура раствора после первого корпуса 104°C, после второго 78°C.

В первом корпусе образуется 400 кг/ч вторичного пара. Часть этого пара (рис. 5.5) отбирается на сторону (экстра-пар). Пренебрегая тепловыми потерями, определить, какое количество экстра-пара отбирается.

5.34. В однокорпусный выпарной аппарат (рис. 5.6), работающий с тепловым насосом (сжатие вторичного пара в турбокомпрессоре), поступает разбавленный водный раствор с концентрацией 5% (масс.). Из аппарата выходит 550 кг/ч раствора с концентрацией 15% (масс.). Температурная депрессия 2,5 К. Гидростатическим эффектом и гидравлическим сопротивлением пренебречь. Турбокомпрессор сжимает вторичный пар от 1 до 2 кгс/см². Тепловые потери составляют 5% от ($Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{сеп.}}$). Начальная температура разбавленного раствора 70 °С. Определить: а) сколько приходится добавлять греющего насыщенного водяного пара (пар сухой насыщенный, избыточное давление $p_{\text{изб}} = 2$ кгс/см²); б) какую мощность потребляет турбокомпрессор, если общий к. п. д. его равен 0,72.

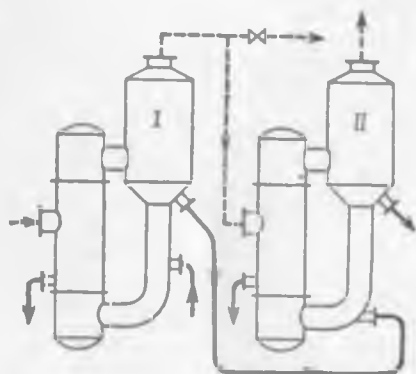


Рис. 5.5 (к контрольной задаче 5.33).

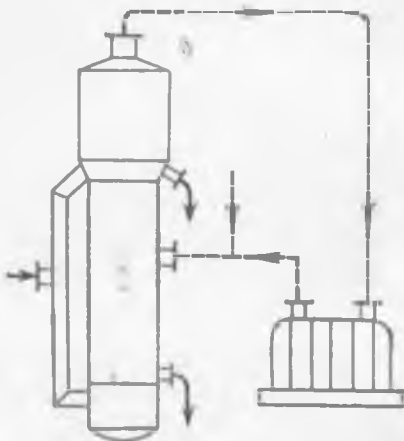


Рис. 5.6. (к контрольной задаче 5.34).

5.35. До какой температуры надо охладить горячий 40% водный раствор калиевой селитры, чтобы после охлаждения и выпадения кристаллов концентрация маточного раствора стала вдвое меньше исходной?

5.36. Сколько килограммов кристаллов выделится при охлаждении от 30 до 15 °С 4,2 т раствора соды, содержащего 2,5 моль соды на 1000 г воды? Сода кристаллизуется с 10 молекулами воды.

5.37. Определить необходимую площадь поверхности охлаждения противоточного кристаллизатора, в котором охлаждается от 85 до 35 °С 10 000 кг/ч раствора, содержащего 7,0 моль сернистого аммония на 1000 г воды. При охлаждении испаряется вода (5% от массы начального раствора). Коэффициент теплопередачи 127 Вт/(м²·К). Охлаждающая вода нагревается от 13 до 24 °С. Определить также ее расход.

ПРИМЕР РАСЧЕТА ТРЕХКОРПУСНОЙ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКИ

Рассчитать трехкорпусную прямоточную выпарную установку с естественной циркуляцией раствора (рис. 5.7) для концентрирования 5 т/ч 12% водного раствора азотнокислого натрия. Конечная концентрация раствора 40% (масс.). Раствор поступает на выпарку подогретым до температуры кипения в выпарном аппарате. Абсолютное давление греющего насыщенного водяного пара 4 кгс/см². Высота греющих труб 4 м. Вакуум (разрежение) в барометрическом конденсаторе 0,8 кгс/см².

Решение *. 1. Количество воды, выпариваемой в трех корпусах установки:

$$W = \frac{5000}{3600} \left(1 - \frac{12}{40} \right) = 3500 \text{ кг/ч} = 0,97 \text{ кг/с}$$

2. Распределение нагрузки по корпусам.

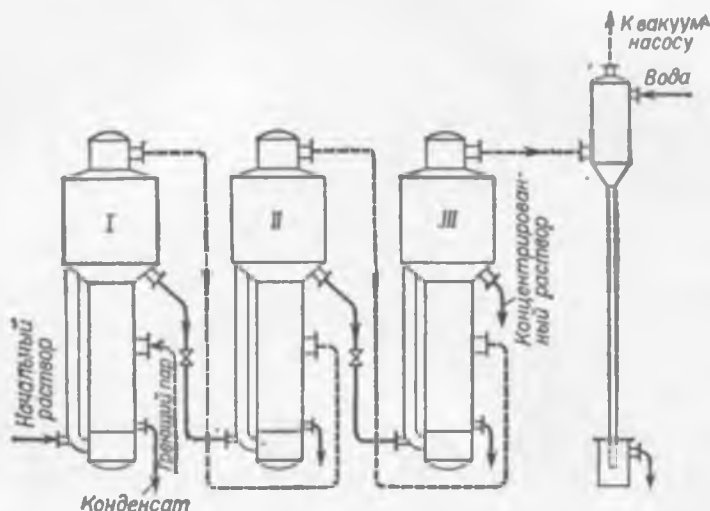


Рис. 5.7. Схема трехкорпусной выпарной установки.

Сделаем это распределение на основании практических данных, приняв следующее соотношение массовых количеств выпариваемой воды по корпусам:

$$I:II:III = 1,0:1,1:1,2$$

Следовательно, количество выпариваемой воды:

$$\text{В I корпусе} \dots\dots\dots W_I = \frac{3500 \cdot 1}{3600 (1 + 1,1 + 1,2)} = 0,295 \text{ кг/с}$$

$$\text{во II} \quad \gg \quad \dots\dots\dots W_{II} = \frac{3500 \cdot 1,1}{3600 \cdot 3,3} = 0,324 \text{ кг/с}$$

$$\text{в III} \quad \gg \quad \dots\dots\dots W_{III} = \frac{3500 \cdot 1,2}{3600 \cdot 3,3} = 0,351 \text{ кг/с}$$

$$\text{Итого} \dots\dots\dots W = 0,97 \text{ кг/с}$$

3. Расчет концентраций раствора по корпусам.

Начальная концентрация раствора $x_{нач} = 12\%$. Из I корпуса во II переходит раствора:

$$G_I = G_{нач} - W_I = \frac{5000}{3600} - 0,295 = 1,39 - 0,295 = 1,09 \text{ кг/с}$$

* В литературе описано несколько методов расчета многокорпусных выпарных установок. Все они включают те или иные допущения, снижающие точность окончательного результата. Один из подобных упрощенных методов расчета использован в настоящем примере.

Концентрация раствора, конечная для I корпуса и начальная для II, будет равна:

$$x_1 = \frac{G_{\text{нач}} x_{\text{нач}}}{G_{\text{нач}} - W_1} = \frac{1,39 \cdot 12}{1,39 - 0,295} = 15,2\%$$

Из II корпуса в III переходит раствора

$$G_2 = G_{\text{нач}} - W_1 - W_{II} = 1,39 - 0,295 - 0,324 = 0,77 \text{ кг/с}$$

с концентрацией

$$x_{II} = \frac{1,39 \cdot 12}{0,77} = 21,6\%$$

Из III корпуса выходит раствора

$$G_{\text{кон}} = G_{\text{нач}} - W = 1,39 - 0,97 = 0,42 \text{ кг/с}$$

с концентрацией

$$x_{\text{кон}} = \frac{1,39 \cdot 12}{0,42} = 40\%$$

что соответствует заданию.

4 Распределение перепада давлений по корпусам.

Разность между давлением греющего пара (в I корпусе) и давлением пара в барометрическом конденсаторе:

$$\Delta p = 4,0 - 0,2 = 3,8 \text{ кгс/см}^2$$

Предварительно распределим этот перепад давлений между корпусами поровну, т. е. на каждый корпус прием:

$$\Delta p = 3,8/3 = 1,27 \text{ кгс/см}^2$$

Тогда абсолютные давления по корпусам будут:

в III корпусе	$p_3 = 0,2 \text{ кгс/см}^2$ (задано)
во II >	$p_2 = 0,2 + 1,27 = 1,47 \text{ кгс/см}^2$
в I >	$p_1 = 1,47 + 1,27 = 2,74 \text{ кгс/см}^2$

Давление греющего пара:

$$p = 2,74 + 1,27 \approx 4 \text{ кгс/см}^2$$

По паровым таблицам находим температуры насыщенных паров воды и удельные теплоты парообразования для принятых давлений в корпусах:

	Температура насыщенного пара, °C	Удельная теплота паро- образования, кДж/кг
в I корпусе	129,4	2179
во II >	110,1	2234
в III >	59,7	2357
греющий пар (из котельной)	143	2241

Эти температуры и будут температурами конденсации вторичных паров по корпусам.

5. Расчет температурных потерь по корпусам.

От депрессии

В справочных таблицах (например, табл. XXXVI) находим температуры кипения растворов при атмосферном давлении:

	Концентрация NaNO_3 , %	Температура кипения, °C	Депрессия, °C или K
в I корпусе	15,2	102	2,0
во II >	21,6	103	3,0
в III >	40,0	107	7,0

Для упрощения расчета не уточняем температурную депрессию (в связи с отличием давления в корпусах от атмосферного).

Следовательно, по трем корпусам:

$$\Delta t_{\text{депр}} = 2 + 3 + 7 = 12^\circ\text{C} = 12\text{ K}$$

От гидростатического эффекта

По справочнику * плотность раствора NaNO_3 при 20°C :

Концентрация NaNO_3 , %		Плотность, кг/м ³
15,2		1098
21,6		1156
40,0		1317

Эти значения плотностей примем (с небольшим запасом) и для температур кипения по корпусам.

Расчет ведем для случая кипения раствора в трубках при оптимальном уровне [формула (5.23)].

$$\text{I корпус. } H_{\text{опт}} = [0,26 + 0,0014 (\rho_p - \rho_v)] H =$$

$$= [0,26 + 0,0014 (1098 - 1000)] 4 = 1,583 \text{ м}$$

$$\rho_{\text{ср}} = \rho_l + 0,5 \rho_{\text{рг}} H_{\text{опт}} = 2,74 + \frac{0,5 \cdot 1098 \cdot 9,81 \cdot 1,589}{9,81 \cdot 10^4} = 2,827 \text{ кгс/см}^2$$

$$\text{При } \rho_l = 2,74 \text{ кгс/см}^2 \quad t_{\text{кин}} = 129,4^\circ\text{C}; \text{ при } \rho_{\text{ср}} = 2,827 \text{ кгс/см}^2 \quad t_{\text{кин}} = 130,6^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{г. эф}} = 130,6 - 129,4 = 1,2^\circ\text{C} = 1,2 \text{ K}$$

$$\text{II корпус. } H_{\text{опт}} = [0,26 + 0,0014 (1156 - 1000)] 4 = 1,91 \text{ м}$$

$$\rho_{\text{ср}} = 1,47 + \frac{0,5 \cdot 1156 \cdot 9,81 \cdot 1,91}{9,81 \cdot 10^4} = 1,58 \text{ кгс/см}^2$$

$$\text{При } \rho_l = 1,47 \text{ кгс/см}^2 \quad t_{\text{кин}} = 110,1^\circ\text{C}; \text{ при } \rho_{\text{ср}} = 1,58 \text{ кгс/см}^2 \quad t_{\text{кин}} = 112,3^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{г. эф}} = 112,3 - 110,1 = 2,2^\circ\text{C} = 2,2 \text{ K}$$

$$\text{III корпус. } H_{\text{опт}} = [0,26 + 0,0014 (1317 - 1000)] 4 = 2,81 \text{ м}$$

$$\rho_{\text{ср}} = 0,2 + \frac{0,5 \cdot 1317 \cdot 9,81 \cdot 2,81}{9,81 \cdot 10^4} = 0,385 \text{ кгс/см}^2$$

$$\text{При } \rho_{\text{ср}} = 0,385 \text{ кгс/см}^2 \quad t_{\text{кин}} = 74,39^\circ\text{C}; \text{ при } \rho_l = 0,2 \text{ кгс/см}^2 \quad t_{\text{кин}} = 59,7^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{г. эф}} = 74,39 - 59,7 = 14,69^\circ\text{C} = 14,69 \text{ K}$$

$$\text{Всего } \sum \Delta t_{\text{г. эф}} = 1,2 + 2,2 + 14,69 = 18,09^\circ\text{C} = 18,09 \text{ K}$$

От гидравлических сопротивлений

Потерю разности температур на каждом интервале между корпусами принимаем в 1 К. Интервалов всего три (I—II, II—III, III — конденсатор), следовательно

$$\Delta t_{\text{г. с}} = 1 \cdot 3 = 3 \text{ K}$$

Сумма всех температурных потерь для установки в целом:

$$\sum \Delta t_{\text{пот}} = 12 + 18,09 + 3 = 33,09 \text{ K}$$

* Справочник химика, 2-е изд., пер. и доп. Т. III. М.—Л., Химия, 1965, с. 544.

6. Полезная разность температур.

Общая разность температур $143 - 59,7 = 83,3^\circ\text{C} = 83,3\text{ K}$; следовательно, полезная разность температур:

$$\Delta t_{\text{пол}} = 83,3 - 33,09 = 50,21\text{ K}$$

7. Определение температур кипения в корпусах:

$$\begin{array}{lll} \text{в III корпусе} & \dots & t_3 = 59,7 + 1 + 7 + 14,69 = 82,4^\circ\text{C} \\ \text{во II} & \gg & t_2 = 110,1 + 1 + 3 + 2,2 = 116,3^\circ\text{C} \\ \text{в I} & \gg & t_1 = 129,4 + 1 + 2 + 1,2 = 133,6^\circ\text{C} \end{array}$$

8. Расчет коэффициентов теплопередачи по корпусам.

По найденным температурам кипения и концентрациям растворов в корпусах подбираем в справочниках расчетные константы — физические характеристики растворов (плотность, теплопроводность, теплоемкость, вязкость). Далее задаемся диаметром труб и их длиной (в зависимости от типа выпарного аппарата).

По этим данным рассчитываем коэффициенты теплоотдачи для конденсирующегося пара и кипящего раствора и коэффициенты теплопередачи (примеры таких расчетов даны в гл. 4). При этом следует учесть слой накипи порядка 0,5 мм.

На основании таких предварительных расчетов примем:

$$\begin{array}{lll} \text{для I корпуса} & \dots & K_1 = 1700\text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K}) \\ \gg \text{ II} & \gg & K_2 = 990 \gg \\ \gg \text{ III} & \gg & K_3 = 580 \gg \end{array}$$

Ориентировочное соотношение коэффициентов теплопередачи по корпусам при выпаривании водных растворов солей $K_1:K_2:K_3 = 1:0,58:0,34$.

9. Составление тепловых балансов по корпусам.

Для упрощения приближенного расчета составляем тепловые балансы без учета тепловых потерь и принимаем, что из каждого корпуса в последующий раствор поступает при средней температуре кипения.

По условию раствор подается на выпарку подогретым до температуры кипения в I корпусе.

Тогда расход тепла в I корпусе:

$$Q_I = W_{I'} r_1 = 0,295 \cdot 2179 \cdot 10^3 = 643\,000\text{ Вт}$$

Раствор приходит во II корпус перегретым, следовательно, $Q_{\text{нагр}}$ отрицательно (теплота самонагрева) и расход теплоты во II корпусе

$$\begin{aligned} Q_{II} &= W_{II'} r_2 - G_1 c_1 (t_1 - t_2) = 0,324 \cdot 2234 \cdot 10^3 - \\ &- 1,09 \cdot 4190 \cdot 0,848 (133,6 - 116,3) = 657\,000\text{ Вт} \end{aligned}$$

Количество теплоты, которое даст вторичный пар I корпуса при конденсации, составляет $W_{I'} r_1 = 643\,000\text{ Вт}$. Расхождение прихода и расхода теплоты в тепловом балансе II корпуса меньше 1%.

Расход теплоты в III корпусе

$$\begin{aligned} Q_{III} &= W_{III'} r_3 - G_2 c_2 (t_2 - t_3) = 0,351 \cdot 2357 \cdot 10^3 - \\ &- 0,77 \cdot 4190 \cdot 0,784 (116,3 - 82,7) = 743\,000\text{ Вт} \end{aligned}$$

Вторичный пар II корпуса дает теплоты при конденсации (приход теплоты в III корпусе):

$$W_{II'} r_2 = 0,324 \cdot 2234 \cdot 10^3 = 724\,000\text{ Вт}$$

10. Расход греющего пара в I корпусе:

$$G_{г.п} = \frac{643\,000}{2141 \cdot 10^3} = 0,3\text{ кг/с}$$

Удельный расход пара:

$$d = G_{г.п}/W = 0,3/0,97 = 0,31 \text{ кг/кг}$$

11. Распределение полезной разности температур по корпусам.

Распределение полезной разности температур по корпусам сделаем в двух вариантах: из условия равной площади поверхности и из условия минимальной общей площади поверхности корпусов, т.е. пропорционально Q/K и пропорционально $\sqrt{Q/K}$.

Найдем факторы пропорциональности:

Отношение $\frac{Q}{K}$	$\sqrt{\frac{Q}{K}} \cdot 10^4$
I корпус . . . $\frac{643\,000}{1700} = 378$	615
II » . . . $\frac{657\,000}{990} = 664$	815
III » . . . $\frac{743\,000}{580} = 1280$	1131
$\sum \frac{Q}{K} = 2322$	$\sum \sqrt{\frac{Q}{K}} \cdot 10^4 = 2561$

Полезные разности температур по корпусам:

Вариант равной площади поверхности корпусов	Вариант минимальной общей площади поверхности корпусов
$\Delta t_1 = \frac{50,21 \cdot 378}{2322} = 8,174$	$\Delta t_1 = \frac{50,21 \cdot 615}{2561} = 12,057$
$\Delta t_2 = \frac{50,21 \cdot 664}{2322} = 14,358$	$\Delta t_2 = \frac{50,21 \cdot 815}{2561} = 15,978$
$\Delta t_3 = \frac{50,21 \cdot 1280}{2322} = 27,682$	$\Delta t_3 = \frac{50,21 \cdot 1131}{2561} = 22,174$
$\sum \Delta t_{\text{пол}} = 50,21 \text{ K}$	$\sum \Delta t_{\text{пол}} = 50,21 \text{ K}$

12. Определение площади поверхности нагрева:

Вариант равной площади поверхности корпусов	Вариант минимальной общей площади поверхности корпусов
$F_1 = \frac{643\,000}{1700 \cdot 8,174} = 46,27$	$F_1 = \frac{643\,000}{1700 \cdot 12,057} = 31,37$
$F_2 = \frac{657\,000}{990 \cdot 14,358} = 46,22$	$F_2 = \frac{657\,000}{990 \cdot 15,978} = 41,53$
$F_3 = \frac{743\,000}{580 \cdot 27,682} = 46,28$	$F_3 = \frac{743\,000}{580 \cdot 22,174} = 57,77$
$\sum F = 138,8 \text{ м}^2$	$\sum F = 130,7 \text{ м}^2$

Следовательно, при равных площадях поверхностей корпусов общая площадь поверхности нагрева больше лишь на 6%.

Принимаем поэтому вариант равной площади поверхности корпусов, обеспечивающей однотипность оборудования.

Проверим температуру вторичного пара и давление по корпусам:

Корпус	Температура кипения, °C $t_{\text{кип}} = t_{\text{г. п}} - \Delta t_{\text{пол}}$	Температура конденсации вторичного пара, °C $t_0 = t_{\text{кип}} - \sum \Delta t_{\text{пот}}$	Давление $P_{\text{абс}}$, кгс/см ²
I	143,0 — 10,1 = 132,9	132,9 — 3,59 = 129,3	2,7
II	129,3 — 17,6 = 111,7	111,7 — 4,96 = 106,7	1,31
III	106,7 — 33,4 = 73,3	73,3 — 13,32 = 60	0,2

После этого необходимо, исходя из найденных площадей поверхностей корпусов, произвести уточненный расчет установки, в котором учесть потери теплоты в окружающую среду и несколько изменившееся распределение температур и давлений по корпусам.

ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ. АБСОРБЦИЯ

ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. Способы выражения состава фаз двухкомпонентных систем жидкость — газ (пар) представлены в табл. 6.1.

Таблица 6.1

Концентрация	Обозначение концентрации компонента А	
	в жидкой фазе	в газовой или паровой фазе
Мольная доля, $\frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль (А+В)}}$	x	y
Массовая доля, $\frac{\text{кг А}}{\text{кг (А+В)}}$	x	$\bar{y}$
Относительная мольная концентрация (доля), $\frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль В}}$	X	Y
Относительная массовая концентрация (доля), $\frac{\text{кг А}}{\text{кг В}}$	$\bar{X}$	$\bar{Y}$
Объемная мольная концентрация, $\frac{\text{кмоль А}}{\text{м}^3 (\text{А+В})}$. .	C_x	C_y
Объемная массовая концентрация, $\frac{\text{кг А}}{\text{м}^3 (\text{А+В})}$. .	$\bar{C}_x$	$\bar{C}_y$

Формулы для пересчета концентраций (в жидкой фазе) даны в табл. 6.2. Для газовой (паровой) фазы справедливы те же соотношения, но с заменой обозначений x на y , X на Y , C_x на C_y .

2. Концентрация компонента в газовой фазе может быть выражена также через его парциальное давление. На основании уравнений Клапейрона и Дальтона мольная (объемная) доля y любого компонента смеси идеальных газов равняется:

$$y = p/P \quad (6.1)$$

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.

Таблица 6.2

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

M_A , M_B и M_{cm} — молярные массы компонентов в смеси, кг/моль; $M_{cm} = M_A x + M_B (1-x)$; ρ — плотность смеси, кг/м³.
 Для смеси насыщенных газов:

$$\frac{\rho}{M_{cm}} = \frac{p}{RT} = \frac{p_{70}}{22,410T}$$

3. Законы межфазного равновесия для идеальных растворов.

а) Закон Генри:

$$p^* = Ex \quad (6.2)$$

где p^* — парциальное давление компонента в газовой фазе над равновесной с газом жидкостью; x — мольная доля компонента в жидкости; E — коэффициент Генри, зависящий от температуры и от природы газа и жидкости.

Значения E для водных растворов некоторых газов даны в табл. XLI.

Подставляя в уравнение (6.2) значение $p^* = y^*P$ по уравнению (6.1), получаем:

$$y^* = mx \quad (6.3)$$

где y^* — мольная доля компонента в газовой фазе, равновесной с жидкостью; $m = E/P$ — безразмерный коэффициент (коэффициент распределения), постоянный для данной системы газ — жидкость при $t = \text{const}$ и $P = \text{const}$.

Если, применительно к двухфазной трехкомпонентной системе (газовая фаза: $A + B$, жидкая фаза: $A + C$), подставить в уравнение равновесия (6.3) значения x и y^* для компонента A , выраженные через его относительные концентрации X и Y^* , $\bar{X}$ и $\bar{Y}^*$ (табл. 6.2), получим:

$$\frac{Y^*}{1 + Y^*} = m \frac{X}{1 + X} \quad (6.4)$$

$$\frac{\bar{Y}^*}{\bar{Y}^* + \frac{M_A}{M_B}} = m \frac{\bar{X}}{\bar{X} + \frac{M_A}{M_C}} \quad (6.5)$$

где M_A — мольная масса распределенного между фазами компонента A ; M_B — то же второго компонента бинарной газовой смеси; M_C — то же второго компонента бинарной жидкой смеси.

При малых концентрациях распределенного компонента в газе и в жидкости, когда $Y^* \ll 1$ и $X \ll 1$, в знаменателях уравнения (6.4) величинами Y^* и X можно пренебречь, и оно получает вид:

$$Y^* = mx \quad (6.6)$$

Аналогично при $\bar{Y}^* \ll \frac{M_A}{M_B}$ и $\bar{X} \ll \frac{M_A}{M_C}$ из уравнения (6.5) получим:

$$\bar{Y}^* = m \frac{M_C}{M_B} \bar{X} \quad (6.6a)$$

б) Закон Рауля:

$$p^* = Px \quad (6.7)$$

где p^* — парциальное давление компонента в парогазовой смеси над жидкостью в условиях равновесия; P — давление насыщен-

ного пара чистого компонента — однозначная функция температуры: $P = f(t)$; x — мольная доля компонента в жидкости.

При подстановке в уравнение (6.7) значения $p^* = y^* \Pi$ из уравнения (6.1) получаем:

$$y^* = \frac{P}{\Pi} x \quad (6.8)$$

где y^* — мольная доля компонента в парогазовой фазе, равновесной с жидкостью.

Для двухкомпонентной смеси, когда оба ее компонента следуют закону Рауля, уравнение (6.8) приводится к виду:

$$y_A^* = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1) x_A} \quad (6.9)$$

Здесь $\alpha = P_A/P_B$ — коэффициент относительной летучести; P_A — давление насыщенного пара более летучего (низкокипящего) компонента при той же температуре; P_B — давление насыщенного пара менее летучего (высококипящего) компонента при той же температуре.

4. Многочисленные экспериментальные данные о равновесных составах жидкости и пара для различных растворов имеются в справочнике [6.5]. Для некоторых бинарных смесей данные о равновесных составах жидкости и пара при $\Pi = \text{const}$ приведены в табл. XLVII и на рис. XXI и XXII.

5. Причиной (движущей силой) процесса массопередачи — перехода какого-либо компонента из одной фазы в другую (например, из жидкой фазы Φ_x с мольной концентрацией переходящего компонента x в газовую фазу Φ_y с мольной концентрацией y) является неравновесность соприкасающихся фаз, их отклонение от состояния динамического равновесия. В химической термодинамике устанавливается, что величина этого отклонения, при равенстве температур и давлений фаз, определяется разностью химических потенциалов переходящего компонента ($\mu_x - \mu_y$), которая и является движущей силой процесса массопередачи. При равновесии фаз потенциалы μ_x и μ_y равны.

Заменяя потенциал μ_x равным ему потенциалом равновесной газовой смеси μ_y^* , получим для движущей силы процесса массопередачи выражение

$$\mu_x - \mu_y = \mu_y^* - \mu_y$$

Аналогично, заменяя потенциал μ_y равным ему потенциалом равновесной жидкой фазы μ_x^* , получим:

$$\mu_x - \mu_y = \mu_x - \mu_x^*$$

Из последних равенств следует, что движущая сила процесса ($\mu_x - \mu_y$) может быть выражена двумя способами: либо как разность химических потенциалов, взятых по газовой фазе, либо как разность потенциалов, взятых по жидкой фазе. При этом необхо-

димом помнить, что газовая фаза с потенциалом μ_y^* и концентрацией y^* , так же как и жидкая фаза с потенциалом μ_x^* и концентрацией x^* , — фазы гипотетические, в реальном процессе массопередачи отсутствующие — см. рис. 6.1.

В технических расчетах применяют не химические потенциалы, а более простые, легко определяемые величины — концентрации, с помощью которых также может быть охарактеризовано отклонение фаз Φ_x и Φ_y от состояния равновесия. Однако, в отличие от разности химических потенциалов ($\mu_x - \mu_y$), которая равна нулю при равновесии фаз, разность концентраций ($x - y$), в общем случае не равная нулю при равновесии*, не может служить мерой отклонения фаз от равновесного состояния, т. е. движущей силой процесса массопередачи. При технических расчетах движущую силу процесса массопередачи — отклонение системы от состояния равновесия — выражают поэтому как разность концентраций ($y^* - y$) или ($x - x^*$). Так как концентрации могут быть выражены в различных единицах, то движущая сила процесса массопередачи может иметь различные значения — см. пример 6.3.

6. В соответствии с двумя возможными способами выражения движущей силы процесса массопередачи — по газовой фазе ($\Delta y = y^* - y$) или по жидкой фазе ($\Delta x = x - x^*$) — уравнение массопередачи, аналогичное уравнению теплопередачи, может быть написано в двух видах:

$$M = K_y \Delta y_{ср} F \quad (6.10)$$

или

$$M = K_x \Delta x_{ср} F \quad (6.11)$$

Здесь M — расход компонента, переходящего из одной фазы в другую, кмоль/с; F — площадь поверхности массопередачи, м²; K_y — коэффициент массопередачи, отнесенный к движущей силе Δy , выраженной через мольные доли компонента в газовой фазе, кмоль/(м²·с)**; K_x — коэффициент массопередачи, отнесенный к

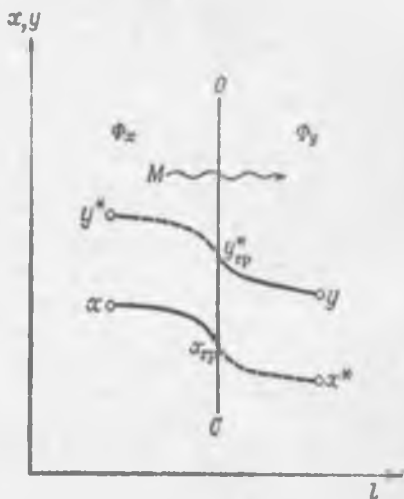


Рис. 6.1. Схема процесса массопередачи: OO' — граница раздела фаз.

* См., например, данные о равновесных концентрациях в табл. XLVII.

** Иногда пишут $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} (\Delta y = 1)}$ или $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$.

движущей силе Δx , выраженной через молярные доли компонента в жидкой фазе, кмоль/(м²·с); $\Delta y_{ср}$ и $\Delta x_{ср}$ — соответствующие средние для всего процесса движущие силы (см. ниже).

В последних уравнениях вместо молярных расходов и концентраций могут быть массовые, а вместо $\Delta y_{ср}$ могут быть $\Delta Y_{ср}$, $\Delta C_{y_{ср}}$ и $\Delta p_{ср}$; соответственно, вместо $\Delta x_{ср}$ могут быть $\Delta X_{ср}$ или $\Delta C_{x_{ср}}$.

7. При определенных допущениях (отсутствие диффузионного сопротивления при переходе компонента через поверхность раздела фаз, существование равновесия на этой поверхности, линейность уравнения равновесия $y^* = mx$ или $y^* = mx + b$) получаются следующие зависимости между коэффициентами массопередачи K_y и K_x и фазовыми коэффициентами массоотдачи β_y и β_x :

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} \quad (6.12)$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}} \quad (6.13)$$

где m — тангенс угла наклона линии равновесия. Коэффициенты массоотдачи и массопередачи выражены в кмоль/(м²·с).

Знаменатели последних уравнений представляют собою общее диффузионное сопротивление, равное сумме диффузионных сопротивлений газовой и жидкой фаз.

Когда основное диффузионное сопротивление сосредоточено в газовой фазе, т. е. при $\frac{m}{\beta_x} \ll \frac{1}{\beta_y}$

$$K_y \approx \beta_y \quad (6.14)$$

Когда основное диффузионное сопротивление сосредоточено в жидкой фазе, т. е. при $\frac{1}{m\beta_y} \ll \frac{1}{\beta_x}$

$$K_x \approx \beta_x \quad (6.15)$$

Из уравнений (6.12) и (6.13) следует, что

$$K_y = K_x/m \quad (6.16)$$

8. Основные диффузионные критерии подобия установившихся процессов массоотдачи.

Диффузионный критерий Нуссельта:

$$Nu' = \frac{\beta l}{D} \quad (6.17)$$

Диффузионный критерий Пекле:

$$Pe' = \frac{wl}{D} \quad (6.18)$$

Диффузионный критерий Прандтля:

$$Pr' = \frac{Pe'}{Re} = \frac{\nu}{D} \quad (6.19)$$

Здесь β — коэффициент массоотдачи, м/с $\left(\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right)$ или $\left(\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right)$; l — характерный линейный размер, м ; D — коэффициент

молекулярной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; w — скорость газа или жидкости, м/с ; ν — кинематический коэффициент вязкости, $\text{м}^2/\text{с}$.

9. При отсутствии экспериментальных данных коэффициент диффузии (молекулярной) газа А в газе В (или газа В в газе А) может быть вычислен по формуле:

$$D_T = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{p (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \quad (6.20)$$

где D_T — коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; T — температура, К ; p — давление (абсолютное), кгс/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 — см. пример 6.6 (атомные объемы некоторых элементов и молярные объемы некоторых газов приведены в табл. 6.3).

Таблица 6.3

Атомный объем, $\text{см}^3/\text{атом}$		Молярный объем, $\text{см}^3/\text{моль}$	
В	27,0	H_2	14,3
С	14,8	O_2	25,6
Cl	24,6	N_2	31,2
H	3,7	Воздух	29,9
N в первичных аминах	10,5	CO	30,7
N во вторичных аминах	12,0	CO_2	34,0
N с двумя насыщенными связями	15,6	SO_2	44,8
O с двумя насыщенными связями	7,4	NO	23,6
O в альдегидах и кетонах	7,4	N_2O	36,4
O в сложных эфирах	9,1	NH_3	25,8
O в простых эфирах	9,9	H_2O	18,9
O в высших простых и сложных эфирах	11,0	H_2S	32,9
O в кислотах	12,0	COS	51,5
O в соединениях с S, P, N	8,3	Cl_2	48,4
S	25,6	Br_2	53,2
I	37,0	I_2	71,5

Структурные постоянные*

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

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

Как следует из формулы (6.20), если известно значение коэффициента диффузии D_1 при температуре T_1 и давлении p_1 , то зна-

чение его D_2 при температуре T_2 и давлении p_2 можно найти из уравнения:

$$D_2 = D_1 \frac{p_1}{p_2} \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{3/2} \quad (6.21)$$

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

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

$$D_{ж} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \quad (6.22)$$

где $D_{ж}$ — коэффициент диффузии, м²/с; μ — динамический коэффициент вязкости 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; A и B — коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя.

Значения коэффициентов A для некоторых веществ, растворенных в воде:

для газов	1
» этилового спирта	1,24
» метилового спирта	1,19
» уксусной кислоты	1,27

Коэффициент B равен:

для воды	4,7
» этилового спирта	2,0
» метилового спирта	2,0
» ацетона	1,15
» неассоциированных жидкостей	1,0

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

$$D_t = D_{20} [1 + b (t - 20)] \quad (6.23)$$

в которой температурный коэффициент b может быть определен по эмпирической формуле:

$$b = \frac{0,2 \sqrt{\mu}}{\sqrt{\rho}} \quad (6.24)$$

где μ — динамический коэффициент вязкости жидкости при 20 °С, мПа·с; ρ — плотность жидкости, кг/м³.

Значения коэффициентов диффузии некоторых газов в воде приведены в табл. XLIII.

Коэффициент диффузии в разбавленных растворах может быть вычислен также по формуле:

$$D_{ж} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta M)^{1/2} T}{\mu \nu^{0,6}} \quad (6.25)$$

где $D_{ж}$ — коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; M — молярная масса растворителя; ν — молярный объем диффундирующего вещества; T — температура, К; μ — динамический коэффициент вязкости растворителя, $\text{мПа} \cdot \text{с}$; β — параметр, учитывающий ассоциацию молекул растворителя и равный:

для воды	2,6
» метилового спирта	1,9
» этилового спирта	1,5
» бензола, эфира, гептана	1

11. Материальный баланс абсорбера (рис. 6.2).

При расчете абсорбера с нелетучим жидким поглотителем массовые (или молярные) расходы поглотителя и инертного, нерастворяющегося в жидкости газа будут постоянными по высоте абсорбера. Выражая концентрации поглощаемого компонента в газе и жидкости в относительных массовых (или молярных) единицах, получим уравнение материального баланса (в массовых единицах):

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_b) = L(\bar{X}_n - \bar{X}_b) \quad (6.26)$$

где M — расход поглощаемого компонента, $\text{кг}/\text{с}$; G и L — расходы инертного газа и жидкого поглотителя, $\text{кг}/\text{с}$; $\bar{Y}_n$ и $\bar{Y}_b$ — концентрации поглощаемого компонента в газе в низу и на верху абсорбера, $\text{кг}/\text{кг}$ инертного газа; $\bar{X}_n$ и $\bar{X}_b$ — то же в жидкости в низу и на верху абсорбера, $\text{кг}/\text{кг}$ жидкого поглотителя.

В координатах $Y - X$ уравнение (6.26), при постоянных G и L , выражает отрезок прямой, проходящей через точки $B[\bar{X}_n, \bar{Y}_n]$ и $A[\bar{X}_b, \bar{Y}_b]$ — см. рис. 6.3.

Уравнение этой прямой — рабочей линии:

$$\bar{Y} = \bar{Y}_b + \frac{L}{G}(\bar{X} - \bar{X}_n) \quad (6.27)$$

или

$$\bar{Y} = \bar{Y}_n + \frac{L}{G}(\bar{X} - \bar{X}_b) \quad (6.28)$$

где Y и X — переменные по высоте колонны концентрации поглощаемого компонента в контактирующих неравновесных потоках газа и жидкости в данном сечении абсорбера — рис. 6.2.

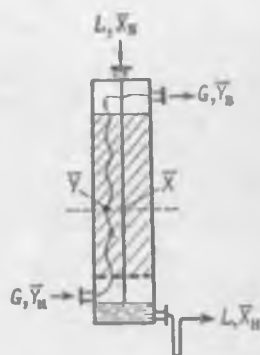


Рис. 6.2. Схема абсорбера.

Расход жидкого поглотителя:

$$L = \varphi L_{\text{мин}}$$

(6.29)

где $\varphi > 1$ — коэффициент избытка поглотителя; $L_{\text{мин}}$ — теоретически минимальный расход поглотителя, определяемый графическим (см. рис. 6.3) или аналитическим путем

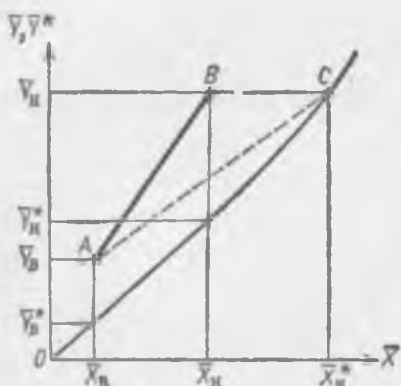


Рис. 6.3. Рабочая и равновесная линии абсорбера:

AB — рабочая линия при расходе поглотителя L ; AC — рабочая линия при расходе поглотителя $L_{\text{мин}}$; OC — равновесная линия $\bar{Y}^* = f(\bar{X})$.

поглощаемого компонента, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{кг инертного газа}}}$

делается следующим образом.

Если в пределах от $\bar{X}_в$ до $\bar{X}_н$ (рис. 6.3) линия равновесия прямая, то

$$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{Y}_н - \Delta \bar{Y}_в}{2,3 \lg \frac{\Delta \bar{Y}_н}{\Delta \bar{Y}_в}} \quad (6.32)$$

где $\Delta \bar{Y}_н$ и $\Delta \bar{Y}_в$ — концевые движущие силы; $\Delta \bar{Y}_н = \bar{Y}_н - \bar{Y}_н^*$ — в низу абсорбера при $\bar{X} = \bar{X}_н$; $\Delta \bar{Y}_в = \bar{Y}_в - \bar{Y}_в^*$ — на верху абсорбера при $\bar{X} = \bar{X}_в$.

Когда отношение $\Delta \bar{Y}_н$ и $\Delta \bar{Y}_в$ находится в пределах

$$0,5 < \frac{\Delta \bar{Y}_н}{\Delta \bar{Y}_в} < 2$$

среднюю движущую силу в абсорбере можно рассчитывать по более простой формуле:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{Y}_н + \Delta \bar{Y}_в}{2} \quad (6.33)$$

$$L_{\text{мин}} = \frac{M}{\bar{X}_н^* - \bar{X}_в} \quad (6.30)$$

Степенью поглощения (или извлечения) называется величина

$$c_n = \frac{\bar{Y}_н - \bar{Y}_в}{\bar{Y}_н} = \frac{Y_n - Y_v}{Y_n} \quad (6.30a)$$

12. Средняя движущая сила в абсорбере с непрерывным контактом фаз.

В общем уравнении массопередачи

$$F = \frac{M}{K_y \Delta \bar{Y}_{\text{ср}}} \quad (6.31)$$

(где F — поверхность массопередачи в абсорбере, м^2 ; M — расход

поглощаемого компонента, кг/с ; K_y — коэффициент массопередачи, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{кг инертного газа}}}$) средняя движущая сила $\Delta \bar{Y}_{\text{ср}}$ опре-

Если же линия равновесия не прямая, то

$$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_в}{\bar{Y}_н} \int_{\bar{Y}_в}^{\bar{Y}_н} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*} \quad (6.34)$$

Величину интеграла в знаменателе последнего уравнения находят графическим построением или методом графического интегрирования. Другой метод расчета при криволинейной линии равновесия: разбивают равновесную линию на участки, принимаемые приближенно за отрезки прямых, и для каждого участка в отдельности определяют среднюю движущую силу по уравнению (6.32) или (6.33).

При расчетах абсорберов движущую силу часто выражают в единицах давления — см. пример 6.9.

13. Определение диаметра насадочного абсорбера.

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

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w}} \quad (6.35)$$

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

Скорость газа w находят следующим путем.

Сначала рассчитывают фиктивную скорость газа w_3 в точке захлебывания (инверсии) по уравнению (при $\rho_{\text{ж}} \gg \rho_{\text{г}}$):

$$\lg \left(\frac{w_3^2 \sigma \rho_{\text{г}} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125} \quad (6.36)$$

Здесь σ — удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$; $V_{\text{св}}$ — свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; $\rho_{\text{г}}$ и $\rho_{\text{ж}}$ — плотности газа и жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\mu_{\text{ж}}$ — динамический коэффициент вязкости жидкости, $\text{мПа} \cdot \text{с}$; L и G — массовые расходы жидкости и газа, $\text{кг}/\text{с}$; $A = 0,022$ для насадки из колец или спиралей [6.2].

Затем определяют рабочую скорость газа w (фиктивную), принимая для абсорберов, работающих в пленочном режиме

$$w = (0,75 \div 0,9) w_3 \quad (6.37)$$

Фиктивная скорость газа в насадочных колоннах, работающих при так называемом оптимальном гидродинамическом режиме (режиме начала подвисания), может быть определена из уравнения:

$$\text{Re}_r = 0,045 \text{Ar}^{0,57} \left(\frac{\sigma}{L} \right)^{0,43} \quad (6.38)$$

где

$$\text{Re}_r = \frac{w d_3 \rho_{\text{г}}}{V_{\text{св}} \mu_{\text{г}}} = \frac{4 w \rho_{\text{г}}}{\sigma \mu_{\text{г}}} \quad (6.38a)$$

$w/V_{св}$ — скорость газа в свободном сечении насадки, м/с;

$$Ar = \frac{d_s^3 \rho_s \rho_{ж} g}{\mu_r^2} \quad (6.386)$$

$$d_s = 4V_{св}/\sigma \text{ [см. уравнение (1.56)]}$$

μ_r — динамический коэффициент вязкости газа, Па·с.

14. Определение высоты насадочного абсорбера.

а) Через высоту единицы переноса (ВЕП).

Поверхность контакта фаз в абсорбере при пленочном режиме работы:

$$F = H_n S \sigma \psi \quad (6.39)$$

где H_n — высота слоя насадки, м; $S = \pi D^2/4$ — площадь поперечного сечения колонны, м²; D — диаметр колонны, м; σ — удельная поверхность сухой насадки, м²/м³; ψ — коэффициент смоченности насадки, безразмерный — расчет величины этого коэффициента см. [6.2].

Высота слоя насадки:

$$H_n = \frac{G}{K_y S \sigma \psi} \int_{\bar{Y}_n}^{\bar{Y}_n} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*} = h_{0y} n_{0y} \quad (6.40)$$

где G — постоянный по высоте колонны расход инертного газа, кг/с или кмоль/с; K_y — средний коэффициент массопередачи, кг/(м²·с $\frac{\text{кг}}{\text{кг инертного газа}}$) или кмоль/(м²·с $\frac{\text{кмоль}}{\text{кг инертного газа}}$);

$h_{0y} = \frac{G}{K_y S \sigma \psi}$ — высота единицы переноса, м; $n_{0y} = \int_{\bar{Y}_n}^{\bar{Y}_n} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}$ — общее

число единиц переноса.

Из уравнения (6.34) следует:

$$n_{0y} = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_n}{\Delta Y_{ср}} \quad (6.41)$$

При прямолинейной равновесной зависимости среднюю движущую силу $\Delta Y_{ср}$ рассчитывают по уравнению (6.32) или (6.33), при криволинейной равновесной зависимости число единиц переноса n_{0y} находят графическим построением или методом графического интегрирования — см. пример 6.10.

Объемным коэффициентом массопередачи K_{yV} называют величину

$$K_{yV} = K_y \sigma \psi = K_y a \quad (6.42)$$

где $a = \sigma \psi$ — удельная смоченная (активная) поверхность насадки, м²/м³; при $\psi = 1$ $a = \sigma$.

Применяя объемный коэффициент массопередачи, получаем для высоты единицы переноса:

$$h_{0y} = \frac{G}{K_y S \sigma \psi} = \frac{G}{K_{yv} S} \quad (6.43)$$

б) Через высоту, эквивалентную теоретической тарелке (ВЭТТ).

Высота слоя насадки H_n может быть рассчитана также по уравнению:

$$H_n = h_z n_T \quad (6.44)$$

где h_z — высота, эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ) или теоретической ступени (ВЭТС), м (определяется по экспериментальным данным); n_T — число теоретических тарелок (ступеней изменения концентрации).

Число теоретических тарелок — ступеней изменения концентрации в абсорбере определяют обычно графическим путем (рис. 6.4). На этом рисунке AB — рабочая линия, построенная по уравнению (6.27) или (6.28), OC — равновесная линия.

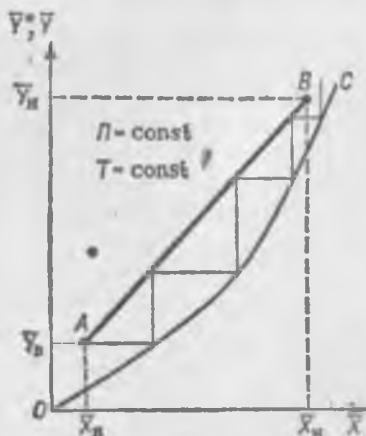


Рис. 6.4. Графическое определение числа ступеней изменения концентрации (теоретических тарелок) в абсорбере.

15. Критериальные формулы для расчета коэффициентов массоотдачи в насадочных абсорберах с неупорядоченной насадкой (навалом) при пленочном режиме.

а) Для газовой фазы:

$$Nu'_r = 0,407 Re_r^{0,655} (Pr'_r)^{0,33} \quad (6.45)$$

где

$$Nu'_r = \frac{\beta_r d_n}{D_r}$$

$$Re_r = \frac{4 w \rho_r}{\sigma \mu_r} \text{ — уравнение (6.38a)}$$

$$Pr'_r = \frac{\mu_r}{\rho_r D_r}$$

β_r — коэффициент массоотдачи для газа, $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}} = \frac{\text{м}}{\text{с}}$; D_r —

коэффициент диффузии поглощаемого компонента в газе, $\text{м}^2/\text{с}$. Остальные обозначения — см. формулы (6.36) и (6.39).

Уравнение (6.45) справедливо при значениях Re_r от 10 до 10 000.

б) Для жидкой фазы:

$$Nu'_ж = 0,0021 Re_{ж}^{0,75} (Pr'_ж)^{0,5} \quad (6.46)$$

где

$$Nu'_ж = \frac{\beta_{ж} \delta_{пр}}{D_{ж}}; \quad Re_{ж} = \frac{4L}{S\sigma\psi\mu_{ж}}; \quad Pr'_ж = \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж}D_{ж}};$$

$\beta_{ж}$ — коэффициент массоотдачи для жидкости, м/с; $\delta_{пр} = \left(\frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}g} \right)^{1/3}$ — так называемая приведенная толщина жидкой пленки, м; $D_{ж}$ — коэффициент диффузии поглощаемого компонента в жидкости, м²/с; L — массовый расход жидкости, кг/с.

Выражение для критерия $Re_{ж}$ получено следующим путем.

Обозначения — см. уравнения (6.36) и (6.39).

Омываемый жидкостью периметр сечения абсорбера находим из уравнения (6.39):

$$\Pi = F/H_{ж} = S\sigma\psi \quad (6.47)$$

Скорость течения пленки жидкости через насадку:

$$w_{ж. пл} = \frac{L}{\rho_{ж}\Pi\delta} = \frac{L}{\rho_{ж}S\sigma\psi\delta} \quad (6.48)$$

где δ — средняя толщина пленки, м.

Эквивалентный диаметр жидкой пленки:

$$d_{пл} = 4\Pi\delta/\Pi = 4\delta \quad (6.49)$$

Подставляя эти значения в выражение для критерия $Re_{ж}$, получаем:

$$Re_{ж} = \frac{w_{ж. пл} d_{пл} \rho_{ж}}{\mu_{ж}} = \frac{4L}{S\sigma\psi\mu_{ж}} \quad (6.50)$$

16. Определение диаметра и высоты тарельчатой абсорбционной колонны проводится так же, как и для тарельчатых ректификационных колонн — см. гл. 7. Диаметр тарельчатого абсорбера рассчитывают по уравнениям (7.16) и (7.17). Высоту тарельчатой части абсорбера H_T определяют по уравнению (7.18). Требуемое число тарелок находят графически с применением кинетических зависимостей для расчета коэффициентов массопередачи или ВЕП. При приближенных расчетах для определения числа тарелок находят графически число ступеней изменения концентрации (рис. 6.4) и затем число тарелок n по уравнению (7.19).

ПРИМЕРЫ

Пример 6.1. Жидкая смесь содержит 58,8% (мол.) толуола и 41,2% (мол.) четыреххлористого углерода (ч. х. у.). Определить относительную массовую концентрацию толуола $\bar{X}$ (в $\frac{\text{кг толуола}}{\text{кг ч. х. у.}}$) и его объемную массовую концентрацию $\bar{C}_x$ (в кг/м³).

Решение. Относительная массовая концентрация толуола:

$$\bar{X} = \frac{M_{\text{тол}}}{M_{\text{ч. х. у}}(1-x)}$$

где $M_{\text{тол}}$ — мольная масса толуола (92 кг/кмоль); $M_{\text{ч. х. у}}$ — то же четыреххлористого углерода (154 кг/кмоль); x — мольная доля толуола.

Имеем:

$$\bar{X} = \frac{92 \cdot 0,588}{154 \cdot 0,412} = 0,853 \frac{\text{кг толуола}}{\text{кг ч. х. у}}$$

Чтобы рассчитать объемную массовую концентрацию толуола $\bar{C}_x$, необходимо знать плотность смеси $\rho_{\text{см}}$. Для расчета плотности предварительно найдем массовую долю толуола $\bar{x}$.

По табл. 6.2:

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

Далее по табл. IV находим: плотность толуола $\rho_{\text{тол}} = 870 \text{ кг/м}^3$, плотность четыреххлористого углерода $\rho_{\text{ч. х. у}} = 1630 \text{ кг/м}^3$.

Считая, что изменение объема при смешении не происходит, т.е. объем смеси равен сумме объемов компонентов, находим объем 1 кг смеси

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

откуда плотность смеси

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

Можно рассчитать $\rho_{\text{см}}$ и так:

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

Объемная массовая концентрация толуола:

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

Пример 6.2. Воздух атмосферного давления при температуре 34°C насыщен водяным паром. Определить парциальное давление воздуха, объемный и массовый % пара в воздушно-паровой смеси и его относительную массовую концентрацию, считая оба компонента смеси идеальными газами. Атмосферное давление 745 мм рт. ст. Определить также плотность воздушно-паровой смеси, сравнить ее с плотностью сухого воздуха.

Решение. По табл. XXXVIII находим, что при $t = 34^\circ\text{C}$ давление насыщенного водяного пара составляет 39,9 мм рт. ст. Это давление является парциальным давлением водяного пара p_n в

воздушно-паровой смеси, а парциальное давление воздуха равняется:

$$p_a = P - p_n = 745 - 39,9 \approx 705 \text{ мм рт. ст.}$$

Мольная (объемная) доля водяного пара в смеси:

$$y = p_n / P = 39,9 / 745 = 0,0535$$

Массовая доля пара:

$$\bar{y} = \frac{M_n y}{M_n y + M_a (1 - y)} = \frac{18 \cdot 0,0535}{18 \cdot 0,0535 + 29 \cdot 0,9465} = 0,0339$$

Относительная массовая концентрация:

$$\bar{y} = \frac{\theta}{1 - \bar{y}} = \frac{0,0339}{0,9661} = 0,0351; \frac{\text{кг пара}}{\text{кг воздуха}}$$

Плотность воздушно-паровой смеси рассчитываем как сумму плотностей компонентов, взятых каждая при своем парциальном давлении:

$$\begin{aligned} \rho_{см} &= \rho_a + \rho_n = \frac{M_a p_a T_0}{22,4 T P_0} + \frac{M_n p_n T_0}{22,4 T P_0} = \frac{T_0}{22,4 T P_0} (M_a p_a + M_n p_n) = \\ &= \frac{273}{22,4 \cdot 307 \cdot 760} (29 \cdot 705 + 18 \cdot 39,9) = 1,105 \text{ кг/м}^3 \end{aligned}$$

Можно рассчитать плотность смеси иначе.

Мольная масса смеси:

$$M_{см} = M_n y + M_a (1 - y) = 18 \cdot 0,0535 + 29 \cdot 0,9465 = 28,4 \text{ кг/кмоль}$$

Плотность смеси при $P = 745$ мм рт. ст. и $t = 34^\circ \text{C}$:

$$\rho_{см} = \frac{M_{см} P T_0}{22,4 P_0 T} = \frac{28,4 \cdot 745 \cdot 273}{22,4 \cdot 760 \cdot 307} = 1,105 \text{ кг/м}^3$$

Плотность сухого воздуха при тех же давлении и температуре:

$$\rho_{с. в} = \frac{M_a P T_0}{22,4 T P_0} = \frac{29 \cdot 745 \cdot 273}{22,4 \cdot 307 \cdot 760} = 1,13 \text{ кг/м}^3$$

Пример 6.3. При температуре 25°C приведены в соприкосновение: воздух атмосферного давления, содержащий 14% (об.) 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 начальный момент времени (в относительных мольных концентрациях). Атмосферное давление 765 мм рт. ст. Равновесные концентрации ацетилена в газовой и в жидкой фазах определяются законом Генри.

Решение. Закон Генри [уравнение (6.2)]:

$$p^* = E x$$

По табл. ХLI находим, что при $t = 25^\circ \text{C}$ коэффициент Генри $E = 1,01 \cdot 10^6$ мм рт. ст.

Парциальное давление ацетилена в воздухе по уравнению (6.1):

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

а) Мольная доля ацетилена в воде при $\bar{X} = 0,29 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг ацетилена}}{\text{кг воды}}$ (табл. 6.2):

$$x = \frac{\bar{X}}{\bar{X} + \frac{M_{\text{вв}}}{M_{\text{в}}}} = \frac{0,29 \cdot 10^{-3}}{0,29 \cdot 10^{-3} + \frac{26}{18}} \approx \frac{18 \cdot 0,29 \cdot 10^{-3}}{26} = 0,2 \cdot 10^{-3}$$

Ответы на вопросы примера могут быть получены двумя путями.

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

$$p^* = Ex = 1,01 \cdot 10^5 \cdot 0,2 \cdot 10^{-3} = 202 \text{ мм рт. ст.}$$

Имеющееся в действительности над этой жидкостью парциальное давление ацетилена меньше: $p = 107 \text{ мм рт. ст.}$ Чтобы в процессе массопередачи система газ — жидкость приближалась к состоянию равновесия, парциальное давление ацетилена в газовой фазе должно увеличиваться, т. е. он будет переходить из воды в воздух.

Движущая сила этого процесса перехода (отклонение от состояния равновесия) в начальный момент времени будет равна: в единицах парциального давления ацетилена

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

в мольных долях

$$\Delta y = y^* - y = \frac{202}{765} - 0,14 = 0,264 - 0,14 = 0,124$$

в относительных мольных концентрациях

$$\begin{aligned} \Delta Y = Y^* - Y &= \frac{y^*}{1 - y^*} - \frac{y}{1 - y} = \frac{0,264}{1 - 0,264} - \frac{0,14}{1 - 0,14} = \\ &= 0,359 - 0,163 = 0,196 \frac{\text{кмоль ацетилена}}{\text{кмоль воздуха}} \end{aligned}$$

II. В условиях равновесия с газовой фазой, в которой парциальное давление ацетилена равняется 107 мм рт. ст., вода по закону Генри должна иметь концентрацию ацетилена (в мольных долях):

$$x^* = \frac{p}{E} = \frac{107}{1,01 \cdot 10^5} = 0,106 \cdot 10^{-3}$$

Имеющаяся в действительности мольная доля ацетилена в воде больше: $x = 0,2 \cdot 10^{-3}$. Для того чтобы в процессе массоперехода система приближалась к состоянию равновесия, мольная

доля ацетилен в воде должна уменьшаться, т. е. ацетилен будет переходить из воды в воздух.

Движущая сила этого процесса перехода в начальный момент времени (считая ее по концентрации в жидкой фазе):
в мольных долях

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

в относительных мольных концентрациях

$$\Delta X = X - X^* = \frac{x}{1-x} - \frac{x^*}{1-x^*}$$

Так как в данном примере x и x^* оба много меньше единицы, то в знаменателях последнего уравнения ими можно пренебречь и

$$\Delta X = x - x^* = 0,094 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль ацетилена}}{\text{кмоль воды}}$$

б) Мольная доля ацетилен в воде:

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

Перехода ацетилен из одной фазы в другую не будет, так как соприкасающиеся фазы находятся в равновесии:

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

Пример 6.4. В массообменном аппарате, работающем под давлением $p_{\text{абс}} = 3,1 \text{ кгс/см}^2$, коэффициенты массоотдачи имеют следующие значения: $\beta_y = 1,07 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta y = 1)}$, $\beta_x = 22 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta x = 1)}$.

Равновесные составы газовой и жидкой фаз характеризуются законом Генри $p^* = 0,08 \cdot 10^6 x$. Определить: а) коэффициенты массопередачи K_y и K_x ; б) во сколько раз диффузионное сопротивление жидкой фазы отличается от диффузионного сопротивления газовой фазы.

Решение. Приведем уравнение равновесия к виду $y^* = mx$:

$$y^* = \frac{p^*}{P} = \frac{0,08 \cdot 10^6}{3,1 \cdot 735} x = 35,1x$$

Находим коэффициенты массопередачи:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} = \frac{1}{\frac{1}{1,07} + \frac{35,1}{22}} = \frac{1}{0,935 + 1,595} = 0,396 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta y = 1)}$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}} = \frac{1}{\frac{1}{35,1 \cdot 1,07} + \frac{1}{22}} = \frac{1}{0,0266 + 0,0455} = 13,9 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta x = 1)}$$

Проверка:

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

Отношение диффузионных сопротивлений жидкой и газовой фаз при движущей силе Δy :

$$\frac{m}{\beta_x} : \frac{1}{\beta_y} = \frac{1,595}{0,935} = 1,71$$

Такое же отношение будет и при движущей силе Δx .

Диффузионное сопротивление жидкой фазы в 1,71 раза больше сопротивления газовой фазы.

Пример 6.5. В массообменном аппарате — абсорбере коэффициент массопередачи $K_y = 10,4 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}}$. Инертный газ (не пе-

реходящий в жидкость) — азот. Давление $p_{\text{абс}}$ в аппарате 760 мм рт. ст., температура 20 °С. Определить значения коэффициента массопередачи K_y в следующих единицах: 1) $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot (\Delta y = 1)}$;

2) $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.}}$; 3) $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{кг инертного газа}}}$.

Решение. Напишем равенства:

$$M = K_y \Delta C_y F = K'_y \Delta y F = K''_y \Delta p F$$

где M — мольный расход переходящего в жидкость компонента, кмоль/ч.

Отсюда:

$$1) K_y \Delta C_y = K'_y \Delta y.$$

$$K'_y = K_y \frac{\Delta C_y}{\Delta y}$$

Из табл. 6.2:

$$C_y = \frac{p}{M_{\text{см}}} y = \frac{\Pi T_0}{22,4 \Pi_0 T} y$$

В данном примере $\Pi = \Pi_0$ и

$$\frac{\Delta C_y}{\Delta y} = \frac{T_0}{22,4 T} = \frac{273}{22,4 \cdot 293} = 0,0416$$

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

$$2) K'_y \Delta y = K''_y \Delta p.$$

По уравнению (6.1):

$$y = \frac{p}{\Pi}; \quad \Delta y = \frac{\Delta p}{\Pi}$$

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

$$\text{или} \quad \frac{5,69 \cdot 10^{-4}}{3600 \cdot 133,3} = 1,19 \cdot 10^{-9} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}}$$

з) из равенств

$$W = M_{\kappa} M - M_{\kappa} K'_y \Delta y F = K'''_y \Delta \bar{Y} F$$

(где W — массовый расход переходящего компонента, кг/ч) находим:

$$K'''_y = K'_y M_{\kappa} \frac{\Delta y}{\Delta \bar{Y}}$$

По табл. 6.2:

$$\bar{Y} = \frac{M_{\kappa} y}{M_{\text{н.г}} (1 - y)}$$

Здесь M_{κ} и $M_{\text{н.г}}$ — молярные массы переходящего компонента и инертного газа. При малых значениях y :

$$\bar{Y} \approx \frac{M_{\kappa}}{M_{\text{н.г}}} y$$

Отсюда

$$\frac{\Delta y}{\Delta \bar{Y}} \approx \frac{M_{\text{н.г}}}{M_{\kappa}}$$

$$K'''_y = K'_y \frac{M_{\kappa} \Delta y}{\Delta \bar{Y}} = K'_y M_{\text{н.г}} = 0,433 \cdot 28 = 12,1 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \cdot \text{ч} \frac{\text{кг}}{\text{кг инертного газа}}}$$

Пример 6.6. Вычислить коэффициент диффузии сероводорода в воде при 40 °С.

Решение. Сначала вычислим коэффициент диффузии при 20 °С по формуле (6.22):

$$D_{20} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}$$

Для сероводорода

$$\begin{aligned} A &= 1 \\ v_A &= 2 \cdot 3,7 + 25,6 = 33,0 \text{ (табл. 6.3)} \\ M_A &= 34 \end{aligned}$$

Для воды

$$\begin{aligned} B &= 4,7 \\ \mu &= 1 \text{ сП} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с} \\ v_B &= 2 \cdot 3,7 + 7,4 = 14,8 \\ M_B &= 18 \end{aligned}$$

Подставляем эти значения в формулу (6.22):

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

Вычисляем температурный коэффициент b по формуле (6.24):

$$b = \frac{0,2 \sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\rho}} = \frac{0,2 \sqrt{1}}{\sqrt[3]{1000}} = 0,02$$

Искомый коэффициент диффузии по формуле (6.23) равняется:

$$D_{40} = 1,93 \cdot 10^{-9} [1 + 0,02 (40 - 20)] = 2,7 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$$

Для сравнения рассчитаем коэффициент диффузии сероводорода в воде при 40 °С по формуле (6.25):

$$D_{40} = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (2,6 \cdot 18)^{0,5} \cdot 313}{0,656 \cdot 33^{0,6}} = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} \cdot 6,83 \cdot 313}{0,656 \cdot 8,15} = 2,96 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$$

Здесь 0,656 сП — динамический коэффициент вязкости воды при 40 °С (табл. VI).

Пример 6.7. Определить расход серной кислоты для осушки воздуха при следующих данных. Производительность скруббера 500 м³/ч (считая на сухой воздух при нормальных условиях). Начальное содержание влаги в воздухе 0,016 кг/кг сухого воздуха, конечное содержание 0,006 кг/кг сухого воздуха. Начальное содержание воды в кислоте 0,6 кг/кг моногидрата, конечное содержание 1,4 кг/кг моногидрата. Осушка воздуха производится при атмосферном давлении.

Решение. Массовый расход воздуха:

$$G = 500 \cdot 1,293 = 646 \text{ кг/ч}$$

где 1,293 кг/м³ — плотность воздуха при нормальных условиях. По уравнению (6.26) расход серной кислоты (моногидрата)

$$L = G \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_b}{\bar{X}_n - \bar{X}_b} = 646 \frac{0,016 - 0,006}{1,4 - 0,6} = 8,1 \text{ кг/ч}$$

Пример 6.8. Скруббер для поглощения паров ацетона из воздуха орошается водой в количестве 3000 кг/ч. Средняя температура в скруббере 20 °С. Через скруббер пропускается под атмосферным давлением смесь воздуха с парами ацетона, содержащая 6% (об.) ацетона. Чистого воздуха в этой смеси содержится 1400 м³/ч (считая на нормальные условия). В скруббере улавливается 98% ацетона.

Уравнение линии равновесия:

$$Y^* = 1,68X$$

где X и Y^* выражены в киломолях ацетона на 1 кмоль второго компонента, т. е. воды или воздуха.

Найти диаметр и высоту скруббера, заполненного керамическими кольцами размером 25 × 25 × 3 мм. Скорость газа принять на 25% меньше скорости захлебывания.

Коэффициент массопередачи $K_v = 0,4$ кмоль ацетона / (м² · ч × $\times \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}$). Коэффициент смоченности насадки принять равным единице.

Решение. Количество поглощаемого ацетона:

$$M = \frac{V_n \cdot \gamma_n \cdot c_n}{(1 - \gamma_n) 22,4} = \frac{1400 \cdot 0,06 \cdot 0,98}{0,94 \cdot 22,4} = 3,9 \text{ кмоль/ч}$$

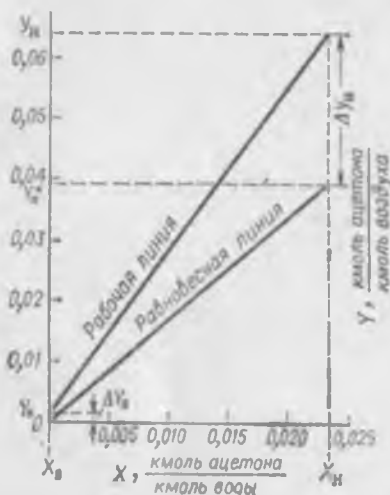
где $c_n = 0,98$ — степень поглощения.

Начальная концентрация ацетона в воде, подаваемой на верх скруббера, $X_n = 0$.

Конечная концентрация ацетона в воде, вытекающей внизу из скруббера:

$$X_n = \frac{M}{L/M_n} = \frac{3,9}{3000/18} = 0,0234 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воды}}$$

Начальная концентрация ацетона в воздухе внизу при входе в скруббер:



$$Y_n = \frac{y_n}{1 - y_n} = \frac{0,06}{0,94} = 0,0639 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}$$

Конечная концентрация ацетона в воздухе, выходящем из скруббера:

$$Y_n = \frac{y_n(1 - c_n)}{1 - y_n} = \frac{0,06 \cdot 0,02}{0,94} = 0,00128 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}$$

По этим точкам на диаграмме $Y-X$ (рис. 6.5) нанесена рабочая линия; ниже проведена равновесная линия по уравнению $Y^* = 1,68X$.

Рис. 6.5 (к примеру 6.8).

Находим движущую силу абсорбции в низу скруббера:

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

Значение Y_n^* находим по уравнению равновесной линии для X_n , соответствующего низу скруббера:

$$Y_n^* = 1,68X_n = 1,68 \cdot 0,0234 = 0,0393 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}$$

Движущая сила абсорбции на верху скруббера:

$$\Delta Y_n = Y_n - Y_n^* = 0,00128 - 0 = 0,00128 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}$$

Средняя движущая сила:

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{\Delta Y_n - \Delta Y_n}{2,3 \lg \frac{\Delta Y_n}{\Delta Y_n}} = \frac{0,0246 - 0,00128}{2,3 \lg \frac{0,0246}{0,00128}} = 0,0079 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}$$

Требуемую поверхность массопередачи находим по уравнению:

$$F = \frac{M}{K_y \Delta Y_{cp}} = \frac{3,9}{0,4 \cdot 0,0079} = 1230 \text{ м}^2$$

Объем слоя керамических колец, необходимый для создания найденной поверхности, при $\psi = 1$ [см. уравнение (6.39)]:

$$V = H_n S = F/\sigma = 1230/204 = 6 \text{ м}^3$$

где $\sigma = 204 \text{ м}^2/\text{м}^3$ — удельная поверхность насадки (табл. XVII).
Определим сечение скруббера.

По уравнению (6.36) вычисляем фиктивную скорость газа в точке инверсии, пренебрегая небольшим содержанием ацетона в жидкости и газе.

Значения входящих в уравнение величин:

$$L = 3000 \text{ кг/ч} \quad \rho_r = \rho_0 \frac{T_0}{T} = 1,293 \frac{273}{293} = 1,2 \text{ кг/м}^3$$

$$G = 1400 \cdot 1,293 = 1810 \text{ кг/ч}; \quad \rho_{ж} = 1000 \text{ кг/м}^3$$

$$L/G = 3000/1810 = 1,66; \quad \rho_r/\rho_{ж} = 1,2/1000 = 0,0012$$

$$\mu_{ж} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}; \quad V_{св} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ (табл. XVII)}$$

Подставляем эти значения в формулу (6.36):

$$\lg \left(\frac{w_s^2 \cdot 204 \cdot 0,0012}{9,81 \cdot 0,74^3} 1^{0,16} \right) = 0,022 = 1,75 \cdot 1,66^{0,25} \cdot 0,0012^{0,125}$$

или

$$\lg 0,0616 w_s^2 = -0,825$$

откуда $w_s = 1,56 \text{ м/с}$.

По условию берем рабочую фиктивную скорость газа w на 25% меньше:

$$w = 0,75 w_s = 0,75 \cdot 1,56 = 1,17 \text{ м/с}$$

Площадь поперечного сечения скруббера:

$$S = \frac{G}{3600 w \rho_r} = \frac{1810}{3600 \cdot 1,17 \cdot 1,2} = 0,358 \text{ м}^2$$

Отсюда диаметр скруббера

$$D = \sqrt{\frac{0,358}{0,785}} = 0,675 \text{ м}$$

Требуемая высота насадки:

$$H_n = V/S = 6/0,358 = 16,8 \text{ м}$$

Блок-схема алгоритма решения примера 6.8:

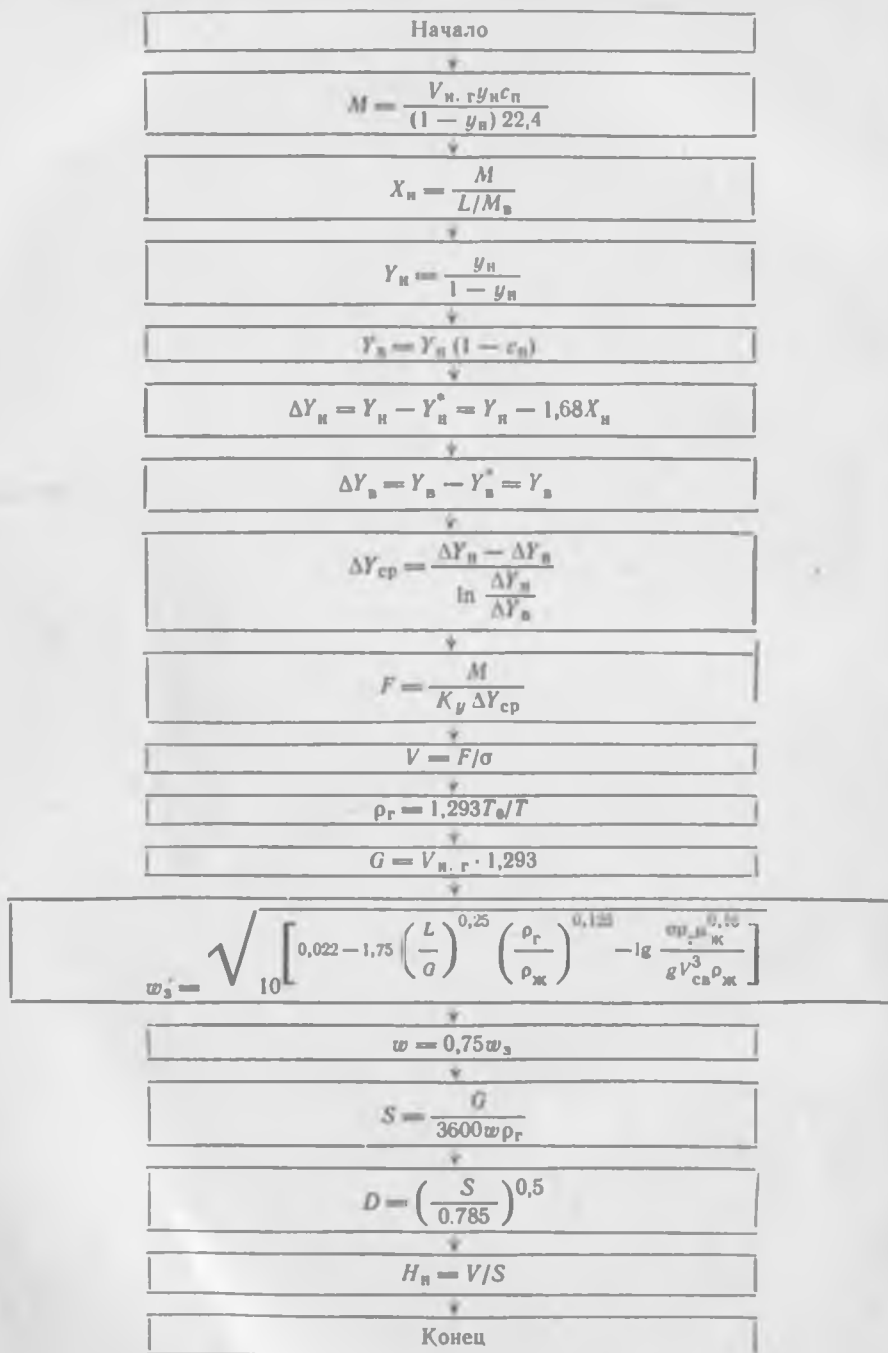


Таблица идентификаторов приведена ниже (табл. 6.4).

Таблица 6.4

Величина	M	V _{н.г}	y _н	c _п	X _н	L	Y _н	Y _в	ΔY _н	ΔY _в	ΔY _{ср}	F
Идентификатор	M	VO	yn	c	XN	L	YN	YB	DYN	DYB	DYSR	F

K _y	V	σ	ρ _r	T	G	w _з	μ _ж	V _{св}	w	S	D	H _n
ky	V	sigma	r	T	G	wz	mug	VSV	w	S	D	H

Алгольная запись программы:

Begin real M, VO, yn, c, XN, L, YN, YB, DYN, DYB,
DYSR, F, ky, V, sigma, r, T, G, wz, mug,
VSV, w, S, D, H;

Ввод (VO, yn, c, L, ky, sigma, T, mug, VSV);

M := VO × yn × c / (1 - yn) / 22.4;

XN := M / L / 18;

YN := yn / (1 - yn); YB := YN × (1 - c);

DYN := YN - 1.68 × XN; DYB := YB;

DYSR := DYN - DYB / ln(DYN / DYB); F := M / ky / DYSR;

V := F / sigma; r := 1.293 × 273 / T; G := 1.293 × VO;

wz := sqrt (10 ↑ (.022 - 1.75 × (L / G) ↑ .25 × (r / 1000) ↑ .125 -

ln (sigma × r × mug ↑ .16 / 9.81 / VSV ↑ 3 / 1000) / 2.3));

w := .75 × wz; S := G / 3600 / w / r;

D := sqrt (S / .785); H := V / S;

Вывод (H, D); end.

В случае ввода информации в ЭЦВМ с помощью перфоленты числовая информация имеет вид:

1400, .06, .98, 3000, .4, 204, 293, 1, .74

Пример 6.9. Определить коэффициент массопередачи в водяном скруббере при поглощении из газа двуокиси углерода по следующим данным. В скруббер поступает 5000 м³/ч газовой смеси, считая при атмосферном давлении и при рабочей температуре. На скруббер подается 650 м³/ч чистой воды. Начальное содержание двуокиси углерода в газе 28,4% (об.), конечное (вверху скруббера) 0,2% (об.). Давление в скруббере $p_{\text{вс}} = 16,5$ кгс/см². Температура 15 °С. В нижнюю часть скруббера загружено 3 т керамических колец 50 × 50 × 5 мм. Выше загружено 17 т колец 35 × 35 × 4 мм. Коэффициент смоченности считать равным единице.

Решение. Вычислим суммарную поверхность всех колец. Поверхность колец $50 \times 50 \times 5$ мм:

$$f_1 = \frac{G_1}{\rho_1} \sigma_1 = \frac{3000}{530} 87,5 = 495 \text{ м}^2$$

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 (табл. XVII).

Аналогично вычисляем поверхность колец $35 \times 35 \times 4$ мм:

$$f_2 = \frac{G_2}{\rho_2} \sigma_2 = \frac{17\,000}{505} 140 = 4717 \text{ м}^2$$

Суммарная поверхность всех колец:

$$F = f_1 + f_2 = 495 + 4717 = 5212 \text{ м}^2$$

Определим количество двуокиси углерода, поглощенной водой.

Начальное количество двуокиси углерода в газе (в низу скруббера):

$$V_{\text{нCO}_2} = V_{\text{нсм}} y_{\text{н}} = 5000 \cdot 0,284 = 1420 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество двуокиси углерода в выходящем газе (в верху скруббера):

$$V_{\text{вCO}_2} = V_{\text{всм}} y_{\text{в}} = \frac{V_{\text{нсм}} - V_{\text{нCO}_2}}{1 - y_{\text{н}}} y_{\text{в}} = \frac{5000 - 1420}{1 - 0,002} 0,002 = 7,2 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Поглощается водой:

$$\begin{aligned} V_{\text{погл}} &= V_{\text{нCO}_2} - V_{\text{вCO}_2} = 1420 - 7,2 = \\ &= 1412,8 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (\rho = 1 \text{ кгс/см}^3, \text{ или } \sim 0,1 \text{ МПа, и } t = 15^\circ \text{C}) \end{aligned}$$

или

$$G_{\text{погл}} = \frac{V_{\text{погл}} T_0}{T} \rho_0 = \frac{1412,8 \cdot 273}{273 + 15} 1,976 = 2630 \text{ кг/ч}$$

т. е. $2630/44 = 60$ кмоль/ч.

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

Находим движущую силу процесса абсорбции в низу скруббера.

Парциальное давление двуокиси углерода на входе в скруббер:

$$p_{\text{н}} = p y_{\text{н}} = 0,284 \cdot 1620 = 460 \text{ кПа}$$

где $1620 = 16,5 \cdot 98,1 \text{ кПа}$ — общее давление в скруббере.

Молярная доля CO_2 в воде, вытекающей из скруббера:

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

Коэффициент Генри E для двуокиси углерода при 15°C равен $0,93 \cdot 10^6$ мм рт. ст. (табл. XLI), или $0,124 \cdot 10^5$ кПа; отсюда парциальное давление двуокиси углерода в газе, равновесном с жидкостью, вытекающей из скруббера [уравнение (6.2)]:

$$p_{\text{H}} = E x_{\text{H}} = 0,00166 \cdot 0,124 \cdot 10^5 = 206 \text{ кПа}$$

Движущая сила процесса абсорбции в низу скруббера:

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

Определяем движущую силу процесса абсорбции на верху скруббера.

Парциальное давление двуокиси углерода в газе, выходящем вверху из скруббера:

$$p_{\text{H}} = p_{y_{\text{H}}} = 1620 \cdot 0,002 = 3,24 \text{ кПа}$$

Так как вода на орошение скруббера подается чистая, то парциальное давление двуокиси углерода в равновесном с водой газе равно нулю; отсюда движущая сила процесса абсорбции на верху скруббера:

$$\Delta p_{\text{H}} = p_{\text{H}} - p_{\text{H}}^* = 3,24 - 0 = 3,24 \text{ кПа}$$

Средняя движущая сила для всего процесса:

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{254 - 3,24}{2,3 \lg \frac{254}{3,24}} = 57,4 \text{ кПа}$$

Коэффициент массопередачи:

$$K_{\Delta p} = \frac{M}{F \Delta p_{\text{ср}}} = \frac{2630}{5212 \cdot 57,4} = 0,0088 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кПа}}$$

Если коэффициент массопередачи отнести к разности давлений Δp , выраженной в мм рт. ст., то получим следующее его значение:

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

Пример 6.10. В скруббере аммиак поглощается 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. Путем отвода теплоты в скруббере поддерживается постоянная температура.

Данные о равновесных концентрациях аммиака в жидкости и газе при температуре поглощения приведены в табл. 6.5.

Таблица 6.5

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	0,020	0,0273
0,010	0,0102	0,023	0,0327
0,0125	0,0138		

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

Решение. 1) По данным табл. 6.5 на рис. 6.6 построена равновесная линия AB . На этом же графике нанесена рабочая линия

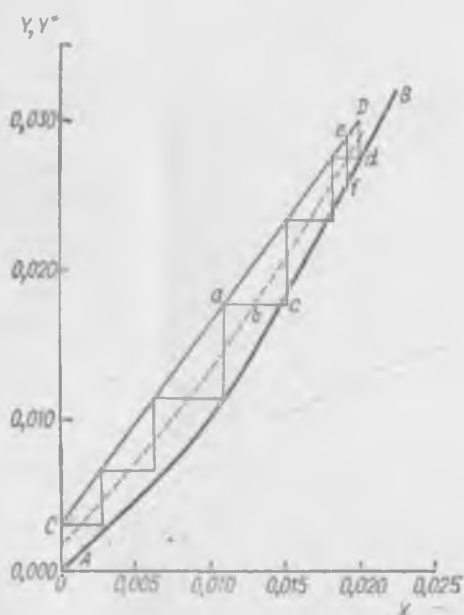


Рис. 6.6 (к примеру 6.10).

CD . Она проходит через точку C с координатами $X_n = 0$, $Y_n = 0,03(1 - 0,9) = 0,003$ (верх скруббера) и точку D с координатами $X_n = 0,02$, $Y_n = 0,03$ (низ 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 C , построение выполнено таким образом, что для каждой ступени $ab = bc$. Каждая из полученных ступеней представляет собой единицу переноса, т. е. каждой ступени соответствует такой участок аппарата, на котором изме-

нение рабочей концентрации $(Y_1 - Y_2)$ равно средней движущей силе на этом участке $(Y - Y^*)_{ср}$.

Всего получено 5,82 ступени (последняя неполная ступень равна отношению отрезков $Dd/ef = 0,82$):

$$n_{OY} = 5,82$$

Как следует из графика, на нижнем участке кривой равновесия, где ее наклон меньше наклона рабочей линии, единица переноса меньше ступени изменения концентрации; на верхнем

участке равновесной линии, где ее наклон больше наклона рабочей линии, наблюдается обратная картина.

2) Для определения числа единиц переноса методом графического интегрирования по данным табл. 6.5 и рис. 6.6 составляем табл. 6.6.

Таблица 6.6

x	y	y^*	$y - y^*$	$\frac{1}{y - y^*}$
0	0,003	0	0,003	333
0,005	0,0097	0,0045	0,0052	193
0,010	0,0165	0,0102	0,0063	159
0,0125	0,0200	0,0138	0,0062	161
0,015	0,0234	0,0183	0,0051	196
0,020	0,0300	0,0273	0,0027	371

По данным последней таблицы строим график $1/(Y - Y^*) = f(Y)$ — рис. 6.7. Подсчитываем на этом графике отмеченную штриховкой площадь (например, методом трапеций) (см. пример 4.21). Величина этой площади (5,83) дает значение

интеграла $\int_{Y_n=0,003}^{Y_1=0,01} \frac{dY}{Y - Y^*}$, т. е.

число единиц переноса n_{OY} .

Пример 6.11. Определить теоретически минимальный расход жидкого поглотителя с мольной массой 224 кг/кмоль, необходимый для полного извлечения пропана и бутана из 1000 м³/ч (считая при нормальных условиях) газовой смеси. Содержание пропана в газе 15% (об.), бутана 10% (об.). Температура в абсорбере 30°C, абсолютное давление 3 кгс/см² (294 кПа). Растворимости бутана и пропана в поглотителе характеризуются законом Рауля.

Решение. Максимальная концентрация (мольная доля) пропана в поглотителе, вытекающем из скруббера (равновесная с входящим газом), определяется по уравнению (6.8):

$$x_n^* = \frac{P}{P_n} y_n = \frac{294}{981} 0,15 = 0,045$$

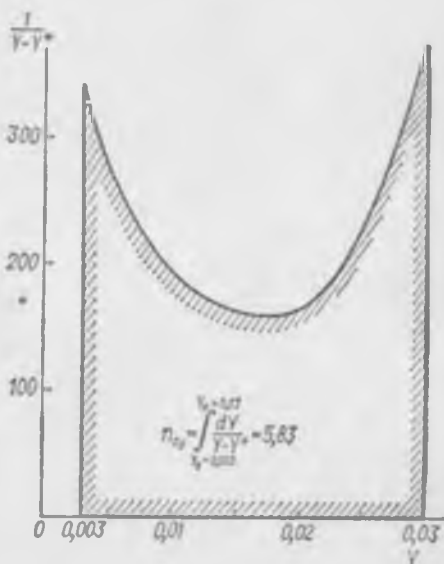


Рис. 6.7. Определение числа единиц переноса методом графического интегрирования (к примеру 6.10).

где $P_n = 981$ кПа (10 кгс/см²) — давление насыщенного пара пропана при 30 °С.

Количество содержащегося в газовой смеси пропана, которое требуется поглощать:

$$G_n = \frac{V_{гн}}{22,4} = \frac{1000 \cdot 0,15}{22,4} = 6,7 \text{ кмоль/ч}$$

Минимальный расход поглотителя для поглощения пропана определяется из уравнения:

$$\frac{L_{мин} x_n^*}{1 - x_n^*} = G_n$$

откуда

$$L_{мин} = \frac{G_n (1 - x_n^*)}{x_n^*} = \frac{6,7 \cdot 0,955}{0,045} = 142 \text{ кмоль/ч}$$

или $142 \cdot 22,4 = 31\,800$ кг/ч.

Наибольшая возможная концентрация бутана в поглотителе, вытекающем внизу из скруббера:

$$x_6^* = \frac{P}{P_6} y_6 = \frac{294}{265} \cdot 0,1 = 0,11$$

где $P_6 = 265$ кПа (2,7 кгс/см²) — давление насыщенного пара бутана при 30 °С.

Количество поглощаемого бутана:

$$G_6 = \frac{V_{г6}}{22,4} = \frac{1000 \cdot 0,1}{22,4} = 4,47 \text{ кмоль/ч}$$

Минимальный расход поглотителя для поглощения бутана:

$$L_{мин} = \frac{G_6 (1 - x_6)}{x_6} = \frac{4,47 \cdot 0,89}{0,11} = 36,1 \text{ кмоль/ч}$$

Минимальный расход поглотителя для полного поглощения бутана значительно меньше, чем для поглощения пропана, следовательно, найденным выше количеством поглотителя (142 кмоль/ч) бутан будет полностью уловлен.

Пример 6.12. Определить коэффициент массоотдачи для газовой фазы в насадочном абсорбере, в котором производится поглощение двуокиси серы из инертного газа (азота) под атмосферным давлением. Температура в абсорбере 20 °С, он работает в пленочном режиме. Скорость газа в абсорбере (фиктивная) 0,35 м/с. Абсорбер заполнен кусками кокса ($\sigma = 42$ м²/м³, $V_{св} = 0,58$ м³/м³).

Решение. По уравнению (6.45):

$$Nu_r' = 0,407 Re_r^{0,655} (Pr_r')^{0,33}$$

где

$$Re_r = \frac{4w\rho_r}{\sigma\mu_r} = \frac{4 \cdot 0,35 \cdot 1,16}{42 \cdot 0,0175 \cdot 10^{-3}} = 2210$$

$$\rho_r = \frac{28 \cdot 273}{22,4 \cdot 293} = 1,16 \text{ кг/м}^3; \quad \mu_r = 0,175 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с (рис. VI)}$$

Коэффициент диффузии D_r принимаем такой же, как в воздухе. Имеем:

$$D_r = 10,3 \cdot 10^{-6} \left(\frac{293}{273} \right)^{1,5} = 11,45 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с} \text{ (табл. XLII)}$$

$$Pr'_r = \frac{\mu_r}{\rho_r D_r} = \frac{0,0175 \cdot 10^{-3}}{1,16 \cdot 11,45 \cdot 10^{-6}} = 1,32$$

Диффузионный критерий Нуссельта:

$$Nu'_r = \frac{\beta_r d_s}{D_r} = 0,407 \cdot 2210^{0,655} \cdot 1,32^{0,33} = 69$$

Эквивалентный диаметр

$$d_s = \frac{4V_{ca}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,58}{42} = 0,055 \text{ м}$$

Коэффициент массоотдачи:

$$\beta_r = \frac{Nu'_r D_r}{d_s} = \frac{69 \cdot 11,45 \cdot 10^{-6}}{0,055} = 144 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$$

Пример 6.13. Из критериального уравнения (6.45) вывести расчетную формулу для определения высоты единицы переноса по газовой фазе.

Решение. Из уравнения (6.12)

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}$$

в котором K_y , β_y и β_x выражены в кмоль/(м²·с), получаем

$$\frac{G}{K_y S \sigma} = \frac{G}{\beta_y S \sigma} + \frac{mG}{L} \frac{L}{\beta_x S \sigma}$$

или в соответствии с уравнением (6.43) при $\psi = 1$

$$h_{0y} = h_y + \frac{mG}{L} h_x$$

где G и L — мольные расходы газа и жидкости, кмоль/с; S — поперечное сечение абсорбера, м²; σ — удельная поверхность насадки, м²/м³; $h_y = G/(\beta_y S \sigma)$ — высота единицы переноса для газовой фазы, м; $h_x = L/(\beta_x S \sigma)$ — то же для жидкой фазы, м.

В критериальном уравнении (6.45)

$$Nu'_r = 0,407 Re_r^{0,655} (Pr'_r)^{0,33}$$

где $Nu'_r = \frac{\beta_r d_s}{D_r}$, коэффициент массоотдачи β_r выражен в

$$\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3} = \text{м/с. Соотношение между } \beta_y \text{ и } \beta_r \text{ находим из уравне-}$$

ния:

$$\beta_y \Delta y = \beta_r \Delta C_y$$

откуда

$$\beta_y = \beta_r \frac{\Delta C_y}{\Delta y} = \beta_r \frac{\rho_r}{M_{cm}} \quad (\text{см. табл. 6.2})$$

Тогда

$$h_y = \frac{G}{\beta_y S \sigma} = \frac{GM_{cm}}{\beta_r \rho_r S \sigma} = \frac{w}{\beta_r \sigma}$$

и

$$\beta_r = \frac{w}{h_y \sigma}$$

где $w = \frac{GM_{cm}}{\rho_r S}$ — фиктивная скорость газа, м/с.

Подставляя найденное значение β_r в выражение для диффузионного критерия Нуссельта, получаем

$$Nu'_r = \frac{w d_s \mu_r \rho_r}{h_y \sigma D_r \mu_r \rho_r} = \frac{w \rho_r}{\sigma \mu_r} \frac{\mu_r}{D_r \rho_r} \frac{d_s}{h_y} = \frac{Re_r Pr'_r d_s}{4 h_y}$$

и из уравнения (6.45)

$$h_y = 0,615 d_s Re_r^{0,345} (Pr'_r)^{0,67}$$

Пример 6.14. В скруббере с насадкой из керамических колец $50 \times 50 \times 5$ мм (навалом) производится поглощение двуокиси углерода водой из газа под давлением $p_{abs} = 16$ кгс/см² (1,57 МПа) при температуре 22 °С. Средняя молярная масса газа 20,3 кг/кмоль, динамический коэффициент вязкости газа при рабочих условиях $1,31 \cdot 10^{-5}$ Па·с, коэффициент диффузии CO₂ в инертной части газа $1,7 \cdot 10^{-6}$ м²/с. Средняя фиктивная скорость газа в скруббере 0,041 м/с, плотность орошения (фиктивная скорость жидкости) 0,064 м³/(м²·с). Определить общую высоту единицы переноса h_{0y} , принимая коэффициент смоченности насадки ψ равным единице.

Решение. Общая высота единицы переноса (см. предыдущий пример):

$$h_{0y} = h_y + \frac{mG}{L} h_x$$

Находим h_y — высоту единицы переноса для газовой фазы:

$$h_y = 0,615 d_s Re_r^{0,345} (Pr'_r)^{0,67}$$

Характеристики насадки $V_{cb} = 0,785$ м³/м³ и $\sigma = 87,5$ м²/м³ берем из табл. XVII. Таким образом

$$d_s = \frac{4V_{cb}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,785}{87,5} = 0,0359 \text{ м}$$

$$Re_r = \frac{4w\rho_r}{\sigma\mu_r} = \frac{4 \cdot 0,041 \cdot 13,4}{87,5 \cdot 1,31 \cdot 10^{-5}} = 1920$$

Здесь

$$\rho_r = \frac{M_r \Pi T_0}{22,4 \Pi_0 T} = \frac{20,3 \cdot 16 \cdot 273}{22,4 \cdot 295} = 13,4 \text{ кг/м}^3$$

$$Pr'_r = \frac{\mu_r}{\rho_r D_r} = \frac{1,31 \cdot 10^{-5}}{13,4 \cdot 1,7 \cdot 10^{-6}} = 0,575$$

Высота единицы переноса для газовой фазы:

$$h_y = 0,615 \cdot 0,0359 \cdot 1920^{0,345} \cdot 0,575^{0,67} = 0,205 \text{ м}$$

Находим h_x — высоту единицы переноса для жидкой фазы по формуле

$$h_x = 119 \delta_{пр} Re_{ж}^{0,25} (Pr'_{ж})^{0,5}$$

полученной из уравнения (6.46) так же, как в предыдущем примере из уравнения (6.45) получено выражение для h_y .

Значения физико-химических констант для воды при 22 °C: $\rho_{ж} = 1000 \text{ кг/м}^3$; $\mu_{ж} = 0,958 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (из табл. VI); $D_{ж} = 1,87 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$ (табл. XLIII).

Приведенная толщина жидкой пленки:

$$\delta_{пр} = \left(\frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}^2 g} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,958^2 \cdot 10^{-6}}{10^6 \cdot 9,81} \right)^{1/3} = 4,55 \cdot 10^{-5} \text{ м}$$

По условию плотность орошения:

$$\frac{L_m}{S \rho_{ж}} = 0,064 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

Здесь L_m — массовый расход жидкости, кг/с.

Массовая плотность орошения:

$$L_m/S = 0,064 \rho_{ж} = 64 \text{ кг/(\text{м}^2 \cdot \text{с})}$$

По уравнению (6.50):

$$Re_{ж} = \frac{4 L_m}{S \sigma \psi \mu_{ж}} = \frac{4 \cdot 64}{87,5 \cdot 0,958 \cdot 10^{-3}} = 3060$$

$$Pr'_{ж} = \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} D_{ж}} = \frac{0,958 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 1,87 \cdot 10^{-9}} = 512$$

Высота единицы переноса для жидкой фазы:

$$h_x = 119 \cdot 4,55 \cdot 10^{-5} \cdot 3060^{0,25} \cdot 512^{0,5} = 0,91 \text{ м}$$

Находим отношение мольных расходов газа и жидкости G/L . Из уравнения расхода для газа $w = GM_r/(\rho_r S)$ получаем:

$$G/S = w \rho_r / M_r = 0,041 \cdot 13,4 / 20,3 = 0,0271 \text{ кмоль/(\text{м}^2 \cdot \text{с})}$$

Для жидкости:

$$\frac{L}{S} = \frac{L_m}{S M_{ж}} = \frac{64}{18} = 3,56 \text{ кмоль/(\text{м}^2 \cdot \text{с})}$$

Отсюда

$$G/L = 0,0271/3,56 = 0,00761$$

Коэффициент распределения m в уравнении (6.12):

$$m = \frac{E}{\Pi} = \frac{1,144 \cdot 10^6}{16 \cdot 735} = 97,3 - \text{см. уравнение (6.3)}$$

где коэффициент Генри $E = 1,144 \cdot 10^6$ мм рт. ст. (при 22 °С) получен интерполяцией данных табл. XLI:

Общая высота единицы переноса:

$$h_{0y} = h_y + \frac{mG}{L} h_x = 0,205 + 97,3 \cdot 0,00761 \cdot 0,91 = 0,205 + 0,675 = 0,88 \text{ м}$$

Пример 6.15. По данным примера 6.8 определить число единиц переноса в абсорбере с учетом обратного (продольного) перемешивания.

Решение. Число единиц переноса для условий идеального вытеснения, т. е. без учета обратного перемешивания, составляет:

$$n_{0y} = \frac{Y_{\text{н}} - Y_{\text{в}}}{\Delta Y_{\text{ср}}} = \frac{0,0639 - 0,00128}{0,0079} = 7,93$$

Искомое число единиц переноса с учетом обратного перемешивания n'_{0y} находим из уравнения

$$\frac{1}{n'_{0y}} = \frac{1}{n_{0y}} + \frac{1}{n_{\text{обр}}}$$

в котором поправка на обратное перемешивание $n_{\text{обр}}$ равняется:

$$n_{\text{обр}} = \frac{A \ln A}{A - 1} \Phi + \text{Re}'_{\text{пр}}$$

где

$$A = \frac{L}{mG}; \quad \Phi = 1 - \frac{0,05}{(\text{Re}'_{\text{пр}})^{0,25}} \left(\frac{A}{n'_{0y}} \right)^0$$

Значение критерия $\text{Re}'_{\text{пр}}$ вычисляют по уравнению:

$$\frac{1}{\text{Re}'_{\text{пр}}} = \frac{1}{A f_{\text{г}} \text{Re}'_{\text{м. г}}} + \frac{1}{f_{\text{ж}} \text{Re}'_{\text{м. ж}}}$$

где $f_{\text{г}} = \frac{n'_{0y} + 6,8A^{0,5}}{n'_{0y} + 6,8A^{1,5}}$; $f_{\text{ж}} = \frac{n'_{0y} + 6,8A^{0,5}}{n'_{0y} + 6,8A^{-0,5}}$; $\text{Re}'_{\text{м. г}} = \frac{w_{\text{г}} H}{E_{\text{г}}}$ и $\text{Re}'_{\text{м. ж}} = \frac{w_{\text{ж}} H}{E_{\text{ж}}}$ — модифицированные критерии Пекле для газа и жидкости; $w_{\text{г}}$ и $w_{\text{ж}}$ — скорости потоков газа и жидкости, м/с; $E_{\text{г}}$ и $E_{\text{ж}}$ — соответствующие коэффициенты обратного перемешивания, м²/с; H — рабочая длина аппарата — высота слоя насадки, м.

По данным примера 6.8 находим:

$$\frac{L'}{G'} = \frac{Y_n - Y_1}{X_n - X_1} = \frac{0,0639 - 0,00128}{0,0234 - 0} = 2,67$$

$$m = \frac{dY'}{dX} = 1,68 \quad A = \frac{L'}{mG'} = \frac{2,67}{1,68} = 1,59$$

Примем предварительно $n'_{0,1} = 9$. Тогда

$$f_r = \frac{9 + 6,8 \cdot 1,59^{0,5}}{9 + 6,8 \cdot 1,59^{1,5}} = 0,78; \quad f_k = \frac{9 + 6,8 \cdot 1,59^{0,5}}{9 + 6,8 \cdot 1,59^{1,5}} = 1,22$$

Для определения скоростей газа и жидкости (w_r и w_k) необходимо найти доли поперечного сечения абсорбера, занимаемые каждым потоком в отдельности. Долю объема насадки δ , занятой жидкостью, рассчитаем по уравнению [6.2]:

$$\delta = 4,83 \cdot 10^{-4} \frac{\sigma \Gamma^{0,435}}{d_s^{0,24}}$$

в котором

$$\Gamma = \frac{L_c}{S\sigma} = \frac{3000}{3600 \cdot 0,358 \cdot 204} = 0,0114 \text{ кг/(с} \cdot \text{м)}$$

$$d_s = \frac{4V_{cb}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,74}{204} = 0,0145 \text{ м}$$

Подставляя эти значения, находим:

$$\delta = \frac{4,83 \cdot 10^{-4} \cdot 204 \cdot 0,0114^{0,435}}{0,0145^{0,24}} = 0,039$$

Скорость течения жидкости в слое насадки:

$$w_k = \frac{L_c}{\rho_k S \delta} = \frac{3000}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,358 \cdot 0,039} = 0,06 \text{ м/с}$$

Скорость газа:

$$w_r = \frac{G_c}{\rho_r S (V_{cb} - \delta)} = \frac{1810}{3600 \cdot 1,2 \cdot 0,358 (0,74 - 0,039)} = 1,67 \text{ м/с}$$

Величины коэффициентов обратного перемешивания E_k и E_r находят опытным путем — см. пример 1.37. Для ориентировочного их определения в насадочном абсорбере воспользуемся критериальными уравнениями.

Для жидкой фазы:

$$\frac{w_k d_n}{E_k} = 7,58 \cdot 10^{-3} \text{Re}_k^{0,703}$$

Для газовой фазы:

$$\frac{w_r d_n}{E_r} = 2,4 \text{Re}_r^{-0,2} \cdot 10^{-0,0001 \text{Re}_k}$$

В этих уравнениях:

$$Re_{ж} = \frac{d_n L_{\epsilon}}{S_{\mu ж}}; \quad Re_r = \frac{d_n G_{\epsilon}}{S_{\mu r}}$$

где d_n — номинальный размер элементов насадки, м.

В нашем случае:

$$Re_{ж} = \frac{0,025 \cdot 3000}{3600 \cdot 0,358 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 58$$

$$Re_r = \frac{0,025 \cdot 1810}{3600 \cdot 0,358 \cdot 0,0182 \cdot 10^{-3}} = 1930$$

Для жидкой фазы:

$$\frac{w_{ж} d_n}{E_{ж}} = 7,58 \cdot 10^{-3} \cdot 58^{0,703} = 130 \cdot 10^{-3}$$

Коэффициент обратного перемешивания в жидкой фазе:

$$E_{ж} = \frac{w_{ж} d_n}{0,13} = \frac{0,06 \cdot 0,025}{0,13} = 0,0116 \text{ м}^2/\text{с}$$

$$Pe'_{м. ж} = \frac{w_{ж} H}{E_{ж}} = \frac{0,06 \cdot 16,8}{0,0116} = 87$$

Для газовой фазы:

$$\frac{w_r d_n}{E_r} = \frac{2,4}{Re_r^{0,2} \cdot 10^{0,002 Re_{ж}}} = \frac{2,4}{1930^{0,2} \cdot 10^{0,002 \cdot 58}} = 0,403$$

Коэффициент обратного перемешивания в газовой фазе:

$$E_r = \frac{w_r d_n}{0,403} = \frac{1,67 \cdot 0,025}{0,403} = 0,104 \text{ м}^2/\text{с}$$

$$Pe'_{м. r} = \frac{w_r H}{E_r} = \frac{1,67 \cdot 16,8}{0,104} = 270$$

Приведенный критерий Пекле:

$$Pe'_{пр} = \left(\frac{1}{Af_r Pe'_{м. r}} + \frac{1}{f_{ж} Pe'_{м. ж}} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{1,59 \cdot 0,78 \cdot 270} + \frac{1}{1,22 \cdot 87} \right)^{-1} = 80,5$$

$$\Phi = 1 - \frac{0,05}{(Pe_{пр})^{0,25}} \left(\frac{A}{n_{0y}} \right)^{0,5} = 1 - \frac{0,05}{80,5^{0,25}} \left(\frac{1,59}{9} \right)^{0,5} = 1 - 0,007 = 0,993$$

Поправка на обратное перемешивание:

$$n_{обр} = \frac{A \cdot 2,3 \lg A}{A - 1} \Phi - Pe'_{пр} = \frac{1,59 \cdot 2,3 \lg 1,59}{0,59} 0,993 + 80,5 = 81,7$$

Число единиц переноса с учетом обратного перемешивания:

$$n'_{0y} = \left(\frac{1}{n_{0y}} - \frac{1}{n_{обр}} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{7,93} - \frac{1}{81,7} \right)^{-1} = 8,8$$

что близко к значению $n'_{0y} = 9$, принятому в начале расчета.

КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

6.1. Смешаны два равных объема бензола и нитробензола. Считая, что объем жидкой смеси равен сумме объемов компонентов, определить плотность смеси, относительную массовую концентрацию X нитробензола и его объемную мольную концентрацию C_v .

6.2. Состав жидкой смеси: хлороформа 20%, ацетона 40%, сероуглерода 40%. Проценты мольные. Определить плотность смеси, считая, что изменения объема при смешении не происходит.

6.3. Воздух насыщен паром этилового спирта. Общее давление воздушно-паровой смеси 600 мм рт. ст., температура 60 °С. Принимая оба компонента смеси за идеальные газы, определить относительную массовую концентрацию Y этилового спирта в смеси и плотность смеси.

6.4. Газ состава: водород 26%, метан 60%, этилен 14% (проценты мольные) имеет давление $p_{\text{абс}} = 30$ кгс/см² и температуру 20 °С. Считая компоненты смеси идеальными газами, определить их объемные массовые концентрации C_v (в кг/м³).

6.5. Показать, что в формуле

$$y = \frac{C_v M_B}{\rho + C_v (M_B - M_A)} \quad (\text{см. табл. 6.2})$$

при любых значениях M_B и M_A y не может быть отрицательным.

6.6. В условиях примера 6.3 (а) определить движущую силу процесса массоперехода в начальный момент времени по газовой и по жидкой фазе в объемных концентрациях, мольных и массовых.

6.7. Пар бинарной смеси хлороформ — бензол, содержащий 50% хлороформа и 50% бензола, вступает в контакт с жидкостью, содержащей 44% хлороформа и 56% бензола (проценты мольные). Давление атмосферное. Определить: а) из какой фазы в какую будут переходить хлороформ и бензол; б) движущую силу процесса массоперехода по паровой и по жидкой фазе на входе пара в жидкость (в мол. долях). Данные о равновесных составах см. в табл. XLVII.

6.8. Смесь воздуха с паром четыреххлористого углерода, сжатая до абсолютного давления 10 кгс/см², охлаждается в трубчатом водяном холодильнике. При 40 °С начинается конденсация четыреххлористого углерода. Определить: а) массовый процент его в воздухе в начальной смеси и б) степень выделения из газовой смеси после охлаждения ее до 27 °С. Давление насыщенного пара четыреххлористого углерода — см. рис. XIV или XXIV.

6.9. Газовая смесь, содержащая 0,8% (об.) октана, сжимается компрессором до $p_{\text{абс}} = 5$ кгс/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 — см. рис. XIV, точка 3I.

6.10. Рассчитать коэффициенты молекулярной диффузии под атмосферным давлением: а) пара бензола в паре толуола при температуре 100 °С; б) пара этилового спирта в водяном паре при температуре 92 °С.

6.11. Определить коэффициент массоперехода в орошаемом водой абсорбере, в котором $\beta_v = 2,76 \cdot 10^{-3}$ кмоль/(м²·ч·кПа), а $\beta_x = 1,17 \cdot 10^{-4}$ м/с. Давление в аппарате $p_{\text{абс}} = 1,07$ кгс/см². Уравнение линии равновесия в мольных долях: $y^* = 1,02x$.

6.12. Определить среднюю движущую силу и общее число единиц переноса no_y при поглощении из газа паров бензола маслом. Начальная концентрация бензола в газе 4% (об.); улавливается 80% бензола. Концентрация 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 мольных концентрациях:

$$Y^* = 0,126X$$

Движущую силу выразить в единицах концентрации Y (кмоль бензола/кмоль инертного газа).

6.13. В скруббере поглощается водой двуокись серы из инертного газа (азота) под атмосферным давлением (760 мм рт. ст.). Начальное содержание двуокиси серы в газе 5% (об.). Температура воды 20 °С, ее расход на 20% больше теоретически минимального. Извлекается из газа 90% SO₂. Определить: 1) расход воды на поглощение 1000 кг/ч сернистого газа; 2) среднюю движущую силу процесса; 3) общее число единиц переноса $\Lambda_{0\phi}$. Линия равновесия может быть принята за прямую; координаты двух ее точек: 1) парциальное давление SO₂ в газовой фазе $p = 39$ мм рт. ст., $X = 0,007$ кг SO₂/кг воды; 2) $p = 26$ мм рт. ст., $X = 0,005$ кг SO₂/кг воды.

6.14. В насадочном абсорбере производится поглощение пара метилового спирта водой из газа под атмосферным давлением при средней температуре 27 °С. Содержание метилового спирта в газе, поступающем в скруббер, 100 г на 1 м³ инертного газа (считая объем газа при рабочих условиях). На выходе из скруббера вода имеет концентрацию 67% от максимально возможной, т.е. от равновесной с входящим газом. Уравнение растворимости метилового спирта в воде в относительных молярных концентрациях: $Y^* = 1,15X$. Извлекается водой 98% от исходного количества спирта. Коэффициент массопередачи:

$$K_x = 0,5 \text{ кмоль спирта} / \left(\frac{\text{м}^3 \cdot \text{ч}}{\text{кмоль воды}} \right). \text{ Расход инертного газа } 1200 \text{ м}^3/\text{ч}$$

(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 $w = 0,4$ м/с. Определить расход воды и требуемую высоту слоя насадки.

6.15. В скруббер диаметром 0,5 м подается 550 м³/ч (при 760 мм рт. ст. и 20 °С) воздуха, содержащего 2,8% (об.) 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 $\Lambda_{0\phi}$; 3) высоту слоя насадки из керамических колец $50 \times 50 \times 5$ мм. Коэффициент массопередачи: $K_y = 0,001$ кмоль аммиака/(м²·с $\times \frac{\text{кмоль аммиака}}{\text{кмоль воздуха}}$). Данные о равновесных концентрациях жидкости и газа взять

из примера 6.10. Коэффициент смоченности насадки $\psi = 0,9$.

6.16. Вывести формулу для определения высоты единицы переноса в насадочном абсорбере для жидкой фазы h_x из критериального уравнения (6.46).

6.17. Воздух с примесью аммиака пропускается через орошаемый водой скруббер, заполненный насадкой из колец с удельной поверхностью 89,5 м²/м³. Свободный объем насадки 0,79 м³/м³. Температура абсорбции 28 °С, абсолютное давление 1 кгс/см². Среднее содержание аммиака в газовой смеси 5,8% (об.). 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.

6.18. Рассчитать коэффициент массоотдачи от жидкой фазы в насадочном абсорбере, в котором производится поглощение двуокиси углерода водой при температуре 20 °С. Плотность орошения 60 м³/(м²·ч). Насадка — керамические кольца $35 \times 35 \times 4$ мм навалом. Коэффициент смоченности насадки $\psi = 0,86$.

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

6.20. Определить диаметр и высоту тарельчатого абсорбера для поглощения водой аммиака из воздушно-аммиачной смеси при атмосферном давлении и температуре 20 °С. Начальное содержание аммиака в газовой смеси 7% (об.). Степень извлечения 90%. Расход инертного газа (воздуха) 10 000 м³/ч (при рабочих условиях). Линию равновесия считать прямой, ее уравнение в относительных массовых концентрациях: $Y^* = 0,61X$. Скорость газа в абсорбере (фиктивная) 0,8 м/с. Расстояние между тарелками 0,6 м. Средний к. п. д. тарелок 0,62. Коэффициент избытка поглотителя $\phi = 1,3$.

6.21. По условиям предыдущей задачи определить: 1) высоту насадочного абсорбера с насадкой из керамических колец $50 \times 50 \times 5$ мм, приняв $h_{\text{в}}$ — высоту слоя насадки, эквивалентную теоретической тарелке (ВЭТТ), равной 0,85 м; 2) величину коэффициента массопередачи в этом насадочном абсорбере K_y , кг аммиака / $\left(\text{м}^2 \cdot \text{с} \frac{\text{кг аммиака}}{\text{кг воздуха}} \right)$, считая коэффициент смоченности насадки ψ равным 0,9.

6.22. По данным контрольных задач 6.20 и 6.21 определить высоту слоя насадки через общее число единиц переноса $N_{\text{ог}}$ и высоту единицы переноса (БЕП) $h_{\text{ог}}$.

6.23. Абсорбер для улавливания паров бензола из парогазовой смеси орошается поглотительным маслом с мольной массой 260 кг/кмоль. Среднее давление в абсорбере $p_{\text{вс}} = 800$ мм рт. ст., температуре 40°C . Расход парогазовой смеси $3600 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при рабочих условиях). Концентрация бензола в газовой смеси на входе в абсорбер 2% (об.); извлекается 95% бензола. Содержание бензола в поглотительном масле, поступающем в абсорбер после регенерации, 0,2% (мол.). Расход поглотительного масла в 1,5 раз больше теоретически минимального. Для расчета равновесных составов принять, что растворимость бензола в масле определяется законом Рауля. При концентрациях бензола в жидкости до $X = 0,1$ кмоль бензола/кмоль масла равновесную зависимость $Y^* = f(X)$ считать прямолинейной.

Определить: 1) расход поглотительного масла в кг/ч; 2) концентрацию бензола в поглотительном масле, выходящем из абсорбера; 3) диаметр и высоту насадочного абсорбера при скорости газа в нем (фиктивной) $0,5 \text{ м/с}$ и высоте единицы переноса (БЕП) $h_{\text{ог}} = 0,9 \text{ м}$; 4) высоту тарельчатого абсорбера при среднем к. п. д. тарелок $0,67$ и расстоянии между тарелками $0,4 \text{ м}$.

6.24. В насадочном абсорбере диаметром 1 м двуокись серы поглощается водой из воздуха. Начальное содержание SO_2 в поступающей смеси 7% (об.). Степень поглощения 0,9. На выходе из абсорбера вода содержит $0,0072 \text{ кг SO}_2/\text{кг воды}$. Коэффициент массопередачи в абсорбере $K_y = 0,005 \text{ кг SO}_2 / \left(\text{м}^2 \cdot \text{с} \times \frac{\text{кг SO}_2}{\text{кг воздуха}} \right)$. Насадка из керамических колец $50 \times 50 \times 5$ мм. Коэффициент смоченности насадки $\psi = 1$. Высота единицы переноса $h_{\text{ог}} = 1,17 \text{ м}$. Определить расход воды в абсорбере.

6.25. В абсорбере под атмосферным давлением при температуре 20°C поглощается из парогазовой смеси 300 кг бензола в 1 ч . Начальное содержание пара бензола в парогазовой смеси 4% (об.) Степень извлечения бензола 0,85. Жидкий поглотитель, поступающий в абсорбер после регенерации, содержит $0,0015$ кмоль бензола/кмоль поглотителя. Фиктивная скорость газа в абсорбере $0,9 \text{ м/с}$. Уравнение линии равновесия: $Y^* = 0,2X$, где Y^* и X выражены соответственно в кмоль бензола/кмоль инертного газа и кмоль бензола/кмоль поглотителя. Коэффициент избытка поглотителя $\varphi = 1,4$. Определить диаметр абсорбера и концентрацию бензола в поглотителе, выходящем из абсорбера.

ПЕРЕГОНКА И РЕКТИФИКАЦИЯ

ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ
И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

В этой главе рассматривается разделение перегонкой и ректификацией бинарных (двухкомпонентных) смесей. Согласно правилу фаз, двухфазная двухкомпонентная система имеет две степени свободы.

1. Уравнение простой перегонки:

$$\ln \frac{F}{W} \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} \quad (7.1)$$

где F — начальное количество перегоняемой смеси; W — остаток жидкости в кубе после перегонки; y^* и x — равновесные концентрации легколетучего (низкокипящего) компонента в паре и в жидкости; x_F — содержание легколетучего компонента в начальной смеси; x_W — содержание легколетучего компонента в остатке после перегонки.

Средний состав перегнанной жидкости:

$$x_D = \frac{F x_F - W x_W}{F - W} \quad (7.2)$$

Расчет по уравнениям (7.1) и (7.2) проводят, применяя либо мольные количества и мольные концентрации, либо массовые количества и массовые концентрации.

2. При перегонке жидкости с водяным паром (или инертным газом) расход пара рассчитывают по уравнению:

$$G_B = G \frac{M_B (\Pi - P)}{M P \varphi} \quad (7.3)$$

где G_B — количество водяного пара, уходящего с паром перегоняемой жидкости, кг; G — количество перегоняемой жидкости, кг; M_B и M — молярные массы воды и перегоняемой жидкости; P — давление насыщенного пара перегоняемой жидкости при температуре перегонки; Π — общее давление смеси паров; φ — коэффициент, учитывающий неполноту насыщения водяного пара паром перегоняемого вещества (при ориентировочных расчетах принимают $\varphi = 0,7 \div 0,8$).

3. Уравнения материального баланса ректификационной колонны непрерывного действия * (рис. 7.1):

$$G_F = G_D + G_W \quad (7.4)$$

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W \quad (7.5)$$

где G_F , G_D , G_W — массовые или мольные расходы питания, дистиллята и кубового остатка; x_F , x_D , x_W — содержание легколетучего (низкокипящего) компонента в питании, дистилляте и кубовом остатке, массовые или мольные доли.

4. Уравнения рабочих линий:

а) верхней (укрепляющей) части ректификационной колонны

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1} \quad (7.6)$$

б) нижней (исчерпывающей) части колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1} x - \frac{F-1}{R+1} x_W \quad (7.7)$$

В ректификационной колонне, в отличие от абсорбционной, принимают на основании теоретических предпосылок постоянными по высоте колонны общие мольные расходы пара и жидкости. В соответствии с этим в уравнениях (7.6) и (7.7) применяются мольные расходы и концентрации.

В верхней части колонны, выше ввода исходной жидкой смеси, постоянный по высоте колонны мольный расход жидкости равен G_R , в нижней части колонны он равен $(G_R + G_F)$ — см. рис. 7.1. Постоянный по высоте мольный расход пара G_V одинаков в верхней и в нижней части колонны.

В уравнениях (7.6) и (7.7): y и x — переменные по высоте колонны неравновесные концентрации (мольные доли) легколетучего компонента в паре и в жидкости в данном сечении колонны. Для тарельчатых колонн: y — мольная доля легколетучего компонента в паре, входящем снизу на тарелку; x — мольная доля легколетучего компонента в жидкости, стекающей с этой тарелки;

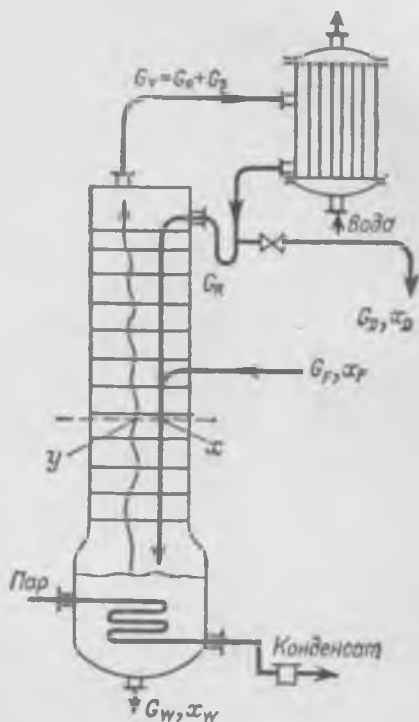


Рис. 7.1. Схема ректификационной колонны.

* Приводимые ниже уравнения справедливы для ректификационной колонны, обогреваемой глухим паром. При ректификации водных смесей с подачей в колонну острого пара уравнения материального баланса и рабочей линии нижней части колонны изменяются — см. пример 7.16.

$R = G_R/G_D$ — число флегмы; $F = \frac{G_F}{G_D} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}$ — относительный (на 1 кмоль дистиллята) мольный расход питания.

При применении относительных мольных расходов уравнения материального баланса колонны (7.4) и (7.5) получают вид:

$$F = 1 + W \quad (7.8)$$

$$F x_F = x_D + W x_W \quad (7.9)$$

где $W = \frac{G_W}{G_D} = \frac{x_D - x_F}{x_F - x_W}$ — относительный мольный расход кубового остатка; x_F , x_D , x_W — мольные доли легколетучего компонента в питании, дистилляте, кубовом остатке.

5. Минимальное число флегмы $R_{\min}$ в ректификационной колонне непрерывного действия, когда кривая равновесия не имеет точек перегиба (впадин), определяют по уравнению:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} \quad (7.10)$$

где x_D — мольная доля легколетучего компонента в дистилляте; x_F — то же в исходной жидкости (питании) колонны; y_F^* — то же в паре, равновесном с жидкостью питания.

Рабочее (действительное) число флегмы:

$$R = \varphi R_{\min} \quad (7.11)$$

где $\varphi > 1$ — коэффициент избытка флегмы.

При расчетах ректификационных колонн рабочее число флегмы часто определяют по формуле:

$$R = 1,3 R_{\min} + 0,3 \quad (7.12)$$

Об экономически оптимальном флегмовом числе см. [6.1, 7.5].

Если на кривой равновесия имеется впадина, то величину определяют графическим путем — см. пример 7.16.

6. Расход теплоты в кубе-испарителе ректификационной колонны непрерывного действия определяют из уравнения теплового баланса колонны с дефлегматором-конденсатором (рис. 7.1):

$$Q_k + G_F i_F = Q_d + G_D i_D + G_W i_W + Q_{\text{пот}} \quad (7.13)$$

где Q_k — расход теплоты, получаемой кипящей жидкостью от конденсирующегося греющего пара в кубе-испарителе, Вт; Q_d — расход теплоты, отнимаемой охлаждающей водой от конденсирующихся в дефлегматоре паров, Вт; $Q_{\text{пот}}$ — тепловые потери колонны в окружающую среду, Вт; G_F , G_D , G_W — массовые расходы питания, дистиллята, кубового остатка, кг/с; i_F , i_D , i_W — соответствующие удельные энтальпии, Дж/кг.

Из уравнения (7.13) получаем:

$$Q_k = Q_d + G_D c_D i_D + G_W c_W i_W - G_F c_F i_F + Q_{\text{пот}} \quad (7.14)$$

где c_D, c_w, c_F — удельные теплоемкости, Дж/(кг·К); t_D, t_w, t_F — соответствующие температуры, °С.

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре:

$$Q_A = G_D (1 + R) r_D \quad (7.15)$$

где R — число флегмы; r_D — удельная теплота конденсации паров в дефлегматоре, Дж/кг.

7. Определение диаметра тарельчатой ректификационной колонны производится по уравнению:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0.785w}} \quad (7.16)$$

где V — расход проходящего по колонне пара, м³/с; w — скорость пара, отнесенная к полному поперечному сечению колонны, м/с.

Допустимую оптимальную скорость пара в колонне рассчитывают по формуле:

$$w = C \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} \quad (7.17)$$

в которой C — коэффициент, зависящий от конструкции тарелок, расстояния между тарелками, рабочего давления в колонне, нагрузки колонны по жидкости; $\rho_{ж}$ и $\rho_{п}$ — плотности жидкости и пара, кг/м³.

Когда $\rho_{ж} \gg \rho_{п}$

$$w = C \sqrt{\rho_{ж}/\rho_{п}} \quad (7.17a)$$

На рис. 7.2 по данным, приведенным в [7.2], представлены в зависимости от расстояния между тарелками h значения коэффициента C для ректификационных колонн, работающих при атмосферном давлении и средних нагрузках по жидкости.

После определения по уравнению (7.16) диаметра колонны его уточняют в соответствии с имеющимися нормами.

8. Определение высоты тарельчатой ректификационной колонны (расстояния H_T между верхней и нижней тарелками) проводится по уравнению:

$$H_T = (n - 1) h \quad (7.18)$$

где n — число тарелок в колонне; h — расстояние между тарелками.

Расчет требуемого числа тарелок n ведут графическим путем, используя кинетические закономерности — уравнение массопередачи и расчетные зависимости для коэффициентов массоотдачи (или чисел единиц переноса) в паровой и жидкой фазах на тарелке [7.2, 7.5].

При приближенных расчетах применяют теоретически менее обоснованный, но более простой метод определения числа тарелок с помощью так называемого среднего к. п. д. тарелок (к. п. д. колонны):

$$n = n_T/\eta \quad (7.19)$$

где n_T — число теоретических тарелок — ступеней изменения концентрации, которое находят графическим построением между равновесной и рабочими линиями на $y-x$ диаграмме — см. рис. 7.3.

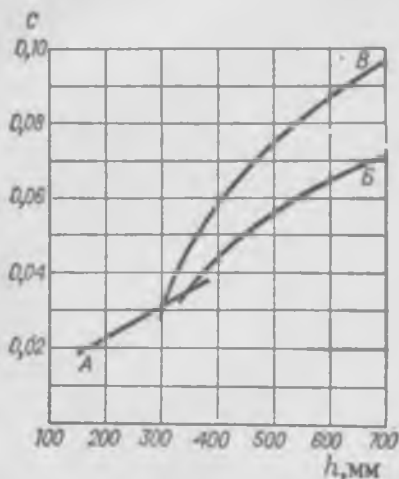


Рис. 7.2. Значения коэффициента C :
 A — колпачковые тарелки с круглыми колпачками; B — ситчатые тарелки.

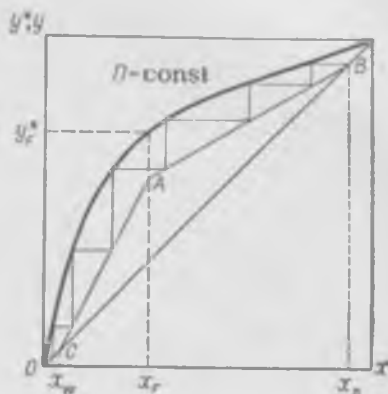


Рис. 7.3. Графическое определение числа ступеней изменения концентрации (теоретических тарелок) в ректификационной колонне:
 AB — рабочая линия верхней части колонны;
 AC — рабочая линия нижней части колонны.

Величина среднего к. п. д. тарелок η , который вводят для учета реальных условий массообмена на тарелках, зависит от многих

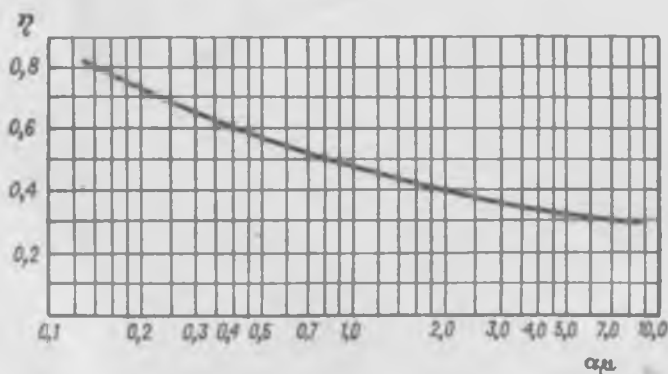


Рис. 7.4. Диаграмма для приближенного определения среднего к. п. д. тарелок.

переменных величин (конструкция и размеры тарелки, гидродинамические факторы, физико-химические свойства пара и жидкости). Значения η определяют по опытным данным, большей частью они находятся в пределах 0,3—0,8.

На тарелках с перекрестным током пара и жидкости с увеличением длины пути жидкости по тарелке массообмен улучшается, величина среднего к. п. д. η возрастает.

На рис. 7.4 приведены значения среднего к. п. д. тарелок, полученные по опытным данным для промышленных ректификационных колонн сравнительно небольшого диаметра. По оси абсцисс на этом графике отложены произведения коэффициента относительной летучести разделяемых компонентов α [см. уравнение (6.9)] на динамический коэффициент вязкости жидкости питания μ (в мПа·с) при средней температуре в колонне.

При определении среднего к. п. д. тарелок в колоннах большого диаметра (с длиной пути жидкости $l > 0,9$ м) рекомендуют к значениям, найденным по рис. 7.4, давать поправку Δ :

$$\eta_l = \eta (1 + \Delta) \quad (7.20)$$

Значения поправки Δ для смесей с $\alpha\mu = 0,1 \div 1,0$ приведены на рис. 7.5.

9. Коэффициентом обогащения (коэффициентом полезного действия) отдельной тарелки называют величину:

$$\eta_{10} = \frac{y_2 - y_1}{y_1^* - y_1} \quad (7.21)$$

где y_1 — мольная доля легколетучего компонента в паре, поступающем снизу на тарелку; y_2 — то же в паре, уходящем с тарелки; y_1^* — то же в паре, равновесном с жидкостью, стекающей с тарелки.

Если жидкость на тарелке полностью перемешивается, то y_1^* — мольная доля легколетучего компонента в паре, равновесном с жидкостью на тарелке.

10. Определение диаметра и высоты насадочной ректификационной колонны проводится так же, как и для абсорбционных насадочных колонн — см. гл. 6.

Диаметр насадочной колонны рассчитывается по уравнению (6.35). Фиктивную скорость пара в точке захлебывания w , при $\rho_{ж} \gg \rho_{п}$ находят по уравнению (6.36), но с другим значением A . Для ректификационных колонн $A = -0,125$.

Фиктивную скорость пара в насадочных ректификационных колоннах, работающих в режиме начала подвисяния, определяют по уравнению (6.38).

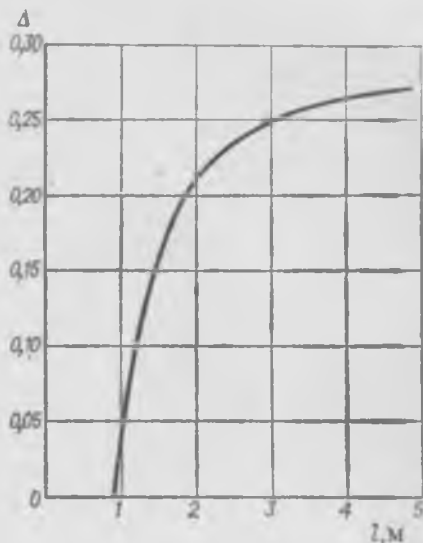


Рис. 7.5. Зависимость поправки Δ от длины пути жидкости на тарелке l .

Высоту слоя насадки H_n при пленочном режиме работы колонны находят отдельно для верхней и для нижней части колонны по уравнению

$$H_n = \frac{G}{K_y S \sigma \psi} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y} = h_{0y} n_{0y} \quad (7.22)$$

аналогичному уравнению (6.40).

В уравнении (7.22): G — постоянный по высоте колонны мольный расход пара, кмоль/с; K_y — коэффициент массопередачи, кмоль/(м²·с· $\Delta y = 1$); $S = \pi D^2/4$ — площадь поперечного сечения колонны, м²; σ — удельная поверхность насадки, м²/м³; ψ — коэффициент смоченности насадки, безразмерный; y^* и y — равновесная и рабочая концентрации (мольные доли) легколетучего компонента в паре.

Для насадочных ректификационных колонн, работающих в режиме эмульгирования, эквивалентная высота насадки h , (в точке инверсии) может быть определена из уравнения [6.1]:

$$\frac{h_1}{d_s} = 5,2 \operatorname{Re}_n^{0,1} \left(\frac{G}{L} \right)^{0,35} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_n} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{L}{mG}}{1 - m \frac{G}{L}} \quad (7.23)$$

где $d_s = \frac{4V_{сн}}{\sigma}$ — эквивалентный диаметр насадки, м; $\operatorname{Re}_n = \frac{4w\rho_n}{\sigma\mu_n}$ — см. уравнение (6.38а); $\frac{G}{L}$ — отношение потоков пара и жидкости (в верхней части колонны $\frac{G}{L} = \frac{R+1}{R}$, в нижней части колонны $\frac{G}{L} = \frac{R+1}{R+F}$) — см. уравнения (7.6) и (7.7); m — тангенс угла наклона равновесной линии.

Высоту слоя насадки находят по уравнению (6.44).

ПРИМЕРЫ

Пример 7.1. Вычислить состав равновесной паровой фазы при 50 °С для жидкости, состоящей из смеси гексана и воды, предполагая их полную взаимную нерастворимость.

Решение. Давление насыщенного пара гексана при 50 °С равняется 400 мм рт. ст. (рис. XVII). Давление насыщенного пара воды при 50 °С составляет 92,5 мм рт. ст. (табл. XXXVIII). При полной взаимной нерастворимости компонентов парциальное давление p каждого компонента равняется давлению его насыщенного пара P .

Общее давление смеси паров:

$$P = p_{\text{г}} + p_{\text{г}} = P_{\text{г}} + P_{\text{г}} = 400 + 92,5 = 492,5 \text{ мм рт. ст.}$$

Мольную долю гексана в паровой фазе найдем по уравнению (6.1):

$$y_{\text{г}} = p_{\text{г}}/P = 400/492,5 = 0,812$$

Мольная доля воды:

$$y_w = p_w/P = 1 - y_T = 0,188$$

Пример 7.2. Определить температуру кипения при атмосферном давлении жидкой смеси толуола и воды, учитывая их полную взаимную нерастворимость.

Решение. Данная смесь будет кипеть при такой температуре, при которой сумма давлений насыщенных паров толуола и воды будет равна 760 мм рт. ст.

Из диаграммы (рис. XXIV) следует, что пересечение кривой давления насыщенного пара толуола с кривой давления насыщенного пара воды (отложенного от 760 мм рт. ст. сверху вниз) происходит при 84 °С. Так как точка пересечения этих кривых соответствует такой температуре, при которой сумма давлений насыщенных паров равна 760 мм рт. ст., то эта температура и будет температурой кипения смеси.

Пример 7.3. Вычислить состав равновесной паровой фазы при 60 °С для жидкой смеси, состоящей из 40% (мол.) бензола и 60% (мол.) толуола, считая, что данная смесь характеризуется законом Рауля. Найти также, какого состава жидкая смесь бензола и толуола кипит при 90 °С под давлением 760 мм рт. ст.

Решение. Давление насыщенного пара бензола и толуола при 60 °С определяем по рис. XXIV: для бензола $P_6 = 385$ мм рт. ст.; для толуола $P_T = 140$ мм рт. ст.

Парциальные давления бензола и толуола определяем по формуле (6.7):

$$p_6 = P_6 x_6 = 385 \cdot 0,4 = 154 \text{ мм рт. ст.}$$

$$p_T = P_T x_T = P_T (1 - x_6) = 140 (1 - 0,4) = 84 \text{ мм рт. ст.}$$

Общее давление:

$$P = p_6 + p_T = 154 + 84 = 238 \text{ мм рт. ст.}$$

Состав паровой фазы определяем по формуле (6.1):

$$y_6 = p_6/P = 154/238 = 0,648$$

Итак, равновесный пар содержит 64,8% (мол.) бензола и 35,2% (мол.) толуола.

Для определения состава жидкости, кипящей под давлением 760 мм рт. ст. при 90 °С, напомним уравнение

$$P = P_6 x_6 + P_T x_T \text{ или } 760 = 1013 x_6 + 408 (1 - x_6)$$

откуда $x_6 = 58,3\%$; $x_T = 41,7\%$.

Здесь 1013 и 408 — давления насыщенного пара чистых бензола и толуола при 90 °С, мм рт. ст.

Пример 7.4. Вычислить равновесные составы фаз и построить диаграммы равновесия в координатах $t - x$, y и $y^* - x$ для бензольно-толуольной смеси при атмосферном давлении, считая, что смесь характеризуется законом Рауля.

Решение. Для вычисления равновесных составов фаз воспользуемся уравнениями (6.7):

$$p_6 = P_6 x, \quad p_7 = P_7 (1 - x)$$

По закону Дальтона:

$$П = p_6 + p_7 = P_6 x + P_7 (1 - x)$$

откуда

$$x = \frac{П - P_7}{P_6 - P_7}$$

По формуле (6.8).

$$y^* = \frac{P_6}{П} x$$

Здесь x и y^* — мольные доли бензола в жидкости и в равновесном с ним паре.

Весь расчет помещен в табл. 7.1.

Таблица 7.1

$t, ^\circ\text{C}$	P_6 мм рт. ст.	P_7 мм рт. ст.	$П$, мм рт. ст.	$x = \frac{П - P_7}{P_6 - P_7}$	$y^* = \frac{P_6}{П} x$
80	760	300,0	760	1	1
84	852	333,0	760	$\frac{760 - 333}{852 - 333} = 0,823$	$\frac{852}{760} 0,823 = 0,922$
88	957	379,5	760	$\frac{760 - 379,5}{957 - 379,5} = 0,659$	$\frac{957}{760} 0,659 = 0,830$
92	1078	432,0	760	$\frac{760 - 432}{1078 - 432} = 0,508$	$\frac{1078}{760} 0,508 = 0,720$
96	1204	492,5	760	$\frac{760 - 492,5}{1204 - 492,5} = 0,376$	$\frac{1204}{760} 0,376 = 0,596$
100	1344	559,0	760	$\frac{760 - 559,0}{1344 - 559,0} = 0,256$	$\frac{1344}{760} 0,256 = 0,453$
104	1495	625,5	760	$\frac{760 - 625,5}{1495 - 625,5} = 0,155$	$\frac{1495}{760} 0,155 = 0,304$
108	1659	704,5	760	$\frac{760 - 704,5}{1659 - 704,5} = 0,058$	$\frac{1659}{760} 0,058 = 0,128$
110	1748	760,0	760	0	0

Полученные данные нанесены в виде кривых в координатах $t - x, y$ (рис. 7.6) и в координатах $y^* - x$ (рис. 7.7).

Пример 7.5. С помощью диаграммы $t - x, y$ (рис. 7.6) определить состав равновесного пара и температуру кипения для жидкости, содержащей 55% (мол.) бензола и 45% (мол.) толуола.

Решение. Проведя на рис. 7.6 линию $ABCD$, находим:

а) температура кипения равна $\sim 91^\circ\text{C}$;

б) состав равновесного пара:

Бензол	75% (мол.)
Толуол	25% (мол.)

Пример 7.6. 2500 кг загрязненного скипидара перегоняются в токе насыщенного водяного пара под атмосферным давлением (760 мм рт. ст.). Исходная смесь содержит 88% (масс.) скипидара, 12% (масс.) воды и подается в аппарат при 30°C . Внешнего подогрева нет.

Для перегонки применяют насыщенный пар с давлением

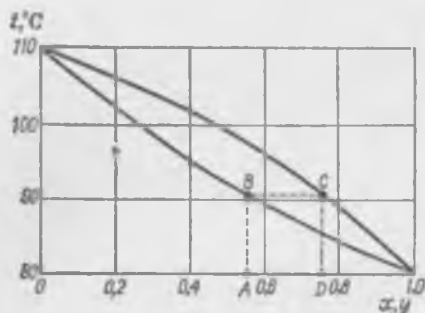


Рис. 7.6 (к примерам 7.4 и 7.5).

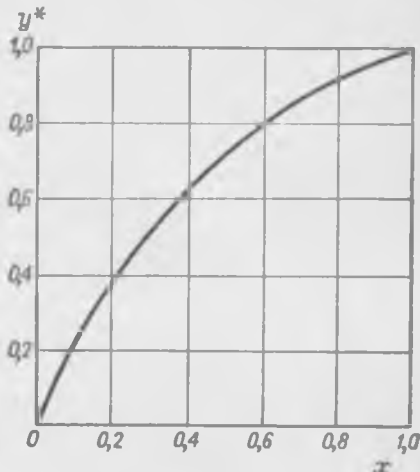


Рис. 7.7 (к примеру 7.4).

(в паропроводе) $p_{абс} = 1,5 \text{ кгс/см}^2$. Степень насыщения водяного пара скипидаром $\phi = 0,7$.

Определить: а) расход пара на перегонку; б) массовый и мольный состав отгоняемых паров; в) парциальные давления скипидара и воды в смеси паров. Потери теплоты в окружающую среду принять в размере 10% от полезно затрачиваемой теплоты. Расчетные константы для скипидара: мольная масса 136 кг/кмоль ; удельная теплоемкость жидкого скипидара $1,76 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$; удельная теплота испарения $310 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$.

Решение. Определяем по рис. XXIV температуру перегонки и давление насыщенного пара скипидара. Температура перегонки 96°C ; $P_{ск} = 115 \text{ мм рт. ст.}$

Количество водяного пара, уходящего вместе с паром скипидара, находим по формуле (7.3)

$$G_B = G_{ск} \frac{M_B (\Pi - P_{ск})}{M_{ск} P_{ск} \phi} = 2500 \cdot 0,88 \frac{18 (760 - 115)}{136 \cdot 115 \cdot 0,7} = 2330 \text{ кг}$$

Массовая доля в парах:
скипидара

$$y_{ск} = \frac{G_{ск}}{G_{ск} + G_B} = \frac{2500 \cdot 0,88}{2500 \cdot 0,88 + 2330} = 0,495$$

ВОДЫ

$$u_v = 1 - y_{ск} = 1 - 0,485 = 0,515$$

Мольная доля:

$$y_{ск} = \frac{\bar{y}_{ск}/M_{ск}}{\frac{\bar{y}_{ск}}{M_{ск}} + \frac{\bar{y}_v}{M_v}} = \frac{0,485/136}{\frac{0,485}{136} + \frac{0,515}{18}} = \frac{0,00356}{0,00356 + 0,0286} = 0,110$$

$$u_v = 1 - y_{ск} = 1 - 0,11 = 0,89$$

Парциальные давления в смеси паров при общем давлении $\Pi = 760$ мм рт. ст.:

$$p_{ск} = \Pi y_{ск} = 760 \cdot 0,11 = 84 \text{ мм рт. ст.}$$

$$p_v = \Pi - p_{ск} = 760 - 84 = 676 \text{ мм рт. ст.}$$

Расход теплоты:

а) на подогрев исходной смеси от 30°C до температуры перегонки 96°C .

Скипидар:

$$G_{ск} c_{ск} (t_{пер} - t_{нач}) = 2500 \cdot 0,88 \cdot 1,76 \cdot 10^3 (96 - 30) = 256\,000 \cdot 10^3 \text{ Дж}$$

Вода:

$$G_v c_v (t_{пер} - t_{нач}) = 2500 \cdot 0,12 \cdot 4,19 \cdot 10^3 (96 - 30) = 83\,000 \cdot 10^3 \text{ Дж}$$

$$Q_{нагр} = (256 + 83) \cdot 10^6 = 339 \cdot 10^6 \text{ Дж}$$

б) на испарение перегоняемого скипидара

$$Q_{исп} = G_{ск} r_{ск} = 2500 \cdot 0,88 \cdot 310 \cdot 10^3 = 682\,000 \cdot 10^3 \text{ Дж}$$

в) на компенсацию потерь теплоты в окружающую среду

$$Q_{пот} = 0,1 (Q_{нагр} + Q_{исп}) = (339\,000 + 682\,000) \cdot 10^3 \cdot 0,1 = 102\,000 \cdot 10^3 \text{ Дж}$$

Общий расход теплоты:

$$Q_{общ} = Q_{нагр} + Q_{исп} + Q_{пот} = (339\,000 + 682\,000 + 102\,000) \cdot 10^3 = 1\,123\,000 \cdot 10^3 \text{ Дж} = 1123 \cdot 10^3 \text{ кДж}$$

Определяем расход пара. Абсолютному давлению насыщенного пара в трубопроводе ($1,5 \text{ кгс/см}^2$) соответствует температура $110,7^\circ\text{C}$ (табл. LVII); уходит с перегоняемым скипидаром 2330 кг пара при температуре перегонки 96°C . Следовательно, этот уходящий пар охлаждается от $110,7$ до 96°C , причем выделяется теплоты

$$Q_{выд} = G_{п} c_{п} (t_{п} - t_{пер}) = 2330 \cdot 1,97 \cdot 10^3 (110,7 - 96) = 67\,900 \cdot 10^3 \text{ Дж} = 67\,900 \text{ кДж}$$

где $1,97 \cdot 10^3 = 35,5 \cdot 10^3/18$ — удельная теплоемкость водяного пара, Дж/(кг·К) — табл. XXVII.

Остальное количество теплоты

$$Q_{от} = Q_{общ} - Q_{выд} = (1\,123\,000 - 67\,900) \cdot 10^3 = 1055 \cdot 10^3 \text{ кДж}$$

должно быть подведено за счет конденсации некоторого добавочного количества подаваемого пара и охлаждения получившегося конденсата до температуры перегонки.

Расход конденсирующегося (греющего) пара:

$$Q_{\text{водд}} = \frac{Q_{\text{исп}}}{t'' - t'} = \frac{1\,055\,000 \cdot 10^3}{(2700 - 402) 10^3} = 460 \text{ кг}$$

где $2700 \cdot 10^3$ Дж/кг — удельная энтальпия насыщенного водяного пара при $1,5 \text{ кгс/см}^2$; $402 \cdot 10^3$ Дж/кг — удельная энтальпия воды при 96°C .

Общий расход пара:

$$G_{\text{п}} = 2330 + 460 = 2790 \text{ кг}$$

Таблица 7.2

$\bar{x}$	$\bar{y}^*$	$\bar{y}^* - \bar{x}$	$\frac{1}{\bar{y}^* - \bar{x}}$	$\bar{x}$	$\bar{y}^*$	$\bar{y}^* - \bar{x}$	$\frac{1}{\bar{y}^* - \bar{x}}$
0,025	0,225	0,200	5,00	0,45	0,754	0,304	3,29
0,05	0,360	0,310	3,22	0,50	0,767	0,267	3,74
0,10	0,516	0,416	2,40	0,55	0,778	0,228	4,38
0,15	0,600	0,450	2,22	0,60	0,789	0,189	5,29
0,20	0,655	0,455	2,20	0,65	0,800	0,150	6,66
0,25	0,690	0,440	2,27	0,70	0,810	0,110	9,09
0,30	0,710	0,410	2,44	0,75	0,835	0,085	11,75
0,35	0,728	0,378	2,64	0,80	0,855	0,055	18,20
0,40	0,740	0,340	2,94				

Пример 7.7. В простом перегонном кубе производится разгонка 1000 кг смеси, содержащей 60% (масс.) этилового спирта и 40% (масс.) воды. После отгонки в кубовом остатке содержится 5% (масс.) спирта. Определить состав дистиллята, его массу и массу кубового остатка. Данные о равновесных составах приведены в табл. 7.2, в которой $\bar{x}$ обозначает массовую долю этилового спирта в жидкости, $\bar{y}^*$ — массовую долю этилового спирта в равновесном паре.

Решение. Для решения используем уравнение (7.1):

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{\bar{x}_2}^{\bar{x}_1} \frac{d\bar{x}}{\bar{y}^* - \bar{x}}$$

Аналитически выполнить интегрирование невозможно, так как аналитическая форма зависимости $\bar{y}^*$ от $\bar{x}$ неизвестна; поэтому решаем интеграл графически. Для этого строим график зависимости $\frac{1}{\bar{y}^* - \bar{x}}$ от $\bar{x}$ для спирто-водной смеси.

На рис. 7.8 по данным табл. 7.2 построена кривая.

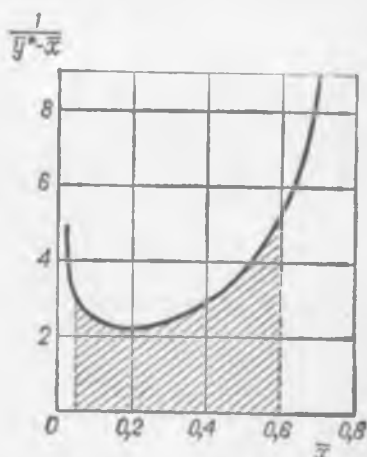


Рис. 7.8 (к примеру 7.7).

Принятый масштаб:

$$\begin{aligned} \text{По оси абсцисс} & \dots\dots\dots 1 \text{ мм} = 0,02 \\ > > \text{ординат} & \dots\dots\dots 1 > = 0,2 \\ & 1 \text{ мм}^2 = 0,02 \cdot 0,2 = 0,004 \end{aligned}$$

Значение интеграла в пределах от $x_1 = 0,6$ до $x_2 = 0,05$ изображается заштрихованной площадью. Эта площадь равна 403 мм^2 . Отсюда

$$\int_{0,05}^{0,6} \frac{dx}{y^2 - x} = 403 \cdot 0,004 = 1,612^*$$

Следовательно

$$\ln \frac{F}{W} = 2,3 \lg \frac{F}{W} = 1,612; \quad \frac{F}{W} = 5,01$$

По условию, $F = 1000 \text{ кг}$. Тогда

$$W = 1000/5,01 = 200 \text{ кг}$$

куда масса дистиллята

$$D = F - W = 1000 - 200 = 800 \text{ кг}$$

Количество спирта в остатке после перегонки:

$$G_W = Wx_W = 200 \cdot 0,05 = 10 \text{ кг}$$

Количество спирта, перешедшего в дистиллят:

$$G_D = Fx_F - G_W = 1000 \cdot 0,6 - 10 = 590 \text{ кг}$$

Массовый процент спирта в дистилляте:

$$x_D = \frac{G_D}{D} 100 = 100 \frac{590}{800} = 73,7$$

Пример 7.8. В условиях предыдущего примера найти для процесса перегонки расход греющего пара ($\rho_{\text{гс}} = 2 \text{ кгс/см}^2$). Перегоняемая смесь подается в куб нагретой до температуры начала кипения. Потери теплоты в окружающую среду принять в размере 10% от полезно затрачиваемого количества теплоты. По диаграмме $t - x, y$ найдено, что температура начала перегонки, когда кипящая смесь содержит 60% (масс.) спирта, равняется 81°C , а температура конца перегонки, когда кипящая смесь содержит 5% (масс.) спирта, $94,9^\circ\text{C}$. Влажность греющего пара 5%.

Решение. Средняя температура перегонки:

$$t = \frac{81 + 94,9}{2} = 88^\circ\text{C}$$

Расход теплоты на нагрев исходной смеси от 81 до 88°C :

$$Q_1 = (1000 \cdot 0,6 \cdot 3,35 \cdot 10^3 + 1000 \cdot 0,4 \cdot 4,19 \cdot 10^3) \cdot (88 - 81) = 25800 \cdot 10^3 \text{ Дж}$$

* Приблизненно значение интеграла может быть найдено по формуле трапеций — см. пример 4.26.

где $3,35 \cdot 10^3$ и $4,19 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К) — удельные теплоемкости спирта и воды (рис. XI).

Расход теплоты на испарение при 88°C :

$$Q_2 = 590 \cdot 855 \cdot 10^3 + (800 - 590) 2290 \cdot 10^3 = 985\,000 \cdot 10^3 \text{ Дж}$$

где $855 \cdot 10^3$ и $2290 \cdot 10^3$ Дж/кг — удельные теплоты парообразования спирта и воды.

Расход теплоты на нагревание остатка от 88 до $94,9^\circ\text{C}$:

$$Q_3 = (200 \cdot 0,05 \cdot 3,35 \cdot 10^3 + 200 \cdot 0,95 \cdot 4,19 \cdot 10^3) \cdot (94,9 - 88) = 5700 \cdot 10^3 \text{ Дж}$$

Общий расход теплоты с учетом потерь:

$$Q = (25\,800 + 985\,000 + 5700) 10^3 \cdot 1,1 = 1\,120\,000 \cdot 10^3 \text{ Дж}$$

Расход греющего пара:

$$G_{г.п} = \frac{1\,120\,000 \cdot 10^3}{2208 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 535 \text{ кг}$$

где $2208 \cdot 10^3$ Дж/кг — удельная теплота конденсации водяного пара при $\rho_{\text{вс}} = 2$ кгс/см².

Пример 7.9. При расчете ректификационной колонны с колпачковыми тарелками принято расстояние между тарелками 300 мм. Через колонну проходит 3200 м³/ч пара. Плотность пара 1,25 кг/м³ (расход и плотность пара — при нормальных условиях). Плотность жидкости 430 кг/м³. Определить требуемый диаметр колонны, если абсолютное давление в ней 1,2 кгс/см² и средняя температура -40°C .

Решение. Для определения диаметра колонны необходимо найти допустимую рабочую скорость пара в ней.

Плотность пара при рабочих условиях:

$$\rho_{\text{п}} = \frac{\rho_0 T_0 p}{T p_0} = \frac{1,25 \cdot 273 \cdot 1,2}{273 \cdot 1} = 1,75 \text{ кг/м}^3$$

По уравнению (7.17а)

$$w = C \sqrt{\rho_{\text{ж}} / \rho_{\text{п}}} = 0,0315 \sqrt{430 / 1,75} = 0,495 \text{ м/с}$$

Значение $C = 0,0315$ определено по рис. 7.2.

Объемный расход пара в колонне при рабочих условиях:

$$V = \frac{V_0 T p_0}{T_0 p \cdot 3600} = \frac{3200 \cdot 273}{273 \cdot 1,2 \cdot 3600} = 0,632 \text{ м}^3/\text{с}$$

Требуемая площадь поперечного сечения колонны

$$S = V / w = 0,632 / 0,495 = 1,28 \text{ м}^2$$

откуда диаметр колонны

$$D = \sqrt{S / 0,785} = \sqrt{1,28 / 0,785} = 1,275 \text{ м}$$

По нормальям (каталог-справочник «Колонные аппараты») принимаем $D = 1200$ мм.

Пример 7.10. Определить число тарелок в ректификационной колонне непрерывного действия для разделения смеси метилового спирт — вода под атмосферным давлением. Содержание метилового

спирта в питании колонны 31,5% (мол.). Дистиллят требуется получать с содержанием спирта 97,5% (мол.), в кубовом остатке допускается содержание спирта 1,1% (мол.). Коэффициент избытка флегмы 1,77. Число тарелок, эквивалентное одной ступени изменения концентрации, 1,7. Колонна обогревается глухим паром.

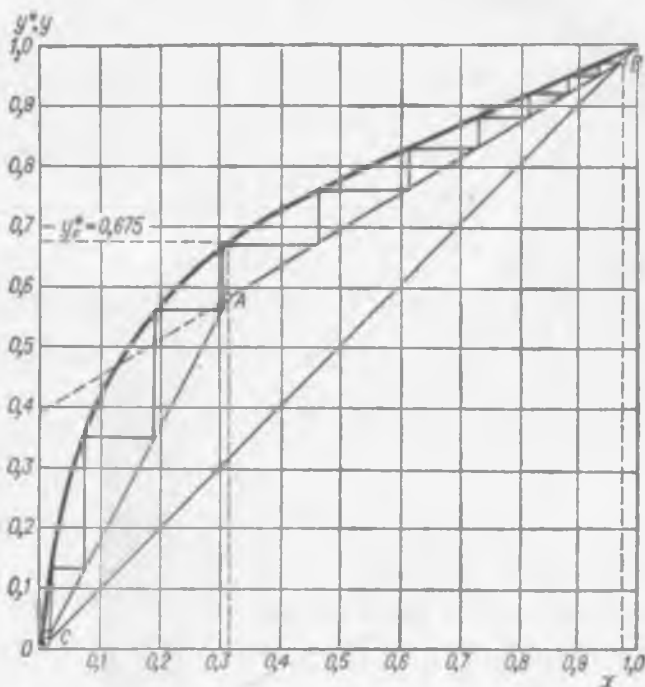


Рис. 7.9 (к примеру (7.10)).

Решение. По данным табл. XLVII для смеси метиловый спирт — вода при $P_{\text{атм}} = 760$ мм рт. ст. строим кривую равновесия в координатах $y^* - x$ (рис. 7.9).

Определяем минимальное число флегмы по формуле (7.10):

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,975 - 0,675}{0,675 - 0,315} = 0,835$$

где значение $y_F^* = 0,675$ найдено по равновесной кривой (рис. 7.9).

Действительное (рабочее) число флегмы:

$$R = \Phi R_{\text{мин}} = 1,77 \cdot 0,835 = 1,48$$

Уравнение рабочей линии верхней части колонны:

$$y = \frac{1,48}{1,48 + 1} x + \frac{0,975}{1,48 + 1}$$

или

$$y = 0,598x + 0,393$$

Отложив по оси ординат 0,393, наносим рабочую линию AB для верхней части колонны. Через точки A и C проводим рабочую линию для нижней части колонны.

Выполнив на диаграмме построение ломаной линии (начиная от точки B), находим необходимое число ступеней изменения концентрации: в верхней части колонны оно составляет ~ 7 , в нижней ~ 4 ; всего 11.

Число действительных тарелок: в верхней части колонны $1,7 \cdot 7 \approx 12$; в нижней $1,7 \cdot 4 \approx 7$, всего 19 тарелок.

Пример 7.11. Построить кривую равновесия для смеси четыреххлористый углерод (CCl_4) — двуххлористая сера (SCl_2) при давлении 760 мм рт. ст.

Решение. При отсутствии экспериментальных данных кривую равновесия строим, исходя из допущения, что смесь следует закону Рауля.

Давления насыщенного пара CCl_4 в зависимости от температуры приведены в табл. 7.3.

Таблица 7.3

$t, ^\circ C$	P , мм рт. ст.	$t, ^\circ C$	P , мм рт. ст.
40	214	70	621
50	315	75	715
65	580	80	843

Для SCl_2 имеются две точки: температура кипения при давлении 760 мм рт. ст., равная $59^\circ C$, и температура кипения при 400 мм рт. ст., равная $41^\circ C$.

Для нахождения давления насыщенного пара SCl_2 при других температурах воспользуемся правилом линейности.

Вычислим постоянную K для SCl_2 и воды, взятой в качестве стандартной жидкости:

$$K = \frac{59 - 41}{100 - 83} = 1,06$$

где $83^\circ C$ — температура кипения воды при 400 мм рт. ст. (табл. XXXVIII).

Температуры кипения SCl_2 при разных давлениях могут быть определены из уравнения:

$$59 - t = 1,06 (100 - \theta)$$

откуда

$$t = 1,06\theta - 47$$

Здесь t — температура кипения SCl_2 , $^\circ C$; θ — температура кипения воды при том же давлении, $^\circ C$.

В табл. 7.4 приведены вычисленные по последней формуле значения t при разных давлениях.

Таблица 7.4

P , мм рт. ст.	θ , °C	t , °C	P , мм рт. ст.	θ , °C	t , °C
760	100	59	1175	112,7	72,5
880	104,2	63,5	1320	116,3	76,3
1030	108,7	68,2	1470	119,6	79,8

На рис. 7.10 по данным табл. 7.3 и 7.4 нанесены давления насыщенных паров SCl_2 и CCl_4 в зависимости от температуры.

Имея данные о давлении насыщенных паров чистых компонентов при разных температурах, можно построить диаграмму равновесия, применив закон Рауля. Методику построения см. в примере 7.4. На рис. 7.11 дана диаграмма равновесия в координатах $y^* - x$.

P , мм рт. ст.

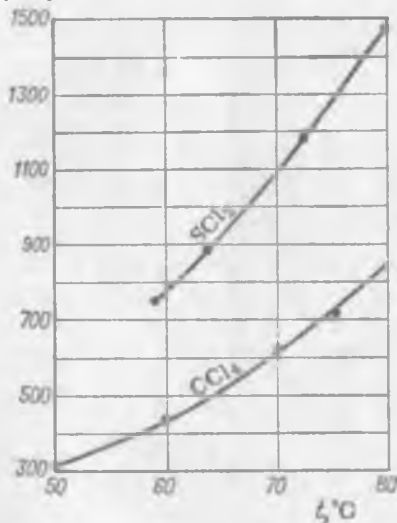


Рис. 7.10 (к примеру 7.11).

Пример 7.12. В периодически действующей тарельчатой ректификационной колонне разгоняется под атмосферным давлением жидкая смесь четыреххлористого углерода CCl_4 и двуххлористой серы SCl_2 , содержащая 50% (мол.) SCl_2 . Дистиллят должен содержать 90% (мол.), а кубовый остаток после ректификации — 15% (мол.) SCl_2 .

Определить необходимое число тарелок, если на одну ступень изменения концентрации приходится 1,7 тарелки. Определить также отношение минимальных чисел флегмы в конце и в начале разгонки.

Решение. Воспользуемся данными о равновесии смеси четыреххлористый углерод — двуххлористая сера, полученными в предыдущем примере.

Находим по формуле (7.10) минимальное число флегмы $R_{\min}$ для конечного момента перегонки, когда кубовая жидкость содержит 15% SCl_2 :

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F}{y_F - x_F} = \frac{0,9 - 0,25}{0,25 - 0,15} = 6,5$$

Здесь 0,25 — мольная доля SCl_2 в парах, равновесных с кубовым остатком, содержащим 15% SCl_2 — определяется по диаграмме равновесия.

Для действительного процесса принимаем число флегмы на 20% больше $R_{\text{мин}}$:

$$R = 1,2 \cdot 6,5 = 7,8$$

Уравнение рабочей линии (7.6) для конечного момента перегонки:

$$y = \frac{7,8}{7,8 + 1}x + \frac{0,9}{7,8 + 1}$$

$$\text{или } y = 0,887x + 0,102.$$

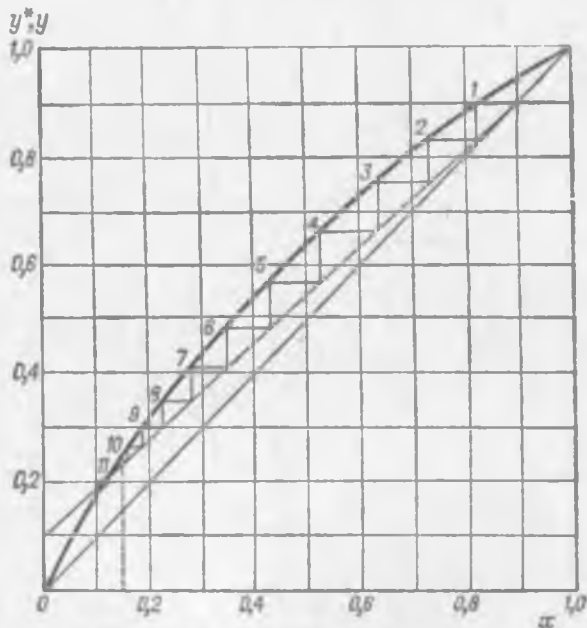


Рис. 7.11 (к примерам 7.11 и 7.12).

Строим рабочую линию и определяем графически число ступеней изменения концентрации. Как следует из рис. 7.11, числу флегмы $R = 7,8$ соответствуют 11 ступеней.

Число действительных тарелок для ректификации:

$$n = 1,7 \cdot 11 \approx 19$$

Для начального момента перегонки, когда $x_F = 0,5$, минимальное число флегмы:

$$R'_{\text{мин}} = \frac{0,9 - 0,64}{0,64 - 0,5} = 1,86$$

где $y_F^* = 0,64$ найдено по диаграмме равновесия (рис. 7.11).

Отношение минимальных чисел флегмы в конце и в начале перегонки:

$$R_{\text{мин}}/R'_{\text{мин}} = 6,5/1,86 = 3,5$$

Пример 7.13. Построить диаграмму $I - x$ в области насыщения для смеси $\text{CH}_4 - \text{N}_2$ при $p_{\text{атм}} = 10 \text{ кгс/см}^2$.

Решение. Методику построения и применения диаграммы $I - x$ см. [6.1, 11.7].

Для определения равновесных соотношений системы $\text{CH}_4 - \text{N}_2$ воспользуемся экспериментальными данными.

По диаграмме состояния $I - \lg p$ для N_2 и CH_4 определяем энтальпии чистых компонентов на 1 кмоль пара и жидкости в пределах температур существования системы $\text{CH}_4 - \text{N}_2$ при 10 кгс/см^2 (табл. 7.5).

Т а б л и ц а 7.5

Т, К	Пар		Жидкость	
	I_{CH_4}	I_{N_2}	I_{CH_4}	I_{N_2}
	кДж/кмоль	кДж/кмоль	кДж/кмоль	кДж/кмоль
170	11 100	9 420	4 690	—
160	10 700	9 100	3 930	—
150	10 270	8 800	3 310	—
145	—	8 640	3 040	—
140	—	8 480	2 820	—
135	—	8 330	2 550	—
130	—	8 160	2 310	—
125	—	7 990	2 050	—
120	—	7 810	1 830	—
115	—	7 630	1 580	3 460
110	—	7 420	1 360	3 160
105	—	7 210	—	2 890
100	—	—	—	2 610

Строим сетку диаграммы: по оси абсцисс откладываем содержание N_2 , по оси ординат — энтальпию в кДж/кмоль (рис. 7.12).

Далее наносим энтальпии чистых газообразных N_2 и CH_4 (табл. 7.5) на оси ординат для температур 170; 160 и 150 К. Соединяя эти точки прямыми, получаем соответствующие изотермы. Предполагаем, что теплота смешения равна нулю.

Ниже температуры 150 К газообразный метан при 10 кгс/см^2 не существует. Однако мы экстраполируем энтальпию CH_4 и ниже этой температуры, считая, что $\Delta I/\Delta T$ в области экстраполяции имеет то же значение, что и выше 150 К. В результате получаем изотермы пара вплоть до 100 К, т. е. до температуры конденсации чистого азота при 10 кгс/см^2 . На рис. 7.12 показано несколько изотерм пара, построенных таким образом, начиная с изотермы 145 К.

Далее, пользуясь равновесными данными для системы $\text{CH}_4\text{—N}_2$, определяем температуры начала конденсации различных паровых смесей и наносим соответствующие точки на диаграмму $I-x$. Соединяя найденные точки, получаем линию конденсации.

Изотермы жидкости строятся по тому же принципу, что и для газа. Дело осложняется тем, что часть температур равновесия лежит выше критической температуры азота (126 K), вследствие чего энтальпию жидкого азота при этих температурах снять не представляется возможным. В этом случае можно поступить следующим образом: вычислить среднюю теплоемкость жидкого азота в интервале, скажем, 110—120 K и считать условно, что и далее, при температурах выше критической, теплоемкость азота в смеси остается такой же. Часть построенных таким образом изотерм жидкости на рис. 7.12 показана пунктиром (в области насыщения).

Принятое допущение не может привести к большим ошибкам, так как для изотерм высоких температур (выше 125 K) ошибка смягчается тем, что эти изотермы пересекаются кривой кипения

при большом проценте метана, энтальпии которого сняты без всяких допущений. Поэтому отклонение, вызванное неточностью в определении энтальпии азота, влияет незначительно вследствие малой его доли. Для изотерм низких температур (ниже 125 K) энтальпии жидкого азота сняты без допущений.

По данным фазового равновесия системы $\text{CH}_4\text{—N}_2$ наносят на диаграмму точки начала кипения для жидких смесей разного состава и после соединения этих точек получают линию кипения

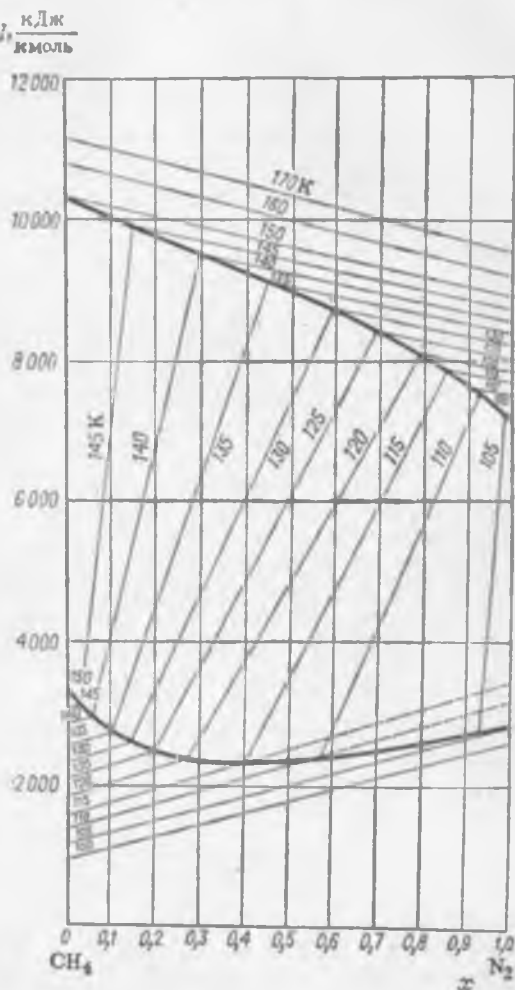


Рис. 7.12 (к примеру 7.13).

диаграммы $I - x$. В области насыщения проводят соединительные изотермы (соединяют составы жидкости на кривой кипения с равновесными составами пара на линии конденсации). На этом заканчивается построение диаграммы $I - x$.

Пример 7.14. В ректификационную колонну непрерывного действия подается смесь, состоящая из 30% (мол.) CH_4 и 70% (мол.) N_2 . Смесь поступает в количестве $1000 \text{ м}^3/\text{ч}$ в парообразном состоянии при $p_{\text{абс}} = 10 \text{ кгс/см}^2$ и температуре насыщения. Здесь и далее в этом примере все объемные расходы (в $\text{м}^3/\text{ч}$) указаны при нормальных условиях.

В результате разделения в колонне получают газообразные продукты: фракция метана с содержанием 3% N_2 и фракция азота с содержанием 5% CH_4 .

Требуется, пользуясь диаграммой $I - x$, определить: а) количество получаемых фракций; б) минимальное число флегмы $R_{\text{мин}}$; в) число ступеней изменения концентрации при коэффициенте избытка флегмы 1,25; г) количество теплоты, передаваемой в дефлегматоре колонны; д) количество теплоты, передаваемой в кубе (в случае вывода из куба колонны метановой фракции в жидком состоянии).

Решение. Используем диаграмму равновесия системы $\text{CH}_4 - \text{N}_2$ при 10 кгс/см^2 в координатах $I - x$, построенную в предыдущем примере.

а) Для определения количества получаемой фракции строим на диаграмме сверху (рис. 7.13) прямую линию $III - I - II$; точка I характеризует исходную смесь (70% N_2), точка II — азотную фракцию (95% N_2) и точка III — метановую фракцию (3% N_2).

Отношение отрезков $\frac{I - II}{III - II} = \frac{0,95 - 0,7}{0,95 - 0,03}$ дает количество получаемой метановой фракции на 1 кмоль исходной смеси.

Количество метановой фракции:

$$V_{\text{CH}_4} = \frac{0,25}{0,92} 1000 = 272 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество азотной фракции:

$$V_{\text{N}_2} = 1000 - 272 = 728 \text{ м}^3/\text{ч}$$

б) Определяем $R_{\text{мин}}$. Точка M представляет собой состояние исходной смеси, поступающей на разделение. Она должна лежать на главной прямой, соединяющей полюсы укрепляющей и исчерпывающей части колонны. Для определения наинизшего положения полюса колонны укрепления λ_u , соответствующего $R_{\text{мин}}$, необходимо совместить главную прямую с изотермой, проходящей через точку M (линия MO). Продолжая эту линию до пересечения с вертикалями, проведенными из значений концентраций, получаемых фракций, найдем полюсы λ_u и λ_n , соответствующие $R_{\text{мин}}$.

Отношение отрезков

$$\frac{MM'}{OK} = \frac{\pi_y M'}{\pi_y K} = \frac{R_{\text{мин}}}{R_{\text{мин}} + 1}$$

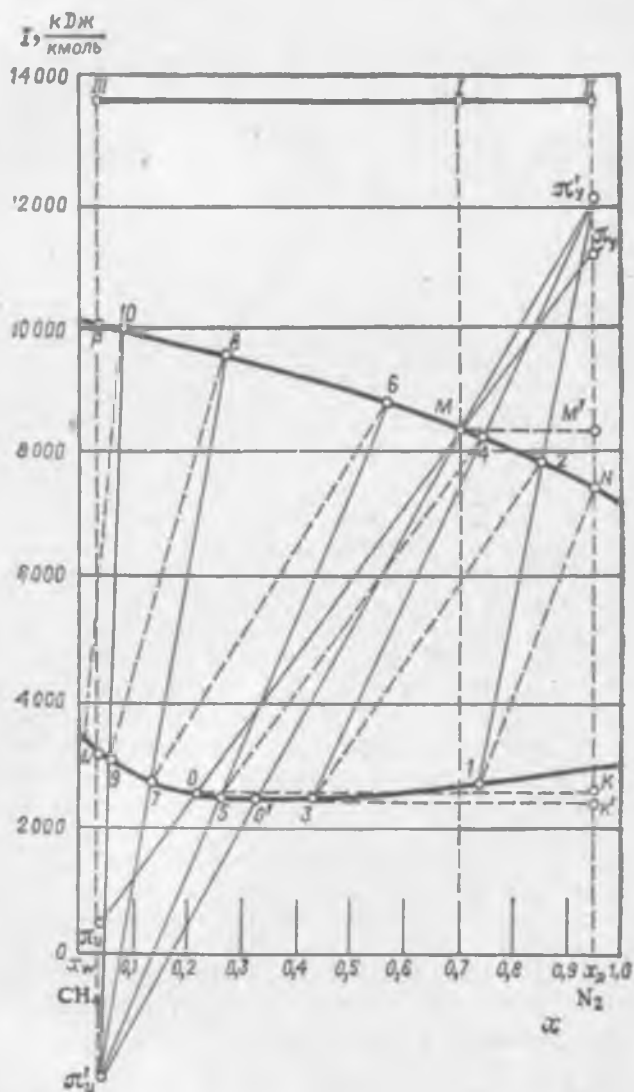


Рис. 7.13 (к примеру 7.14).

В нашем случае:

$$\frac{MM'}{OK} = \frac{0,95 - 0,7}{0,95 - 0,217} = 0,341$$

$$R_{\text{мин}} = 0,518$$

По условию, действительное число флегмы:

$$R = 1,25 R_{\text{мин}} = 1,25 \cdot 0,518 = 0,647$$

Определим положение действительного полюса π'_y , соответствующего числу флегмы $R = 0,647$.

Для этого из соотношения

$$\frac{MM'}{O'K'} = \frac{R}{R+1}$$

находим величину отрезка $O'K'$

$$O'K' = MM' \frac{R+1}{R} = \frac{(0,95 - 0,7) \cdot 1,647}{0,647} = 0,637$$

а затем абсциссу точки O'

$$0,95 - 0,637 = 0,313$$

Проведя прямую через точки M и O' до пересечения ее с вертикалями, абсциссы которых x_D и x_W , получим главную прямую для $R = 0,647$. Точки пересечения главной прямой с вертикалями — действительные полюсы π'_y и π'_n .

в) Далее определяем графическим путем число ступеней изменения концентрации. Для этого находим состав жидкости, равновесный с паром, содержащим 95% N_2 (точка N). Это будет точка 1, соединенная с точкой N изотермой. Далее проводим луч $1 - \pi'_y$. Пересечение этого луча с кривой пара дает точку 2. Из точки 2 повторяем построение. Получив точку 5 на кривой жидкости левее главной прямой, дальнейшее построение ведем с помощью нижнего полюса π'_n . Число таких переходов дает число ступеней изменения концентрации. В результате получаем: в укрепляющей части (выше питания) две ступени (несколько больше); в исчерпывающей части (ниже питания) четыре ступени (несколько меньше).

г) Количество теплоты, отводимой в дефлегматоре, определяется разницей энтальпий в точках π'_y и N , т. е.

$$q_d = 12\,230 - 7330 = 4900 \text{ кДж/кмоль}$$

Так как при разделении получается 728 м³/ч азотной фракции, то общее количество теплоты, передаваемое в дефлегматоре:

$$Q_d = 4900 \frac{728}{22,4} = 159\,000 \text{ кДж/ч} = \frac{159\,000 \cdot 10^3}{3600} = 44\,200 \text{ Вт}$$

д) Количество теплоты, передаваемой в кубе колонны, q_k при отводе фракции метана в газообразном состоянии определяется разницей энтальпий в точках P и π'_n . При отводе метановой фрак-

ции в жидком виде отсутствует затрата теплоты на испарение фракции; в этом случае теплота q_k определяется разницей энтальпий в точках L и π'_k , что составляет 5150 кДж на 1 кмоль метановой фракции.

Общее количество теплоты, передаваемой в кубе колонны:

$$Q_k = \frac{5150 \cdot 10^3}{3600} \frac{272}{22,4} = 17\,300 \text{ Вт}$$

Пример 7.15. Определить высоту и диаметр верхней (укрепляющей) части насадочной ректификационной колонны для разделения смеси метиловый спирт — вода под атмосферным давлением.

В колонну подается 1500 кг/ч исходной смеси, состоящей из 40% спирта и 60% воды. Концентрация дистиллята 97,5% спирта. В кубовом остатке содержится 2% спирта (проценты мольные). Число флегмы $R = 1,48$. В качестве насадки применены кольца $25 \times 25 \times 3$ мм. Колонна работает в режиме эмульгирования. Обогрев глухим паром.

Решение. При работе насадочной ректификационной колонны в режиме эмульгирования скорость пара в ней находим из уравнения (6.36). $A = -0,125$.

$$\lg \left(\frac{\sigma^2 \sigma_{\text{гн}} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = -0,125 - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}$$

В нашем случае: $\sigma = 204 \text{ м}^2/\text{м}^3$ (табл. XVII); $V_{\text{св}} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$;

$$\frac{L}{G} = \frac{R}{R+1} = \frac{1,48}{2,48} = 0,6$$

Средний состав жидкости:

$$x_{\text{ср}} = \frac{x_F + x_D}{2} = \frac{40 + 97,5}{2} = 70\% \text{ (мол.) спирта}$$

$$\rho_{\text{ж}} \approx 840 \text{ кг/м}^3; \quad \mu_{\text{ж}} \approx 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Средний состав пара:

$$y_{\text{ср}} = \frac{y_F + y_D}{2} = \frac{63 + 97,5}{2} = 80\% \text{ (мол.) спирта}$$

Здесь $y_F = 63\%$ (мол.) — содержание спирта в паре, поступающем в верхнюю часть колонны (рис. 7.9; в примере 7.10 рабочая линия верхней части колонны занимает такое же положение, как и в нашем случае). Средняя температура в верхней части колонны $\sim 72^\circ\text{C}$. Имеем:

$$\rho_{\text{п}} = \frac{[M_{\text{сн}} y_{\text{ср}} + M_{\text{в}} (1 - y_{\text{ср}})] T_0}{22,4 T} = \frac{(0,8 \cdot 32 + 0,2 \cdot 18) 273}{22,4 \cdot 345} = 1,03 \text{ кг/м}^3$$

$$\mu_{\text{п}} = 1,11 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Подставляя эти значения в формулу (6.36), получаем:

$$\lg \left(\frac{w^2 \cdot 204 \cdot 1,03 \cdot 0,5^{0,16}}{9,81 \cdot 0,74^3 \cdot 840} \right) = -0,125 - 1,75 \cdot 0,6^{0,25} \left(\frac{1,03}{840} \right)^{0,125}$$

$$\lg (0,0565 w^2) = -0,788$$

откуда $w = 1,7$ м/с.

Эквивалентную высоту насадки h , рассчитываем по уравнению (7.23):

$$\begin{aligned} h_s &= 5,2 d_s \operatorname{Re}_n^{0,2} \left(\frac{G}{L} \right)^{0,35} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_n} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{L}{mG}}{1 - \frac{mG}{L}} = \\ &= 5,2 \frac{4V_{св}}{\sigma} \left(\frac{4w\rho_n}{\sigma\mu_n} \right)^{0,2} \left(\frac{R+1}{R} \right)^{0,35} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_n} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{R}{m(R+1)}}{1 - \frac{m(R+1)}{R}} = \\ &= \frac{5,2 \cdot 4 \cdot 0,74}{204} \left(\frac{4 \cdot 1,7 \cdot 1,03}{204 \cdot 1,11 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,2} \left(\frac{2,48}{1,48} \right)^{0,35} \left(\frac{840}{1,03} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{1,48}{0,45 \cdot 2,48}}{1 - \frac{0,45}{0,6}} = 0,86 \text{ м} \end{aligned}$$

Как следует из рис. 7.9, число ступеней изменения концентрации в пределах от $x_D = 0,975$ до $x_F = 0,4$ составляет 6,4 *. Следовательно, требуемая высота насадки по уравнению (6.44)

$$H_n = h_s \pi_T = 0,86 \cdot 6,4 = 5,5 \text{ м}$$

Для определения диаметра колонны найдем предварительно расход дистиллята. Мольный расход питания:

$$G_F = \frac{G'_F}{x_F M_{сн} + (1 - x_F) M_n} = \frac{1500}{0,4 \cdot 32 + 0,6 \cdot 18} = 63,6 \text{ кмоль/ч}$$

Из уравнений материального баланса колонны

$$G_D + G_W = 63,6$$

$$0,975 G_D + 0,02 G_W = 0,4 \cdot 63,6$$

находим расход дистиллята $G_D = 25,3$ кмоль/ч.

Объемный расход пара в верхней части колонны:

$$V = \frac{G_D (R+1) 22,4T}{T_o \cdot 3600} = \frac{25,3 (1,48 + 1) 22,4 \cdot 345}{273 \cdot 3600} = 0,493 \text{ м}^3/\text{с}$$

Требуемый диаметр колонны:

$$D = \sqrt{\frac{V}{w \cdot 0,785}} = \sqrt{\frac{0,493}{1,7 \cdot 0,785}} = 0,61 \text{ м}$$

* При более точном построении в большом масштабе число ступеней изменения концентрации получается немного больше 7.

Блок-схема алгоритма решения примера 7.15:

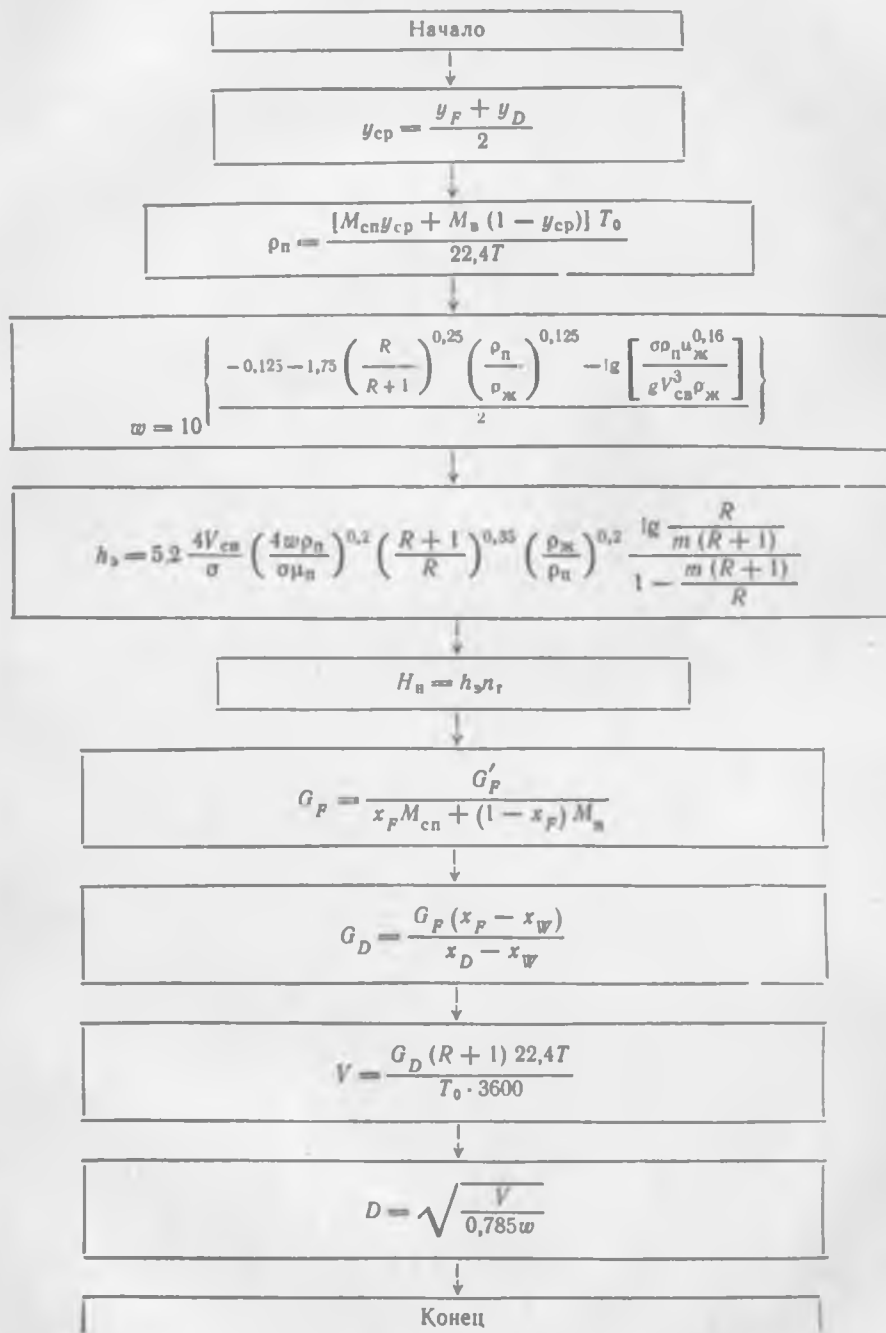


Таблица идентификаторов приведена ниже (табл. 7.6).

Таблица 7.6

Величина	y_{cp}	y_F	y_D	ρ_n	T_0	M_{cn}	M_B	T	w	R	$\rho_{ж}$	σ	$\mu_{ж}$
Идентификатор	YM	YF	YD	RV	TN	MAL	MW	T	V	R	RL	SIGMA	ML

Продолжение

$V_{св}$	h_s	μ_n	m	H_H	n_T	G_F	G'_F	x_F	G_D	x_W	x_D	V	D
VF	HE	MV	M	HP	NT	GF	GF1	XF	GD	XW	XD	QV	D

Запись алгоритма решения на языке FORTRAN-IV:

```

1 FORMAT (E 10.2)
3 FORMAT (30X, 'INITIAL DATA',/10X, ((5E10.23X))
READ 1, YF, YD, TN, MAL, MW, T, RL, SIGMA, ML,
*VF, MV, M, NT, GF1, XF, XW, XD, R
WRITE 3, YF, YD, TN, MAL, MW, T, RL, SIGMA, ML,
*VF, MV, M, NT, GF1, XF, XW, XD, R
YM = (YF + YD)*.5
RV = MAL * YM + MW * (1. - YM) * TN/22.4 * T
V = 10. ** ((- .125 - 1.75 * (R/(R + 1.)) ** 25 * (RV/RL) ** .125 -
*ALOG (SIGMA*RV*ML ** .16/9.81/VF ** 3./RL))/2.)
HE = 5.2 * 4. * VF * (4. * V * RV/SIGMA/MV) ** .2((R + 1.)/R) ** .35*
*(RL/RV) ** .2 * ALOG (R/M(R + 1.)/1. - M * (R + 1.)/R)/SIGMA
HP = HE * NT
GF = GF1/(XF * MAL + (1. - XF) * MW)
GD = GF * (XF - XW)/(XD - XW)
QV = GD * (R + 1.) * 22.4 * T/TN/3600
D = SQRT (QV/.785/V)
WRITE 4, HP, D
4 FORMAT (10X, 'CALCULATION RESULTS',/10X, 'HP = ', E 12.4,
*'D = ', E 12.4)
STOP
END

```

Числовая информация может быть записана в виде:

0.63, 0.975, 273., 32., 18., 345., 840., 204., 0.5, 0.74, 0.0000111, 0.45, 6.4, 1500., 0.4, 0.02, 0.975, 1.48.

Как результат на выходе будет напечатано следующее:

INITIAL DATA

YF = 0.63 YD = 0.975 TN = 273. MAL = 32. MW = 18. T = 345.

RL = 840. SIGMA = 204. ML = 0.5 VF = 0.74 MV = 0.0000111

M = 0.45 NT = 6.4 GF1 = 1500. XF = 0.4 XW = 0.02 XD = 0.975; R = 1.48

RESULTS OF CALCULATION

HP = 5.5 D = 0.61

Пример 7.16. В ректификационной колонне непрерывного действия разделяется под атмосферным давлением смесь этиловый спирт — вода, содержащая 25% (мол.) этилового спирта. Требуемая концентрация дистиллята 80% (мол.), допускаемое содержание спирта в кубовом остатке не выше 0,1% (мол.). В куб колонны подается острый пар. Определить рабочее число флегмы и относительные мольные расходы питания, подаваемого острого пара и кубового остатка на 1 кмоль дистиллята. Нанести рабочие линии на диаграмму $y-x$.

Решение. На рис. 7.14 дана схема материальных потоков (относительных мольных расходов) в ректи-

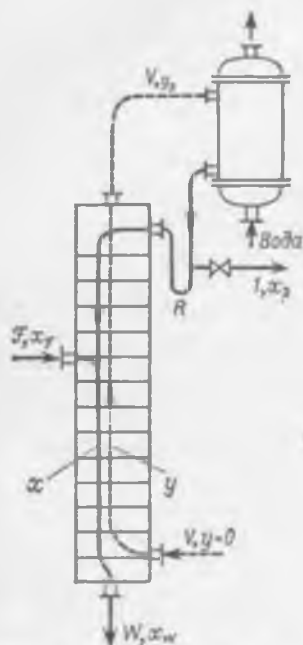


Рис. 7.14 (к при. езу 7.16).

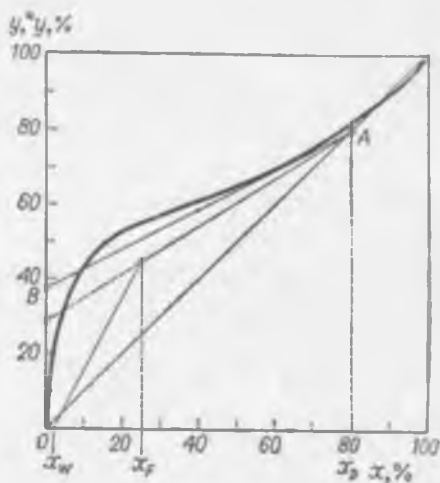


Рис. 7.15 (к примеру 7.16).

фикационной колонне, в куб которой подается острый пар. Из уравнений материального баланса колонны

$$F + V = 1 + W; Fx_F = x_D + Wx_W$$

при $W = F + R$ получаем:

$$F = \frac{x_D + Rx_W}{x_F - x_W}; W = \frac{x_D + Rx_F}{x_F - x_W}; V = R + 1$$

Уравнения рабочих линий:
верхней части колонны

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

нижней части колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1} x - \frac{R+F}{R+1} x_W$$

В этих уравнениях: $F = G_F/G_D$; $W = G_W/G_D$; $V = G_V/G_D$; G_F , G_D , G_W , G_V — мольные расходы питания, дистиллята, кубового остатка, подаваемого пара, кмоль/с.

Рабочая линия верхней части колонны такая же, как и при обогреве колонны глухим паром — см. уравнение (7.6), она пересекает диагональ диаграммы $y-x$ при $x = x_D$ и ось ординат при

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

Рабочая линия нижней части колонны пересекает ось абсцисс при $x = x_W$. Обе рабочие линии пересекаются при $x = x_F$.

Находим рабочее число флегмы по уравнению (7.12):

$$R = 1,3 R_{\min} + 0,3$$

Кривая равновесия, построенная по данным [7.4], имеет впадину (рис. 7.15). Для определения $R_{\min}$ из точки A проводим касательную AB к кривой равновесия. Касательная AB отсекает на оси ординат отрезок, равный 37,5. Отсюда

$$\frac{x_D}{R_{\min} + 1} = 0,375 \quad \text{и} \quad R_{\min} = \frac{0,8 - 0,375}{0,375} = 1,13$$

Рабочее число флегмы:

$$R = 1,3 \cdot 1,13 + 0,3 = 1,77$$

Отрезок, отсекаемый рабочей линией верхней части колонны на оси ординат при $R = 1,77$:

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0,8}{1,77+1} = 0,289$$

Наносим рабочие линии на диаграмму — рис. 7.15 (на рисунке точка x_W на оси абсцисс нанесена не в масштабе). Находим относительные мольные расходы:

$$F = \frac{x_D + R x_W}{x_F - x_W} = \frac{80 + 1,77 \cdot 0,1}{25 - 0,1} = 3,21$$

$$W = \frac{x_D + R x_F}{x_F - x_W} = \frac{80 + 1,77 \cdot 25}{24,9} = 4,98$$

$$V = R + 1 = 1,77 + 1 = 2,77$$

Проверка материального баланса:

$$F + V = 1 + W$$

$$3,21 + 2,77 = 1 + 4,98$$

Расход подаваемого в колонну острого пара следует проверить по уравнению теплового баланса колонны, которое имеет следующий вид:

$$G'_V t_n + G'_F c_F t_F = Q_d + G'_D c_D t_D + G'_W c_W t_W + Q_{\text{пот}}$$

и в котором G'_V , G'_F , G'_D , G'_W — массовые расходы пара, исходной смеси, дистиллята, кубового остатка, кг/с; $G'_W = G'_V + G'_F - G'_D$;

c_F, c_D, c_W — соответствующие удельные теплоемкости, Дж/(кг·К); t_F, t_D, t_W — температуры, °С; i_n — удельная энтальпия пара, Дж/кг; Q_d — расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре, Вт [уравнение (7.15)]; $Q_{пот}$ — тепловые потери в окружающую среду, Вт.

Пример 7.17. В тарельчатой ректификационной колонне, в которую поступает на разделение жидкая смесь, содержащая 51,5% (мол.) легколетучего компонента, требуется получать дистиллят с концентрацией 97,5% (мол.). По экспериментальным данным коэффициент обогащения (к. п. д.) тарелки принятой конструкции η_0 [уравнение (7.21)] для данной смеси в интервале концентраций 50—100% (мол.) практически не зависит от состава жидкости и для данной скорости пара равняется 0,5 (одинаков у всех тарелок). Определить требуемое число тарелок в верхней части колонны двумя способами: а) через число ступеней изменения концентрации, считая, что средний к. п. д. η [уравнение (7.19)] такой же, как и к. п. д. отдельных тарелок; б) непосредственным построением числа действительных тарелок с учетом $\eta_0 = 0,5$ (метод кинетической кривой).

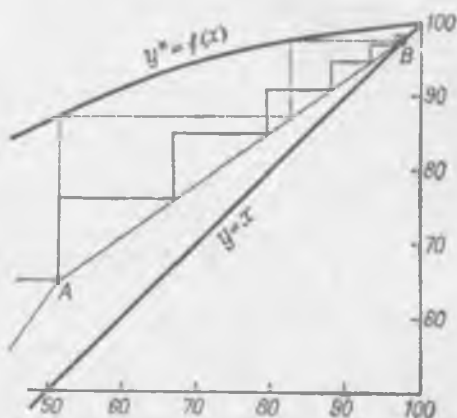


Рис. 7.16 (к примеру 7.17).

Решение. На рис. 7.16 представлен верхний участок диаграммы $y-x$. AB — рабочая линия верхней части колонны.

а) Определяем число ступеней изменения концентрации n_T построением, начиная от точки A (пунктир). Получаем $n_T = 2$ и по уравнению (7.19) находим: $n = n_T / \eta = 2 / 0,5 = 4$.

б) Строим, начиная от той же точки A , ступени, соответствующие действительным тарелкам, у которых $\eta_0 = 0,5$, т. е. делим пополам отрезки ординат между равновесной и рабочей линиями. Этим путем находим $n = 6$.

Результаты, полученные двумя путями, неодинаковы. Второй способ дает более надежный результат.

КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

7.1. Крезол (C_8H_9OH) перегоняется с водяным паром а) под атмосферным давлением, б) под давлением 300 мм рт. ст. Определить: температуру перегонки; массовый состав получаемой смеси; объемный процент крезоло в паре и его парциальное давление. Принять $\phi = 0,8$. Давление насыщенного пара крезоло — см. рис. XIV (м-крезол).

7.2. Глицерин очищается перегонкой с перегретым водяным паром при 230 °С под вакуумом 590 мм рт. ст. Степень насыщения водяного пара глицерином 0,75. Определить расход пара, уходящего с 1 т глицерина. Сырой глицерин подается при температуре перегонки. Аппарат имеет внешний обогрев. Как изменится

состав паровой смеси, если повысить вакуум до 620 мм рт. ст.? Температура кипения чистого глицерина под давлением 760 мм рт. ст. равняется 290°C , а под давлением 50 мм рт. ст. 205°C . Воспользоваться правилом линейности, взяв в качестве стандартной жидкости воду (табл. XXXVIII).

7.3. Смесь бензола и толуола кипит при 95°C под давлением 760 мм рт. ст. При 95°C давление насыщенного пара бензола $P_0 = 1167$ мм рт. ст.; давление насыщенного пара толуола $P_0 = 480$ мм рт. ст. Найти состав кипящей жидкости, считая, что смесь характеризуется законом Рауля.

Если жидкость будет содержать в два раза меньше толуола, то под каким давлением она будет кипеть при той же температуре?

7.4. Определить равновесные составы жидкости и пара для смеси метиловый спирт — вода при температуре 50°C : а) под давлением 300 мм рт. ст., б) под давлением 500 мм рт. ст., считая, что смесь характеризуется законом Рауля.

Объяснить полученный для случая б) результат.

7.5. Построить кривую равновесия $x - y^*$ при общем давлении 2 кгс/см² для смеси гексан — гептан, считая применимым закон Рауля. Давления насыщенных паров чистых компонентов взять по номограмме (рис. XIV).

7.6. Определить состав равновесного пара над жидкой смесью, состоящей из 10% (мол.) воды, 50% (мол.) уксусной кислоты и 40% (мол.) ацетона при $t = 80^{\circ}\text{C}$, считая, что компоненты смеси следуют закону Рауля.

7.7. 1000 кг бинарной смеси бензол — толуол, содержащей 30% (масс.) бензола, подвергают простой перегонке под атмосферным давлением. Определить количество и состав дистиллята, если содержание бензола в кубовом остатке равно 18% (масс.). Воспользоваться данными табл. 7.1.

7.8. 2600 кг смеси уксусной кислоты и воды подвергают простой перегонке под атмосферным давлением. Исходная смесь содержит 10% (мол.) уксусной кислоты, остаток — 50% (мол.) уксусной кислоты. Определить массу остатка и дистиллята и состав дистиллята. Данные о равновесных составах см. в табл. XLVII.

7.9. В ректификационную колонну непрерывного действия поступает жидкость с 24% (мол.) легколетучего компонента. Концентрация дистиллята 95% (мол.), концентрация кубового остатка 3% (мол.) легколетучего компонента. В дефлегматор поступает 850 кмоль/ч пара, в колонну из дефлегматора поступает 670 кмоль/ч флегмы. Сколько получается кубового остатка?

7.10. Определить аналитически абсциссы точек пересечения рабочих линий ректификационной колонны с диагональю диаграммы $y - x$ и друг с другом.

7.11. В ректификационной колонне непрерывного действия разгоняется смесь этилового спирта и воды. Уравнение рабочей линии нижней части колонны: $y = 1,28x - 0,0143$. Определить массовый процент спирта в кубовом остатке. Колонна обогревается глухим паром.

7.12. Колонна непрерывного действия перерабатывает смесь бензола и хлороформа. При ректификации получается дистиллят, содержащий 95% (масс.) легколетучего компонента. Питающая жидкость содержит 40% этого компонента. Найти тангенс угла наклона рабочей линии верхней части колонны, если известно, что рабочее число флегмы в 2 раза больше минимального. Данные о равновесных составах см. в табл. XLVII.

7.13. В ректификационной колонне непрерывного действия разгоняется под атмосферным давлением 340 кмоль/ч смеси вода — уксусная кислота. Ордината точки пересечения рабочих линий 0,48. Уравнение рабочей линии верхней части колонны $y = 0,84x + 0,15$. Количество пара, поступающего в дефлегматор, 550 кмоль/ч. Определить количество кубового остатка (в кг/ч) и массовую концентрацию уксусной кислоты в нем.

7.14. В ректификационную колонну непрерывного действия подается 1000 кмоль/ч смеси, содержащей 30% (мол.) пентана и 70% (мол.) гексана. Верхний продукт содержит 95% (мол.) пентана, нижний — 90% (мол.) гексана. Определить количество верхнего и нижнего продуктов (в кг/ч), а также количество пара, конденсирующегося в дефлегматоре, если известно, что тангенс угла наклона рабочей линии верхней (укрепляющей) части колонны равен 0,75.

7.15. Из ректификационной колонны выходит 1100 кг/ч дистиллята с содержанием 98,5% (масс.) легколетучего компонента и 3650 кг/ч кубового остатка

с содержанием 96,6% (масс.) второго компонента. Число флегмы 2,94. Определить: а) массовый процент легколетучего компонента в питании колонны; б) количество пара (в кг/ч), поступающего из колонны в дефлегматор.

7.16. На одной из тарелок ректификационной колонны в верхней (укрепляющей) ее части кипит смесь азота и кислорода. Концентрация азота в жидкости, стекающей с тарелки, 50% (мол.). Найти состав жидкости, стекающей сверху на данную тарелку, если одна ступень изменения концентрации соответствует одной тарелке. Число флегмы 2,3. Верхний продукт принять за чистый азот. Данные о равновесных составах см. в табл. XLVII.

7.17. На одной из тарелок верхней части ректификационной колонны находится жидкость, содержащая 65% (мол.) легколетучего компонента. Колонна работает при флегмовом числе $R = 2,5$. Дистиллят содержит 98% легколетучего компонента.

Определить составы пара, приходящего на указанную тарелку и уходящего с нее, если коэффициент обогащения тарелки $\eta_0 = 0,75$, смесь следует закону Рауля, коэффициент относительной летучести $\alpha = 2,5$. Жидкость на тарелке полностью перемешивается.

7.18. В ректификационной колонне непрерывного действия $x_D = 90\%$ (мол.), $x_F = 30\%$ (мол.), $x_W = 3\%$ (мол.), $R = 8$. Определить состав пара, приходящего на тарелку, где жидкость содержит: а) 75 и б) 15% (мол.) легколетучего компонента.

7.19. В ректификационной колонне непрерывного действия получается 200 кг/ч уксусной кислоты с концентрацией 70% (мол.). Перерабатывается смесь уксусной кислоты с водой, смесь поступает в колонну при температуре кипения. Содержание уксусной кислоты в исходной смеси 31% (мол.). С верха колонны отгоняется вода, содержащая 8% (мол.) уксусной кислоты. Давление в колонне атмосферное. Определить число ступеней изменения концентрации при числе флегмы 4. Определить также расход в кубе колонны греющего пара ($p_{\text{абс}} = 4 \text{ кгс/см}^2$), имеющего влажность 5%. Тепловые потери составляют 4% от полезно затрачиваемой теплоты. Данные о равновесных составах см. в табл. XLVII.

7.20. В ректификационную колонну поступает 5000 кг/ч смеси, состоящей из 29% (масс.) метилового спирта и 71% (масс.) воды. Уравнение рабочей линии верхней (укрепляющей) части колонны: $y = 0,73x + 0,264$. Кубового остатка получается 3800 кг/ч. Определить: а) массовый процент метилового спирта в кубовом остатке; б) количество пара (в кг/ч), поступающего из колонны в дефлегматор; в) расход воды в дефлегматоре, если она нагревается в нем на 12 К.

7.21. Уравнения рабочих линий ректификационной колонны для разделения смеси бензола и толуола под атмосферным давлением: $y = 0,723x + 0,263$; $y = 1,25x - 0,0188$. В колонну подается 75 кмоль/ч смеси при температуре кипения. Греющий пар в кубе колонны имеет избыточное давление 3 кгс/см². Определить требуемую поверхность нагрева в кубе колонны и расход греющего пара, имеющего влажность 5%. Коэффициент теплопередачи $K = 580 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$. Тепловыми потерями пренебречь. Температуру кипения жидкости в кубе принять как для чистого толуола.

7.22. В ректификационную колонну непрерывного действия подается смесь вода — этиловый спирт, содержащая 10% (масс.) спирта. Определить расход теплоты в кубе колонны и количество отводимой теплоты в дефлегматоре на 1 кг дистиллята, содержащего 94% (масс.) спирта, если кубовый остаток практически не содержит спирта. Исходная смесь вводится в колонну при температуре 70 °С. Укрепляющая часть колонны работает с числом флегмы 4. Тепловыми потерями пренебречь. Обогрев глухим паром.

7.23. Производительность ректификационной колонны для разделения смеси метилового спирта — вода составляет 1500 кг/ч дистиллята. Колонна работает под атмосферным давлением. Поверхность теплообмена дефлегматора 60 м², коэффициент теплопередачи в нем 810 Вт/(м²·К). Определить число флегмы и расход охлаждающей воды в дефлегматоре, если она нагревается от 15 до 35 °С.

7.24. Определить требуемую поверхность и расход воды в дефлегматоре ректификационной колонны для разделения бензольно-толуольной смеси при следующих условиях: количество верхнего продукта 600 кг/ч; число флегмы 3,75; начальная и конечная температуры охлаждающей воды 20 и 45 °С; коэффициент

теплопередачи $700 \text{ Вт/(м}^2 \text{ К)}$. Считать верхний продукт за чистый бензол. Давление в колонне атмосферное.

7.25. Определить необходимое число тарелок в ректификационной колонне периодического действия для разгонки смеси хлороформ — бензол под атмосферным давлением. Исходная смесь содержит 38% (мол.) хлороформа, дистиллят должен содержать 97% (мол.), кубовый остаток после перегонки — 10% (мол.). Коэффициент избытка флегмы 2. Данные о равновесных составах см. в табл. XLVII. На одну ступень изменения концентрации приходится 1,4 тарелки.

7.26. В ректификационной колонне непрерывного действия разгоняется 5000 кг/ч смеси метиловый спирт — вода. Массовая концентрация метилового спирта в питании 20%, в верхнем продукте 90%. Коэффициент избытка флегмы 1,8. Расход воды на дефлегматор 40 м³/ч, вода в нем нагревается от 20 до 40 °С. Определить количество метилового спирта, уходящего с кубовым остатком.

7.27. Для обогрева куба ректификационной колонны, в которую подается на разделение 6 т/ч бензольно-толуольной смеси, имеется в распоряжении пар с абсолютным давлением 1 кгс/см². Концентрация исходной смеси 32% бензола. Требуемая концентрация дистиллята 97% бензола, кубового остатка — 95% толуола. Проценты массовые.

Определить: а) массовые расходы получаемого дистиллята и кубового остатка; б) давление в колонне; в) требуемое количество тарелок при числе флегмы 3,1 и при среднем к. п. д. тарелок $\eta = 0,71$; г) расход греющего пара и расход воды в дефлегматоре при нагреве воды в нем на 15 К. Влажность греющего пара 5%.

Смесь характеризуется законом Рауля. Тепловые потери принять в размере 3% от полезно затрачиваемой теплоты. Питание подается в колонну при температуре кипения. Принять разность температур в кубе колонны 10 К.

ПРИМЕР РАСЧЕТА ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия с ситчатыми тарелками для разделения под атмосферным давлением 10 т/ч жидкой смеси, содержащей 50% (масс.) бензола и 50% (масс.) толуола. Требуемое содержание бензола в дистилляте 96% (масс.), требуемое содержание толуола в кубовом остатке 98% (масс.). Исходная смесь перед подачей в колонну подогревается до температуры кипения. Греющий пар имеет давление $p_{\text{пар}} = 3 \text{ кгс/см}^2$.

Схема ректификационной установки представлена на рис. 7.17.

1. Материальный баланс

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

Из уравнений материального баланса (7.4) и (7.5)

$$G_D + G_W = 10\,000$$

$$G_D \cdot 0,96 + G_W \cdot 0,02 = 10\,000 \cdot 0,5$$

находим $G_D = 5110 \text{ кг/ч}$, $G_W = 4890 \text{ кг/ч}$.

Для дальнейших расчетов выразим концентрации питания, дистиллята и кубового остатка в мольных долях.

Питание:

$$x_F = \frac{\bar{x}_F/M_6}{\frac{\bar{x}_F}{M_6} + \frac{100 - \bar{x}_F}{M_7}} = \frac{50/78}{\frac{50}{78} + \frac{50}{92}} = 0,542$$

Дистиллят:

$$x_D = \frac{\bar{x}_D/M_6}{\frac{\bar{x}_D}{M_6} + \frac{100 - \bar{x}_D}{M_7}} = \frac{96/78}{\frac{96}{78} + \frac{4}{92}} = 0,965$$

Кубовый остаток:

$$x_W = \frac{\bar{x}_W/M_0}{\frac{\bar{x}_W}{M_0} + \frac{100 - \bar{x}_W}{M_T}} = \frac{2/78}{\frac{2}{78} + \frac{98}{92}} = 0,023$$

Относительный мольный расход питания:

$$F = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0,965 - 0,023}{0,542 - 0,023} = 1,82$$

Кривая равновесия (рис. 7.7) * точек перегиба не имеет.

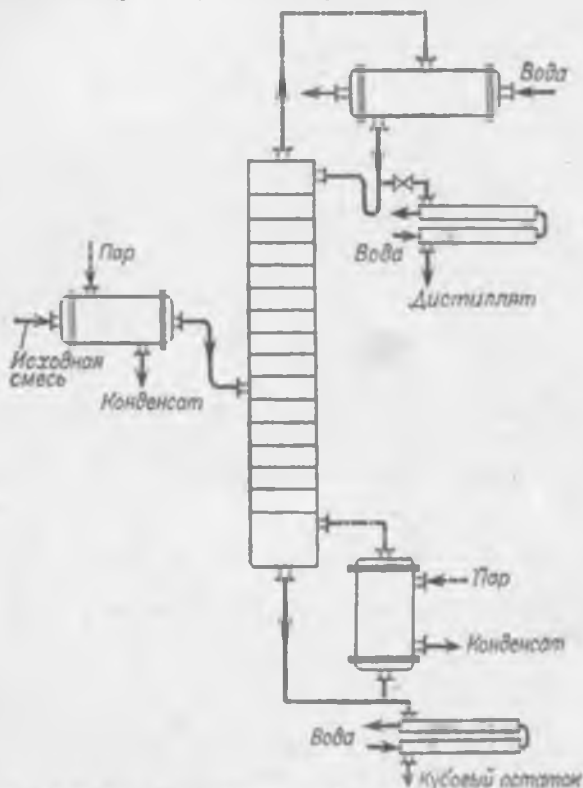


Рис. 7.17. Схема ректификационной установки.

Определяем минимальное число флегмы по уравнению (7.10):

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,965 - 0,74}{0,74 - 0,542} = 1,135$$

где $y_F^* = 0,74$ — мольную долю бензола в паре, равновесном с жидкостью питания, определяем по диаграмме $y^* - x$.

* В технических расчетах используют обычно экспериментальные данные о фазовом равновесии [6.5]. В этом примере использованы равновесные зависимости, полученные расчетным путем на основании закона Рауля, которые для системы бензол — толуол близки к экспериментальным данным.

Рабочее число флегмы по уравнению (7.12):

$$R = 1,3R_{\text{мин}} + 0,3 = 1,3 \cdot 1,135 + 0,3 = 1,78$$

Уравнения рабочих линий:

а) верхней (укрепляющей) части колонны

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{1,78}{2,78} x + \frac{0,965}{2,78}$$

$$y = 0,64x + 0,347$$

б) нижней (исчерпывающей) части колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1} x - \frac{F-1}{R+1} x_W = \frac{1,78+1,82}{2,78} x - \frac{1,82-1}{2,78} \cdot 0,023$$

$$y = 1,3x - 0,0068$$

11. Определение скорости пара и диаметра колонны

Средние концентрации жидкости:

а) в верхней части колонны

$$x'_{\text{ср}} = \frac{x_F + x_D}{2} = \frac{0,542 + 0,965}{2} = 0,754$$

б) в нижней части колонны

$$x''_{\text{ср}} = \frac{x_F + x_W}{2} = \frac{0,542 + 0,023}{2} = 0,283$$

Средние концентрации пара находим по уравнениям рабочих линий:

а) в верхней части колонны

$$y'_{\text{ср}} = 0,64x'_{\text{ср}} + 0,347 = 0,64 \cdot 0,754 + 0,347 = 0,829$$

б) в нижней части колонны

$$y''_{\text{ср}} = 1,3x''_{\text{ср}} - 0,0068 = 1,3 \cdot 0,283 - 0,0068 = 0,361$$

Средние температуры пара определяем по диаграмме $t-x, y$ (рис. 7.6):

а) при $y'_{\text{ср}} = 0,829$ $t'_{\text{ср}} = 88^\circ\text{C}$

б) при $y''_{\text{ср}} = 0,361$ $t''_{\text{ср}} = 103^\circ\text{C}$

Средние молярные массы и плотности пара:

а) $M'_{\text{ср}} = 0,829 \cdot 78 + 0,171 \cdot 92 = 80,3$ кг/кмоль

$$\rho'_{\text{ср}} = \frac{M'_{\text{ср}} T_0}{22,4 T'_{\text{ср}}} = \frac{80,3 \cdot 273}{22,4 \cdot 361} = 2,71 \text{ кг/м}^3$$

б) $M''_{\text{ср}} = 0,361 \cdot 78 + 0,639 \cdot 92 = 87$

$$\rho''_{\text{ср}} = \frac{M''_{\text{ср}} T_0}{22,4 T''_{\text{ср}}} = \frac{87 \cdot 273}{22,4 \cdot 376} = 2,82 \text{ кг/м}^3$$

Средняя плотность пара в колонне:

$$\rho_{\text{п}} = \frac{\rho'_{\text{ср}} + \rho''_{\text{ср}}}{2} = \frac{2,71 + 2,82}{2} = 2,77 \text{ кг/м}^3$$

Плотности жидких бензола и толуола близки. Температура в верху колонны при $w_D = 0,965$ равняется 82°C , а в кубе-испарителе при $x_w = 0,023$ она равна 109°C (рис. 7.6).

Плотность жидкого бензола при 82°C $\rho_6 = 813 \text{ кг/м}^3$, а жидкого толуола при 109°C $\rho_7 = 783 \text{ кг/м}^3$ [4.13].

Принимаем среднюю плотность жидкости в колонне

$$\rho_{ж} = \frac{813 + 783}{2} \approx 800 \text{ кг/м}^3$$

Определяем скорость пара в колонне по уравнению (7.17). По данным каталога-справочника «Колонные аппараты» принимаем расстояние между тарелками $h = 300 \text{ мм}$. Для ситчатых тарелок по графику (рис. 7.2) находим $C = 0,032$.

Скорость пара в колонне по уравнению (7.17а):

$$w = C \sqrt{\rho_{ж}/\rho_{п}} = 0,032 \sqrt{800/2,77} = 0,54 \text{ м/с}$$

Объемный расход проходящего через колонну пара при средней температуре в колонне $t_{ср} = \frac{88 + 103}{2} \approx 96^\circ\text{C}$. Имеем:

$$V = \frac{G_D (R + 1) 22,4 T_{ср}}{M_D T_0 \cdot 3600} = \frac{5110 (1,78 + 1) 22,4 \cdot 369}{78,5 \cdot 273 \cdot 3600} = 1,52 \text{ м}^3/\text{с}$$

где M_D — мольная масса дистиллята, равная

$$M_D = 0,965 \cdot 78 + 0,035 \cdot 92 = 78,5 \text{ кг/кмоль}$$

Диаметр колонны:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 w}} = \sqrt{\frac{1,52}{0,785 \cdot 0,54}} = 1,89 \text{ м}$$

По каталогу-справочнику «Колонные аппараты» берем $D = 1800 \text{ мм}$. Тогда скорость пара в колонне будет:

$$w = \frac{V}{0,785 D^2} = \frac{1,52}{0,785 \cdot 1,8^2} = 0,6 \text{ м/с}$$

✓ III. Гидравлический расчет тарелок

Принимаем следующие размеры ситчатой тарелки: диаметр отверстий $d_o = 4 \text{ мм}$, высота сливной перегородки $h_n = 40 \text{ мм}$. Свободное сечение тарелки (суммарная площадь отверстий) 8% от общей площади тарелки. Площадь, занимаемая двумя сегментными переливными стаканами, составляет 20% от общей площади тарелки.

Рассчитаем гидравлическое сопротивление тарелки в верхней и в нижней части колонны по уравнению (1.60):

$$\Delta p = \Delta p_{сух} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{пж}$$

а) Верхняя часть колонны.

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta p_{сух} = \zeta \frac{w_o^2 \rho_{п}}{2} = \frac{1,82 \cdot 7,5^2 \cdot 2,71}{2} = 138 \text{ Па}$$

где $\zeta = 1,82$ — коэффициент сопротивления неорошаемых ситчатых тарелок со свободным сечением 7—10%; $w_o = 0,6/0,08 = 7,5 \text{ м/с}$ — скорость пара в отверстиях тарелки.

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_o} = \frac{4 \cdot 20,5 \cdot 10^{-3}}{0,004} = 20,5 \text{ Па}$$

где $\sigma = 20,5 \cdot 10^{-3}$ Н/м — поверхностное натяжение жидкости при средней температуре в верхней части колонны 88°C [4.13] (у бензола и толуола практически одинаковое поверхностное натяжение); $d_o = 0,004$ м — диаметр отверстий тарелки.

Сопротивление парожидкостного слоя на тарелке:

$$\Delta p_{пж} = 1,3 h_{пж} \rho_{пж} g k$$

Высота парожидкостного слоя (рис. 7.18):



$$h_{пж} = h_n + \Delta h$$

Величину Δh — высоту слоя над сливной перегородкой рассчитываем по формуле:

$$\Delta h = \left(\frac{V_{ж}}{1,85 \Pi k} \right)^{2/3}$$

где $V_{ж}$ — объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; Π — периметр сливной перегородки, м; $k = \rho_{пж}/\rho_{ж}$ — отношение плотности парожидкостного слоя (пены) к плотности жидкости, принимаемое приближенно равным 0,5.

Объемный расход жидкости в верхней части колонны:

$$V_{ж} = \frac{G_D R M_{ср}}{M_D \rho_{ж}} = \frac{5110 \cdot 1,78 \cdot 81,4}{3600 \cdot 78,5 \cdot 800} = 0,00328 \text{ м}^3/\text{с}$$

где $M_{ср} = 0,754 \cdot 78 + 0,246 \cdot 92 = 81,4$ — средняя молярная масса жидкости, $\text{кг}/\text{кмоль}$.

Периметр сливной перегородки Π (рис. 7.18) находим, решая систему уравнений:

$$\left(\frac{\Pi}{2} \right)^2 + (R - b)^2 = R^2$$

$$0,1 \pi R^2 = \frac{2}{3} \Pi b$$

Рис. 7.18. Схема ситчатой тарелки.

где $R = 0,9$ м — радиус тарелки; $2/3 \Pi b$ — приближенное значение площади сегмента.

Решение дает: $\Pi = 1,32$ м; $b = 0,289$ м. Находим Δh :

$$\Delta h = \left(\frac{0,00328}{1,85 \cdot 1,32 \cdot 0,5} \right)^{2/3} = 0,0193 \text{ м}$$

Высота парожидкостного слоя на тарелке:

$$h_{пж} = h_n + \Delta h = 0,04 + 0,0193 = 0,0593 \text{ м}$$

Сопротивление парожидкостного слоя:

$$\Delta p_{пж} = 1,3 h_{пж} k \rho_{ж} g = 1,3 \cdot 0,0593 \cdot 0,5 \cdot 800 \cdot 9,81 = 302 \text{ Па}$$

Общее гидравлическое сопротивление тарелки в верхней части колонны:

$$\Delta p' = \Delta p_{сух} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{пж} = 138 + 20,5 + 302 = 461 \text{ Па}$$

б) Нижняя часть колонны:

$$\Delta p_{\text{сух}} = \frac{1,82 \cdot 7,5^2 \cdot 2,82}{2} = 144 \text{ Па}; \quad \Delta p_{\sigma} = \frac{4 \cdot 18,8 \cdot 10^{-3}}{0,004} = 18,8 \text{ Па}$$

где $18,8 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$ — поверхностное натяжение жидкости при $t_{\text{ср}} = 103^\circ \text{C}$.

$$V_{\text{ж}} = \left(\frac{G_D R}{M_D} + \frac{G_F}{M_F} \right) \frac{M_{\text{ср}}}{\rho_{\text{ж}}} = \left(\frac{5110 \cdot 1,78}{78,5} + \frac{10\,000}{84,4} \right) \frac{88}{3600 \cdot 800} = 0,00717 \text{ м}^3/\text{с}$$

где $M_F = 0,542 \cdot 78 + 0,458 \cdot 92 = 84,4 \text{ кг/кмоль}$; $M_{\text{ср}} = 0,283 \cdot 78 + 0,717 \cdot 92 = 88 \text{ кг/кмоль}$.

$$\Delta h = \left(\frac{0,00717}{1,85 \cdot 1,32 \cdot 0,5} \right)^{2/3} = 0,0325 \text{ м};$$

$$h_{\text{пж}} = 0,04 + 0,0325 = 0,0725 \text{ м}$$

$$\Delta p_{\text{пж}} = 1,3 \cdot 0,0725 \cdot 0,5 \cdot 800 \times 9,81 = 369 \text{ Па}$$

Общее гидравлическое сопротивление тарелки в нижней части колонны:

$$\Delta p'' = 144 + 18,8 + 369 = 532 \text{ Па}$$

Проверим, соблюдается ли при расстоянии между тарелками $h = 0,3 \text{ м}$ необходимое для нормальной работы тарелок условие

$$h > 1,8 \frac{\Delta p}{\rho_{\text{жg}}}$$

Для тарелок нижней части колонны, у которых гидравлическое сопротивление Δp больше, чем у тарелок верхней части

$$\frac{1,8 \Delta p''}{\rho_{\text{жg}}} = \frac{1,8 \cdot 532}{800 \cdot 9,81} = 0,122 \text{ м}$$

Следовательно, вышеуказанное условие соблюдается.

Проверим равномерность работы тарелок — рассчитаем минимальную скорость пара в отверстиях $\omega_{0, \text{мин}}$, достаточную для того, чтобы сыпчатая тарелка работала всеми отверстиями [0.4]:

$$\omega_{0, \text{мин}} = 0,67 \sqrt{\frac{g \rho_{\text{ж}} h_{\text{пж}}}{\zeta \rho_{\text{п}}}} = 0,67 \sqrt{\frac{9,81 \cdot 800 \cdot 0,0725}{1,82 \cdot 2,82}} = 7,05 \text{ м/с}$$

Рассчитанная скорость $\omega_{0, \text{мин}}$ меньше $\omega_0 = 7,5 \text{ м/с}$, следовательно, тарелки будут работать всеми отверстиями.

IV. Определение числа тарелок и высоты колонны

Наносим на диаграмму $y-x$ рабочие линии верхней и нижней части колонны (рис. 7.19) и находим число ступеней изменения концентрации n . В верхней части колонны $n'_1 \approx 7$, в нижней части $n''_1 \approx 8$, всего 15 ступеней.

Число тарелок рассчитываем по уравнению (7.19):

$$n = n_1/\eta$$

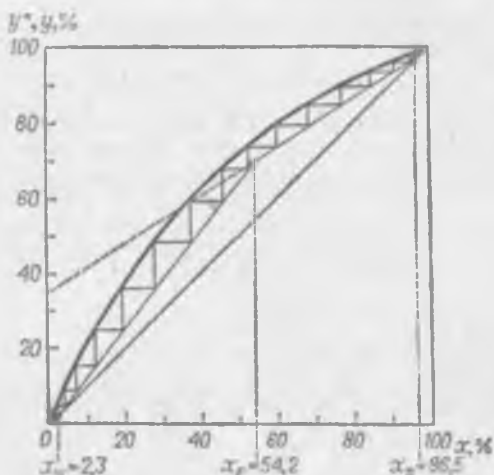


Рис. 7.19. Определение числа ступеней изменения концентрации.

Для определения среднего к. п. д. тарелок η находим коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов $\alpha = P_0/P_T$ и динамический коэффициент вязкости исходной смеси μ при средней температуре в колонне, равной 96 °С.

При этой температуре давление насыщенного пара бензола $P_0 = 1204$ мм рт. ст., толуола $P_T = 492,5$ мм рт. ст. (табл. 7.1), откуда $\alpha = 1204/492,5 = 2,45$.

Динамический коэффициент вязкости бензола при 96 °С равен 0,27 сП, толуола 0,29 сП. Принимаем динамический коэффициент вязкости исходной смеси $\mu = 0,28$ сП $= 0,28 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Тогда

$$\alpha\mu = 2,45 \cdot 0,28 = 0,685$$

По графику (рис. 7.4) находим $\eta = 0,53$. Длина пути жидкости на тарелке (рис. 7.18)

$$l = D - 2b = 1,8 - 2 \cdot 0,289 = 1,22 \text{ м}$$

По графику (рис. 7.5) находим значение поправки на длину пути $\Delta = 0,105$. Средний к. п. д. тарелок по уравнению (7.20):

$$\eta_l = \eta(1 + \Delta) = 0,53(1 + 0,105) = 0,59$$

Для сравнения рассчитаем средний к. п. д. тарелки η_0 по критериальной формуле, полученной путем статистической обработки многочисленных опытных данных для колпачковых и ситчатых тарелок:

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

В этой формуле безразмерные комплексы:

$$K_1 = \frac{Re_n}{Sc_n} Pr'_j \frac{\mu_n}{\mu_j} = \frac{w h_n \rho_n}{Sc_n \mu_n} \frac{\mu_j}{\rho_j D_j} \frac{\mu_n}{\mu_j} = \frac{w h_n \rho_n}{Sc_n \rho_j D_j}$$

$$K_2 = \frac{Re_n}{We} Pr'_j \frac{\nu_n}{\nu_j} = \frac{w h_n \sigma}{\nu_n \rho_j w^2} \frac{\nu_j \nu_n}{h_n D_j \nu_j} = \frac{\sigma}{w \rho_j D_j}$$

где w — скорость пара в колонне, м/с; Sc_n — относительная площадь свободного сечения тарелки; h_n — высота сливной перегородки, м; ρ_n и ρ_j — плотности пара и жидкости, кг/м³; D_j — коэффициент диффузии легколетучего компонента в исходной смеси, определяемый по формуле (6.25), м²/с; σ — поверхностное натяжение жидкости питания, Н/м.

Физико-химические константы отнесены к средней температуре в колонне. Предварительно рассчитаем коэффициент диффузии D_j :

$$D_j = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta M)^{0,7} T}{\mu_j v^{0,5}}$$

В нашем случае: $\beta = 1$; $\mu_j = 0,28$ сП $= 0,28 \cdot 10^{-3}$ Па·с; $M = M_T = 84,4$ кг/кмоль; $v = 6 \cdot 14,8 + 6 \cdot 3,7 = 15$; $T = 96 + 273 = 369$ К.

Коэффициент диффузии:

$$D_j = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} \cdot 84,4^{0,5} \cdot 369}{0,28 \cdot 96^{0,6}} = 5,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$$

Безразмерные комплексы:

$$K_1 = \frac{w h_n \rho_n}{Sc_n \rho_j D_j} = \frac{0,6 \cdot 0,04 \cdot 2,77}{0,08 \cdot 800 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 1,79 \cdot 10^5$$

$$K_2 = \frac{\sigma}{w \rho_j D_j} = \frac{19,7 \cdot 10^{-3}}{0,6 \cdot 800 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,71 \cdot 10^4$$

Средний к. п. д. тарелки:

$$\eta_0 = 0,068 K_1^{0,1} K_2^{0,115} = 0,068 (1,79 \cdot 10^5)^{0,1} (0,71 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,63$$

что близко к найденному значению η_1 .

Число тарелок:

в верхней части колонны

$$n' = n'_t / \eta_1 = 7 / 0,59 = 12$$

в нижней части колонны

$$n'' = n''_t / \eta_1 = 8 / 0,59 = 14$$

Общее число тарелок $n = 26$, с запасом $n = 30$, из них в верхней части колонны 14 и в нижней части 16 тарелок.

Высота тарельчатой части колонны:

$$H_T = (n - 1) h = (30 - 1) 0,3 = 8,7 \text{ м}$$

Общее гидравлическое сопротивление тарелок:

$$\Delta p = \Delta p' n_v + \Delta p'' n_n = 461 \cdot 14 + 532 \cdot 16 = 14\,950 \text{ Па} \approx 0,15 \text{ кгс/см}^2$$

V. Тепловой расчет установки

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе, находим по уравнению (7.15)

$$Q_d = G_D (1 + R) r_D = \frac{5110}{3600} (1 + 1,78) 392 \cdot 10^3 = 1\,550\,000 \text{ Вт}$$

Здесь

$$r_D = x_D r_6 + (1 - x_D) r_7 = 0,96 \cdot 392,4 \cdot 10^3 + 0,04 \cdot 377,8 \cdot 10^3 = 392 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

где r_6 и r_7 — удельные теплоты конденсации бензола и толуола при 82°C .

Расход теплоты, получаемой в кубе-испарителе от греющего пара, находим по уравнению (7.14):

$$\begin{aligned} Q_K &= Q_d + G_D c_D t_D + G_W c_W t_W - G_F c_F t_F + Q_{\text{пот}} = \\ &= 1,03 \left(1\,550\,000 + \frac{5110}{3600} 0,46 \cdot 4190 \cdot 82 + \frac{4890}{3600} 0,45 \cdot 4190 \cdot 109 - \right. \\ &\quad \left. - \frac{10\,000}{3600} 0,455 \cdot 4190 \cdot 91,5 \right) = 1\,615\,000 \text{ Вт} \end{aligned}$$

Здесь тепловые потери $Q_{\text{пот}}$ приняты в размере 3% от полезно затрачиваемой теплоты; удельные теплоемкости взяты соответственно при $t_D = 82^\circ\text{C}$, $t_W = 109^\circ\text{C}$ и $t_F = 91,5^\circ\text{C}$; температура кипения исходной смеси $t_F = 91,5^\circ\text{C}$ определена по рис. 7.6.

Расход теплоты в паровом подогревателе исходной смеси:

$$Q = 1,05 G_F c_F (t_F - t_{\text{нач}}) = 1,05 \frac{10\,000}{3600} 0,425 \cdot 4190 (91,5 - 18) = 382\,000 \text{ Вт}$$

Здесь тепловые потери приняты в размере 5%, удельная теплоемкость исходной смеси $c_F = (0,5 \cdot 0,43 + 0,5 \cdot 0,42) 4190 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$ взята при средней температуре $(91,5 + 18)/2 = 55^\circ\text{C}$.

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята:

$$Q = G_D c_D (t_D - t_{\text{кон}}) = \frac{5110}{3600} 0,43 \cdot 4190 (82 - 25) = 145\,500 \text{ Вт}$$

где удельная теплоемкость дистиллята $c_D = 0,43 \cdot 4190 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$ взята при средней температуре $(82 + 25)/2 \approx 54^\circ\text{C}$.

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка:

$$Q = G_{\text{в}} c_{\text{в}} (t_{\text{в}} - t_{\text{кон}}) = \frac{4890}{3600} 0,425 \cdot 4190 (109 - 25) = 203\,000 \text{ Вт}$$

где удельная теплоемкость кубового остатка $c_{\text{в}} = 0,425 \cdot 4190 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ взята при средней температуре $(109 + 25)/2 = 67^\circ\text{C}$.

Расход греющего пара, имеющего давление $p_{\text{гос}} = 4 \text{ кгс/см}^2$ и влажность 5%:

$$G_{\text{г. п}} = \frac{Q_{\text{к}}}{r_{\text{г. п}} x} = \frac{1\,615\,000}{2141 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 0,8 \text{ кг/с}$$

где $r_{\text{г. п}} = 2141 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ — удельная теплота конденсации греющего пара;

б) в подогревателе исходной смеси

$$G_{\text{г. п}} = \frac{382\,000}{2141 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 0,19 \text{ кг/с}$$

Всего: $0,8 + 0,19 = 0,99 \text{ кг/с}$ или $3,6 \text{ т/ч}$.

Расход охлаждающей воды при нагреве ее на 20°C :

а) в дефлегматоре

$$V_{\text{в}} = \frac{Q_{\text{д}}}{c_{\text{в}} (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \rho_{\text{в}}} = \frac{1\,550\,000}{4190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0,0185 \text{ м}^3/\text{с}$$

б) в водяном холодильнике дистиллята

$$V_{\text{в}} = \frac{145\,500}{4190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0,00174 \text{ м}^3/\text{с}$$

в) в водяном холодильнике кубового остатка

$$V_{\text{в}} = \frac{203\,000}{4190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0,00242 \text{ м}^3/\text{с}$$

Всего $0,0227 \text{ м}^3/\text{с}$ или $82 \text{ м}^3/\text{ч}$.

ЭКСТРАГИРОВАНИЕ

ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ
И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

Экстрагированием называется процесс извлечения одного или нескольких компонентов из смеси, находящейся в твердом или жидком состоянии, путем обработки растворителем (экстрагентом), избирательным по отношению к отдельным компонентам. Для последующего выделения целевого компонента из смеси с экстрагентом применяют выпаривание или ректификацию.

Целесообразность применения жидкостной экстракции определяется: 1) невозможностью разделения смеси ректификацией вследствие образования азеотропных смесей, нелетучести или недостаточной термической стойкости компонентов; 2) экономией теплоты, если затраты на ректификацию исходной смеси вследствие близости температур кипения составляющих компонентов, малых концентраций или других причин больше, чем расходы на экстракцию и отгонку растворителя из продуктов разделения.

Задачи по статике экстрагирования решаются преимущественно графическим путем — с помощью треугольной или прямоугольных диаграмм.

1. Особенности треугольной диаграммы:

а) вершины треугольника (рис. 8.1) соответствуют чистым компонентам А, В и С, стороны треугольника AB , BC и AC — двухкомпонентным смесям А и В, В и С, А и С, точки внутри треугольника — трехкомпонентным системам [например, точка g является фигуративной, т. е. характеризующей следующий состав смеси: 70% (масс.) А, 20% (масс.) В и 10% (масс.) С];

б) лучи Aa , Bb , Cc , 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 AC , BC , AB , являются геометрическим местом фигуративных точек смесей с постоянным содержанием компонентов В, А, С соответственно.

2. Правило рычага (частный случай правила центра тяжести): при смешении двух растворов, составы которых характеризуются на диаграмме любыми точками a и b , общий состав смеси выражается точкой c , лежащей на прямой ab , соединяющей эти точки; отрезки ac и bc обратно пропорциональны количествам взятых растворов (рис. 8.2)

$$G_a + G_b = G_c$$

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

$$\left. \begin{aligned} x'_B &= \frac{x_B}{100 - x_B} \quad \frac{\text{кг экстрагируемого компонента}}{\text{кг первичного растворителя}} \quad \text{в фазе рафината} \\ y'_B &= \frac{y_B}{100 - y_B} \quad \frac{\text{кг экстрагируемого компонента}}{\text{кг вторичного растворителя}} \quad \text{в фазе экстракта} \end{aligned} \right\} \quad (8.3)$$

6. Прямоугольные диаграммы используют также в тех случаях, когда из-за скупенности линий треугольная диаграмма не дает достаточной точности.

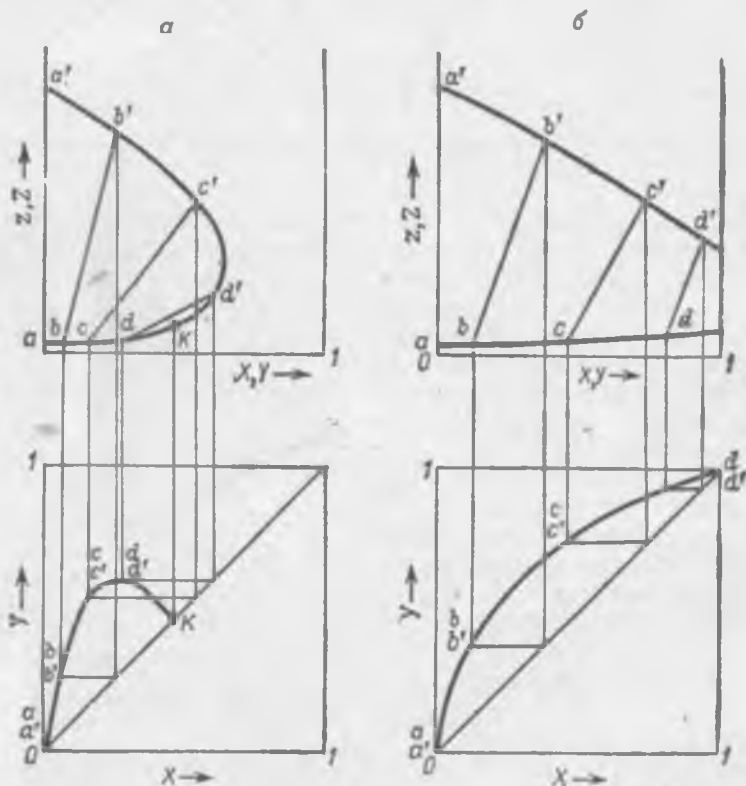


Рис. 8.5. Система жидкость — жидкость с одной (а) и с двумя (б) парами частично растворимых друг в друге компонентов (при $t = \text{const}$).

По оси ординат откладывают отношение содержания одного из компонентов тройной системы к сумме содержаний двух других компонентов, а по оси абсцисс — отношение содержания другого компонента к этой же сумме. Часто используются, например, следующие координаты:

а) Координаты $X, Y - z, Z$ и $X - Y$ * для системы жидкость — жидкость (рис. 8.5; обозначения те же, что на рис. 8.3):

$$\left. \begin{aligned} X &= \frac{x_B}{x_A + x_B} = \frac{x_B}{100 - x_C} \frac{\text{кг В}}{\text{кг (А + В)}} \text{ в фазе рафината} \\ Y &= \frac{y_B}{y_A + y_B} = \frac{y_B}{100 - y_C} \frac{\text{кг В}}{\text{кг (А + В)}} \text{ в фазе экстракта} \\ z &= \frac{x_C}{x_A + x_B} = \frac{x_C}{100 - x_C} \frac{\text{кг С}}{\text{кг (А + В)}} \text{ в фазе рафината} \\ Z &= \frac{y_C}{y_A + y_B} = \frac{y_C}{100 - y_C} \frac{\text{кг С}}{\text{кг (А + В)}} \text{ в фазе экстракта} \end{aligned} \right\} \quad (8.4)$$

Формулы для обратного пересчета:

$$\left. \begin{aligned} x_A &= \frac{1 - X}{1 + z}; \quad y_A = \frac{1 - Y}{1 + Z}; \quad x_B = \frac{X}{1 + z}; \quad y_B = \frac{Y}{1 + Z} \\ x_C &= \frac{z}{1 + z}; \quad y_C = \frac{Z}{1 + Z} \end{aligned} \right\} \quad (8.4a)$$

б) Координаты $X', Y' - z', Z'$ для системы твердое тело — жидкость (рис. 8.6; обозначения те же, что на рис. 8.4):

$$\left. \begin{aligned} X' &= \frac{x_B}{x_B + x_C} = \frac{x_B}{100 - x_A} \frac{\text{кг В}}{\text{кг (В + С)}} \text{ в нижнем потоке} \\ Y' &= \frac{y_B}{y_B + y_C} = \frac{y_B}{100 - y_A} \frac{\text{кг В}}{\text{кг (В + С)}} \text{ в верхнем потоке} \\ z' &= \frac{x_A}{x_B + x_C} = \frac{x_A}{100 - x_A} \frac{\text{кг А}}{\text{кг (В + С)}} \text{ в нижнем потоке} \\ Z' &= \frac{y_A}{y_B + y_C} = \frac{y_A}{100 - y_A} \frac{\text{кг А}}{\text{кг (В + С)}} \text{ в верхнем потоке} \end{aligned} \right\} \quad (8.5)$$

В этих формулах: x_A, x_B, x_C — содержание компонентов А, В, С в фазе рафината (в нижнем потоке), % (масс.); y_A, y_B, y_C — равновесное содержание компонентов А, В, С в фазе экстракта (в верхнем потоке), % (масс.).

7. Жидкостная экстракция в перекрестном токе.

Уравнение общего материального баланса n -й ступени экстрагирования ** (рис. 8.7, а):

$$G_{R, n-1} + G_{S, n} = G_{R, n} + G_{E, n} \quad (8.6)$$

Уравнение материального баланса n -й ступени по экстрагируемому компоненту:

$$G_{R, n-1} x_{n-1} + G_{S, n} y_S = G_{R, n} x_n + G_{E, n} y_n \quad (8.7)$$

* Вспомогательная диаграмма для нахождения хорд равновесия.

** Значения индексов: F — исходная смесь; S — вторичный растворитель или экстрагент; R — рафинат; E — экстракт.

В случае, когда взаимной растворимостью первичного растворителя и экстрагента можно пренебречь, для расчета применяют прямоугольную диаграмму в координатах $x' - y'$ (стр. 354).

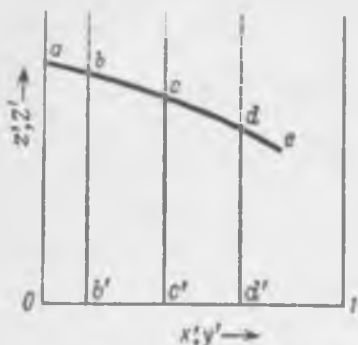


Рис. 8.6. Система твердое тело — жидкость (при $g = \text{const}$).

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

$$G_A = G_F \frac{100 - x_F}{100} \quad (8.8)$$

Количество вторичного растворителя C_n (в кг или кг/с) в экстракте:

$$G_{C_n} = G_S \frac{100 - y_S}{100} \quad (8.9)$$

Уравнение рабочей линии n -й ступени:

$$y'_n = - \frac{G_A}{G_{C_n}} (x'_n - x'_{n-1}) + y'_S \quad (8.10)$$

Угол наклона рабочей линии α характеризуется соотношением:

$$\operatorname{tg} \alpha = G_A / G_{C_n} \quad (8.11)$$

Число ступеней изменения концентрации (число ступеней экстрагирования) определяется числом рабочих линий на диаграмме (рис. 8.7, б).

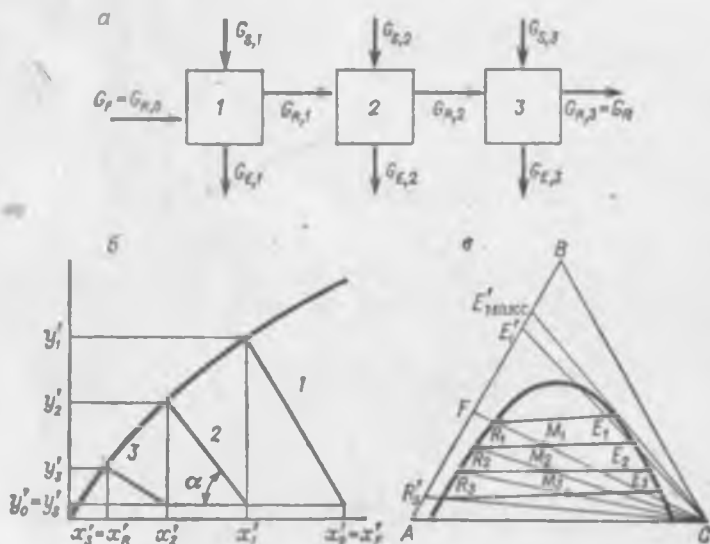


Рис. 8.7. Жидкостная экстракция в перекрестном токе.

В случае частичной взаимной растворимости первичного растворителя и экстрагента для расчетов пользуются треугольной диаграммой (рис. 8.7, 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_n . 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 .

Порядок расчетов и графических построений см. в примерах 8.2 и 8.3.

8. Протivotочная жидкостная экстракция.

Уравнение общего материального баланса n -ступенчатой экстракционной установки (рис. 8.8, а):

$$G_F + G_S = G_R + G_E \quad (8.12)$$

Уравнение материального баланса по экстрагируемому компоненту:

$$G_F x_F + G_S y_S = G_R x_R + G_E y_E \quad (8.13)$$

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

$$G_A (x'_F - x'_R) = G_C (y'_E - y'_S) \quad (8.14)$$

Уравнение рабочей линии:

$$y'_{n+1} = \frac{G_A}{G_C} (x'_n - x'_F) + y'_E \quad (8.15)$$

Угол наклона рабочей линии α (рис. 8.8, б) определяется из соотношения:

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{G_A}{G_C} = \frac{y'_E - y'_S}{x'_F - x'_R} \quad (8.16)$$

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования определяется графически так же, как при абсорбции и ректификации.

В случае расчета процесса с помощью треугольной диаграммы (рис. 8.8, в) количества потоков выражаются положением точки M , характеризующей фиктивный (условный) общий состав смеси

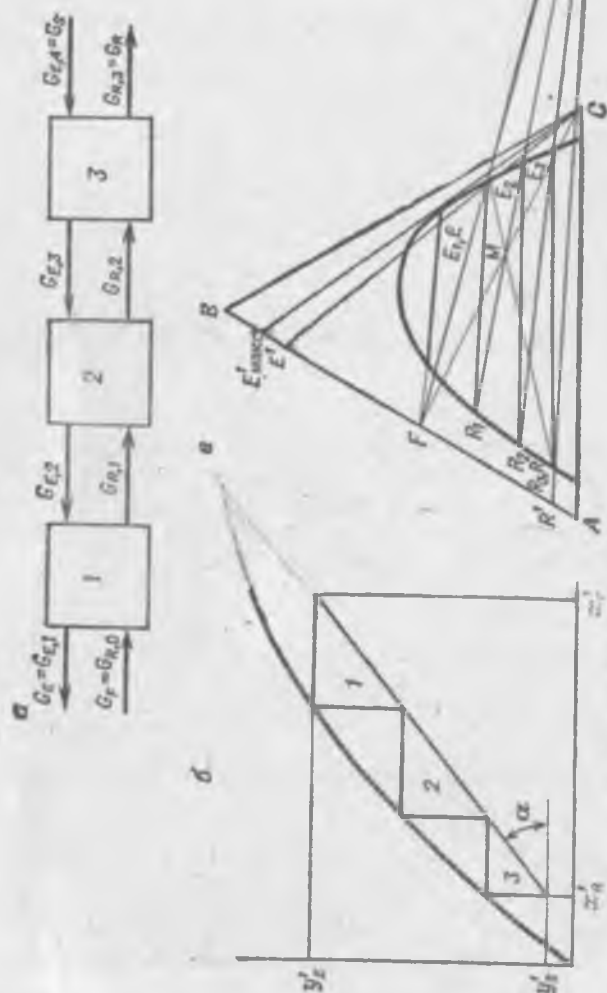


Рис. 8.8. Противоточная жидкостная экстракция.

в экстракционной установке, и определяются по правилу рычага из соотношений

$$G_F + G_S = G_R + G_E = G_M$$

$$\frac{G_F}{G_S} = \frac{\overline{MC}}{\overline{FM}}; \quad \frac{G_E}{G_R} = \frac{\overline{MR}}{\overline{ME}} \quad (8.17)$$

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*. Порядок расчетов и графических построений см. в примере 8.4.

9. Противоточная жидкостная экстракция с возвратом**.

Общий материальный баланс экстракционной установки (рис. 8.9, а):

$$G_F = G'_E + G'_R \quad (8.18)$$

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

Материальный баланс по экстрагируемому компоненту B :

$$G_F x_F = G'_E y_E + G'_R x_R \quad (8.19)$$

Минимальные коэффициенты возврата экстракта $R_{E_{\min}}$ и рафината $R_{R_{\min}}$ определяются (рис. 8.9, б) точками пересечения $P_{E_{\min}}$ и $P_{R_{\min}}$ (полюсы экстрактивной, 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' :

$$\left. \begin{aligned} R_{E_{\min}} &= \frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{\overline{P_{E_{\min}} E_1}}{\overline{E_1 E}} \\ R_{R_{\min}} &= \frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \frac{\overline{P_{R_{\min}} R}}{\overline{R E_{n+1}}} \end{aligned} \right\} \quad (8.20)$$

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

* Полюс экстрагирования может находиться как справа, так и слева от треугольника.

** В зависимости от условий может применяться возврат как одного, так и обоих продуктов.

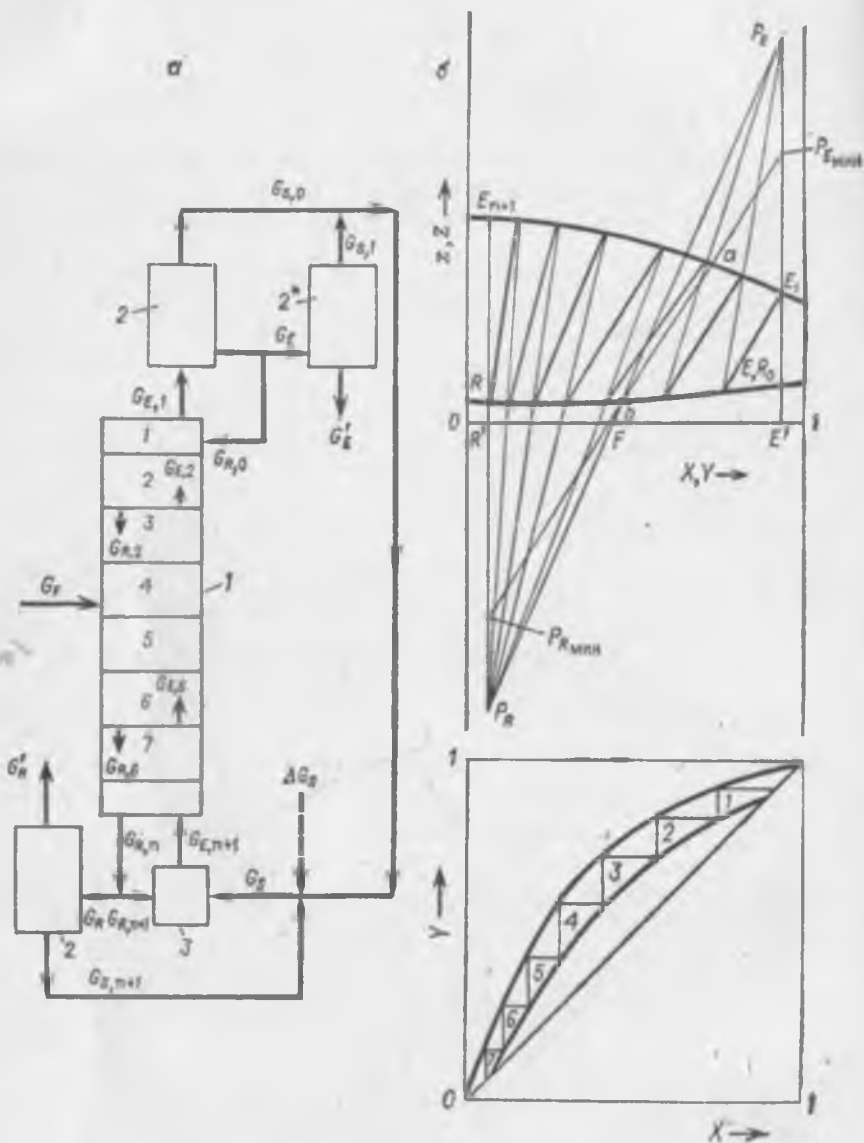


Рис. 8.9. Противоточная жидкостная экстракция с возвратом:
 1—экстрактор; 2, 2°—аппараты для отгонки растворителя; 3—смеситель.

возврата:

$$\left. \begin{aligned} R_E &= \beta R_{E_{\text{мин}}} = \frac{\overline{P_E E_1}}{E_1 \bar{E}} \\ R_R &= \beta R_{R_{\text{мин}}} = \frac{\overline{P_R R}}{R \bar{E}_{n+1}} \end{aligned} \right\} \quad (8.21)$$

где β — коэффициент избытка возврата, всегда больший единицы. Количества потоков и расход растворителя рассчитываются путем последовательных вычислений:

$$\begin{aligned} G_{S-1} &= G'_E z_E \\ G_E &= G'_E + G_{S-1} = G'_E (1 + z_E) \end{aligned} \quad (8.22)$$

$$\begin{aligned} G_{R,0} &= R_E G_E \\ G_{R,0} + G_E &= G_E (1 + R_E) = G'_E (1 + z_E) (1 + R_E) \\ G_{S,0} &= \frac{G_{R,0} + G_E}{1 + z_E} (Z_{E,1} - z_E) = G'_E (1 + R_E) (Z_{E,1} - z_E) \end{aligned} \quad (8.23)$$

$$G_{E,1} = G_{S,0} + (G_{R,0} + G_E) \text{ и т. д.} \quad (8.24)$$

$$\begin{aligned} G_{S,n+1} &= G'_R z_R \\ G_R &= G'_R + G_{S,n+1} = G'_R (1 + z_R) \\ G_{R,n+1} &= R_R G_R = R_R G'_R (1 + z_R) \\ G_{C,n+1} &= R_R G'_R z_R \text{ и т. д.} \end{aligned} \quad (8.25)$$

Здесь $G_{C,n+1}$ — количество растворителя С в рафинате $G_{R,n+1}$, направляемом в смеситель.

Общее количество циркулирующего растворителя:

$$G_{S_{\text{общ}}} = G'_E [(1 + R_E) (Z_{E,1} - z_E) + z_E] + G'_R (1 - R_R) z_R \quad (8.26)$$

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования определяется графически с помощью диаграмм $X, Y-z, Z$ и $X-Y$ (рис. 8.9, б). Методика построения описана в примерах 8.10 и 8.11.

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. 8.10, а и уравнения (8.6) и (8.7)].

В случае, если обработка производится чистым растворителем С, степень «недоизвлечения» экстрагируемого вещества (отношение количества экстрагируемого вещества в остатке к коли-

* Схема процесса аналогична жидкостной экстракции в перекрестном токе.

честву его в исходном материале) можно вычислить по формуле:

$$\varphi = \frac{G_{B,n} x_n}{G_F x_F} = \frac{1}{(1 + a_1)(1 + a_2)(1 + a_3) \dots (1 + a_i) \dots (1 + a_n)} \quad (8.27)$$

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.

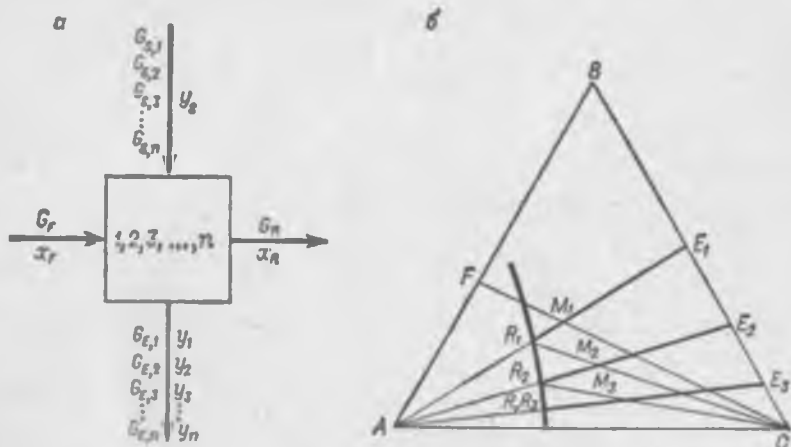


Рис. 8.10. Экстрагирование из твердого тела с периодической сменой растворителя.

Если отношение потоков постоянно, т. е. $a_1 = a_2 = a_3 = \dots = a_n = \text{const}$, то формула упрощается:

$$\varphi = \frac{1}{(1 + a)^{n_c}} \quad (8.28)$$

где n_c — число ступеней экстрагирования.

Расчет с помощью треугольной диаграммы аналогичен расчету для жидкостной экстракции в перекрестном токе (рис. 8.10, б).

11. Противоточное экстрагирование из твердого тела.

Уравнения материальных балансов те же, что и для противоточной жидкостной экстракции [рис. 8.11, а и уравнения (8.12) и (8.13)].

В случае, если отношение потоков для всех ступеней, кроме первой, постоянно, т. е. $a_2 = a_3 = \dots = a = \text{const}$, степень недоизвлечения экстрагируемого компонента можно определить по формуле:

$$\varphi = \frac{1}{1 + a_1 (1 + a + a^2 + \dots + a^{n-1}) - \frac{G_S y_S}{G_{R,n} x_n} [1 + a (1 + a + a^2 + \dots + a^{n-2})]} \quad (8.29)$$

При применении чистого растворителя ($y_s = 0$) это выражение упрощается:

$$\varphi = \frac{1}{1 + a_1(1 + a + a^2 + \dots + a^{n-1})} \quad (8.30)$$

Если, кроме того, поступающий твердый материал уже содержит такое же количество раствора, как и между ступенями, т. е. $a_1 = a$, получим:

$$\varphi = \frac{1}{1 + a + a^2 + \dots + a^n} \quad (8.31)$$

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования *

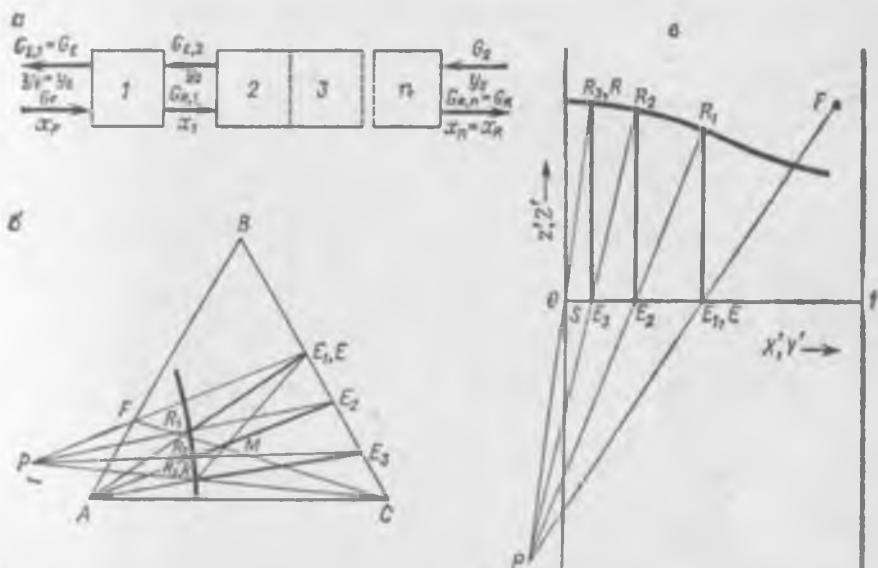


Рис. 8.11. Противоточное экстрагирование из твердого тела.

n_c , при постоянном отношении потоков $a_2 = a_3 = \dots = a = \text{const}$ можно определить по формуле:

$$n_c - 1 = \frac{\lg \frac{x_R - y_S}{x_1 - y_2}}{\lg \frac{y_2 - y_S}{x_1 - x_R}} = \frac{\lg \frac{x_1 - y_2}{x_R - y_S}}{\lg \frac{x_1 - x_R}{y_2 - y_S}} \quad (8.32)$$

* Это число можно определить графически, так же как для бинарной системы, на прямоугольной диаграмме в координатах $y - x'$, где $x' = \frac{x_R}{1 - x_A}$, т. е. 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

В общем случае расчет можно проводить с помощью треугольной диаграммы (рис. 8.11, б) или прямоугольной диаграммы в координатах $X', Y' - z', Z'$ (рис. 8.11, в). Методика расчета аналогична расчету для противоточной жидкостной экстракции.

ПРИМЕРЫ

Пример 8.1. Построить треугольную диаграмму фазового равновесия для системы вода — ацетон — хлорбензол. Необходимые данные взять из табл. 8.1. Определить по диаграмме: а) содержание воды и хлорбензола в водном слое с концентрацией ацетона 45% (масс.); б) состав равновесного с ним слоя хлорбензола; в) количество ацетона, при добавлении которого перестанет расслаиваться смесь 0,11 кг хлорбензола и 0,09 кг воды.

Таблица 8.1

Равновесные составы сосуществующих фаз [в % (масс.)]

Водный слой			Слой хлорбензола		
вода	ацетон	хлорбензол	вода	ацетон	хлорбензол
99,89	0	0,11	0,18	0	99,82
89,79	10	0,21	0,49	10,79	88,72
79,69	20	0,31	0,79	22,23	76,98
69,42	30	0,58	1,72	37,48	60,80
58,64	40	1,36	3,05	49,44	47,51
46,28	50	3,72	7,24	59,19	33,57
27,41	60	12,59	22,85	61,07	15,08
25,66	60,58	13,76	25,66	60,58	13,76

Решение. Вычерчиваем равносторонний треугольник (рис. 8.12). Находим на стороне AC точки 1 и $1'$, соответствующие первой строке табл. 8.1. Внутри треугольника находим точки 2 и $2'$, соответствующие второй строке таблицы, и соединяем их отрезком прямой $2 - 2'$. При отыскании точек внутри треугольника сначала откладываем на стороне AB содержание ацетона в растворе, а затем параллельно стороне AC — содержание хлорбензола. После нахождения всех точек соединяем их плавной кривой.

а) Через точку a на стороне AB проводим прямую ab параллельно стороне AC . Отрезок ab является геометрическим местом точек, характеризующих смеси с содержанием ацетона 45% (масс.). На пересечении отрезка ab с левой ветвью бинодальной кривой находим точку c , характеризующую состав водного слоя: 52,8% (масс.) воды, 2,2% (масс.) хлорбензола.

б) Для определения состава сосуществующей фазы через точки $2, 2', 3, 3', \dots, 7, 7'$ проводим прямые, параллельные боковым сторонам треугольника, и точки их пересечения $2'', 3'', \dots, 7''$ со-

соединяем плавной кривой. Затем через точку c проводим прямую, параллельную стороне BC , до пересечения с соединительной кривой в точке c'' , а из точки c'' — прямую, параллельную стороне AB , до пересечения с бинодальной кривой. Точка c' является искомой.

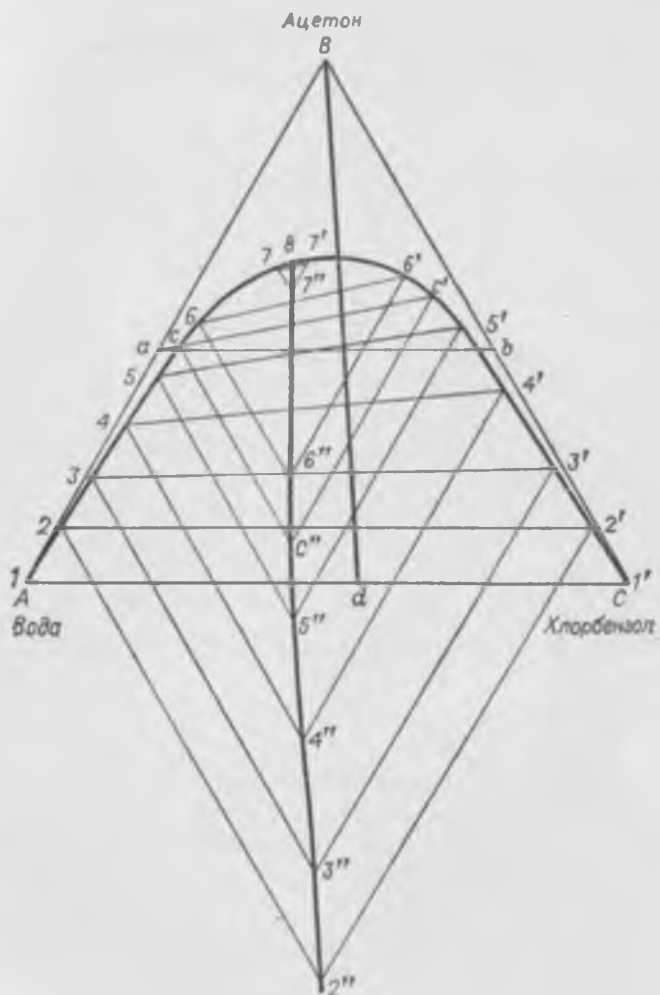


Рис. 8.12 (к примеру 8.1).

Состав слоя: 54,9% (масс.) ацетона, 4,3% (масс.) воды, 40,8% (масс.) хлорбензола.

в) Находим на стороне AC точку d , характеризующую общий состав заданной смеси $\left[\frac{0,09}{0,09 + 0,11} 100 = 45\% \text{ (масс.) воды и } 55\% \text{ (масс.) хлорбензола} \right]$. При добавлении к этой смеси ацетона общий состав ее будет изменяться по линии dB , на пересечении

которой с бинодальной кривой найдем искомую точку e . Необходимое количество ацетона найдем из соотношения отрезков Be и ed :

$$\frac{G_d}{G_B} = \frac{Be}{ed}; \quad G_B = \frac{(0,09 + 0,11) 53,5}{33} = 0,325 \text{ кг}$$

Пример 8.2. Ацетон экстрагируется хлорбензолом из 50% водного раствора. Остаток должен содержать не более 2% (масс.)

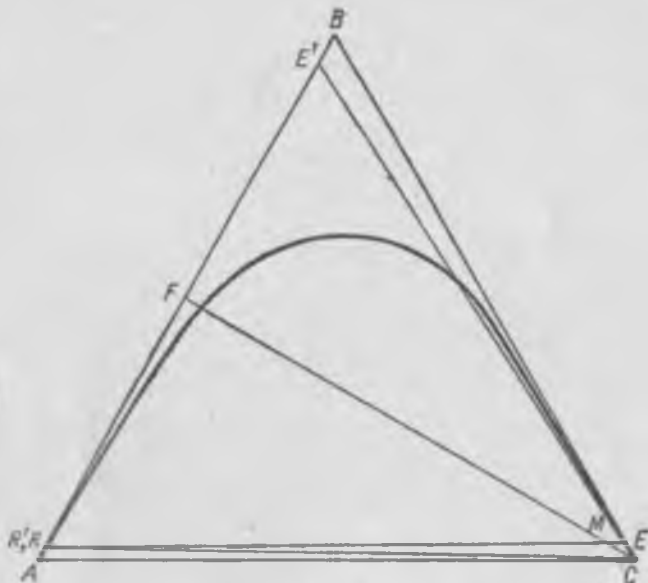


Рис. 8.13 (к примеру 8.2).

ацетона. Пользуясь диаграммой, построенной в предыдущем примере, определить количество растворителя, необходимое для обработки 100 кг исходной смеси, если экстрагирование производится в одну ступень. Определить также выход рафината, выход и состав экстракта после удаления из него растворителя.

Решение. Через точку R (рис. 8.13), характеризующую состав остатка, проводим хорду равновесия RE . Точку F , характеризующую состав исходной смеси, соединяем с вершиной треугольника C . Точка пересечения M линий FC и RE определяет состав смеси исходного раствора с растворителем, необходимый для получения рафината заданного состава. Требуемое количество растворителя находим из соотношения

$$\frac{G_S}{G_F} = \frac{FM}{MC}; \quad G_S = \frac{100 \cdot 81,5}{5} = 1630 \text{ кг}$$

Масса полученной смеси:

$$G_M = 1630 + 100 = 1730 \text{ кг}$$

Количество экстракта находим из соотношения

$$\frac{G_E}{G_M} = \frac{RM}{RE}; \quad G_E = \frac{1730 \cdot 94,4}{97} = 1682 \text{ кг}$$

Масса рафината:

$$G_R = G_M - G_E = 1730 - 1682 = 48 \text{ кг}$$

Количество экстракта после удаления из него растворителя

$$G'_E \approx G_E - G_S = 1682 - 1630 = 52 \text{ кг}$$

так как растворимостью хлорбензола в остатке в данном случае можно пренебречь.

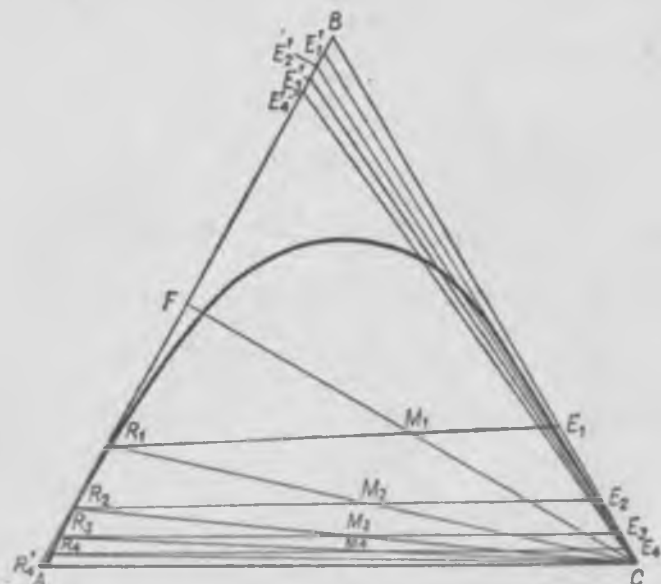


Рис. 8.14 (к примеру 8.3).

Состав экстракта после удаления из него растворителя определяется точкой пересечения E' стороны AB с лучом, проведенным из вершины C через точку E : содержание ацетона 95,5% (масс.), воды 4,5% (масс.).

Пример 8.3. В условиях предыдущего примера определить необходимое количество растворителя, состав и выход продуктов и число ступеней экстрагирования, если на каждой ступени экстрагирование производится свежим растворителем в количестве, равном массе обрабатываемой смеси.

Решение. При смешении равных количеств исходного раствора и хлорбензола положение точки M_1 (рис. 8.14), характеризующей общий состав смеси, определится из соотношения

$$\frac{FM_1}{M_1C} = \frac{100}{100} = 1; \quad FM_1 = M_1C$$

Через точку M_1 проводим хорду равновесия R_1E_1 . Точки R_1 и E_1 характеризуют составы и количества рафината и экстракта первой ступени. Рафинат первой ступени отделяется и вновь смешивается с равным ему по массе количеством растворителя. Положение точки M_2 , определяющей состав смеси во второй ступени, находится из соотношения

$$\frac{G_{R,1}}{G_S} = \frac{M_2C}{R_1M_2} = 1; \quad R_1M_2 = M_2C$$

Через точку M_2 вновь проводим хорду равновесия и т. д. Построение продолжаем до тех пор, пока не будет достигнут требуемый состав рафината. В настоящем примере для этого необходимы четыре ступени экстрагирования. Определяем количества рафината и растворителя по ступеням:

$$G_{S,i} = G_{R,i-1}; \quad G_{R,2} = \frac{2 \cdot 63,5 \cdot 37,5}{86,5} = 55,1 \text{ кг}$$

$$G_{R,i} = \frac{2G_{R,i-1}M_iE_i}{R_iE_i}; \quad G_{S,3} = 55,1 \text{ кг}$$

$$G_{S,1} = G_{R,0} = G_F = 100 \text{ кг}; \quad G_{R,3} = \frac{2 \cdot 55,1 \cdot 44}{93} = 52,1 \text{ кг}$$

$$G_{R,1} = \frac{2 \cdot 100 \cdot 23,5}{74} = 63,5 \text{ кг}; \quad G_{S,4} = 52,1 \text{ кг}$$

$$G_{S,2} = 63,5 \text{ кг}; \quad G_{R,4} = \frac{2 \cdot 52,1 \cdot 45}{96} = 49,0 \text{ кг}$$

Общее количество растворителя:

$$G_S = \sum G_{S,i} = 100 + 63,5 + 55,1 + 52,1 = 270,8 \text{ кг}$$

Общее количество экстракта:

$$G_E = G_F + G_S - G_{R,4} = 100 + 270,8 - 49,0 = 321,8 \text{ кг}$$

После удаления растворителя останется:

$$G'_E = G_E - G_S = 321,8 - 270,8 = 51 \text{ кг}$$

Средний состав экстракта $\sim 96\%$ (масс.) ацетона.

Пример 8.4. В условиях примера 8.2 определить состав и выход продуктов, а также число теоретических ступеней экстрагирования, если экстракция производится противотоком при соотношении потоков 1 : 1.

Решение. Через точку R (рис. 8.15), характеризующую состав рафината, и точку M , определяющую общий фиктивный состав смеси исходного раствора со всем растворителем (так как $G_F : G_S = 1$, $FM = MC$), проводим прямую до пересечения с правой ветвью бинодальной кривой в точке E , соответствующей составу экстракта. При продолжении отрезков FE и RC они пересекаются в точке P (полюсе). Полюс является общей точкой пересечения всех лучей, проходящих через точки, характеризующие



Рис. 8.13 (к примеру 8.4).

состав рафината на любой ступени и состав экстракта на последующей ступени. Линии $1-1'$, $2-2'$, ..., $4-4'$ являются хордами равновесия; число их определяет число теоретических ступеней экстракции. Таким образом, число ступеней определяется графическим путем последовательного проведения линий: FC , RME ($1'$), FEP , RCP , $1'-1$, $1-P$, $2'-2$, $2-P$, $3'-3$, $3-P$, $4'-4$ (R). В данном случае $n_c = 4$.

Количество экстракта находим из соотношения:

$$\frac{G_E}{G_M} = \frac{G_E}{G_F + G_S} = \frac{RM}{RE}; \quad G_E = \frac{(100 + 100) 64}{85} = 150,5 \text{ кг}$$

После удаления из экстракта растворителя масса его составляет:

$$G'_E = 150,5 - 100 = 50,5 \text{ кг}$$

Состав конечного экстракта характеризуется точкой E' : ацетона 97,5% (масс); воды 2,5% (масс.).

Количество рафината:

$$G_R \approx G_R = G_M - G_E = 200 - 150,5 = 49,5 \text{ кг}$$

Результаты примеров 8.2, 8.3 и 8.4 сведены для сравнения в табл. 8.2.

Таблица 8.2

Характеристика процесса	Перекрестный ток		Противоток
Число ступеней	1	4	4
Расход растворителя, кг	1630	270,8	100
Выход рафината, кг	48	49	49,5
Выход экстракта, кг	1682	321,8	150,5
Выход экстракта после удаления растворителя, кг	52	51	50,5
Содержание ацетона в экстракте после удаления растворителя, % (масс.)	95,5	96	97,5

Исходные данные: смесь состоит из воды (А), ацетона (В) и хлорбензола (С); $x_F = 50\%$ (масс.); $x_R = 2\%$ (масс.); $y_S = 0$; $G_F = 100$ кг.

Из таблицы следует, что противоточная экстракция имеет в данном случае большие преимущества (меньший расход растворителя, большая чистота экстракта и др.).

Пример 8.5. Оценить приблизительно целесообразность использования экстракции в примере 8.4, если удаление растворителя из экстракта производится непрерывной ректификацией; допустимое содержание хлорбензола в дистилляте 10% (масс.), ацетона в кубовом остатке 1% (масс.). Коэффициент избытка флегмы принять в обоих случаях равным 2.

Решение. Экстракт, поступающий на перегонку, считаем для упрощения бинарной смесью. Минимальное число флегмы и число теоретических тарелок определяем по равновесным данным обычными методами (расчет не приводится). Полученные данные сводим в табл. 8.3.

Таблица 8.3

Характеристика процесса	Ректификация смеси ацетон-вода	Экстракция ацетона и последующая ректификация смеси ацетон-хлорбензол
Содержание ацетона в исходной смеси, %:		
масс.	50	32,5
мол.	23,7	47,8
Содержание ацетона в дистилляте, %:		
масс.	97,5	90
мол.	92,4	94,5
Содержание ацетона в кубовом остатке, %:		
масс.	2	1
мол.	0,63	1,9
Число флегмы:		
$R_{мин}$	0,38	0,16
R	0,76	0,32
Число теоретических тарелок	10	7
Отношение расходов теплоты на ректификацию		
$\frac{q_1}{q_2} = \frac{r(R_1+1)}{r(R_2+1)}$	$\frac{0,76+1}{0,32+1} = 1,33$	

Из сопоставления результатов делаем вывод, что экстракцию в данном случае использовать целесообразно, но экономия, если учесть стоимость оборудования и эксплуатационные расходы, будет незначительной. Для окончательного решения вопроса необходим более подробный анализ.

Пример 8.6. 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 диоксан — бензол. Определить конечное содержание диоксана в воде, если 150 кг 20% раствора диоксана обрабатываются последовательно пятью порциями бензола по 100 кг каждая. В свежем растворителе содержится 2% (масс.) диоксана. На каждой ступени экстрагирования достигается равновесие. Взаимной растворимостью воды и бензола пренебречь.

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

Содержание диоксана в воде, % (масс.)	5,1	18,9	25,2
Равновесное содержание диоксана в бензоле, % (масс.)	5,2	22,5	32,0

Решение. Переводим массовые проценты в массовые относительные доли.

Содержание диоксана в воде:

$$x' = \frac{x}{100 - x} \frac{\text{кг диоксана}}{\text{кг воды}}$$

Равновесное содержание диоксана в бензоле:

$$y' = \frac{y}{100 - y} \frac{\text{кг диоксана}}{\text{кг бензола}}$$

При этом получаем:

$$\begin{array}{lll} x', \text{ кг диоксана/кг воды} & \dots & 0,0537 \quad 0,233 \quad 0,337 \\ y', \text{ кг диоксана/кг бензола} & \dots & 0,0548 \quad 0,291 \quad 0,471 \end{array}$$

Содержание диоксана в исходной смеси:

$$x'_P = \frac{20}{100 - 20} = 0,25 \frac{\text{кг диоксана}}{\text{кг воды}}$$

Содержание диоксана в свежем растворителе:

$$y'_S = \frac{2}{100 - 2} = 0,022 \frac{\text{кг диоксана}}{\text{кг бензола}}$$

Количество воды G_A в исходной смеси G_F можно определить по формуле:

$$G_A = G_F \frac{100 - x_P}{100} = \frac{150 (100 - 20)}{100} = 120 \text{ кг}$$

Количество бензола G_C , приходящееся на $G_S = 100$ кг свежего растворителя, можно найти так:

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

Тангенс угла наклона рабочих линий [формула (8.16)]

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{G_A}{G_C} = \frac{120}{98} = 1,225$$

На рис. 8.16 через точку 1 с координатами x'_F и y'_S проводим с наклоном 1,225 : 1 прямую 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 проводим прямую с наклоном 1,225 : 1 до пересечения с равновесной кривой и т. д. Содержание рафината на последней ступени:

$$x'_R = x'_S = 0,022 \frac{\text{кг диоксана}}{\text{кг воды}}$$

или

$$x_R = x_S = \frac{0,022 \cdot 100}{1 + 0,022} = 2,15\% \text{ (масс.) диоксана}$$

Пример 8.7. В противоточном экстракторе непрерывного действия обрабатываются чистым бензолом сточные фенольные воды с целью очистки воды и извлечения фенола. Определить необходи-

мое количество растворителя и число теоретических ступеней экстрагирования, если в 1 ч обрабатывается 10 м³ воды. Содержание фенола в воде: начальное 8 кг/м³, конечное 0,5 кг/м³, конечное содержание фенола в бензоле 25 кг/м³, температура жидкостей 25 °С.

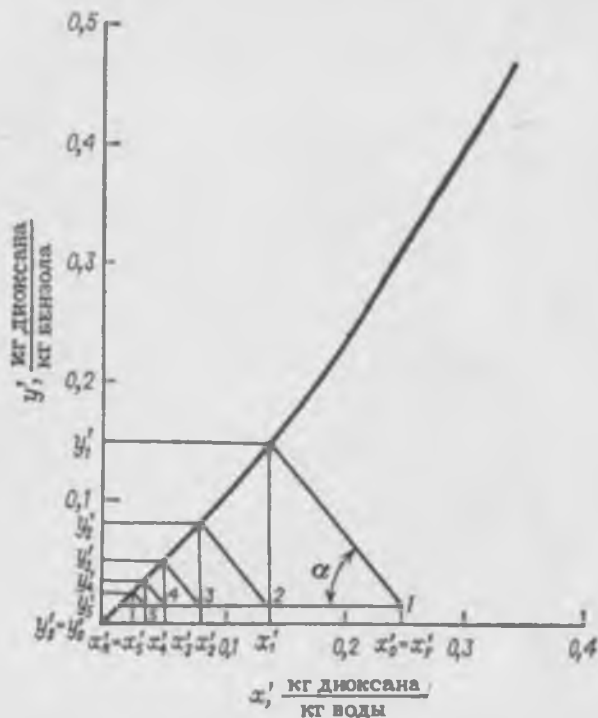


Рис. 8.16 (к примеру 8.6).

Решение. Данные по равновесию берем из «Справочника химика» [0.24]:

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

Пересчитываем концентрации в кг/м³: $x' \approx 15,686c_1$; $y' \approx 15,686c_2$. При этом получаем:

Содержание фенола в воде x' , кг/м ³	0,426	1,59	5,74
Равновесное содержание фенола в бензоле y' , кг/м ³	0,974	4,37	46,7

Необходимое количество бензола найдем из уравнения материального баланса:

$$V_F(x'_n - x'_k) = V_S(y'_n - y'_n)$$

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

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

Число теоретических ступеней находим графически: наносим на диаграмму равновесия, построенную по приведенным данным (рис. 8.17), рабочую линию, проходящую через точки с координатами x'_n, y'_n и x'_k, y'_k , и вписываем между рабочей линией и равновесной кривой ступени изменения концентрации. В данном случае требуется семь ступеней.

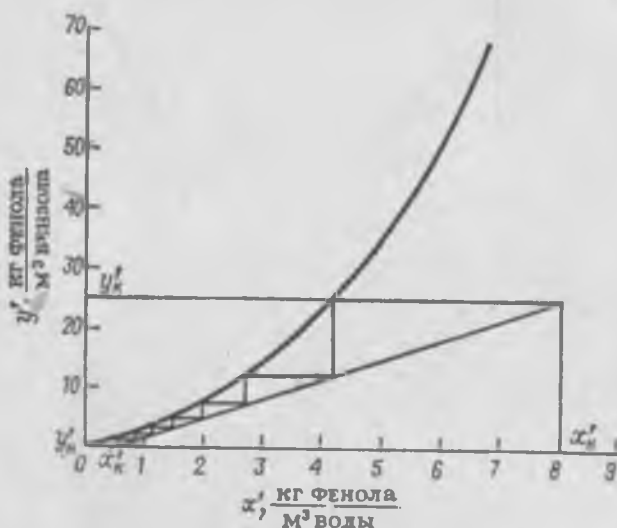


Рис. 8.17 (к примеру 8.7).

Пример 8.8. По равновесным составам сосуществующих фаз [в % (масс.)], приведенным в табл. 8.4, 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) $X - Y$.

Таблица 8.4

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	8,8	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

Решение. Проведем пересчет концентраций [формулы (8.4)]:

$$X = \frac{x_B}{x_A + x_B} \frac{\text{кг уксусной кислоты}}{\text{кг (вода + уксусная кислота)}}$$

$$Y = \frac{y_B}{y_A + y_B} \frac{\text{кг уксусной кислоты}}{\text{кг (вода + уксусная кислота)}}$$

$$z = \frac{x_C}{x_A + x_B} \frac{\text{кг диэтилового эфира}}{\text{кг (вода + уксусная кислота)}}$$

$$Z = \frac{y_C}{y_A + y_B} \frac{\text{кг диэтилового эфира}}{\text{кг (вода + уксусная кислота)}}$$

Полученные данные сводим в табл. 8.5.

Таблица 8.5

Водный слой		Эфирный слой	
X	z	Y	Z
0	0,072	0	42,55
0,055	0,074	0,514	12,53
0,095	0,078	0,593	7,14
0,150	0,087	0,635	4,07
0,204	0,105	0,635	2,51
0,263	0,135	0,610	1,58
0,333	0,196	0,549	0,913

Построение самих диаграмм ведем обычным порядком (рис. 8.18). На диаграмму $X, Y-z, Z$ хорд равновесия не наносим — для отыскания их при расчетах служит вспомогательная диаграмма $X-Y$.

Пример 8.9. Определить наибольшую достижимую концентрацию экстракта для системы вода — уксусная кислота — диэтиловый эфир при 25°C, если экстракция ведется в противотоке: а) для 15%-ной исходной смеси; б) для 5%-ной исходной смеси (по кислоте)*.

Решение. По диаграмме $X-Y$ (рис. 8.18) находим, 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

* Экстракцию уксусной кислоты из воды целесообразно проводить при не слишком больших концентрациях, так как температура ее кипения 118,1°C и для выделения ректификацией небольшого количества кислоты придется испарять значительное количество воды, равное $(G_1 - G_2)(R + 1)$, где G_2 — масса концентрированной кислоты; R — число флегмы.

максимальная концентрация уксусной кислоты в экстракте (после отгонки растворителя) составит 63,5% (масс.), во втором случае — 46% (масс.); в реальных условиях наибольшие достижимые концентрации будут несколько меньше.

Пример 8.10. Рассчитать необходимое число ступеней и количество растворителя для экстрагирования уксусной кислоты из водного эфира диэтиловым эфиром ($t=25^\circ\text{C}$), если концентрация исходной смеси 5% (масс.), а концентрация экстракта после отгонки растворителя 60% (масс.). В 1 ч перерабатывается 1000 кг исходного раствора; эфир из рафината и экстракта отгоняется полностью; содержание кислоты в остатке не более 1% (масс.).

Решение. Так как заданной концентрации экстракта обычным противоточным экстрагированием достичь невозможно (см. пример 8.9); применяем процесс с возвратом части экстракта (рис. 8.19).

Определяем минимальный коэффициент возврата экстракта. Проводим хорду равновесия через точку F (рис. 8.18), характеризующую исходную смесь ($X_F=5/100=0,05$; $z_F=0$), до пересечения с вертикалью, проведенной через точку E ($X_E=60/100=0,6$; $z_E=0$), соответствующую конечному экстракту.

Так как в нашем случае растворитель уда-

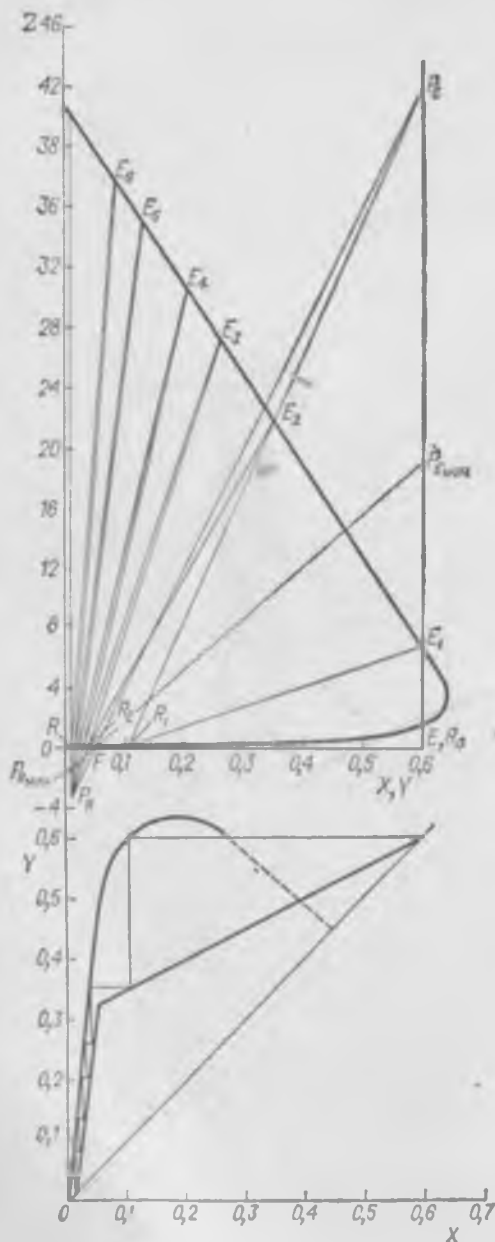


Рис. 8.18 (к примерам 8.8, 8.9 и 8.10).

ляется полностью, имеем [формула (8.20)]:

$$R_{E_{\min}} = \frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{\overline{P_{E_{\min}}} \overline{E_1}}{\overline{E_1} \overline{E}} = \frac{Z_{P, E_{\min}} - Z_{E, 1}}{Z_{E, 1} - Z_{R, 0}} = \frac{19 - 6,7}{6,7 - 0} = 1,835$$

Принимаем коэффициент избытка возврата $\beta = 3$:

$$R_E = 1,835 \cdot 3 = 5,51$$

Определяем координату полюса укрепляющей части установки $Z_{P, E}$:

$$5,51 = \frac{Z_{P, E} - 6,7}{6,7 - 0}; \quad Z_{P, E} = 43,6$$

Через точки P_E и F проводим прямую 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

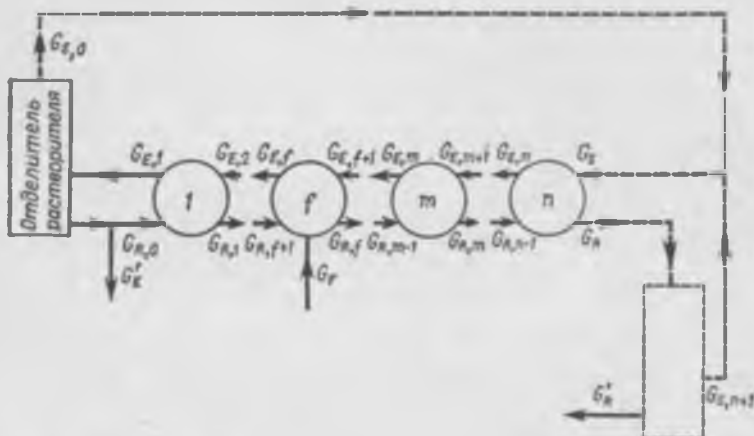


Рис. 8.11 (к примеру 8.10).

(до удаления растворителя). Полученная точка является полюсом исчерпывающей части установки.

Далее определяем число ступеней экстрагирования, последовательно проводя хорды равновесия и лучи и подсчитывая число хорд. Порядок построения: E_1R_1 , R_1P_E , E_2R_2 , $P_ER_2E_3$ и т. д. до получения заданной концентрации рафината.

Для построения хорд равновесия пользуемся вспомогательной диаграммой $X-Y$, позволяющей по заданному значению X определять равновесную концентрацию Y (или наоборот). В данном случае требуется шесть ступеней экстрагирования. Питание подается на вторую ступень. На рис. 8.18 показано, как определять число ступеней по диаграмме $X-Y$ (следует учитывать, что рабочие линии в этом случае не являются прямыми).

Величины потоков рассчитываем из уравнений материальных балансов.

Баланс компонентов А и В:

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

Баланс компонента В:

$$X_F G_F = X_R G_R + X_E G_E$$

Решаем систему уравнений:

$$1000 = G_R + G_E$$

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

Масса экстракта:

$$G'_E = G_E = 68 \text{ кг}$$

Масса рафината:

$$G'_R = 932 \text{ кг}$$

Отсюда

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

Масса эфира в рафинате:

$$1000 - 932 = 68 \text{ кг}$$

Масса возвращаемого экстракта:

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

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:

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

$$1000 + G_S = 68 + 2970 + 1000$$

откуда необходимое количество растворителя: $G_S = 3038 \text{ кг}$.

Пример 8.11. В противоточном экстракторе непрерывного действия экстрагируется стирол из 38% раствора его в этилбензоле диэтиленгликолем. Производительность экстрактора по исходной смеси 100 кг/ч. Так как обычное противоточное экстрагирование требуемой чистоты разделения дать не может, применяется экстрагирование с возвратом части экстракта и рафината. Экстракт и рафинат содержат соответственно 95 и 3% (масс.) стирола после отгонки от растворителя. Определить необходимое количество растворителя, состав и количество экстракта, рафината и возвратов, а также необходимое число теоретических ступеней экстра-

гирования, приняв, что возврат экстракта в 1,5 раза больше минимального.

Решение. После составления схемы процесса * и построения фазовых диаграмм $X, Y-z, Z$ и $X-Y$ (равновесные данные здесь не приводятся) определяем состав продуктов и наносим на диаграмму (рис. 8.20) соответствующие им точки. Данные по мере их нахождения сводим в табл. 8.6. Так как рафинат на любом участке рафинатной кривой содержит весьма малые количества растворителя, установка рафинатной и второй экстрактной отгонной колонны в данном случае нецелесообразна.

Координаты полюсов укрепляющей и исчерпывающей частей экстракционной колонны, соответствующие минимальным возвратам, определяем, проводя через точку F прямую, совпадающую с коннодой, до пересечения с вертикалями, проходящими через точки E и R . Число ступеней экстрагирования будет при этом бесконечно большим.

Минимальный возврат:

$$\frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{Z_{P,E_{\min}} - Z_{E,1}}{Z_{E,1} - z_{E,1}} = \frac{33 - 2,95}{2,95 - 0} = 10,35$$

$$\frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \frac{z_R - Z_{P,R_{\min}}}{Z_{E,n+2} - z_R} = \frac{0,007 + 20}{8,65 - 0,007} = 2,31$$

* См. рис. 8.9, а. Аппарат для отгонки растворителя, отмеченный на схеме звездочкой, в данную установку не входит.

Рис. 8.20 (к примеру 8.11).

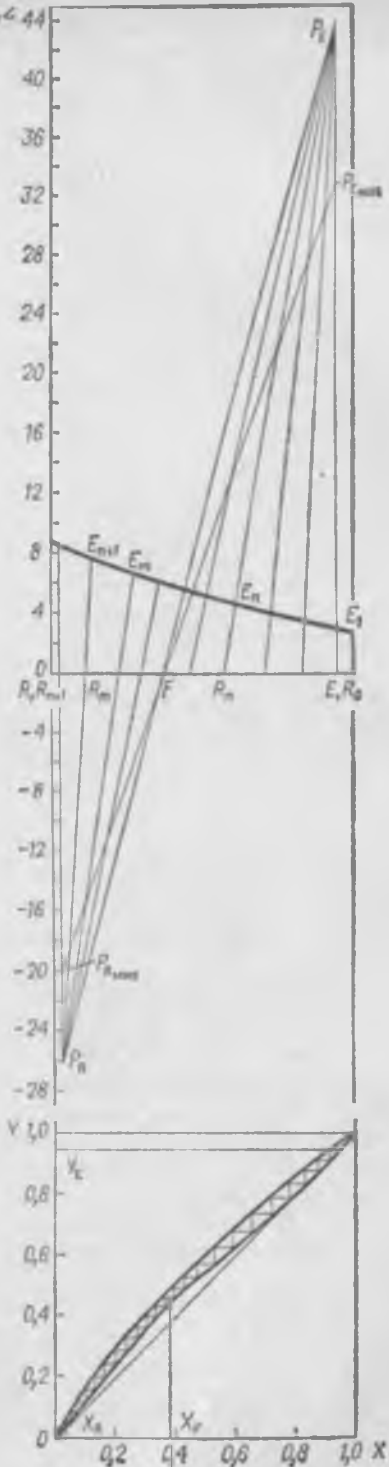


Таблица 8.6

Продукт	Обозначение фигура- тивной точки	Обозна- чение потока	Состав (координаты)		Расход, кг/ч
			$X(Y),$	$z(Z),$	
			кг В кг (A+B)	кг С кг (A+B)	
Исходная смесь	F	G_F	0,38	0	100
Растворитель, направляемый в смеситель	S^*	G_S	—	∞	1805,5
Сырой экстракт	E_1	$G_{E,1}$	0,95	2,95	2418
Экстракт-продукт	E	G_E	0,95	0 **	38
Экстракт-возврат	R_0	$G_{R,0}$	0,95	0 **	575
Рафинат-продукт	R	G_R	0,03	0,007 ^{3*}	62,5
Рафинат-возврат	R_{n+1}	$G_{R,n+1}$	0,03	0,007 ^{3*}	190
Раствор из смесителя	E_{n+1}	$G_{E,n+1}$	0,03	8,65	1995,5
Добавляемый растворитель	—	ΔG_S	—	∞	0,5 ^{4*}
Растворитель после отгонки экстракта	S_0^*	$G_{S,0}$	—	∞	1805
Полюс укрепляющей части:					
минимальный	$P_{E_{\min}}$	—	0,95	3,3	—
рабочий	P_E	—	0,95	43,5	—
Полюс истощающей части:					
минимальный	$P_{R_{\min}}$	—	0,03	—20	—
рабочий	P_R	—	0,03	—26,2	—

* На диаграмме фигуративная точка отсутствует.

** Очистка производится полностью в одной колонне.

3* Очистка нецелесообразна.

4* Имеет место унос растворителя с рафинатом-продуктом.

При полном возврате экстракта и рафината в экстрактор:

$$\frac{G_{R,0}}{G_E} = \infty; \quad \frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \infty$$

$$Z_{P,R_{\max}} = \infty; \quad Z_{P,R_{\max}} = \infty$$

т. е. лучи превращаются в параллельные вертикальные прямые. Этому соответствует минимальное число ступеней экстрагирования.

Находим координаты полюсов при $\beta = 1,5$:

$$\frac{Z_{P,E} - 2,95}{2,95 - 0} = 10,35 \cdot 1,5; \quad Z_{P,E} = 43,53$$

Количество экстракта по правилу рычага:

$$G_E = \frac{X_F - X_R \uparrow G_F}{\downarrow X_E - X_R \downarrow} = \frac{G_F (X_F - X_R)}{X_E - X_R} = \frac{100 (0,38 - 0,03)}{0,95 - 0,03} = 38,0 \text{ кг/ч}$$

Возврат экстракта:

$$G_{R,0} = 10,35 \cdot 2 \cdot 38,0 = 575 \text{ кг/ч}$$

Количество рафината (с уносимым растворителем):

$$\Delta G_S + G_R = (G_F - G_E)(1 + z_R) = (100 - 38,0)(1 + 0,007) = 62,5 \text{ кг/ч}$$

Возврат рафината:

$$G_{R,n+1} = G_R \frac{Z_{P,E_{\text{min}}} - Z_{P,E}}{Z_{E,n+2} - z_R} = 62,5 \frac{33 + 26,2}{8,65 - 0,017} \approx 190 \text{ кг/ч}$$

Количество циркулирующего в течение 1 ч растворителя:

$$G_{S,0} = (G_E + G_{R,0}) z_{E,1} = (38,0 + 575) 2,95 = 1805 \text{ кг/ч}$$

Количество добавляемого при этом растворителя (равное потерям с рафинатом-продуктом):

$$\Delta G_S = G_R z_R = 62 \cdot 0,007 \approx 0,5 \text{ кг/ч}$$

Производительность по сырому экстракту (перерабатываемому отгонной колонной):

$$G_{E,1} = G_{R,0} + G_E + G_{S,0} = 575 + 38 + 1805 = 2418 \text{ кг/ч}$$

Расход раствора, выходящего из смесителя:

$$G_{E,n+1} = G_S + G_{R,n+1} = 1805,5 + 190 = 1995,5 \text{ кг/ч}$$

Расход растворителя, подаваемого в смеситель:

$$G_S = G_{S,0} + \Delta G_S \approx 1805,5 \text{ кг/ч}$$

Необходимое число ступеней экстрагирования ввиду слияния лучей и коннод удобнее определять по диаграмме $X-Y$. Проводим из рабочих полюсов ряд лучей до пересечения с пограничными кривыми (точки $E_n, R_n, \dots, E_m, R_m, \dots$), а на диаграмме $X-Y$ находим точки с координатами $X_R^n, Y_E^n, \dots, X_E^m, Y_R^m, \dots$. После проведения через эти точки плавной кривой (являющейся рабочей линией) вписываем между рабочей и равновесной линиями ступени и подсчитываем их число. В данном случае необходимы 23 ступени экстрагирования; исходная смесь подается на 12-ю сверху ступень.

Пример 8.12. В вертикальном отстойнике с коническим дном находятся осадок и 7 м³ раствора, содержащего 2 т NaOH. После отстаивания сливается прозрачная часть в количестве 6 м³, отстойник доливается чистой водой, и суспензия перемешивается. После повторного отстаивания снова сливается 6 м³ чистого раствора. Три слитых с осадка раствора смешиваются и направляются на выпарку. Определить: а) количество NaOH, остающееся в осадке (шламе); б) процент извлечения NaOH; в) процентное содержание 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 (8.28), в шламе после трехкратного промывания остается:

$$\frac{1}{(1+a)^3} = \frac{1}{7^3} = \frac{1}{343}$$

от первоначального количества NaOH, или

$$G_{\text{NaOH}} = 2000 \frac{1}{343} = 5,8 \text{ кг}$$

б) Извлекается NaOH:

$$\frac{2000 - 5,8}{2000} 100 = 99,7\%$$

По данным табл. LIV экстрагированное вещество при трехкратном промывании шестикратным количеством растворителя составляет 99,71 %.

в) Количество раствора:

$$V_p = 6 \cdot 3 = 18 \text{ м}^3$$

Содержание в нем NaOH:

$$G_{\text{NaOH}} = 2000 - 5,8 = 1994,2 \text{ кг}$$

или

$$\frac{1994,2}{18\,000 + 1994,2} 100 \approx 10\%$$

Пример 8.13. С целью извлечения меди колчеданные огарки подвергаются хлорирующему обжигу с поваренной солью. В обожженной массе медь содержится в виде CuCl_2 . Содержание 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, содержащего 12% (масс.) CuCl_2 , 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 (8.32).

Примем за основу расчета 100 кг сухого твердого остатка, свободного от меди, и вычислим количества продуктов и концентрации.

С обожженной массой поступает CuCl_2 :

$$100 \frac{11}{89} = 12,36 \text{ кг}$$

С остатком уходит:

$$\frac{12,36(100 - 98)}{100} = 0,25 \text{ кг}$$

С экстрактом уходит:

$$\frac{12,36 \cdot 98}{100} = 12,11 \text{ кг}$$

Определим количество поступающей в установку подкисленной воды G_S , учитывая, что 200 кг воды уносит твердый остаток, а остальное уходит с экстрактом:

$$\frac{(G_S - 200) 12}{88} = 12,11$$

откуда

$$G_S = 288,8 \text{ кг}$$

Содержание CuCl_2 в экстракте (в кг на 100 кг воды):

$$y_E = \frac{12}{88} 100 = 13,64$$

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

$$x'_1 = y_E = 13,64$$

Содержание CuCl_2 в растворе, уходящем с твердым остатком:

$$x'_R = \frac{0,25}{200} 100 = 0,125$$

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

Содержание хлорида меди y_2 в верхнем потоке, переходящем из второй ступени в первую, определим по балансу CuCl_2 в первой ступени. Количество растворителя в верхнем потоке составляет 288,8 кг. В первую ступень поступает на 100 кг инертной сухой массы 12,36 кг CuCl_2 и A кг с 288,8 кг растворителя из второй ступени; всего $(12,36 + A)$ кг. Уходит из первой ступени: с экстрактом 12,11 кг, с раствором нижнего потока $\frac{13,64}{100} 200 = 27,28$ кг; всего $12,11 + 27,28 = 39,39$ кг.

Баланс первой ступени по CuCl_2 :

$$12,36 + A = 39,39 \text{ кг}$$

откуда

$$A = 39,39 - 12,36 = 27,03 \text{ кг}$$

Содержание CuCl_2 в верхнем потоке (в кг на 100 кг воды):

$$y_2 = \frac{27,03}{288,8} 100 = 9,36$$

Число ступеней (без первой):

$$n_c - 1 = \frac{\lg \frac{x_1 - y_2}{x_R - y_S}}{\lg \frac{x_1 - x_R}{y_2 - y_S}} = \frac{\lg \frac{13,64 - 9,36}{0,125 - 0}}{\lg \frac{13,64 - 0,125}{9,36 - 0}} = 10 \text{ ступеней}$$

а всего $n_c = 10 + 1 = 11$ ступеней.

Пример 8.14. Едкий натр получается по реакции



Продукты реакции поступают в первую ступень непрерывной противоточной трехступенчатой батареи с содержанием воды 50% от массы шлама (CaCO_3). 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 концентрации растворов на каждой ступени.

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

По табл. LV для достижения 97,5%-го извлечения продукта при трехступенчатом непрерывном экстрагировании отношение количеств растворителя и удерживаемого раствора составляет 3. Остановимся на этих цифрах и составим последовательно балансы, начиная с третьей ступени. Расчет будем вести 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

$$\frac{80 \cdot 97,5}{100} = 78 \text{ кг}$$

Теряется с остаточным раствором:

$$80 - 78 = 2 \text{ кг}$$

100 кг шлама удерживают воды:

$$100 \cdot 1,5 = 150 \text{ кг}$$

Содержание NaOH в остаточном растворе (в кг на 1 кг чистого раствора):

$$x_R = 2/150 = 0,0133$$

В систему через третью ступень вводится воды в качестве растворителя:

$$150 \cdot 3 = 450 \text{ кг}$$

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

Содержание NaOH в растворителе: $y_S = 0$. Содержание 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 . Определим его по балансу NaOH в третьей ступени:

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

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

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

Содержание 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:

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

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

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

$$x'_1 = \frac{32 - 6}{150} = \frac{26}{150} = 0,1733 \text{ кг/кг}$$

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

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

Экстракт содержит 78 кг NaOH. Следовательно, содержание NaOH в экстракте:

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

Пример 8.15. Маслоэкстракционная установка перерабатывает 1 т/ч «лепестка» (раздавленные и частично обезжиренные семена подсолнуха) с содержанием масла 28% и бензина 2,5%. Поступающий в установку в качестве растворителя регенерированный бензин содержит 1,5% масла. Количество растворителя, поступающего в установку, составляет 50% от массы «лепестка». По опытным данным количество раствора, удерживаемого твердой фазой, зависит от содержания в нем масла (табл. 8.7).

Таблица 8.7

Содержание масла, кг/кг раствора	Количество удерживаемого раствора, кг/кг твердого вещества	Содержание масла, кг/кг раствора	Количество удерживаемого раствора, кг/кг твердого вещества
0,0	0,500	0,4	0,550
0,1	0,505	0,5	0,571
0,2	0,515	0,6	0,595
0,3	0,530	0,7	0,620

Твердый остаток после экстрагирования содержит 5% масла. Определить: 1) количество экстракта и содержание в нем масла; 2) количество остаточного раствора, удерживаемого твердой фазой (шротом) и содержание в нем масла; 3) число ступеней экстрагирования.

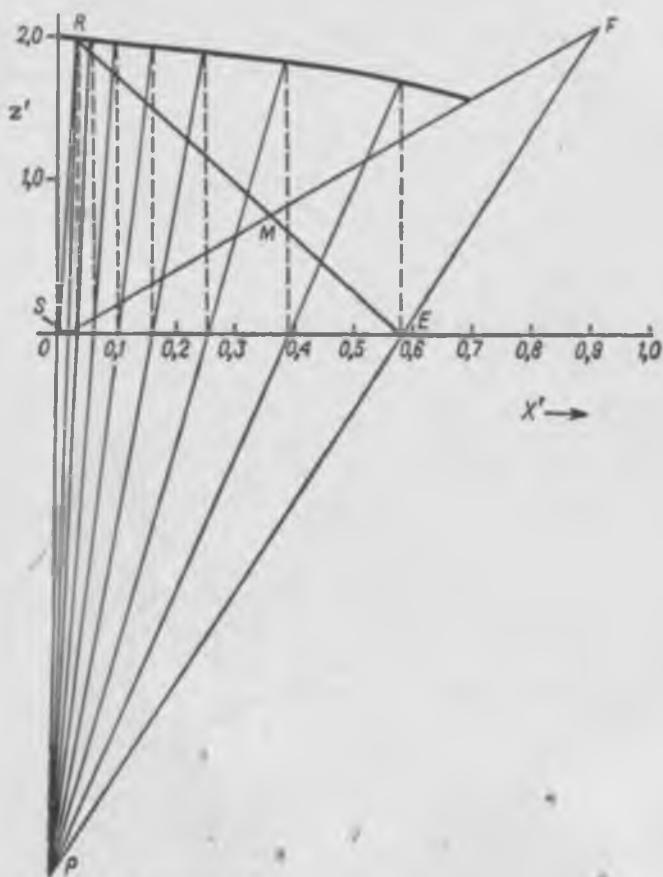


Рис. 8.21 (к примеру 8.15).

Решение. Задача решается графическим методом в прямоугольной системе координат $X' - z'$ (рис. 8.21).

Данные первой графы табл. 8.7 равны отношению $X' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$.

Данные второй графы — массовые количества раствора на единицу массы твердого вещества — надо пересчитать на обратные величины; тогда они будут выражать отношения $z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$, т. е. количества твердой фазы на единицу массы раствора (см. табл. 8.8).

Таблица 8.8

$x' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$	$z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$	$x' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$	$z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$
0,0	2,0	0,4	1,818
0,1	1,980	0,5	1,751
0,2	1,942	0,6	1,681
0,3	1,887	0,7	1,613

Данные табл. 8.8 представляют собой координаты точек кривой нижнего потока (рис. 8.21). В верхнем потоке твердого вещества нет ($z' = 0$), поэтому линия верхнего потока сливается с осью абсцисс. После нанесения кривой вычертим на диаграмме линии материального баланса.

Определим координаты точки F , отвечающей составу «лепестка», поступающего на экстрагирование. По условию задачи:

$$x'_F = \frac{28}{28 + 2,5} = 0,92$$

$$z'_F = \frac{100 - 28 - 2,5}{28 + 2,5} = 2,12$$

Координаты точки S , соответствующей составу растворителя:

$$x_S = 1,5/100 = 0,015; \quad z_S = 0$$

Точки F и S наносятся на диаграмму, соединяются прямой, которая делится по правилу рычага точкой M на части, пропорциональные количествам поступающих продуктов, исключая нерастворимое твердое вещество (иначе правило рычага на таких диаграммах применять нельзя). Растворитель поступает в установку в количестве 50% от массы «лепестка». Если принять эту массу за единицу, то жидкая часть в нем составит $0,28 + 0,025 = 0,305$ единицы массы, а растворитель 0,5 единицы массы. Точка M лежит на расстоянии $0,305/(0,5 + 0,305) = 0,38$ отрезка SF , считая от S .

Числовых данных для построения линии расхода RE нет. Известно лишь, что линия RE пересекается с SF в точке M и что точка R лежит на кривой, а точка E — на оси абсцисс, так как ее ордината $z'_E = 0$. Не располагая координатами точки R , мы все же можем определить их отношение, так как из условия задачи известно, что твердый остаток после экстрагирования содержит 5% масла:

$$\frac{z'_R}{x'_R} = \frac{\frac{x_{AR}}{x_{BR} + x_{CR}}}{\frac{x_{BR}}{x_{BR} + x_{CR}}} = \frac{x_{AR}}{x_{BR}} = \frac{95}{5} = 19$$

Прямая, проходящая через начало координат и имеющая тангенс угла наклона 19, пересечет кривую в точке R . Проведя такую

прямую, засечем точку R на кривой. Соединим точку R с точкой M и, продолжив прямую до оси абсцисс, найдем точку E .

Определим по диаграмме абсциссы точек R , M и E :

$$X'_R = 0,03; \quad X'_M = 0,36; \quad X'_E = 0,58$$

В установку поступает жидкой фазы с «лепестком» и растворителем:

$$1000 \cdot 0,305 + 1000 \cdot 0,5 = 805 \text{ кг/ч}$$

Это количество делится между остатком и экстрактом пропорционально отрезкам EM и MR . Для расчета можно воспользоваться абсциссами концов отрезков:

$$G_E = \frac{X'_E - X'_M}{X'_E - X'_R} 805 = \frac{0,58 - 0,36}{0,58 - 0,03} 805 = 322 \text{ кг/ч}$$

Количество остаточного раствора составляет 322 кг/ч, а состав его определяется из предположения, что масло, теряемое в остатке, содержится в этом растворе. Содержание масла в остаточном растворе:

$$\frac{1000 \cdot 0,695 \cdot 5}{95 \cdot 322} 100 = 11,7\%$$

Количество экстракта:

$$G_E = 805 - 322 = 483 \text{ кг/ч}$$

Содержание масла в экстракте:

$$\frac{100 \cdot 0,28 - \frac{1000 \cdot 0,695 \cdot 5}{95}}{483} 100 = 50,4\%$$

Для определения числа ступеней через точки F , E и R , S проводим два луча до пересечения их в полюсе P . Так как при экстрагировании твердых тел в каждой ступени установки имеется только один раствор с одной концентрацией, то все хорды равновесия будут вертикальными линиями. Восстанавливаем перпендикуляр из точки E — хорду первой ступени — до пересечения с пограничной кривой. Точку пересечения хорды с пограничной кривой соединяем лучом с точкой P . Из точки пересечения этого луча с осью абсцисс снова восстанавливаем перпендикуляр до пересечения с пограничной кривой и т. д., пока не попадем в точку R или не окажемся в непосредственном соседстве с ней.

Число хорд равновесия указывает число ступеней. В данном случае необходимы семь ступеней экстрагирования.

КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

8.1. Построить треугольную диаграмму равновесия для системы вода — уксусная кислота — этиловый эфир при 25 °С, пользуясь данными табл. 8.4. Сравнить полученную диаграмму с диаграммой X , Y — z , Z (см. пример 8.8).

8.2. Определить состав и количество сосуществующих фаз, на которые расслаивается смесь 10 кг воды, 5 кг этилового эфира и 5 кг уксусной кислоты. При удалении какого количества этилового эфира эта смесь перестанет расслаиваться? *

8.3. Уксусная кислота экстрагируется из водного раствора, содержащего ее 15% (масс.) при 25°C. Масса исходной смеси 1200 кг. Определить состав и количество конечных продуктов после отгонки растворителя, если экстракция производится чистым эфиром в перекрестном токе. Процесс ведется в две ступени при отношении массы растворителя к массе обрабатываемой смеси 1,5*.

8.4. Уксусная кислота экстрагируется в противотоке этиловым эфиром из водного раствора, содержащего 20% (масс.) кислоты. Определить необходимое количество растворителя на 1000 кг/ч исходной смеси и число теоретических ступеней экстрагирования, если экстракт должен содержать 60% (масс.), а рафинат — не более 2% (масс.) кислоты (после отгонки растворителя).

8.5. 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 промывок, если конечное содержание бензола в воде 0,2 кг/м³. Определить также составы получающихся экстрактов. Равновесные данные при рабочей температуре:

Концентрация бензойной кислоты в воде, кг/м³ . . . 0,104 0,456 0,707 1,32 1,56
 Концентрация бензойной кислоты в бензоле, кг/м³ . . 0,182 2,45 6,12 18,2 24,5

8.6. В противоточном экстракторе экстрагируется 1,4-диоксан из 25% водного раствора бензолом, содержащим 0,5% (масс.) диоксана. Конечное содержание диоксана в воде 2% (масс.). Определить: 1) минимальное количество растворителя на 100 кг исходной смеси; 6) необходимое число теоретических ступеней экстрагирования; в) состав экстракта, приняв количество растворителя в 1,5 раза больше минимального. Равновесные данные см. в примере 8.6.

8.7. Построить фазовые диаграммы равновесия в координатах X , $Y-z$, Z и $X-Y$ для системы вода — уксусная кислота — изопропиловый эфир при 20°C, пользуясь данными о равновесных составах сосуществующих фаз [в % (масс.)], приведенными в табл. 8.9. Соединительные линии на диаграмме X , $Y-z$, Z проводить не следует. Определить максимальные концентрации экстракта при работе противотоком для составов исходных смесей 5 и 10% (масс.).

Т а б л и ц а 8.9

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	13,30	2,3	1,9	4,82	93,3
71,1	25,50	3,4	3,9	11,40	84,7
58,9	36,70	4,4	6,9	21,60	71,5
45,1	44,30	10,6	10,8	31,10	58,1
37,1	46,40	16,5	15,1	36,20	48,7

8.8. Определить минимальное количество возврата экстракта и соответствующее ему минимальное количество растворителя на 100 кг исходной смеси вода — уксусная кислота с содержанием последней 10% (масс.), если экстракция

* Для решения воспользоваться треугольной диаграммой, построенной в контрольной задаче 8.1.

производится диэтиловым эфиром при 25 °С. Экстракт после отгонки растворителя должен содержать 75% (масс.) уксусной кислоты, а рафинат 1% (масс.); растворитель отгоняется полностью*.

8.9. Решить задачу 8.8, приняв количество возврата двойным против минимального. Определить также число теоретических ступеней экстрагирования*.

8.10. 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 % (масс.)] взять из табл. 8.10. Определить, какой концентрации продукты можно получить, обрабатывая 40% раствор метилциклогексана в гептане чистым анилином при обычной противоточной экстракции. Определить также минимальное число ступеней экстрагирования

Т а б л и ц а 8.10

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	1,0	0,124	1,0	4,70

(при полном возврате экстракта и рафината), если экстракт содержит 98% (масс.), а рафинат 1% (масс.) метилциклогексана (после отгонки от растворителя).

8.11. Метилциклогексан экстрагируется анилином из 40% раствора его в гептане при 25 °С в экстракционной установке с возвратом части экстракта и рафината. Экстракт содержит 98% (масс.), а рафинат 1% (масс.) метилциклогексана (исключая растворитель). Отношение количеств возврата экстракта и экстракта-продукта принять в 1,615 раз больше минимального. Определить число ступеней экстрагирования, состав и количество рафината, экстракта, возвратов и растворителя на 100 кг/ч исходной смеси.

8.12. В батарее из трех отстойников противоточного действия, объемом по 7 м³ каждый, поступают 2 т раствора NaOH в 1 м³ воды вместе с осадком CaCO₃ и отбираются 6 м³ прозрачного концентрированного раствора на выпарку. С другой стороны, в батарею подается в качестве растворителя 6 м³ чистой воды на 2000 кг NaOH. Осадок CaCO₃ при переходе со ступени на ступень и при удалении из батареи удерживает 1 м³ раствора. Определить: а) количество NaOH в шламе; б) степень извлечения NaOH; в) процентное содержание NaOH в растворе, поступающем на выпарку.

8.13. Определить число ступеней экстрагирования в условиях примера 8.12, если степень извлечения NaOH равна 0,98.

8.14. Определить число ступеней экстрагирования в условиях примера 8.13, если содержание CuCl₂ в экстракте будет равно 9% (масс.), а степень извлечения меди 92%.

8.15. 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% раствор сульфида натрия. Желательно добиться 98%-го извлечения сульфида натрия. Определить: а) потерю сульфида натрия в остатке; б) количество воды, которое необходимо добавить в качестве растворителя; в) концентрации в каждом ступителе.

8.16. В противоточной экстракционной батарее экстрагируется едкий натр из

* При решении задачи использовать диаграмму равновесия, построенную по данным примера 8.8 (рис. 8.18).

продуктов реакции



Поступающая в батарею смесь содержит воды 50% от массы осадка (CaCO_3). Из этой смеси в батарее извлекается 95% NaOH , причем получается 15% 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 нем NaOH :

Содержание NaOH , % (масс.)	Удерживается раствора на 1 кг осадка, кг	Содержание NaOH , % (масс.)	Удерживается раствора на 1 кг осадка, кг
0	1,39	15	2,70
5	1,72	20	3,85
10	2,04		

АДСОРБЦИЯ

ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ
И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. В процессе адсорбции предельным состоянием для каждого поглощаемого вещества является состояние равновесия между содержанием в адсорбенте (так называемой статической активностью) a_0^* и парциальным давлением p (или концентрацией C_v) адсорбируемого вещества в парогазовой или жидкой смеси.

Кривая равновесия при постоянной температуре $a_0^* = f(p)$ носит название изотермы адсорбции и служит основной характеристикой статики процесса. При относительно высоких парциальных давлениях p содержание адсорбируемого вещества a_0^* приближается к постоянной величине a_∞ , характеризующей состояние максимально возможного насыщения адсорбента при данной температуре.

Между концентрацией C_v (в кг/м³) адсорбируемого вещества в газовой смеси и его парциальным давлением p , согласно уравнению Клапейрона, существует прямая пропорциональность.

$$\bar{C}_v = \frac{p}{RT} \quad (9.1)$$

где R — газовая постоянная, Дж/(кг·К).

2. Наиболее полными уравнениями изотерм адсорбции, не имеющих в координатах $a_0^* - p$ точек перегиба, учитывающими к тому же структурные особенности сорбентов, являются уравнения Дубинина, полученные на основе теории объемного заполнения микропор.

Для микропористых сорбентов, обладающих однородной микропористой структурой (синтетические цеолиты), это уравнение имеет вид:

$$a_0^* = \frac{W_0}{V} e^{-B_1 \frac{T}{B_2} \left(\lg \frac{p_s}{p} \right)^2} \quad (9.2)$$

Для адсорбентов со сложными микропористыми структурами (мелкопористые силикагели, активные угли):

$$a_0^* = \frac{W_{01}}{V} e^{-B_1 \frac{T}{B_2} \left(\lg \frac{p_s}{p} \right)^2} + \frac{W_{02}}{V} e^{-B_1 \frac{T}{B_2} \left(\lg \frac{p_s}{p} \right)^2} \quad (9.3)$$

Здесь a_0^* — величина адсорбции, ммоль/г; W_0 и B_1 , W_{01} и B_1 , W_{02} и B_2 — константы, характеризующие адсорбент; T — темпе-

ратура, К; β — коэффициент аффинности пара адсорбтива по отношению к стандартному веществу; p_s/p — отношение давления насыщенного пара поглощаемого компонента к его парциальному давлению.

3. Согласно теории Эйкена и Поляни, располагая изотермой адсорбции пара стандартного вещества для температуры T_1 , можно вычислить изотерму адсорбции другого пара при температуре T_2 .

Для вычисления величин адсорбции служит формула:

$$a_2 = \frac{a_1 V_1}{V_2} \quad (9.4)$$

где a_1 — ордината изотермы стандартного вещества (обычно бензола), кг/кг или ммоль/г; a_2 — ордината определяемой изотермы, кг/кг или ммоль/г; V_1 и V_2 — мольные объемы стандартного и исследуемого веществ (в жидком состоянии), м³/кмоль.

Мольные объемы определяются по формуле:

$$V = M/\rho \quad (9.5)$$

где M — мольная масса, кг/кмоль; ρ — плотность жидкости, кг/м³.

Давления вычисляются по формуле:

$$\lg p_2 = \lg p_{s,2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{s,1}}{p_1} \quad (9.6)$$

где p_1 и p_2 — парциальные давления стандартного и исследуемого веществ, мм рт. ст.; $p_{s,1}$ — давление насыщенного пара стандартного вещества при температуре T_1 (выраженной в К), мм рт. ст.; $p_{s,2}$ — давление насыщенного пара исследуемого вещества при температуре T_2 (выраженной в К), мм рт. ст.; β — коэффициент аффинности, равный отношению мольных объемов

$$\beta = V_2/V_1 \quad (9.7)$$

В табл. 9.1 приведены коэффициенты аффинности β для ряда веществ. В качестве стандартного вещества принят бензол.

Таблица 9.1

Вещество	β	Вещество	β
Метиловый спирт	0,40	Уксусная кислота	0,97
Бромистый метил	0,57	Бензол	1,00
Этиловый спирт	0,61	Циклогексан	1,03
Муравьиная кислота	0,61	Четыреххлористый углерод	1,05
Сероуглерод	0,70	Диэтиловый эфир	1,09
Хлористый этил	0,76	Пентан	1,12
Пропан	0,78	Толуол	1,25
Хлороформ	0,86	Хлорпикрин	1,28
Ацетон	0,88	Гексан	1,35
Бутан	0,90	Гептан	1,59

При расчете точек изотермы исследуемого пара координаты a_1^* и p_1 берутся по кривой стандартного вещества, значения $p_{s,1}$, $p_{s,2}$ — из таблиц давления насыщенного пара, p_2 — вычисляется по формуле (9.6).

4. Теплота адсорбции складывается из теплоты конденсации и теплоты смачивания. Практически можно принять, что величина теплоты адсорбции органических веществ не зависит от температуры. Зависимость удельной теплоты адсорбции q (в Дж/кг угля) от количества поглощенного пара (для веществ, отмеченных звездочкой в табл. LIII) определяется формулой [9.3]:

$$q = ma^n \quad (9.8)$$

где a — количество адсорбированного пара, $\text{дм}^3/\text{кг}$ угля; m и n — константы, значения которых представлены в табл. 9.2.

Таблица 9.2

Вещество	Формула	n	$m \cdot 10^{-6}$
Бензол	C_6H_6	0,959	3,24
Бромистый этил	$\text{C}_2\text{H}_5\text{Br}$	0,900	3,77
Диэтиловый эфир	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}$	0,9215	3,84
Иодистый этил	$\text{C}_2\text{H}_5\text{I}$	0,956	3,10
Метиловый спирт	CH_3OH	0,938	3,11
Сероуглерод	CS_2	0,9205	3,15
Хлористый этил	$\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}$	0,915	3,06
Хлороформ	CHCl_3	0,935	3,47
Четыреххлористый углерод	CCl_4	0,930	3,74
Этиловый спирт	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	0,928	3,65
Этилформиат	HCOOC_2H_5	0,9075	3,96

При адсорбции водяного пара углем теплота адсорбции зависит от температуры следующим образом:

Температура, °C	—15	10	40	80	128	187
Теплота адсорбции $q \cdot 10^{-3}$, Дж/кмоль	46 500	41 900	39 000	34 800	30 900	21 800

При отсутствии опытных данных величина теплоты адсорбции (отнесенной к 1 кмоль газа) определяется по приближенной формуле, аналогичной правилу Трутона:

$$\frac{q}{\sqrt{T_{\text{кип}}}} = \text{const} \quad (9.9)$$

где q — теплота адсорбции, Дж/кмоль газа; $T_{\text{кип}}$ — температура кипения адсорбтива при атмосферном давлении, К.

Величина константы зависит от природы адсорбента; например, для активированного угля она равна 2180.

Теплоту адсорбции (в Дж/кмоль) можно также вычислить по формуле:

$$q = \frac{44 \cdot 10^3 \lg \frac{p_2}{p_1}}{\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}} \quad (9.10)$$

где p_1 , p_2 — равновесные давления адсорбтива над адсорбентом при температурах T_1 и T_2 , выраженных в К.

5. На практике поглощение газов и паров, как правило, производится в динамических условиях — из потока газа-носителя. В этом случае слой сорбента характеризуется величиной динамической адсорбционной емкости (активности) a_d — количеством поглощенного вещества (сорбтива) слоем сорбента до момента появления за слоем проскока сорбтива:

$$a_d = \bar{C}_0 w \tau \quad (9.11)$$

где a_d — динамическая адсорбционная емкость слоя сорбента, кг/м³; $\bar{C}_0$ — исходная концентрация сорбтива в газовом потоке, кг/м³; w — скорость парогазовой смеси, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; τ — время защитного действия, с.

Степень использования равновесной адсорбционной емкости $\eta = a_d/a_0^*$ (a_0^* — равновесная статическая адсорбционная емкость слоя сорбента, кг/м³) микропористых сорбентов в процессе динамического опыта при высоте слоя 30—50 см, скоростях паровоздушного потока от 0,3 до 0,5 м/с и исходных концентрациях сорбтива 10—20 г/м³ составляет обычно 0,8—0,9.

6. Процесс адсорбции в динамических условиях можно охарактеризовать кинетическим уравнением, согласно которому скорость адсорбции (или количество вещества, адсорбируемого в единицу времени единицей объема адсорбента) прямо пропорциональна коэффициенту массопередачи и движущей силе процесса:

$$\frac{da}{d\tau} = \beta_v (\bar{C} - \bar{C}^*) \quad (9.12)$$

где $\bar{C}$ — концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси, кг/м³ инертного газа; $\bar{C}^*$ — концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси, равновесная поглощенному единицей объема адсорбента количеству вещества, кг/м³ инертного газа; β_v — кинетический коэффициент (коэффициент массопередачи), с⁻¹.

Для ориентировочных расчетов коэффициента массопередачи β_v при адсорбции на активном угле ($d = 1,7 \div 2,2$ мм, w потока 0,3—2 м/с) пользуются уравнением (при условии, что изотерма адсорбции описывается уравнением Лангмюра):

$$Nu' = 1,6 Re^{0,54} \quad (9.13)$$

где $Nu' = \beta_v d^2/D$; $Re = wd/\nu$; d — средний диаметр частиц адсорбента, м; D — коэффициент диффузии адсорбтива в газе при

температуре процесса, $\text{м}^2/\text{с}$; w — скорость потока парогазовой смеси, рассчитанная на свободное сечение аппарата, $\text{м}/\text{с}$; ν — кинематический коэффициент вязкости парогазовой смеси, $\text{м}^2/\text{с}$.

7. Процесс адсорбции в динамических условиях можно также охарактеризовать временем, прошедшим от начала пропускания парогазовой смеси через слой адсорбента до момента появления проскока (индицируемой концентрации) сорбтива за слоем адсорбента. Этот промежуток времени τ называется временем защитного действия слоя поглотителя и определяется из уравнения Шилова:

$$\tau = K(H - h) \quad (9.14)$$

в котором $Kh = \tau_0$.

Следовательно

$$\tau = KH - \tau_0 \quad (9.15)$$

где K — коэффициент защитного действия слоя сорбента, $\text{с}/\text{м}$; H — высота слоя сорбента, м ; h — высота неиспользованного слоя сорбента в условиях динамического опыта, м ; τ_0 — кинетический коэффициент, или потеря времени защитного действия слоя сорбента, с .

Коэффициент защитного действия слоя можно вычислить по формуле:

$$K = \frac{a_0^*}{w\bar{C}_0} \quad (9.16)$$

где a_0^* — равновесная адсорбционная емкость, $\text{кг}/\text{м}^3$; w — скорость парогазовой смеси, отнесенная к полному сечению аппарата, $\text{м}/\text{с}$; $\bar{C}_0$ — начальная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси, $\text{кг}/\text{м}^3$.

8. Для одних и тех же адсорбента и поглощаемого вещества при постоянных концентрациях и температуре парогазового потока, имеют место следующие соотношения, называемые динамическими характеристиками B_1 и B_2 :

$$B_1 = K_1 w_1 = K_2 w_2 = \frac{a_0^*}{\bar{C}_0} = \text{const} \quad (9.17)$$

$$B_2 = \frac{\tau_{0,1} \sqrt{w_1}}{d_{31}} = \frac{\tau_{0,2} \sqrt{w_2}}{d_{32}} = \text{const} \quad (9.18)$$

где K — коэффициент защитного действия слоя, $\text{с}/\text{м}$; w — скорость парогазового потока, $\text{м}/\text{с}$; τ_0 — потеря времени защитного действия слоя, с ; d_3 — средний диаметр зерен сорбента, м .

9. Продолжительность адсорбции при периодическом процессе определяется путем решения системы уравнений, состоящей из уравнения баланса поглощенного вещества, уравнения кинетики адсорбции и уравнения изотермы адсорбции.

Изотерма адсорбции делится на три области: первая характеризуется отношением $p/p_s < 0,17$ (по бензолу), для второй $p/p_s \approx 0,17 \div 0,5$, а для третьей $p/p_s > 0,5$.

При определении продолжительности процесса по изотерме адсорбции и заданной концентрации исходной паровоздушной смеси $\bar{C}_0$ находят a_0^* и устанавливают, к какой области изотермы относится величина $\bar{C}_0$. Затем вычисляют коэффициент массопередачи β_y по формуле (9.13).

В зависимости от положения величины $\bar{C}_0$ на изотерме применяют один из следующих трех методов определения продолжительности адсорбции [9.3].

а) Для первой области, где изотерма адсорбции считается прямолинейной и приближенно отвечает закону Генри, пользуются формулой:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{a_0^*}{w\bar{C}_0}} \sqrt{H} - b \sqrt{\frac{a_0^*}{\beta_y \bar{C}_0}} \quad (9.19)$$

где τ — продолжительность адсорбции, с; w — скорость парогазового потока, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; H — высота слоя активного угля, м; $\bar{C}_0$ — начальная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовом потоке, кг/м³; a_0^* — количество адсорбированного вещества, равновесное с концентрацией потока $\bar{C}_0$, кг/м³ (берется по изотерме адсорбции в кг/кг и умножается на насыпную плотность угля в кг/м³); β_y — коэффициент массопередачи, с⁻¹.

Величина коэффициента b берется для ряда значений $\bar{C}/\bar{C}_0$ из табл. 9.3 ($\bar{C}$ — содержание адсорбируемого вещества в газовом потоке, выходящем из адсорбера, кг/м³).

Таблица 9.3

$\bar{C}/\bar{C}_0$	b	$\bar{C}/\bar{C}_0$	b	$\bar{C}/\bar{C}_0$	b
0,005	1,84	0,2	0,63	0,7	-0,27
0,01	1,67	0,3	0,42	0,8	-0,46
0,03	1,35	0,4	0,23	0,9	-0,68
0,05	1,19	0,5	0,07		
0,1	0,94	0,6	-0,10		

б) Для второй области изотермы адсорбции пользуются уравнением:

$$\tau = \frac{a_0^*}{w\bar{C}_0} \left\{ H - \frac{w}{\beta_y} \left[\frac{1}{P} \ln \left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) + \ln \frac{\bar{C}_s}{\bar{C}} - 1 \right] \right\} \quad (9.20)$$

Здесь $P = \bar{C}_0/\bar{C}^*$; $\bar{C}^*$ — содержание вещества в газовом потоке, равновесное с половинным количеством от максимально адсорбируемого данным адсорбентом, т. е. равновесное с $a_{\infty}/2$, кг/м³.

в) Для третьей области изотермы адсорбции:

$$\tau = \frac{a_0^*}{w\bar{C}_0} \left[H - \frac{w}{\beta_y} \ln \left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) \right] \quad (9.21)$$

10. Весьма важной кинетической характеристикой процесса адсорбции является высота зоны массопередачи (высота работающего слоя) h_0 , которая рассчитывается на основании выходных кривых (кривых отклика) по уравнению:

$$h_0 = H \frac{\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}}}{\tau_{\text{нас}} - (1 - f)(\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}})} \quad (9.22)$$

где H — высота слоя сорбента; $\tau_{\text{нас}}$ — время до равновесного насыщения; $\tau_{\text{пр}}$ — время защитного действия при минимальной индицируемой проскоковой концентрации; f — неиспользованная равновесная адсорбционная емкость сорбента в условиях динамического опыта в зоне массопередачи (для микропористых сорбентов в зоне массопередачи $f \approx 0,5$).

11. Непрерывные адсорбционные процессы осуществляются в адсорбционных аппаратах с движущимся сверху вниз слоем поглотителя*, причем парогазовая смесь идет ему навстречу (противотоком). Расчетом определяются минимальная скорость движения u сорбента (скорость, при которой степень использования равновесной адсорбционной емкости сорбентов в условиях динамического опыта составляет 0,95—0,98 и обеспечивается заданная глубина очистки или осушки паровоздушных потоков) и рабочая высота слоя в гипersedсорбционном аппарате H_0 .

Скорость движения слоя u рассчитывается по формуле:

$$u = \frac{1}{K} = \frac{(\bar{C}_0 - \bar{C}_{\text{пр}})w}{a_0} \quad (9.23)$$

где w — скорость газового потока, отнесенная к полному сечению аппарата; K — коэффициент защитного действия слоя; $\bar{C}_0$ — начальная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси; $\bar{C}_{\text{пр}}$ — постоянная индицируемая проскоковая концентрация адсорбируемого вещества в парогазовом потоке за слоем сорбента.

В процессах тонкой осушки или очистки газовых потоков $\bar{C}_{\text{пр}}$ изменяется от 0,025 до 0,008% в зависимости от величины $\bar{C}_0$ (когда $\bar{C}_0$ меняется от 20,0 до 10,0 г/м³). Поэтому в данном случае в уравнении (9.23) постоянной индицируемой проскоковой концентрацией можно пренебречь.

Рабочая высота слоя в гипersedсорбционном аппарате рассчитывается по формуле:

$$H_0 = \gamma h_0 \quad (9.24)$$

где γ — коэффициент, характеризующий отношение насыпной плотности с вибрационным уплотнением слоя к плотности без уплотнения (в среднем $\gamma = 1,4$); h_0 — высота зоны массопередачи неподвижного слоя.

* При гипersedсорбции или текучем слое.

12. Высота слоя адсорбента может быть рассчитана по общему методу через число единиц переноса:

$$H = \frac{V_r}{S\beta_y} \int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*} = h_y m \quad (9.25)$$

где V_r — расход парогазовой смеси; S — площадь поперечного сечения слоя; β_y — коэффициент массопередачи; $\bar{C}_0$ и $\bar{C}_1$ — концентрация парогазовой смеси при входе в адсорбер и при выходе из него; $\bar{C}^*$ — равновесная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси по изотерме.

Разность концентраций $\bar{C} - \bar{C}^*$ определяет движущую силу процесса. Примером такой разности может служить отрезок DE на рис. 9.1, у которого абсцисса точки D равна $\bar{C}$, а точки $E - \bar{C}^*$. Отношение $V_r / (S\beta_y)$ выражает высоту слоя поглотителя, эквивалентную одной единице переноса, и обозначается через h_y , а интеграл

$\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ представляет собой

общее число единиц переноса и обозначается через m . Для определения H надо найти

величину интеграла $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$. Делается это графическим методом.

Располагая данными $\bar{C}_0$, $a_{до}$ и $\bar{C}_1$, $a_{д1}$, наносят на диаграмму изотермы адсорбции обе эти точки и, соединяя их прямой, получают рабочую линию AK . Затем в координатах $\bar{C} - \frac{1}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ строят кривую (аналогичные расчеты см. в гл. 6 и 7).

Вместо такого определения интеграла $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ можно воспользоваться более простым графическим методом. Начав от точки A (рис. 9.1) на рабочей линии (точки входа парогазовой смеси в адсорбер), строят между равновесной кривой и этой линией ступени изменения концентрации до точки K (точки выхода парогазовой смеси из адсорбера).

Число единиц переноса, соответствующее одной ступени, обозначается через m_0 . Если число ступеней равно n и все они одинаковы, то $m = m_0 n$ и высота слоя

$$H = h_y m = h_y m_0 n \quad (9.26)$$

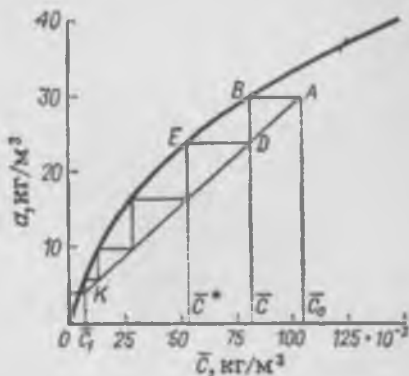


Рис. 9.1. Определение числа ступеней изменения концентрации.

Такой случай возможен лишь на прямолинейном участке изотермы. В общем же виде формула для расчета высоты слоя имеет следующий вид:

$$H = h_s (m_0^I + m_0^{II} + \dots + m_0^n) = h_s \sum_1^n m_0 \quad (9.27)$$

Для каждой ступени изменения концентрации число единиц переноса m_0 вычисляется отдельно по формуле:

$$m_0 = \frac{\bar{C}_{\text{нач}} - \bar{C}_{\text{кон}}}{\frac{(\bar{C}_{\text{нач}} - \bar{C}_{\text{нач}}^*) + (\bar{C}_{\text{кон}} - \bar{C}_{\text{кон}}^*)}{2}} = \frac{2(\bar{C}_{\text{нач}} - \bar{C}_{\text{кон}})}{\bar{C}_{\text{нач}} - \bar{C}_{\text{кон}}^*} \quad (9.28)$$

где $\bar{C}_{\text{нач}}$ — концентрация на входе парогазовой смеси в ступень, например абсцисса точки A ; $\bar{C}_{\text{кон}}$ — концентрация на выходе парогазовой смеси из ступени, например абсцисса точки D ; $\bar{C}_{\text{нач}}^*$ — равновесная концентрация, например абсцисса точки B , причем $\bar{C}_{\text{кон}} = \bar{C}_{\text{нач}}^*$; $\bar{C}_{\text{кон}}^*$ — равновесная концентрация, например абсцисса точки E .

* На прямолинейном участке изотермы для определения высоты слоя можно воспользоваться также формулой

$$H = \frac{G}{S \beta_y \Delta \bar{C}_{\text{ср}}} \quad (9.29)$$

Здесь G — количество вещества, адсорбируемого в единицу времени; $\Delta \bar{C}_{\text{ср}}$ — средняя движущая сила адсорбции, которую можно вычислить как среднюю логарифмическую

$$\Delta \bar{C}_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{C}_0 - \Delta \bar{C}_1}{\ln \frac{\Delta \bar{C}_0}{\Delta \bar{C}_1}} \quad (9.30)$$

где $\Delta \bar{C}_0$ — большая движущая сила на одном конце слоя $(\bar{C}_0 - \bar{C}_0^*)$; $\Delta \bar{C}_1$ — меньшая движущая сила на другом конце слоя $(\bar{C}_1 - \bar{C}_1^*)$.

ПРИМЕРЫ

Пример 9.1. Определить требуемое количество активного угля, высоту слоя адсорбента и диаметр адсорбера периодического действия для поглощения паров бензина из смеси его с воздухом. Расход паровоздушной смеси 3450 м³/ч. Начальная концентрация бензина $\bar{C}_0 = 0,02$ кг/м³. Скорость паровоздушной смеси $w = 0,23$ м/с, считая на полное сечение аппарата, динамическая активность угля по бензину 7% (масс.), остаточная активность после десорбции 0,8% (масс.), насыпная плотность угля $\rho_{\text{нас}} = 500$ кг/м³. Продолжительность десорбции, сушки и охлаждения адсорбента составляет 1,45 ч.

Решение. Для поглощения бензина за 1,45 ч необходимо адсорбента:

$$G = \frac{3450 \cdot 1,45 \cdot 0,02}{0,07 - 0,008} = 1612 \text{ кг}$$

При заданной скорости паровоздушной смеси 0,23 м/с и расходе 3450 м³/ч диаметр адсорбера должен быть равен:

$$D = \sqrt{\frac{3450}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,23}} = 2,3 \text{ м}$$

Высота слоя адсорбента:

$$H = \frac{1612}{500 \cdot 0,785 \cdot 2,3^2} \approx 0,8 \text{ м}$$

Пример 9.2. По опытным данным, продолжительность поглощения паров хлорпикрина ($\bar{C}_0 = 6,6 \text{ г/м}^3$) слоем активного угля высотой $H = 0,05 \text{ м}$ и площадью поперечного сечения $S = 0,01 \text{ м}^2$ при объемной скорости $V = 0,03 \text{ м}^3/\text{мин}$ составляет $\tau = 336 \text{ мин}$. По изотерме хлорпикрина активность угля $a_0^* = 222 \text{ кг/м}^3$. Диаметр частиц угля $d_s = 1,5 \text{ мм}$. Определить: а) коэффициент защитного действия слоя K ; б) потерю времени защитного действия τ_0 ; в) величину динамических характеристик B_1 и B_2 .

Решение. По формуле (9.16):

$$K = \frac{a_0^*}{w \bar{C}_0}$$

Величины a_0^* и $\bar{C}_0$ заданы, а линейная скорость паров вычисляется по объемной скорости и поперечному сечению адсорбера:

$$w = V/S = 0,03/0,01 = 3 \text{ м/мин}$$

После подстановки получаем:

$$K = \frac{222}{3 \cdot 0,0066} = 11\,200 \text{ мин/м} \approx 187 \text{ ч/м}$$

Потеря времени защитного действия определяется по уравнению (9.15):

$$\tau_0 = KH - \tau = 11\,200 \cdot 0,05 - 336 = 224 \text{ мин}$$

Динамические коэффициенты B_1 и B_2 определяются по формулам (9.17) и (9.18):

$$B_1 = Kw = 11\,200 \cdot 3 = 33\,600$$

$$B_2 = \frac{\tau_0 \sqrt{w}}{d_s} = \frac{224 \sqrt{3}}{0,0015} = 259\,000$$

Пример 9.3. Если в условиях предыдущего примера скорость потока паровоздушной смеси $w' = 6 \text{ м/мин}$, то как при этом изменятся: а) коэффициент защитного действия слоя; б) потеря времени защитного действия; в) продолжительность поглощения для слоя высотой $H' = 0,1 \text{ м}$?

Решение. Так как коэффициент B_1 — величина постоянная, то

$$K' = \frac{Kw}{w'} = \frac{B_1}{w'} = \frac{33\,600}{6} = 5600 \text{ мин/м}$$

Из формулы для коэффициента B_2 определим:

$$\tau'_j = \frac{B_2 d_2}{\sqrt{w'}} = \frac{259\,000 \cdot 0,0015}{\sqrt{6}} \approx 159 \text{ мин}$$

Продолжительность поглощения определим по уравнению Шилова:

$$\tau = K'H' - \tau'_0 = 5600 \cdot 0,1 - 159 = 401 \text{ мин}$$

Пример 9.4. Через адсорбер периодического действия за один период проходит 2000 м^3 паровоздушной смеси с концентрацией

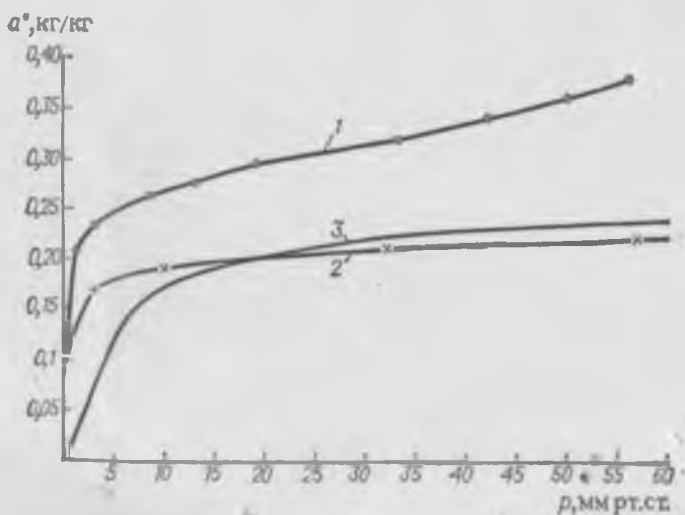


Рис. 9.2. Изотермы адсорбции при 20°C :

1 — бензол; 2 — диэтиловый эфир; 3 — этиловый спирт (70%) + диэтиловый эфир (30%).

диэтилового эфира $C_0 = 0,006 \text{ кг/м}^3$. Температура процесса 20°C , давление атмосферное, скорость потока паровоздушной смеси $w = 13 \text{ м/мин}$, концентрация смеси после выхода из адсорбера $C = 3 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3$. В качестве поглотителя применяется активный уголь марки АГ-5 с диаметром зерен $d_z = 0,004 \text{ м}$ и насыпной плотностью 500 кг/м^3 . Высота слоя угля $H = 0,7 \text{ м}$.

По изотерме бензола для 20°C на том же угле построить изотерму адсорбции диэтилового эфира из воздуха при 20°C . Пользуясь этой изотермой, определить количество активного угля, необходимое на одну загрузку, диаметр адсорбера и продолжительность поглощения до проскока.

Решение. Ординаты и абсциссы точек изотермы диэтилового эфира вычисляются по формулам (9.4) и (9.6):

$$a_2 = a_1 \frac{V_1}{V_2}$$

$$\lg p_2 = \lg p_{s,2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{s,1}}{p_1}$$

где a_1 и a_2 — концентрации адсорбированных бензола и эфира, кг/кг; V_1 и V_2 — мольные объемы бензола и эфира в жидком состоянии, м³/кмоль; p_1 и p_2 — парциальные давления паров бензола и эфира, мм рт. ст.; $p_{s,1}$ и $p_{s,2}$ — давления насыщенных паров бензола и эфира при 20 °С, мм рт. ст.; T_1 и T_2 — температуры бензола и эфира при адсорбции (в данном случае $T_1 = T_2 = 293$ К); β — коэффициент аффинности.

Мольные объемы бензола и эфира:

$$V_1 = M_1/\rho_1 = 78/879 = 0,0887 \text{ м}^3/\text{кмоль}$$

$$V_2 = M_2/\rho_2 = 74/714 = 0,1036 \text{ м}^3/\text{кмоль}$$

Коэффициент аффинности:

$$\beta = V_2/V_1 = 0,1036/0,0887 = 1,17$$

На изотерме бензола (рис. 9.2) берем ряд точек.

Первая точка: $a_1^* = 0,262$ кг/кг, $p_1 = 8$ мм рт. ст. Вычислим координаты соответствующей точки на изотерме диэтилового эфира:

$$a_1^* = 0,262/78 \text{ кмоль/кг}$$

$$a_2 = a_1 \frac{V_1}{V_2} = \frac{0,262}{78} \frac{0,0887}{0,1036} = 0,00287 \text{ кмоль/кг} = 0,00287 \cdot 74 \text{ кг/кг} = 0,212 \text{ кг/кг}$$

$$\lg p_2 = \lg 442 - 1,17 \frac{293}{293} \lg \frac{78}{8} = 1,50822$$

$$p_2 = 32,2 \text{ мм рт. ст.}$$

По этому методу вычисляем ординаты и абсциссы для остальных точек и полученные данные сводим в табл. 9.4.

Таблица 9.4

Изотерма бензола		Изотерма диэтилового эфира	
a_1^* , кг/кг	p_1 , мм рт. ст.	a_2^* , кг/кг	p_2 , мм рт. ст.
0,103	0,105	0,0837	0,0202
0,122	0,223	0,0992	0,0501
0,208	1	0,169	2,82
0,233	3	0,190	10,1
0,262	8	0,212	32,2
0,276	13	0,224	56,9
0,294	19	0,24	88,2
0,318	33	0,258	169,2
0,338	42	0,273	224,5
0,359	50	0,292	275,0

По найденным точкам строим изотерму диэтилового эфира для 20 °С (кривая 2 на рис. 9.2).

Определим с помощью изотермы статическую активность угля по диэтиловому эфиру при концентрации паровоздушной смеси $\bar{C}_0 = 0,006$ кг/м³.

Предварительно необходимо рассчитать парциальное давление, соответствующее $\bar{C}_0$, по формуле (9.1):

$$p_0 = \bar{C}_0 RT = 0,006 \frac{848}{74} 293 \frac{760}{10\,330} = 1,4 \text{ мм рт. ст.}$$

По диаграмме, абсциссе $p_0 = 1,4$ мм рт. ст. соответствует ордината $a_0^* = 0,132$ кг/кг.

Количество активного угля на одну загрузку составляет:

$$G_1 = \frac{2000 \cdot 0,006}{0,132} = 91 \text{ кг или } \frac{91}{500} = 0,182 \text{ м}^3$$

Диаметр адсорбера вычисляется из равенства

$$\frac{\pi D^3}{4} H = 0,182 \text{ м}^3$$

откуда

$$D_2 = \sqrt[3]{\frac{0,182 \cdot 4}{\pi H}} = \sqrt[3]{\frac{0,182 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,7}} = 0,69 \text{ м}$$

Так как на изотерме точка, соответствующая исходной концентрации паровоздушной смеси $\bar{C}_0 = 0,006$ кг/м³, находится в первой (прямолинейной) области, то продолжительность процесса вычисляется по формуле (9.19):

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{\Gamma}{w}} \sqrt{H} - b \sqrt{\frac{\Gamma}{\beta_y}}$$

где $\Gamma = a_0^*/\bar{C}_0 = 0,132 \cdot 500/0,006 = 11\,000$; $w = 13$ м/мин — скорость газового потока; $H = 0,7$ м — высота слоя угля; b — функция, определяемая по табл. 9.3 (для $\bar{C}/\bar{C}_0 = 0,00003/0,006 = 0,005$ значение $b = 1,84$); β_y — коэффициент массопередачи, который вычисляется по формуле (9.13), приведенной к расчетному виду:

$$\beta_y = 1,6 \frac{D w^{0,54}}{v^{0,54} d_3^{1,46}}$$

Находим кинематический коэффициент вязкости воздуха. Так как по рис. VI $\mu = 0,018 \cdot 10^{-3}$ Па·с, то

$$v = \frac{\mu}{\rho} = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,2} = 0,15 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$$

Тогда

$$v^{0,54} = (0,15 \cdot 10^{-4})^{0,54} = 0,248 \cdot 10^{-2}$$

Диаметр частиц угля $d_s = 0,004$ м. Следовательно

$$d_s^{1,46} = 0,004^{1,46} = (0,40 \cdot 10^{-3})^{1,46} = 0,3154 \cdot 10^{-3}$$

Скорость $w = 13$ м/мин $= 13/60$ м/с, поэтому

$$\left(\frac{w}{60}\right)^{0,54} = \left(\frac{13}{60}\right)^{0,54} = 0,438$$

Коэффициент диффузии при 0°C для системы диэтиловый эфир — воздух:

$$D_0 = 0,028 \text{ м}^2/\text{ч} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$$

Для температуры 20°C коэффициент диффузии вычисляем по формуле:

$$D = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{1}{1} \left(\frac{293}{273}\right)^{3/2} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \cdot 1,11 = 0,0864 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$$

После подстановки получаем объемный коэффициент массоотдачи:

$$\beta_v = \frac{1,6 \cdot 0,0864 \cdot 10^{-4} \cdot 0,438}{0,248 \cdot 10^{-2} \cdot 0,3154 \cdot 10^{-3}} = 7,75 \text{ с}^{-1}$$

Определяем продолжительность процесса:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{11\,000}{13/60}} \sqrt{0,7} = 1,84 \sqrt{\frac{11\,000}{7,75}} = 188,1 - 69,4 = 118,7$$

$$\tau = 118,7^2 = 14\,090 = 234,9 \text{ мин} = 3,9 \text{ ч}$$

Определим количество паровоздушной смеси, проходящей через адсорбер за это время:

$$V = \frac{\pi D_s^2}{4} w \tau = \frac{3,14 \cdot 0,69^2}{4} 13 \cdot 234,9 = 1142 \text{ м}^3$$

По условиям примера, за один период через адсорбер должно пройти 2000 м^3 . Следовательно, диаметр адсорбера следует увеличить:

$$D_s = \sqrt{\frac{2000 \cdot 4}{\pi w \tau}} = \sqrt{\frac{2000 \cdot 4}{3,14 \cdot 13 \cdot 234,9}} = 0,83 \text{ м}$$

Необходимо также увеличить количество активного угля на одну загрузку:

$$\frac{\pi D_s^2}{4} H \cdot 500 = 0,785 \cdot 0,83^2 \cdot 500 \cdot 0,7 = 190 \text{ кг}$$

Пример 9.5. Пользуясь изотермой адсорбции смеси паров этилового спирта и диэтилового эфира (кривая 3 на рис. 9.2), определить продолжительность адсорбции этой смеси слоем активного угля высотой $H = 1,0$ м. Начальная концентрация смеси $C_0 = 0,072 \text{ кг/м}^3$; средняя концентрация на выходе из адсорбера

$\mathcal{C} = 0,0001$ кг/м³; скорость парогазовой смеси, отнесенная к полному сечению адсорбера, $w = 12$ м/мин; диаметр частиц активного угля $d_s = 0,004$ м; насыпная плотность $\rho_{\text{нас}} = 500$ кг/м³; температура адсорбции 20 °С; давление атмосферное.

Решение. По изотерме адсорбции (рис. 9.2) определяется a_0^* , соответствующая концентрации $\bar{C}_0 = 0,072$ кг/м³. Мольная масса смеси $M_{\text{см}} = 0,3 \cdot 46 + 0,7 \cdot 74 = 65,6$ кг/кмоль.

Давление, соответствующее $\bar{C}_0$:

$$p_0 = \bar{C}_0 RT = 0,072 \frac{848}{65,6} 293 \frac{760}{10330} = 20 \text{ мм рт. ст.}$$

По изотерме $a_0^* = 0,20$ кг/кг $= 0,2 \cdot 500 = 100$ кг/м³. Эта точка находится в третьей области изотермы; поэтому продолжительность поглощения определяется по формуле (9.21):

$$\tau = \frac{a_0^*}{w \bar{C}_0} \left[H - \frac{w}{\beta_v} \ln \left(\frac{\bar{C}_0}{C} - 1 \right) \right]$$

Для расчета по этой формуле необходимо вычислить только коэффициент массопередачи β_v для смеси.

Коэффициент диффузии эфира в воздухе при 0 °С:

$$D_0^* = 0,028 \text{ м}^2/\text{ч} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$$

Коэффициент диффузии этилового спирта в воздухе при 0 °С:

$$D_0^{**} = 0,0367 \text{ м}^2/\text{ч} = 0,1019 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$$

Для расчета примем меньший коэффициент диффузии (для эфира) и пересчитаем его на температуру 20 °С:

$$D = D_0^* \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 0,028 \frac{1}{1} \left(\frac{293}{273} \right)^{3/2} = 0,0312 \text{ м}^2/\text{ч} = 0,0866 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$$

Кинематический коэффициент вязкости рассчитываем по воздуху (см. предыдущий пример): $\nu = 0,15 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$.

Рассчитаем значения $\nu^{0,54}$, $w^{0,54}$ и $d_s^{1,46}$:

$$\nu^{0,54} = (0,15 \cdot 10^{-4})^{0,54} = 0,248 \cdot 10^{-2}$$

$$\left(\frac{w}{60} \right)^{0,54} = \left(\frac{12}{60} \right)^{0,54} = 0,42$$

$$d_s^{1,46} = 0,004^{1,46} = 0,3154 \cdot 10^{-3}$$

После подстановки найденных величин получим коэффициент массопередачи:

$$\beta_v = \frac{1,6 \cdot 0,0866 \cdot 10^{-4} \cdot 0,42}{0,248 \cdot 10^{-2} \cdot 0,3154 \cdot 10^{-3}} = 7,4 \text{ с}^{-1}$$

Продолжительность поглощения составляет:

$$\tau = \frac{100 \cdot 60}{12 \cdot 0,072} \left[1,0 - \frac{12}{60 \cdot 7,4} 2,3 \lg \left(\frac{0,072}{0,0001} - 1 \right) \right] = 5900 \text{ с} = 1 \text{ ч } 38 \text{ мин}$$

Пример 9.6. Через адсорбер непрерывного действия диаметром $D = 0,32$ м проходит в 1 ч 120 м^3 парогазовой смеси. Поступающий в зону адсорбции активный уголь содержит $a_1 = 4 \text{ кг/м}^3$ адсорбируемого компонента; при выходе из нее содержание адсорбируемого компонента доходит до $a_d = 30 \text{ кг/м}^3$. Концентрация парогазовой смеси, поступающей в адсорбер $\bar{C}_0 = 0,105 \text{ кг/м}^3$, покидающей адсорбер $\bar{C}_1 = 0,0065 \text{ кг/м}^3$. Коэффициент массопередачи адсорбируемого компонента в условиях работы адсорбера $\beta_v = 5 \text{ с}^{-1}$. Изотерма адсорбции известна (рис. 9.1). Определить скорость движения и высоту слоя активного угля.

Решение. Скорость движения угля находим по формуле (9.23):

$$u = \frac{1}{K} = \frac{\bar{C}_0 w}{a_0}$$

Определим линейную скорость парогазовой смеси:

$$w = \frac{V \cdot 4}{3600 \pi D^2} = \frac{120 \cdot 4}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,32^2} = 0,415 \text{ м/с}$$

Подставив найденное значение w в формулу (9.23), определим скорость движения угля:

$$u = \frac{0,105 \cdot 0,415}{34} = 0,00128 \text{ м/с}$$

Для расчета высоты слоя на диаграмму изотермы наносим рабочую линию (рис. 9.1) по координатам ее начальной точки A ($\bar{C}_0 = 0,105 \text{ кг/м}^3$ и $a_d = 30 \text{ кг/м}^3$) и конечной K ($\bar{C}_1 = 0,0065 \text{ кг/м}^3$ и $a_1 = 4 \text{ кг/м}^3$).

От начальной точки рабочей линии к конечной строим ступени изменения концентрации. Получается пять ступеней. Для каждой ступени определяем число единиц переноса m_0 по формуле (9.28):

$$m_0^I = \frac{2(\bar{C}_0 - \bar{C}_1)}{\bar{C}_0 - \bar{C}_2} = \frac{2(0,105 - 0,0815)}{0,105 - 0,053} = 0,905$$

$$m_0^{II} = \frac{2(0,0815 - 0,053)}{0,0815 - 0,028} = 1,065$$

$$m_0^{III} = \frac{2(0,053 - 0,028)}{0,053 - 0,0115} = 1,205$$

$$m_0^{IV} = \frac{2(0,028 - 0,0115)}{0,028 - 0,0065} = 1,535$$

$$m_0^V = \frac{2(0,0115 - 0,0065)}{0,0115 - 0,004} = 1,335$$

Высоту слоя активного угля находим по формулам (9.25) и (9.27):

$$H = \frac{V}{S \beta_v} \sum_1^V m_0 = \frac{w}{\beta_v} \sum_1^V m_0 = \frac{0,415}{5} (0,905 + 1,065 + 1,205 + 1,535 + 1,335) = 0,083 \cdot 6,045 \approx 0,5 \text{ м}$$

Пример 9.7. Определить количество теплоты, которое выделяется за один период ($\tau = 133$ мин) при адсорбции паров этилового спирта активным углем. Диаметр адсорбера 2 м, высота слоя $H = 1,0$ м.

Скорость паровоздушной смеси $w = 25$ м/мин; начальная концентрация $C_0 = 0,029$ кг/м³; концентрация смеси на выходе из адсорбера $C_1 = 0,0002$ кг/м³; насыпная плотность слоя $\rho_{\text{нас}} = 500$ кг/м³.

Решение. Поперечное сечение аппарата

$$S = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2^2}{4} = 3,14 \text{ м}^2$$

За один период через адсорбер проходит парогазовой смеси:

$$V = w S \tau = 25 \cdot 3,14 \cdot 133 = 10\,400 \text{ м}^3$$

Адсорбируется паров этилового спирта:

$$G_{\text{сп}} = \frac{10\,400 (29 - 0,2)}{1000} = 300 \text{ кг}$$

или

$$G_{\text{сп}} = 300/46 \approx 6,52 \text{ кмоль}$$

В адсорбер загружается активного угля:

$$SH\rho_{\text{нас}} = 3,14 \cdot 1,0 \cdot 500 = 1570 \text{ кг}$$

что составляет

$$1570/6,52 \approx 240,8 \text{ кг угля/кмоль}$$

Воспользоваться данными табл. LIII здесь нельзя, так как она составлена из расчета поглощения 1 кмоль на 500 кг угля.

Теплоту адсорбции можно рассчитать по формуле (9.8):

$$q = m a^n$$

Количество адсорбированного пара a на 1 кг угля составляет:

$$a = \frac{6,52 \cdot 22,4 \cdot 1000}{1570} \approx 93 \text{ л/кг}$$

Числовые значения m и n берутся из табл. 9.2: $m = 3,65 \cdot 10^3$, $n = 0,928$.

По формуле (9.8) на 1 кг угля выделяется теплоты:

$$q = 3,65 \cdot 93^{0,928} = 245 \text{ кДж/кг}$$

Всего за один период выделяется теплоты

$$q_1 = 245 \cdot 1570 = 385\,000 \text{ кДж}$$

Эта теплота расходуется на нагревание угля и аппаратуры, на тепловые потери и в основном на нагревание парогазовой смеси. Если предположить, что вся выделившаяся теплота расходуется только на нагревание парогазовой смеси, и считать удельную теп-

лоемкость и плотность ее как для воздуха ($c = 1,01 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К), $\rho = 1,2$ кг/м³), то температура смеси повысится на

$$\Delta t = \frac{385\,000 \cdot 10^3}{10\,400 \cdot 1,2 \cdot 1,01 \cdot 10^3} = 30,5 \text{ К}$$

Пример 9.8. Определить длину зоны массопередачи неподвижного слоя цеолита типа NaA ($d_s = 0,002$ м) и рабочую высоту колонного аппарата для процесса глубокой осушки газов ($C_{пр} = 2,94 \cdot 10^{-6}$ кг/м³) при следующих условиях: высота неподвижного слоя 0,26 м, $C_0 = 0,01$ кг/м³, скорость паровоздушного потока, отнесенная к полному сечению аппарата, 0,5 м/с, $\tau_{нас} = 190$ мин, $\tau_{пр} = 110$ мин.

Решение. Высота зоны массопередачи рассчитывается по формуле (9.22):

$$h_0 = H \frac{\tau_{нас} - \tau_{пр}}{\tau_{нас} - (1 - f)(\tau_{нас} - \tau_{пр})} = 0,26 \frac{190 - 110}{190 - (1 - 0,5)(190 - 110)} = \frac{26 \cdot 80}{150} = 13,8 \text{ см}$$

где h_0 — высота зоны массопередачи, см; H — высота слоя сорбента, см; $\tau_{нас}$ — время до равновесного насыщения слоя, мин; $\tau_{пр}$ — время защитного действия при минимальной индицируемой проскоковой концентрации, мин; f — неиспользованная часть адсорбента в зоне массопередачи.

Рабочая высота слоя в аппарате рассчитывается по формуле:

$$H_0 = \gamma h_0 = 1,4 \cdot 13,8 = 19,3 \text{ см}$$

где γ — коэффициент, характеризующий отношение гравиметрической плотности с вибрационным уплотнением слоя к гравиметрической плотности без уплотнения ($\gamma = 1,4$).

КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

9.1. Определить количество загружаемого активного угля, диаметр адсорбера и продолжительность периода поглощения 100 кг паров октана из смеси с воздухом при следующих данных: начальная концентрация паров октана $C_0 = 0,012$ кг/м³, скорость $w = 20$ м/мин, активность угля по бензолу 7%, насыпная плотность угля $\rho_{нас} = 350$ кг/м³, высота слоя угля в адсорбере $H = 0,8$ м.

9.2. Определить продолжительность поглощения до проскока τ и потерю времени защитного действия τ_0 для адсорбции паров четыреххлористого углерода слоем активного угля высотой $H = 0,10$ м. Скорость парогазовой смеси $w = 5$ м/мин, диаметр частиц угля $d_s = 2,75$ мм, динамические коэффициенты $B_1 = 14\,500$ и $B_2 = 52\,945$.

9.3. По изотерме адсорбции бензола при 20 °С (рис. 9.2) построить изотерму адсорбции паров этилового спирта при 25 °С.

9.4. Пользуясь изотермой адсорбции бензола (рис. 9.2), определить скорость и высоту слоя активного угля при непрерывной адсорбции парогазовой смеси с начальной концентрацией $C_0 = 0,11$ кг/м³, скоростью прохождения смеси $w = 20$ м/мин и коэффициентом массопередачи $\beta_v = 4$ с⁻¹. Уголь в процессе адсорбции насыщается до 80% своей статической активности. Остаточная активность угля после десорбции составляет 14,5% от первоначальной статической

активности. Парогазовая смесь должна быть очищена до концентрации не более $C_1 = 0,01 \text{ кг/м}^3$.

9.5. В вертикальный адсорбер диаметром 3 м со стальной трубой диаметром 0,35 м поступает $170 \text{ м}^3/\text{мин}$ парогазовой смеси, содержащей $C_0 = 0,02 \text{ кг/м}^3$ паров этилового спирта. Концентрация этилового спирта в отходящем газе $C_1 = 0,0002 \text{ кг/м}^3$; высота слоя активного угля в адсорбере $H = 1,5 \text{ м}$; насыпная плотность угля $\rho_{\text{нас}} = 500 \text{ кг/м}^3$; продолжительность одного периода поглощения 4 ч 37 мин. Определить количество теплоты, выделяющейся в адсорбере за первый период.

9.6. Определить минимальную скорость движения цеолита типа NaA в колонном аппарате при глубокой осушке воздуха при следующих данных: $C_0 = 0,01 \text{ кг/м}^3$, $C_{\text{вр}} = 2,94 \cdot 10^{-6} \text{ кг/м}^3$, $d_s = 0,002 \text{ м}$, $a_0^* = 170 \text{ кг/м}^3$. Скорость газового потока, отнесенная к полному сечению аппарата, $0,5 \text{ м/с}$.

СУШКА

ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. Влажность материала может быть выражена в процентах либо от общей массы влажного вещества (u), либо от массы сухого вещества (u'). Величины u и u' связаны соотношениями:

$$u' = \frac{100u}{100-u}; \quad u = \frac{100u'}{100+u'} \quad (10.1)$$

2. Количество влаги W , удаляемое из материала в процессе сушки, при изменении влажности материала от u_n до u_k , равняется:

$$W = G_n \frac{u_n - u_k}{100 - u_k} \quad \text{или} \quad W = G_k \frac{u_n - u_k}{100 - u_n} \quad (10.2)$$

где G_n и u_n — начальная масса и влажность материала, поступающего на сушку; G_k и u_k — конечная масса и влажность высушенного материала.

Если влагосодержание материала дано в процентах от массы сухого вещества u' , то

$$W = G_{\text{сух}} \frac{u'_n - u'_k}{100} \quad (10.3)$$

где $G_{\text{сух}}$ — производительность сушилки по абсолютно сухому материалу.

3. Паросодержание парогазовой смеси x (в кг пара/кг сухого газа):

$$x = \frac{M_n}{M_r} \frac{p_n}{P - p_n} \quad (10.4)$$

где M_n и M_r — молярные массы пара и газа; P — общее давление парогазовой смеси; p_n — парциальное давление пара.

Влагосодержание паровоздушной смеси x (в кг водяного пара/кг сухого воздуха):

$$x = 0,622 \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{P - \varphi P_{\text{нас}}} \quad (10.5)$$

где 0,622 — отношение молярных масс водяного пара и воздуха; φ — относительная влажность воздуха

$$\varphi = p_n / P_{\text{нас}} \quad (10.6)$$

p_n — парциальное давление водяного пара в воздухе (при темпе-

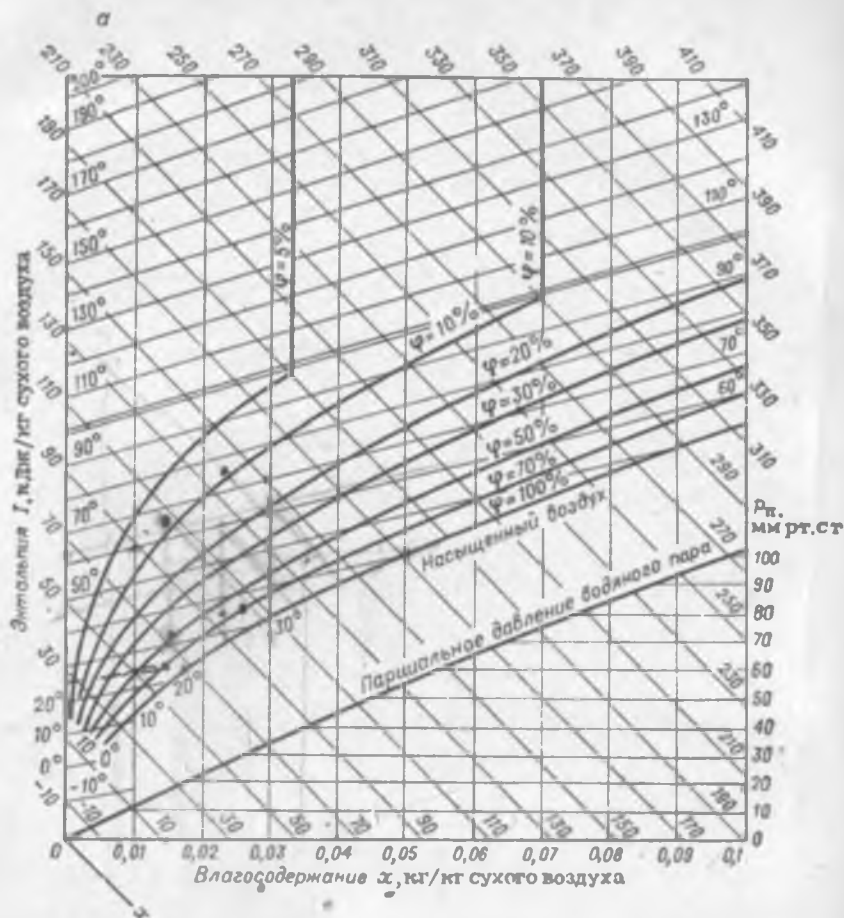


Рис. 10.1, а, б. Диаграмма Рамзина для влажного воздуха.

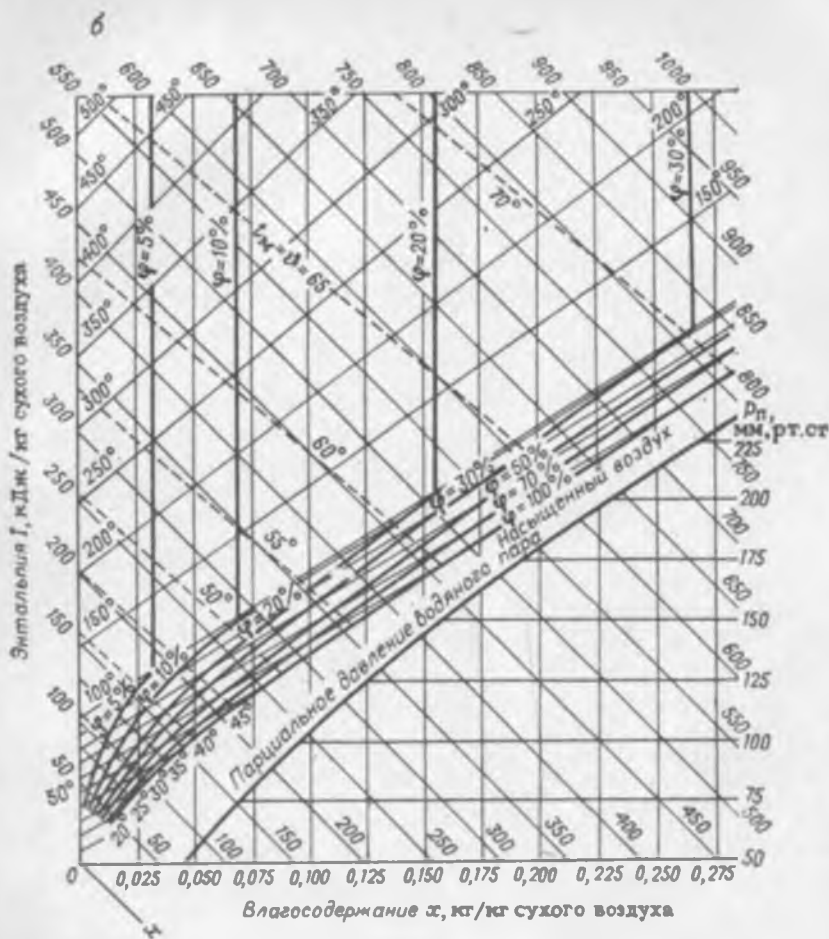
ратуре сухого термометра); $P_{\text{нас}}$ — давление насыщенного водяного пара при той же температуре (табл. XXXVIII и LVI)*.

4. Энтальпия влажного воздуха I (в кДж/кг сухого воздуха):

$$I = (c_v + c_n x) t + r_0 x = (1,01 + 1,97x) t + 2493x \quad (10.7)$$

где $c_v = 1,01$ кДж/(кг·К) — средняя удельная теплоемкость сухого воздуха (при постоянном давлении); $c_n = 1,97$ кДж/(кг·К) — средняя удельная теплоемкость водяного пара; x — влагосодержание воздуха, кг пара/кг сухого воздуха; t — температура воздуха (по сухому термометру), °С; $r_0 = 2493$ кДж/кг — удельная теплота парообразования воды при 0 °С.

* Если температура влажного воздуха выше температуры насыщения водяного пара при давлении P , то $P_{\text{нас}} = P$, и $x = 0,622 \frac{\varphi}{1 - \varphi}$.



5. Связь между параметрами влажного воздуха x , t , ϕ , I легко определяется по $I - x$ диаграмме Рамзина (рис. 10.1), с помощью которой преимущественно и решаются задачи по статике конвективной воздушной сушки.

6. Плотность влажного воздуха $\rho_{\text{в.в}}$ (в $\text{кг}/\text{м}^3$) при давлении Π и температуре T , выраженной в К, определяется по уравнению:

$$\rho_{\text{в.в}} = \rho_{\text{в}} + \rho_{\text{п}} \quad (10.8)$$

в котором плотность сухого воздуха $\rho_{\text{в}}$ и плотность водяного пара $\rho_{\text{п}}$ взяты каждая при своем парциальном давлении:

$$\rho_{\text{в}} = \frac{M_{\text{в}} T_0 (\Pi - \phi P_{\text{нас}})}{22,47 \Pi_0} \quad (10.9)$$

$$\rho_{\text{п}} = \frac{M_{\text{п}} T \phi P_{\text{нас}}}{22,47 \Pi_0} \quad (10.10)$$

где Π — общее давление паровоздушной смеси; Π_0 — нормальное давление (0,1013 МПа, или 1 атм).

Из выражений (10.8) — (10.10) получаем:

$$\rho_{\text{в. в}} = \frac{M_{\text{в}} T_0 \Pi}{22,4 T \Pi_0} \left[1 - \left(1 - \frac{M_{\text{в}}}{M_{\text{г}}} \right) \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{\Pi} \right] = 1,293 \frac{273 \Pi}{T \cdot 101300} \times \\ \times \left(1 - 0,378 \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{\Pi} \right) - \frac{3,48 \cdot 10^{-3}}{T} (\Pi - 0,378 \varphi P_{\text{нас}}) \quad (10.11)$$

7. Удельный объем влажного воздуха (приходящийся на 1 кг сухого воздуха) $v_{\text{уд}}$ (в м³/кг) рассчитывается по формуле:

$$v_{\text{уд}} = \frac{R_{\text{в}} T}{\Pi - \varphi P_{\text{нас}}} \quad (10.12)$$

где $R_{\text{в}}$ — газовая постоянная для воздуха, равная 287 Дж/(кг·К); T — температура воздуха, К; Π — общее давление паровоздушной смеси, Па; $\varphi P_{\text{нас}} = p_{\text{п}}$ — парциальное давление водяного пара, Па.

8. Расход сухого воздуха в сушилке L (в кг/с):

$$L = W l \quad (10.13)$$

где W — производительность сушилки по испаряемой влаге, кг/с; l — удельный расход сухого воздуха, кг/кг испаряемой влаги

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} \quad (10.14)$$

x_0 и x_2 — начальное и конечное влагосодержание воздуха.

9. Расход теплоты в калорифере Q (в Вт) при нормальном (основном) варианте процесса сушки:

$$Q = L (I_1 - I_0) \quad (10.15)$$

где I_0 и I_1 — энтальпии воздуха на входе в калорифер и на выходе из него, Дж/кг сухого воздуха.

Из теплового баланса сушильной установки для нормального сушильного варианта следует:

$$Q = L (I_2 - I_0) + \sum Q \quad (10.16)$$

где I_2 — энтальпия воздуха на выходе из сушилки; $\sum Q$ — сумма расходов теплоты на нагрев материала, нагрев транспортных устройств, потери в окружающую среду (см. ниже).

Пренебрегая величиной $\sum Q$ по сравнению с $L (I_2 - I_0)$ — основным расходом теплоты на испарение влаги и нагрев воздуха и пара, — получаем уравнение для теоретической сушилки:

$$Q_{\text{т}} = L (I_2 - I_0) \quad (10.17)$$

10. Удельные расходы теплоты q (в Дж/кг испаряемой влаги) в действительной сушилке:

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{I_1 - I_2}{x_2 - x_0} = l (I_1 - I_0) \quad (10.18)$$

в теоретической сушилке при том же конечном состоянии воздуха:

$$q_T = \frac{I_1 - I_2}{x_2 - x_0} \quad (10.19)$$

Разность удельных расходов теплоты в действительной и в теоретической сушилке

$$q - q_T = \frac{I_1 - I_2}{x_2 - x_0} = \Delta \quad (10.20)$$

при отсутствии дополнительного подогрева в сушильной камере равна:

$$\Delta = \frac{\sum q}{W} = q_{\text{мат}} + q_{\text{тр}} + q_{\text{пот}} - c\theta_n \quad (10.21)$$

где

$$q_{\text{мат}} = \frac{G_k}{W} c_k (\theta_k - \theta_n)^* ; \quad q_{\text{тр}} = \frac{G_{\text{тр}}}{W} c_{\text{тр}} (\theta_k - \theta_n); \quad q_{\text{пот}} = \frac{Q_{\text{пот}}}{W}$$

$c_k, c_{\text{тр}}, c$ — удельные теплоемкости высушенного материала, транспортных устройств, воды, Дж/(кг·К); θ_n, θ_k — температуры начальная (поступающего в сушилку влажного материала) и конечная (высушенного материала, выходящего из сушилки), °С.

11. Тепловой к. п. д. сушилки:

$$\eta = r/q \quad (10.22)$$

где r — удельная теплота парообразования воды, определяемая по температуре материала при сушке (температуре мокрого термометра), Дж/кг; q — удельный расход тепла в сушилке, Дж/кг.

12. При измерении психрометром относительной влажности движущегося воздуха парциальное давление водяного пара в нем может быть рассчитано по психрометрической формуле:

$$p_n = p'_{\text{нас}} - A(t - t_m) \Pi \quad (10.23)$$

где $p'_{\text{нас}}$ — давление насыщенного водяного пара при температуре мокрого термометра; $t - t_m$ — разность температур сухого и мокрого термометров; Π — барометрическое давление; A — коэффициент, зависящий от ряда факторов, из которых основным является скорость воздуха.

При $w > 0,5$ м/с:

$$A = 0,00001 \left(65 + \frac{6,75}{w} \right) \quad (10.24)$$

Приближенное определение по показаниям психрометра относительной влажности воздуха на $I - x$ диаграмме Рамзина — см. пример 10.12, рис. 10.6.

* $Q_{\text{мат}} = G_k c_k \theta_k - G_n c_n \theta_n = G_k c_k (\theta_k - \theta_n) - W c \theta_n$.

13. Скорость испарения воды с влажной поверхности материала (в первом периоде сушки) G [в кг/(м²·ч)] может быть рассчитана по уравнению:

$$G = 0,04075 \omega^{0,75} \Delta p \quad (10.25)$$

где ω — скорость воздуха над материалом, м/с; $\Delta p = (P_{\text{нас}} - p_n)$ — разность давлений насыщенного пара в пограничном слое воздуха у поверхности влажного материала и парциального давления пара в проходящем воздухе, мм рт. ст.

Значение $P_{\text{нас}}$ берется по паровым таблицам для температуры мокрого термометра; p_n определяется по формуле (10.23) или по диаграмме Рамзина (рис. 10.1).

14. Продолжительность сушки при постоянных условиях (по воздуху) может быть определена по приближенным уравнениям:

$$a) \tau_1 = \frac{1}{N} (u'_n - u'_{\text{кр}}) \quad (10.26)$$

б) для периода падающей скорости

$$\tau_2 = \frac{u'_{\text{кр}} - u'_p}{N} 2,3 \lg \frac{u'_{\text{кр}} - u'_p}{u'_n - u'_p} \quad (10.27)$$

Здесь N — скорость сушки в первом периоде, выражаемая числом килограммов влаги (на 1 кг сухого вещества), испаряемой за 1 с; u'_n , $u'_{\text{кр}}$, u'_k , u'_p — начальное, критическое, конечное и равновесное влагосодержание материала (считая на сухое вещество).

Общая продолжительность сушки:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2$$

Вследствие неравномерного омывания материала воздухом, наличия «мертвых» зон и других причин в теоретические формулы (10.26) и (10.27) приходится вводить поправочный коэффициент, равный 1,5—2. Приближенное уравнение для определения продолжительности сушки (без учета равновесного влагосодержания) имеет вид:

$$\tau = \frac{u'_n - u'_{\text{кр}}}{N} + \frac{u'_{\text{кр}}}{N} 2,3 \lg \frac{u'_{\text{кр}}}{u'_n} \quad (10.28)$$

15. Движущая сила процесса сушки (в первом периоде) может быть выражена следующим образом.

а) Как разность температур воздуха t и поверхности влажного материала, которая принимается равной температуре мокрого термометра t_m :

$$x = t - t_m \quad (10.29)$$

Величину x называют также потенциалом сушки.

б) Как разность влагосодержаний воздуха насыщенного $x_{\text{нас}}$ (в поверхностном слое) и ненасыщенного x (в ядре воздушного

потока):

$$\Delta x = x_{\text{нас}} - x \quad (10.30)$$

Средняя движущая сила определяется по уравнениям:

$$x_{\text{ср}} = \frac{x_1 - x_2}{2,3 \lg \frac{x_1}{x_2}} \quad (10.31)$$

и

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2,3 \lg \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}} \quad (10.32)$$

где $x_1 = t_1 - t_m$; $x_2 = t_2 - t_m$; $\Delta x_1 = x_{\text{нас}} - x_1$; $\Delta x_2 = x_{\text{нас}} - x_2$.

Обозначения температур и влагосодержаний — см. пример 10.14, рис. 10.8.

16. Скорость сушки N в первом периоде может быть определена либо опытным путем, либо через коэффициент массоотдачи.

Так как количество испаренной влаги (в кг/с)

$$W = \beta F \Delta x_{\text{ср}} \quad (10.33)$$

то

$$N = \frac{W}{G_{\text{сух}}} = \frac{\beta F \Delta x_{\text{ср}}}{G_{\text{сух}}} = \beta f \Delta x_{\text{ср}} \quad (10.34)$$

Здесь β — коэффициент массоотдачи в газовой фазе, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \frac{\text{кг}}{\text{кг}})$; F — площадь поверхности испарения, м^2 ; $\Delta x_{\text{ср}}$ — средняя движущая сила, $\text{кг пара/кг сухого воздуха}$; $f = F/G_{\text{сух}}$ — удельная поверхность (на $\text{кг сухого вещества}$), $\text{м}^2/\text{кг}$.

17. Коэффициент массоотдачи β может быть определен из критериального уравнения:

$$\text{Nu}'_r = A \text{Re}_r^n (\text{Pr}'_r)^{0,33} \text{Gu}^{0,135} \quad (10.35)$$

где $\text{Nu}'_r = \frac{\beta l}{D}$; $\text{Re}_r = \frac{w l}{\nu}$; $\text{Pr}'_r = \frac{\nu}{D}$.

Определяющим размером при вычислении критериев Nu'_r и Re_r является длина поверхности испарения l в направлении движения сушильного агента.

Параметрический критерий Гухмана $\text{Gu} = \frac{T_c - T_m}{T_c}$, где T_c и T_m — температуры сухого и мокрого термометров, $^\circ\text{K}$.

Величины A и n в уравнении (10.35) зависят от критерия Re_r (табл. 10.1).

Следует отметить, что при интенсивном процессе сушки значение коэффициента массоотдачи может быть выше рассчитанного по уравнению (10.35).

Таблица 10.1

Re_{Γ}	Λ	n
1—200	0,9	0,5
200—6 000	0,87	0,54
6 000—70 000	0,347	0,65

18. Продолжительность сушки и размеры противоточной сушилки при переменных условиях (по воздуху и материалу) могут быть определены с помощью уравнений (10.36) и (10.38). Для первого периода сушки в противоточной сушилке необходимо обеспечить площадь поверхности материала (в m^2):

$$F_1 = \frac{L}{\beta} \ln \frac{x_{\text{нас}} - x_1}{x_{\text{нас}} - x_2} \quad (10.36)$$

Для второго периода сушки в сушилке необходимо развить площадь поверхности материала (в m^2):

$$F_2 = \frac{Lu_{\text{кр}}^*}{\beta} \int_{x_0}^{x_1} \frac{dx}{(x_{\text{нас}} - x) \left[u^* - \frac{L}{V_M} (x_1 - x_0) \right]} \quad (10.37)$$

Правая часть уравнения (10.37) может быть проинтегрирована, так как переменным является только x .

В результате интегрирования получаем следующее выражение:

$$F_2 = \frac{u_{\text{кр}}^*}{\beta} \frac{V_M}{u_{\text{кр}}^* V_M - x_1} \ln \frac{(x_{\text{нас}} - x_0) \frac{u_{\text{кр}}^* V_M}{L}}{(x_{\text{нас}} - x_1) \left(x_0 + \frac{u_{\text{кр}}^* V_M}{L} - x_1 \right)} \quad (10.38)$$

В сушилке должна быть развита общая площадь поверхности материала:

$$F = F_1 + F_2$$

В уравнениях (10.36)–(10.38) приняты следующие обозначения: L — расход сухого воздуха, проходящего через сушилку, kg/q ; V_M — расход материала, проходящего через сушилку (считая на сухое вещество), m^3/q ; β — коэффициент массоотдачи, определяемый экспериментальным путем, $kg/(m^2 \cdot q \frac{kg}{kg})$; u^* — содержание избыточной (свободной) влаги в материале ($u^* = u' - u'_{\text{равн}}$) в момент времени t после начала периода падающей скорости, $kg \text{ влаги}/m^3$ сухого материала; $u_{\text{кр}}^*$ — содержание избыточной (свободной) влаги в материале в критической точке, $kg \text{ влаги}/m^3$ сухого материала; x_0 — влагосодержание воздуха, входящего во вторую зону противоточной сушилки, kg/kg воздуха (см. рис. 10.13); x_1 — влагосодержание воздуха, уходящего из второй зоны сушилки.

ки и входящего в первую зону, кг/кг воздуха; x_2 — влагосодержание воздуха, выходящего из сушилки, кг/кг воздуха; $x_{\text{нас}}$ — влагосодержание насыщенного воздуха, кг/кг воздуха.

ПРИМЕРЫ

Пример 10.1. Определить по $I-x$ диаграмме Рамзина (рис. 10.1) энтальпию и влагосодержание воздуха при 60°C и $\varphi = 0,3$.

Решение. Как показано на рис. 10.2, находим: $I = 163$ кДж/кг сухого воздуха; $x = 0,04$ кг/кг сухого воздуха.

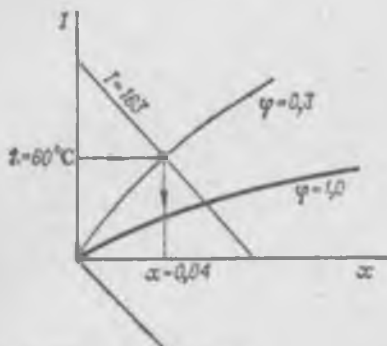


Рис. 10.2 (к примеру 10.1).

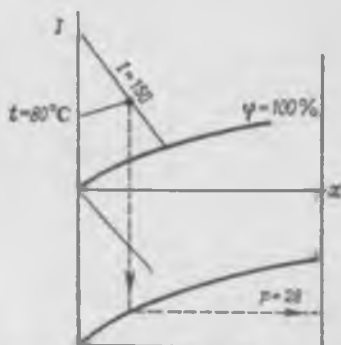


Рис. 10.3 (к примеру 10.2).

Пример 10.2. Определить парциальное давление водяного пара в паровоздушной смеси при 80°C и $I = 150$ кДж/кг сухого воздуха.

Решение. По диаграмме Рамзина (рис. 10.1) находим точку пересечения изотермы 80°C с линией $I = 150$ кДж/кг сухого воздуха и эту точку проектируем на линию парциального давления водяного пара, которая находится внизу диаграммы; полученную точку проектируем направо на ось ординат, на которой нанесены парциальные давления водяного пара (в мм рт. ст.).

При $t = 80^\circ\text{C}$ и $I = 150$ кДж/кг сухого воздуха находим $p_n = 28$ мм рт. ст.

Графическую схему решения см. на рис. 10.3.

Пример 10.3. Воздух с температурой 24°C и $\varphi = 0,7$ нагревается в калорифере до 90°C . Найти энтальпию и влагосодержание воздуха на выходе из калорифера.

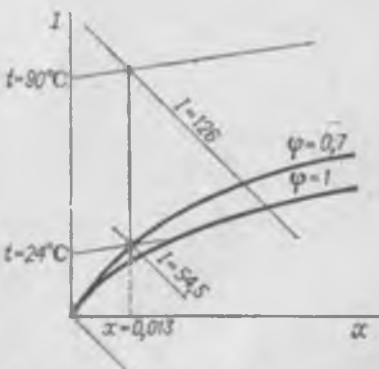


Рис. 10.4 (к примеру 10.3).

Решение (рис. 10.4). Начальное состояние воздуха определяется на диаграмме $I - x$ точкой пересечения изотермы $t = 24^\circ\text{C}$ с линией $\phi = 0,7$. Этой точке соответствует $x = 0,013$ кг/кг сухого воздуха и $I = 54,5$ кДж/кг сухого воздуха. Изменение состояния воздуха при нагревании его в калорифере происходит при постоянном влагосодержании, т. е. при $x = \text{const}$. Следовательно, конечное состояние воздуха определится точкой пересечения линии $x = 0,013$ с изотермой $t = 90^\circ\text{C}$. Этой точке соответствует энтальпия $I = 126$ кДж/кг сухого воздуха.

Пример 10.4. Найти аналитически влагосодержание и энтальпию воздуха при 30°C и $\phi = 0,75$; $P = 0,098$ МПа (1 кгс/см²).

Решение. Для аналитического определения влагосодержания воздуха воспользуемся формулой (10.5). В нашем случае при $t = 30^\circ\text{C}$ давление насыщенного пара $P_{\text{нас}} = 0,0433$ кгс/см² (табл. LVI).

Подставляя соответствующие значения, получаем:

$$x = 0,622 \frac{\phi P_{\text{нас}}}{P - \phi P_{\text{нас}}} = 0,622 \frac{0,75 \cdot 0,0433}{1 - 0,75 \cdot 0,0433} = 0,021 \frac{\text{кг}}{\text{кг сухого воздуха}}$$

Энтальпия воздуха подсчитывается по уравнению (10.7). Подставляя соответствующие величины, имеем:

$$I = (1,01 + 1,97x) t + 2493x = (1,01 + 1,97 \cdot 0,021) 30 + 2493 \cdot 0,021 = 83 \text{ кДж/кг сухого воздуха}$$

Пример 10.5. По данным предыдущего примера определить удельный объем влажного воздуха, приходящийся на 1 кг сухого воздуха, т. е. на $(1 + x)$ кг воздушно-паровой смеси.

Решение. Удельный объем влажного воздуха находим по формуле (10.12):

$$v_{\text{уд}} = \frac{R_v T}{P - \phi P_{\text{нас}}} = \frac{287 \cdot 303}{9,81 \cdot 10^4 - 0,75 \cdot 0,0433 \cdot 9,81 \cdot 10^4} = 0,92 \text{ м}^3/\text{кг сухого воздуха}$$

Пример 10.6. Найти парциальное давление водяного пара, плотность и влагосодержание воздуха, если его температура 60°C , давление $P_{\text{абс}} = 380$ мм рт. ст. и $\phi = 0,4$.

Решение. Из табл. XXXVIII находим $P_{\text{нас}} = 149,4$ мм рт. ст. По уравнению (10.6) парциальное давление водяного пара:

$$p_{\text{п}} = P_{\text{нас}} \phi = 149,4 \cdot 0,4 = 59,8 \text{ мм рт. ст.}$$

Плотность влажного воздуха по уравнению (10.11):

$$\rho_{\text{в.в.}} = 1,293 \frac{T_0 P}{T P_0} \left(1 - \frac{0,378 \phi P_{\text{нас}}}{P} \right) = 1,293 \frac{273 \cdot 380}{333 \cdot 760} \left(1 - \frac{0,378 \cdot 59,8}{380} \right) = 0,5 \text{ кг/м}^3$$

Влагосодержание воздуха по уравнению (10.5):

$$x = 0,622 \frac{p_{\text{п}}}{P - p_{\text{п}}} = 0,622 \frac{59,8}{380 - 59,8} = 0,116 \frac{\text{кг}}{\text{кг сухого воздуха}}$$

Пример 10.7. Определить относительную влажность воздуха при $t = 150^\circ\text{C}$ и $P = 760$ мм рт. ст., если его влагосодержание $x = 0,07$ кг/кг сухого воздуха.

Решение. Под атмосферным давлением насыщенный водяной пар не может иметь температуру выше 100°C . Поэтому при температуре воздушно-паровой смеси выше 100°C $P_{\text{нас}} = P$. Тогда по уравнению (10.5):

$$x = 0,622 \frac{\varphi P}{P - \varphi P} = 0,622 \frac{\varphi}{1 - \varphi}$$

т. е. при данном влагосодержании x относительная влажность φ является постоянной величиной, не зависит от температуры. В нашем случае:

$$0,07 = 0,622 \frac{\varphi}{1 - \varphi}$$

откуда $\varphi \approx 0,1 = 10\%$.

Пример 10.8. Найти влагосодержание влажного воздуха при $t = 60^\circ\text{C}$ и $\varphi = 50\%$, если барометрическое давление $P = 765$ мм рт. ст., и определить ошибку при расчете этого влагосодержания с помощью диаграммы Рамзина, построенной для $P = 745$ мм рт. ст.

Решение. По табл. XXXVIII для $t = 60^\circ\text{C}$ находим $P_{\text{нас}} = 149,4$ мм рт. ст. Тогда

$$x = 0,622 \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{P - \varphi P_{\text{нас}}} = 0,622 \frac{0,5 \cdot 149,4}{765 - 0,5 \cdot 149,4} = 0,0672 \text{ кг пара/кг сухого воздуха}$$

По диаграмме Рамзина (рис. 10.1) при $t = 60^\circ\text{C}$ и $\varphi = 50\%$ находим $x = 0,0695$ кг/кг.

Погрешность составляет:

$$\frac{0,0695 - 0,0672}{0,0672} 100 = 3,4 \%$$

36

Пример 10.9. Определить расход сухого воздуха и теплоты в теоретической сушилке для удаления из влажного материала 100 кг/ч влаги, если начальное состояние воздуха (до калорифера): $t_0 = 15^\circ\text{C}$, $\varphi_0 = 0,8$, а на выходе из сушилки: $t_2 = 44^\circ\text{C}$, $\varphi_2 = 0,5$.

Решение. По диаграмме $I - x$ находим: $x_0 = 0,009$ кг/кг; $x_2 = 0,03$ кг/кг. По уравнению (10.14) определяем удельный расход сухого воздуха:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0,03 - 0,009} = 47,6 \frac{\text{кг}}{\text{кг испаряемой влаги}}$$

Удельный расход теплоты находим по уравнению (10.19), предварительно сняв значения энтальпий по диаграмме $I - x$. В условиях данного примера $I_2 = 121,5$ кДж/кг; $I_0 = 40$ кДж/кг. Удельный расход теплоты:

$$q = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} = \frac{121,5 - 40}{0,03 - 0,009} = 3880 \text{ кДж/кг испаряемой влаги}$$

Расход сухого воздуха по уравнению (10.13):

$$L = Wl = 100 \cdot 47,6 = 4760 \text{ кг/ч}$$

Расход теплоты:

$$Q = Wq = 100 \cdot 3880/3600 = 108 \text{ кВт}$$

Пример 10.10. В калорифер вводится смесь свежего воздуха ($t_0 = 25^\circ\text{C}$; $\phi_0 = 0,5$) и отработанного ($t_2 = 50^\circ\text{C}$; $\phi_2 = 0,8$) в массовых отношениях 1 : 3 (считая на сухой воздух). Найти параметры смеси перед калорифером и после подогрева ее в калорифере до 80°C .

Решение. По диаграмме $I - x$ определяем влагосодержание и энтальпию свежего и отработанного воздуха при заданных t и ϕ . При $t_0 = 25^\circ\text{C}$ и $\phi_0 = 0,5$: $x_0 = 0,01$ и $I_0 = 50$ кДж/кг. При $t_2 = 50^\circ\text{C}$ и $\phi_2 = 0,8$: $x_2 = 0,069$ и $I_2 = 228$ кДж/кг. Следовательно, влагосодержание смеси будет равно

$$x_{см} = 0,25 \cdot 0,01 + 0,75 \cdot 0,069 = 0,0542 \text{ кг/кг}$$

а энтальпия

$$I_{см} = 0,25 \cdot 50 + 0,75 \cdot 228 = 183,5 \text{ кДж/кг}$$

Далее находим на диаграмме точку с координатами $x = 0,0542$ и $I = 183,5$. Этой точке соответствуют $t_{см} = 45^\circ\text{C}$ и $\phi_{см} = 0,85$. Нагревание смеси в калорифере происходит при $x = \text{const}$. Следовательно, точка пересечения линии $x = 0,0542$ кг/кг с изотермой 80°C даст нам состояние смеси после калорифера. Этой точке соответствуют: $I_{см} = 147$ кДж/кг и $\phi_{см} = 0,018$.

Пример 10.11. Найти точку росы для воздуха, имеющего $t = 40^\circ\text{C}$ и $\phi = 0,8$.

Решение. Точка росы соответствует той температуре, при которой паровоздушная смесь с данным влагосодержанием становится насыщенной водяным паром. При охлаждении влажного воздуха ниже этой температуры происходит конденсация водяного пара. Для определения точки росы необходимо на диаграмме $I - x$ найти точку, соответствующую заданному состоянию воздуха, затем опуститься по линии $x = \text{const}$ до пересечения с кривой $\phi = 1$, т. е. до линии насыщения. В нашем случае $x = 0,039$ кг/кг и точка росы соответствует температуре $t = 36^\circ\text{C}$ (см. схему решения на рис. 10.5).

Пример 10.12. Показания психрометра: по сухому термометру $t = 40^\circ\text{C}$, по мокрому $t_m = 35^\circ\text{C}$. Определить приближенно по диаграмме $I - x$ Рамзина относительную влажность воздуха.

Решение. Находим на диаграмме точку пересечения изотермы t_m с линией $\phi = 100\%$ (точка A на рис. 10.6). Из этой точки, двигаясь по линии постоянной температуры мокрого термометра ($t_m = \text{const}$)*, доходим до пересечения с изотермой t . В точке пересечения B находим искомое значение ϕ .

* На рис. 10.1, б линии $t_m = \text{const}$ нанесены пунктиром.

Если на диаграмме Рамзина для упрощения ее линии $t_m = \text{const}$ не нанесены, как на рис. 10.1, а, то искомую относительную влажность воздуха приближенно можно определить, двигаясь из точки А по линии $I = \text{const}$ до пересечения ее с изотермой t . Линии $t_m = \text{const}$ и $I = \text{const}$ близки, и при небольших значениях

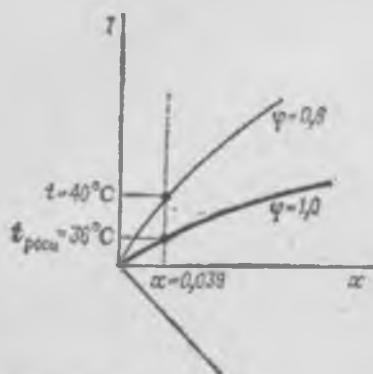


Рис. 10.5 (к примеру 10.11).

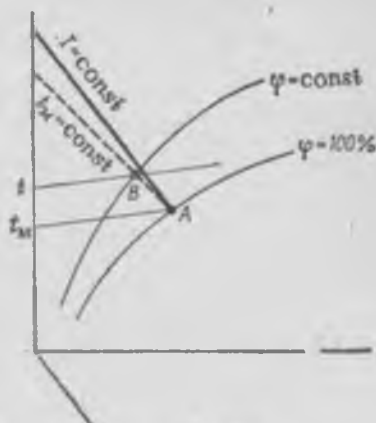


Рис. 10.6 (к примеру 10.12).

разности $(t - t_m)$ погрешность при таком приближенном определении невелика.

В нашем случае при $t = 40^\circ\text{C}$ и $t_m = 35^\circ\text{C}$ находим по линии $I = \text{const}$: $\varphi = 70\%$.

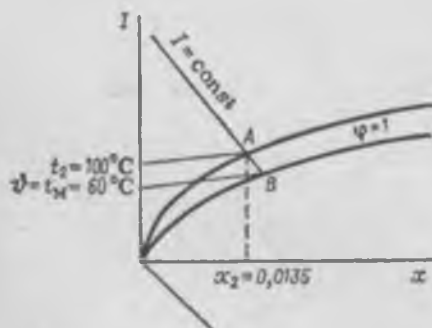


Рис. 10.7 (к примеру 10.13).

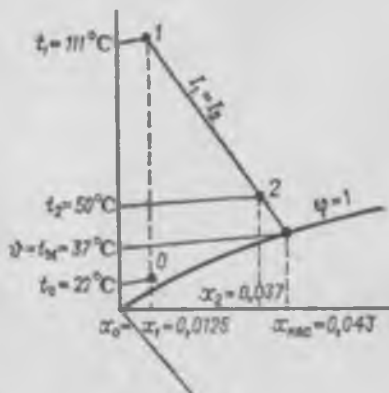


Рис. 10.8. (К примеру 10.14).

Пример 10.13. Найти температуру материала, выходящего из сушилки, если его влажность выше критической и воздух на выходе из сушилки имеет $t_2 = 100^\circ\text{C}$ и $x_2 = 0,0135$ кг/кг.

Решение. В первом периоде сушки температура влажного материала равна температуре мокрого термометра t_m . Ее находим (рис. 10.7), двигаясь от точки А по линии $I = \text{const}$ до пересечения с изотермой t .

сечения с линией $\phi = 1$ в точке B , через которую проходит изо-терма $t_m = 60^\circ\text{C}$.

Пример 10.14. Найти движущую силу процесса сушки $\Delta x_{\text{ср}}$ и $x_{\text{ср}}$ для теоретической сушилки при следующих условиях: $t_0 = 22^\circ\text{C}$; $t_2 = 50^\circ\text{C}$; $\phi_0 = 0,75$; $\phi_2 = 0,45$.

Решение. По диаграмме $I - x$ (рис. 10.8) находим: $x_1 = 0,0125$ кг/кг; $x_2 = 0,037$ кг/кг; $x_{\text{нас}} = 0,043$ кг/кг; $\theta \approx 37^\circ\text{C}$. Следовательно

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2,3 \lg \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}} = \frac{(0,043 - 0,0125) - (0,043 - 0,037)}{2,3 \lg \frac{0,043 - 0,0125}{0,043 - 0,037}} = 0,0152 \text{ кг/кг}$$

$$x_{\text{ср}} = \frac{x_1 - x_2}{2,3 \lg \frac{x_1}{x_2}} = \frac{(111 - 37) - (50 - 37)}{2,3 \lg \frac{111 - 37}{50 - 37}} = 35^\circ\text{C} = 35 \text{ K}$$

Пример 10.15. Определить по показаниям психрометра относительную влажность воздуха, покидающего сушилку, если температура сухого термометра $t = 85^\circ\text{C}$, температура мокрого термометра $t_m = 68^\circ\text{C}$, барометрическое давление $\Pi = 750$ мм рт. ст., а скорость воздуха $w = 1$ м/с.

Решение. Относительная влажность воздуха:

$$\phi = p/p_{\text{нас}}$$

По табл. LVI находим, что при $t = 85^\circ\text{C}$ давление насыщенного пара $P_{\text{нас}} = 0,59$ кгс/см². Затем определяем парциальное давление водяного пара p_n по формуле (10.23):

$$p_n = P'_{\text{нас}} - A(t - t_m)\Pi$$

Находим по табл. LVI давление насыщенного пара при температуре t_m мокрого термометра:

$$P'_{\text{нас}} = 0,2912 \text{ кгс/см}^2$$

Коэффициент A определяем по формуле (10.24):

$$A = 0,00001 \left(85 + \frac{6,76}{1} \right) = 0,00072$$

Затем находим:

$$\phi = \frac{0,2912 - 0,00072(85 - 68) \frac{750}{736}}{0,59} = 0,47$$

Пример 10.16. Определить расход воздуха, а также расход и необходимое давление греющего пара для непрерывнодействующей

щей противоточной сушилки, работающей по нормальному сушильному варианту.

Производительность сушилки по влажному материалу

$$G_n = 350 \text{ кг/ч}$$

Начальная влажность материала

$$u_n = 42\%$$

Конечная влажность материала

$$u_k = 11\%$$

Температура материала, поступающего на сушку . .

$$\vartheta_1 = 18^\circ\text{C}$$

Температура материала, выходящего из сушилки . .

$$\vartheta_2 = 47^\circ\text{C}$$

Характеристика состояния воздуха:

до калорифера

$$t_0 = 15^\circ\text{C}, \varphi_0 = 70\%$$

после сушилки

$$t_2 = 45^\circ\text{C}, \varphi_2 = 60\%$$

Удельная теплоемкость высушенного ($u_k = 11\%$) материала

$$c_k = 2,35 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$$

Масса транспортирующего устройства (стальной транспортер)

$$G_{\text{тр}} = 600 \text{ кг}$$

Тепловые потери сушилки и калорифера в окружающую среду

$$Q_{\text{пот}} = 12\% \text{ от суммы всех остальных составляющих теплового баланса}$$

Влажность греющего пара

Решение. Количество испаренной в сушилке влаги определим по уравнению:

$$W = G_n \frac{u_n - u_k}{100 - u_n} = 350 \frac{42 - 11}{100 - 11} = 122 \text{ кг/ч}$$

По диаграмме $I - x$ находим влагосодержание и энтальпию воздуха до калорифера и воздуха, выходящего из сушилки: $x_0 = 0,0077$; $x_2 = 0,038$; $I_0 = 35 \text{ кДж/кг}$; $I_2 = 145 \text{ кДж/кг}$.

Расход сухого воздуха в сушилке на испарение W кг/ч влаги:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0} = \frac{122}{0,38 - 0,0077} = 4030 \text{ кг/ч}$$

Расход теплоты в теоретической сушилке:

$$Q_T = L (I_2 - I_0) = \frac{4030 (145 \cdot 10^3 - 35 \cdot 10^3)}{3600} = 123\,000 \text{ Вт}$$

В действительной сушилке теплота расходуется еще на подогрев материала

$$G_{\text{кк}}(\vartheta_2 - \vartheta_1) = \frac{(350 - 122) 2,35 \cdot 10^3 (47 - 18)}{3600} = 4300 \text{ Вт}$$

а также на нагрев транспортирующих устройств:

$$G_{\text{тр}} c_{\text{тр}} (\vartheta_2 - \vartheta_1) = \frac{600 \cdot 0,5 \cdot 10^3 (47 - 18)}{3600} = 2420 \text{ Вт}$$

где $0,5 \cdot 10^3$ — удельная теплоемкость стали, Дж/(кг · К) — табл. XXV.

Из общего количества теплоты, которое необходимо подать в сушилку, надо вычесть количество теплоты, вносимое влагой, находящейся во влажном материале:

$$W_{\phi, c_n} = \frac{122 \cdot 18 \cdot 4,19 \cdot 10^3}{3600} = 2560 \text{ Вт}$$

Тогда общее количество теплоты, которое должно быть подведено в калорифер, с учетом потерь в окружающую среду, составит:

$$Q = (123\,000 + 4300 + 2420 - 2560) \cdot 1,12 = 142\,500 \text{ Вт}$$

Сравнивая расходы теплоты в теоретической и действительной сушилке, можно видеть, что в последней расход теплоты выше на 15%.

Так как

$$Q = L(I_1 - I_0) = 142\,500 \text{ Вт}$$

то

$$I_1 - I_0 = \frac{Q}{L} = \frac{142\,500 \cdot 3600}{4030} = 127,5 \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг сухого воздуха}}$$

Следовательно

$$I_1 = 127,5 + I_0 = 127,5 + 35 = 162,5 \frac{\text{кДж}}{\text{кг сухого воздуха}}$$

Этому значению I_1 соответствует температура воздуха после калорифера $t_1 \approx 138^\circ\text{C}$ (по диаграмме $I - x$).

Принимаем разность температур греющего пара и воздуха на выходе из калорифера:

$$\Delta t = t_{г.п} - t_1 = 10^\circ\text{C} = 10\text{K}$$

Тогда

$$t_{г.п} = 138 + 10 = 148^\circ\text{C}$$

чему соответствует необходимое давление греющего пара $p_{абс} \approx 0,461 \text{ МПа}$, или $4,7 \text{ кгс/см}^2$ (табл. LVI).

Расход греющего пара:

$$G_{г.п} = \frac{Q}{r x'} = \frac{142\,500}{2122 \cdot 10^3 \cdot 0,94} = 0,0715 \text{ кг/с} = 257 \text{ кг/ч}$$

где $r = 2122 \text{ кДж/кг}$ — удельная теплота конденсации греющего пара при 148°C (табл. LVI); x' — паросодержание греющего пара.

Удельный расход греющего пара:

$$d = \frac{G_{г.п}}{W} = \frac{257}{122} = 2,1 \frac{\text{кг греющего пара}}{\text{кг испаряемой влаги}}$$

Пример 10.17. Определить средний коэффициент теплопередачи (относя его к разности температур греющего пара и высуши-

ваемого материала) в опытном элементе паровой трубчатой сушилки для торфа по следующим данным:

Производительность элемента сушилки (считая на абсолютно сухой торф)
Начальная влажность торфа (считая на сухое вещество)
Конечная влажность торфа
Температура торфа, поступающего на сушку . . .
Температура торфа, выходящего из сушилки . . .
Удельная теплоемкость абсолютно сухого торфа . .
Характеристика состояния продуваемого воздуха:
до сушилки
после сушилки
Барометрическое давление
Температура греющего пара
Площадь поверхности нагрева трубы

$G_{\text{сух}} = 11,2 \text{ кг/ч}$
 $u'_n = 0,57 \text{ кг/кг}$
 $u'_k = 0,148 \text{ кг/кг}$
 $\phi_1 = 20^\circ\text{C}$
 $\phi_2 = 52^\circ\text{C}$
 $c = 1,26 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$
 $t_0 = 22^\circ\text{C}, \phi_0 = 0,34$
 $t_2 = 82^\circ\text{C}, \phi_2 = 0,37$
 $P = 773 \text{ мм рт. ст.}$
 $t = 100^\circ\text{C}$
 $F = 2,18 \text{ м}^2$

Решение. Средний коэффициент теплопередачи определим по уравнению:

$$K = \frac{Q}{F \Delta t_{\text{ср}}}$$

где Q — расход теплоты, проходящей через поверхность нагрева; $\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя разность температур.

Расход теплоты, передаваемой через греющую поверхность:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

где Q_1 — теплота пошедшая на испарение влаги и на нагрев воздуха; Q_2 — теплота пошедшая на нагревание торфа; Q_3 — потери теплоты в окружающую среду.

Расход испаренной влаги [формула (10.3)]:

$$W = G_{\text{сух}} (u'_n - u'_k) = \frac{11,2 (0,57 - 0,148)}{3600} = 0,0013 \text{ кг/с}$$

Определяем начальное и конечное влагосодержание воздуха по формуле (10.5):

$$x_0 = 0,622 \frac{0,34 \cdot 0,0270}{1,017 - 0,34 \cdot 0,0270} = 0,0057 \text{ кг/кг}$$

$$x_2 = 0,622 \frac{0,37 \cdot 0,5233}{1,017 - 0,37 \cdot 0,5233} = 0,146 \text{ кг/кг}$$

Энтальпия воздуха до поступления в сушилку [формула (10.7)]

$$I_0 = (1,01 \cdot 10^3 + 1,97 \cdot 10^3 \cdot 0,0057) 22 + 2493 \cdot 10^3 \cdot 0,0057 = 36,5 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

а по выходе из сушилки:

$$I_2 = (1,01 \cdot 10^3 + 1,97 \cdot 10^3 \cdot 0,146) 82 + 2493 \cdot 10^3 \cdot 0,146 = 470 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Тогда

$$Q_1 = W \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} = 0,0013 \frac{470 \cdot 10^3 - 36,5 \cdot 10^3}{0,146 - 0,0057} = 4050 \text{ Вт}$$

$$Q_2 = G_{\text{сух}} (i_2 - i_0)$$

где i_2 и i_0 — энтальпии выходящего и входящего в сушилку торфа (считая на 1 кг сухого торфа)

$$i_2 = (1,26 \cdot 10^3 \cdot 1 + 4,19 \cdot 10^3 \cdot 0,148) 52 = 97,8 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

$$i_0 = (1,26 \cdot 10^3 \cdot 1 + 4,19 \cdot 10^3 \cdot 0,57) 20 = 73 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Следовательно

$$Q_2 = \frac{11,2}{3600} (97,8 \cdot 10^3 - 73 \cdot 10^3) = 77 \text{ Вт}$$

Потери теплоты в окружающую среду Q_3 примем равными 10% от Q_1 . Тогда общее количество теплоты:

$$Q = 4050 + 77 + 405 = 4532 \text{ Вт}$$

Средняя разность температур в сушилке:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(100 - 20) + (100 - 52)}{2} = 64^\circ \text{C} = 64 \text{ К}$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{Q}{F \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{4532}{2,18 \cdot 64} = 32,4 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Пример 10.18. Определить к. п. д. теоретической воздушной сушилки при следующих условиях: процесс сушки идет при $I = 115$ кДж/кг, состояние воздуха меняется от $\phi_0 = 0,8$, $t_0 = 20^\circ \text{C}$ до $\phi_2 = 0,6$, $t_2 = 40^\circ \text{C}$.

Решение. С помощью диаграммы $I - x$ Рамзина (рис. 10.1) находим по формуле (10.19) удельный расход теплоты в сушилке на испарение 1 кг влаги: $q = 3820$ кДж/кг. По табл. LVI для $t_m = 33^\circ \text{C}$ при $I = 115$ кДж/кг удельная теплота парообразования r равна 2420 кДж/кг. Следовательно, к. п. д. сушилки по формуле (10.22):

$$\eta = \frac{r}{q} = \frac{2420}{3820} 100 = 63,3 \%$$

Пример 10.19. Паста красителя высушивалась в камерной сушилке с рециркуляцией воздуха. Анализ проб на влажность дал следующие результаты (табл. 10.2).

Т а б л и ц а 10.2

Время от начала сушки, ч	0	2	2,5	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20
Влажностное содержание материала, % на сухое вещество	104,0	84,0	79,1	63,9	53,9	43,9	32	21,9	14,0	8,0	5	3	1,5

Таблица 10.3

Время от начала сушки τ , ч	Скорость сушки $\frac{\Delta u'}{\Delta \tau}$ (считая на сухое вещество), %/ч	Время от начала сушки τ , ч	Скорость сушки $\frac{\Delta u'}{\Delta \tau}$ (считая на сухое вещество), %/ч
2	$\frac{104-84}{2} = 10$	10	$\frac{32-21,9}{2} = 5,05$
2,5	$\frac{84-79,1}{0,5} = 9,8$	12	$\frac{21,9-14}{2} = 3,95$
4	$\frac{79,1-63,9}{1,5} = 10,14$	14	$\frac{14-8}{2} = 3,0$
5	$63,9 - 53,9 = 10$	16	$\frac{8-5}{2} = 1,5$
6	$53,9 - 43,9 = 10$	18	$\frac{5-3}{2} = 1,0$
8	$\frac{43,9-32}{2} = 5,95$	20	$\frac{3,0-1,5}{2} = 0,75$

Определить скорость сушки в зависимости от времени; по полученным данным построить кривую и найти критическое влагосодержание материала.

Решение. Составляем табл. 10.3. По данным этой таблицы строим кривую в координатах скорость сушки — время сушки (рис. 10.9) и находим, что критическое влагосодержание материала достигается через 6 ч после начала сушки. Ему соответствуют 43,9% влаги, считая на абсолютно сухое вещество, или $\frac{43,9 \cdot 100}{100 + 43,9} = 30,6\%$ влаги, считая на общую массу продукта.

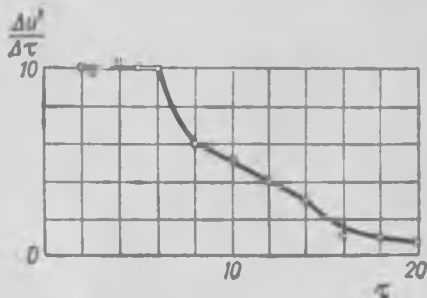


Рис. 10.9 (к примеру 10.19).

Пример 10.20. Для сушки влажного материала с 33 до 9% влагосодержания (считая на абсолютно сухое вещество) в промышленной сушилке потребовалось 7 ч. Критическое влагосодержание материала было 16%, а равновесное 5%. Требуется определить время, необходимое для сушки этого материала от 37 до 7% влажности, если условия сушки остаются без изменения. Начальным пусковым периодом можно пренебречь.

Решение. Определим N — скорость сушки в первом периоде. Продолжительность первого периода сушки [уравнение (10.26)]:

$$\tau_1 = \frac{u'_n - u'_{np}}{N} = \frac{0,33 - 0,16}{N} = \frac{0,17}{N}$$

Продолжительность второго периода [уравнение (10.27)]:

$$\tau_2 = \frac{u_{кр} - u_p}{N} 2,3 \lg \frac{u_{кр} - u_p}{u_k - u_p} = \frac{0,16 - 0,05}{N} 2,3 \lg \frac{0,16 - 0,05}{0,09 - 0,05} = \frac{0,111}{N}$$

Общая продолжительность сушки была 7 ч. Следовательно

$$\tau_1 + \tau_2 = 7 = \frac{0,17}{N} + \frac{0,111}{N} = \frac{0,281}{N}$$

откуда $N = 0,0402$ кг/(кг·с).

При новых условиях начальной и конечной влажности материала:

$$\tau_1 = \frac{0,37 - 0,16}{0,0402} = 5,22 \text{ ч}$$

$$\tau_2 = \frac{0,16 - 0,05}{0,0402} 2,3 \lg \frac{0,16 - 0,05}{0,07 - 0,05} = 4,66 \text{ ч}$$

Общее время сушки составит:

$$\tau = 5,22 + 4,66 = 9,9 \text{ ч}$$

Пример 10.21. Определить время сушки кристаллов салициловой кислоты (частицы угловатой формы) в воздушной пневматической сушилке и необходимую длину сушилки при следующих условиях: производительность $G_k = 250$ кг/ч высушенного продукта, эквивалентный диаметр частиц $d_s = 1$ мм, плотность материала $\rho_{\text{мат}} = 1480$ кг/м³.

Характеристика состояния воздуха:

до калорифера

после калорифера

на выходе из сушилки

Температура кристаллов при входе . . .

Температура кристаллов при выходе . .

Удельная теплоемкость сухих кристал-

лов

Влагосодержание кристаллов (считая

на абсолютно сухое вещество):

начальное

конечное

$$t_0 = 15^\circ\text{C}, \varphi_0 = 0,7$$

$$t_1 = 90^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 50^\circ\text{C}$$

$$\phi_1 = 15^\circ\text{C}$$

$$\phi_2 = 40^\circ\text{C}$$

$$c_k = 1,16 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$$

$$u'_0 = 15\%$$

$$u'_k = 1\%$$

Решение. Время сушки можно определить из уравнения теплоотдачи:

$$\tau = \frac{Q}{\alpha F_c \Delta t_{cp}}$$

Для определения расхода воздуха и теплоты на сушку производим построение сушильного процесса на $I-x$ диаграмме (рис. 10.10).

В теоретической сушилке при $I_1 = 111$ кДж/кг процесс сушки шел бы по линии постоянной энтальпии BC' и удельный расход теплоты q'_T равнялся бы

$$q'_T = \frac{I_1 - I_0}{x'_2 - x_0} = \frac{111 - 33,5}{0,023 - 0,0075} = 5000 \text{ кДж/кг испаряемой влаги}$$

где $x'_2 = 0,023$ — влагосодержание воздуха в точке C' .

В действительной сушилке конечное влагосодержание воздуха x_2 (в точке C) будет меньше x'_2 . Его значение находим следующим образом. Из уравнения линии реального процесса сушки BC

$$I = I_1 - \Delta(x - x_0)$$

задавая произвольным значением x , находим I , предварительно рассчитав расход испаряемой влаги W и поправку Δ для реального процесса сушки.

По уравнению (10.3):

$$W = G_{\text{сух}} \frac{u''_H - u''_H}{100} = 250 \cdot 0,99 (0,15 - 0,01) = 34,6 \text{ кг/ч}$$

По уравнению (10.21) при $q_{\text{тр}} = 0$:

$$\begin{aligned} \Delta &= q_{\text{мат}} + q_{\text{пот}} - c\theta_1 \\ q_{\text{мат}} &= \frac{G_K c_K (\theta_2 - \theta_1)}{W} = \frac{250 \cdot 1,16 \cdot 10^3 (40 - 15)}{34,6} = 209,5 \cdot 10^3 \text{ Дж} \\ &= 209,5 \cdot 10^3 \text{ кг испаряемой влаги} \end{aligned}$$

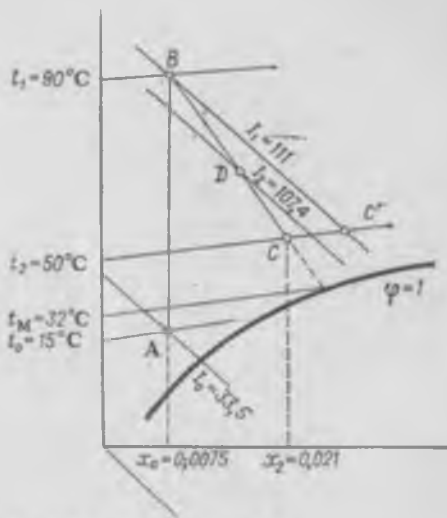


Рис. 10.10 (к примеру 10.21).

Примем удельную потерю теплоты $q_{\text{пот}}$ в размере 5,5% от q'_T :
 $q_{\text{пот}} = 0,055 \cdot 5000 = 275$ кДж/кг испаряемой влаги. Тогда

$$\begin{aligned} \Delta &= q_{\text{мат}} + q_{\text{пот}} - c\theta_1 = 209,5 + 275 - 4,19 \cdot 15 = 421,7 \text{ кДж/кг испаряемой влаги} \end{aligned}$$

Задаемся $x = 0,016$ и находим:

$$I = I_1 - \Delta(x - x_0) = 111 - 421,7 (0,016 - 0,0075) = 107,4 \text{ кДж/кг}$$

Проведя через точки B и D ($x_D = 0,016$; $I_D = 107,4$) прямую линию до пересечения с изотермой $t_2 = 50^\circ\text{C}$, получаем точку C , для которой находим $x_2 = 0,021$ кг/кг.

Расход сухого воздуха на сушку:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0} = \frac{34,6}{0,021 - 0,0075} = 2560 \text{ кг/ч}$$

Расход теплоты, передаваемой воздуху в калорифере:

$$Q = L (I_1 - I_0) = \frac{2560 (111 \cdot 10^3 - 33,5 \cdot 10^3)}{3600} = 55200 \text{ Вт}$$

Коэффициент теплоотдачи α от горячего воздуха к частицам материала, подвергающимся сушке в трубе-сушилке, может быть определен приближенно по рис. 10.11, на котором представлена

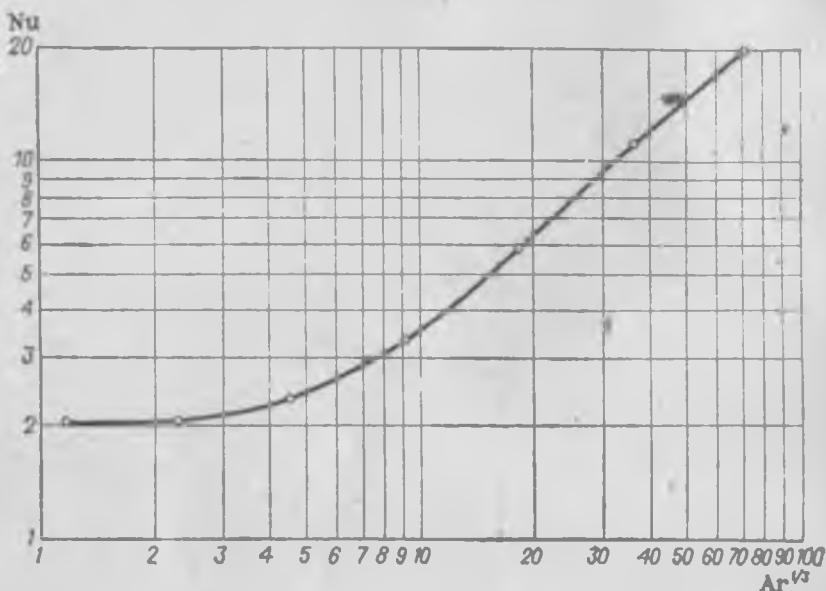


Рис. 10.11. Зависимость критерия Nu от критерия Ar (к примеру 10.21).

зависимость $Nu = f(Ar)$, полученная по опытным данным Федорова *.

Критерий Нуссельта:

$$Nu = \frac{\alpha d_p}{\lambda}$$

Критерий Архимеда:

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_{\text{мат}} g}{\nu_c \rho_c}$$

где $d_p = 10^{-3}$ м — диаметр частицы; $\lambda = 0,0285$ Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности воздуха при его средней температуре $(90 + 50)/2 = 70^\circ\text{C}$; $\rho_{\text{мат}} = 1480$ кг/м³ — плотность материала; $\rho_c = 1,03$ кг/м³ — плотность воздуха при 70°C ; $\nu_c = 2 \cdot 10^{-5}$ м²/с — кинематический коэффициент вязкости воздуха.

* Федоров И. М. Теория и расчет процесса сушки во взвешенном состоянии. Госэнергоиздат, 1955.

Подставляя эти значения, получаем:

$$Ar = \frac{10^{-3} \cdot 1480 \cdot 9,81}{2^3 \cdot 10^{-10} \cdot 1,03} = 3,52 \cdot 10^4; \quad Ar^{1/3} = 32,8$$

По рис. 10.11 находим $Nu = 10$, откуда

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{d_s} = 10 \frac{0,0285}{0,001} = 285 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Число частиц материала, проходящих через сушилку за 1 с:

$$n = \frac{G}{\frac{\pi d_s^3}{6} \rho_{\text{мат}} \cdot 3600}$$

Они дают общую площадь поверхности:

$$F_c = n \pi d_s^2 = \frac{6G}{d_s \rho_{\text{мат}} \cdot 3600} = \frac{6 \cdot 250}{0,001 \cdot 1480 \cdot 3600} = 0,281 \text{ м}^2/\text{с}$$

Среднюю разность температур приближенно * определяем следующим образом:

90	$\xrightarrow{\text{Воздух}}$	50
32	$\xrightarrow{\text{Материал}}$	40
$\Delta t_6 = 58$		$\Delta t_m = 10$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{58 - 10}{2,3 \lg \frac{58}{10}} = 27,3 \text{ } ^\circ\text{C} = 27,3 \text{ К}$$

Расход теплоты, получаемой в сушилке материалом от горячего воздуха, складывается из следующих слагаемых (принимая приближенно, что вся влага испаряется при $t_m = 32 \text{ } ^\circ\text{C}$).

1) Нагрев влажного материала:

$$Q_1 = (G_k c_k + Wc) (t_m - \vartheta_1) = \left(\frac{250}{3600} 1,16 + \frac{34,6}{3600} 4,19 \right) (32 - 15) = 2,05 \text{ кВт}$$

2) Испарение влаги:

$$Q_2 = W r = \frac{34,6}{3600} 2420 = 23,25 \text{ кВт}$$

3) Нагрев высушенного материала:

$$Q_3 = G_k c_k (\vartheta_2 - t_m) = \frac{250}{3600} 1,16 (40 - 32) = 0,65 \text{ кВт}$$

Всего

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 2,05 + 23,25 + 0,65 = 25,95 \text{ кВт}$$

* Не учитывая кратковременного начального периода подогрева материала, его начальную температуру здесь можно принять равной температуре мокрого термометра, т. е. $32 \text{ } ^\circ\text{C}$ (см. рис. 10.10).

Продолжительность сушки:

$$\tau = \frac{Q}{\alpha F_c \Delta t_{cp}} = \frac{25,95 \cdot 10^3}{285 \cdot 0,281 \cdot 27,3} = 11,9 \text{ с}$$

Длина сушилки может быть найдена из следующего равенства:

$$\tau = \frac{l}{w - w_{oc}}$$

где l — длина трубы, м; w — скорость воздуха в сушилке, м/с; w_{oc} — скорость осаждения (витания), м/с; w_{oc} находим по рис. 3.1, на котором дана зависимость $Ly = f(Ag)$ для частиц угловатой формы. Для $Ag = 3,52 \cdot 10^4$ находим $Ly = 205$, откуда

$$w_{oc} = \sqrt[3]{\frac{Ly \gamma_{partic}}{\rho_c}} = \sqrt[3]{\frac{205 \cdot 2 \cdot 10^{-5} \cdot 1,48 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{1,03}} = 3,86 \text{ м/с}$$

Обычно принимают $w = (1,1 \div 1,25) w_{oc}$. Примем $w = 3,86 \cdot 1,2 = 4,64 \text{ м/с}$. Тогда

$$l = \tau (w - w_{oc}) = 11,9 (4,64 - 3,86) = 9,28 \text{ м}$$

В действительности время пребывания частиц в трубе-сушилке больше, чем получается по расчету, так как в расчете не учитывается время на разгон частиц, только после которого устанавливается режим движения; это подтверждается экспериментальными данными.

Дополнительная длина l_p трубы для частиц размером 0,2—1 мм может быть определена по эмпирической зависимости *:

$$l_p = wd$$

где w — скорость воздуха, м/с; d — диаметр частицы, мм.

Для нашего примера $l_p = 4,64 \cdot 1 = 4,64 \text{ м}$. Тогда необходимая длина трубы-сушилки:

$$L = 9,28 + 4,64 \approx 14 \text{ м}$$

Диаметр трубы-сушилки определяется из уравнения расхода:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w}}$$

$$V = \frac{2560}{1,03 \cdot 3600} = 0,69 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$D = \sqrt{\frac{0,69}{0,785 \cdot 4,64}} = 0,224 \text{ м}$$

Пример 10.22. Определить расход воздуха и теплоты при высушивании 1 т влажного материала от $u_n = 50\%$ до $u_k = 6\%$ (считая на общую массу) в теоретической сушилке, работающей: а) по нормальному сушильному варианту; б) по варианту с промежуточным подогревом (считая, что воздух в калориферах подо-

* Эта зависимость найдена нами при обработке экспериментальных данных И. М. Федорова для скорости воздуха от 15 до 50 м/с.

гревается до 100 °С); в) по варианту с рециркуляцией 80% отработанного воздуха. Сравнить также потенциалы сушки для этих вариантов. Параметры атмосферного воздуха: $t_0 = 25\text{ °С}$; $x_0 = 0,0095\text{ кг/кг}$ сухого воздуха. Параметры отработанного воздуха: $t_2 = 60\text{ °С}$; $x_2 = 0,041\text{ кг/кг}$ сухого воздуха.

Решение.¹ Определяем количество испаренной при сушке влаги:

$$W = G_k \frac{u_n - u_k}{100 - u_k} = 1000 \frac{50 - 6}{100 - 6} = 468\text{ кг/ч}$$

а) Нормальный сушильный вариант (ABC на рис. 10.12).

Удельный расход сухого воздуха:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0,041 - 0,0095} = 31,8 \frac{\text{кг}}{\text{кг испаряемой влаги}}$$

Общий расход сухого воздуха:

$$L = lW = 31,8 \cdot 468 = 14\,900\text{ кг/ч}$$

Удельный расход теплоты:

$$q = l(I_2 - I_0) = 31,8(167 - 46) = 3860\text{ кДж/кг испаряемой влаги}$$

Значения энтальпий находим, пользуясь $I - x$ диаграммой Рамзина (рис. 10.1).

Общий расход теплоты:

$$Q = Wq = \frac{468 \cdot 3860}{3600} = 502\text{ кВт}$$

б) При ведении процесса сушки с промежуточным подогревом (AB'C'C''C на рис. 10.12) необходимы два калорифера для подогрева воздуха в каждом до 100 °С. При этом в первой зоне сушки влагосодержание воздуха повышается до 0,02525 кг/кг сухого воздуха и удельный расход сухого воздуха составляет:

$$l' = \frac{1}{0,02525 - 0,0095} = 63,6 \frac{\text{кг}}{\text{кг испаряемой влаги}}$$

Но так как в первой зоне сушки испаряется только половина всей влаги, т. е. $468/2 = 234\text{ кг/ч}$, то часовой расход сухого воздуха:

$$L = l' \frac{W}{2} = 63,6 \cdot 234 = 14\,900\text{ кг/ч}$$

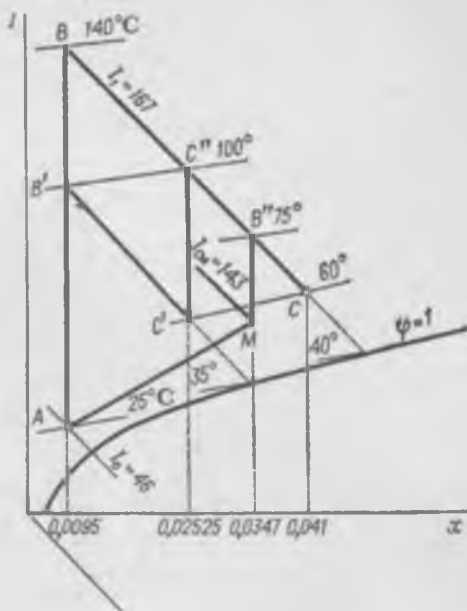


Рис. 10.12 (к примеру 10.22).

Во второй зоне сушилки происходит испарение остальной влаги тем же воздухом, но подогретым до 100°C в промежуточном калорифере.

Теплота на подогрев воздуха затрачивается в двух калориферах, и расход его равен:

$$Q = l' (I'_2 - I_0) \frac{W}{2} + l' (I_2 - I'_2) \frac{W}{2} = \frac{W}{2} l' (I_2 - I_0)$$

но так как $l'/2 = l$, то

$$Q = W l (I_2 - I_0) = \frac{468}{3600} 31,8 (167 - 46) = 500 \text{ кВт}$$

в) Для сушильного процесса с возвратом 80% отработанного воздуха ($AMB''C$ на рис. 10.12) определяем характеристики смеси, поступающей в калорифер:

$$x_{\text{см}} = 0,2x_0 + 0,8x_2 = 0,2 \cdot 0,0095 + 0,8 \cdot 0,041 = 0,0347 \text{ кг влаги/кг сухого воздуха}$$

$$I_{\text{см}} = 0,2I_0 + 0,8I_2 = 0,2 \cdot 46 + 0,8 \cdot 167 = 143 \text{ кДж/кг сухого воздуха}$$

Тогда удельный расход сухого воздуха

$$l'' = \frac{1}{x_2 - x_{\text{см}}} = \frac{1}{0,041 - 0,0347} = 159 \text{ кг/кг влаги}$$

а расход воздуха (смеси), поступающего в сушилку:

$$L'' = W l'' = 468 \cdot 159 = 74\,500 \text{ кг/ч}$$

Расход атмосферного воздуха (20%):

$$L = 74\,500 \cdot 0,2 = 14\,900 \text{ кг/ч}$$

Удельный расход теплоты:

$$q = \frac{I_2 - I_{\text{см}}}{x_2 - x_{\text{см}}} = \frac{467 - 143}{0,041 - 0,0347} = 3820 \text{ кДж/кг влаги}$$

Расход теплоты:

$$Q = W q = \frac{468}{3600} 3820 = 495 \text{ кВт}$$

Из сравнения расходов воздуха и теплоты на сушку по трем рассмотренным вариантам видно, что при одних и тех же начальных и конечных параметрах воздуха (точки A и C на рис. 10.12) эти расходы одинаковы.

Сравним средние потенциалы сушки:

$$a) \kappa_{\text{ср}} = \frac{(t_1 - t_w) - (t_2 - t_w)}{2,3 \lg \frac{t_1 - t_w}{t_2 - t_w}} = \frac{(140 - 40) - (60 - 40)}{2,3 \lg \frac{140 - 40}{60 - 40}} = 49,8^\circ \text{C} = 49,8 \text{ K}$$

$$б) \kappa_{\text{ср}_1} = \frac{(100 - 35) - (60 - 35)}{2,3 \lg \frac{100 - 35}{60 - 35}} = 41,8^\circ \text{C} = 41,8 \text{ K}$$

$$\kappa_{\text{ср}_2} = \frac{(100 - 40) - (60 - 40)}{2,3 \lg \frac{100 - 40}{60 - 40}} = 36,5^\circ \text{C} = 36,5 \text{ K}$$

$$\kappa_{\text{ср}} = \frac{41,8 + 36,5}{2} = 39,15^\circ \text{C} = 39,15 \text{ K}$$

$$в) \kappa_{\text{ср}} = \frac{(75 - 40) - (60 - 40)}{2,3 \lg \frac{75 - 40}{60 - 40}} = 26,7^\circ \text{C} = 26,7 \text{ K}$$

Из сравнения потенциалов сушки видно, что наименьшее значение потенциала (наиболее мягкие условия сушки) получено в варианте с возвратом части отработанного воздуха, а наибольшее — при нормальном сушильном варианте.

Пример 10.23. Некоторый материал высушивается в противоточной сушилке непрерывного действия от 50 до 3,5% влаги, считая на общую массу. Производительность сушилки по влажному материалу 2260 кг/ч. Плотность сухого материала 640 кг/м³. На 1 кг сухого материала приходится 0,0615 м² поверхности испарения.

При предварительном опытным высушивании было найдено, что критическое влагосодержание материала составляет 20%, а равновесное — 1,5% от общей массы. В первом периоде сушки, когда поверхность материала насыщена влагой, скорость сушки составляла 2,44 кг влаги с 1 м² в 1 ч. Применявшийся в этом случае воздух имел влагосодержание 0,0306 кг/кг. Влагосодержание насыщенного воздуха при температуре материала было $x_{\text{нас}} = 0,0495$ кг/кг. По этим данным определен коэффициент массоотдачи:

$$\beta = \frac{2,44}{0,0495 - 0,0306} = 129 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta x = 1)$$

Определить необходимую продолжительность сушки.

Решение (рис. 10.13). Определим по уравнению (10.36) длительность первого периода сушки, в котором вся поверхность материала насыщена влагой. По заданным параметрам: $t_0 = 20^\circ \text{C}$, $\varphi_0 = 0,5$; $t_1 = 140^\circ \text{C}$ и $t_2 = 63^\circ \text{C}$, находим $x_0 = 0,0075$ и $x_2 = 0,0294$. Затем обычным расчетом, который здесь не приводится, находим, что часовой расход сухого воздуха $L = 49\,700$ кг/ч; $x_1 = 0,0124$ кг/кг; $x_{\text{нас}} = 0,0495$ кг/кг. Тогда по уравнению (10.36)

$$F_1 = \frac{2,3 \cdot 49\,700}{129} \lg \frac{0,0495 - 0,0124}{0,0495 - 0,0294} = 237 \text{ м}^2$$

При заданной производительности сушилки часовая подача материала соответствует поверхности испарения

$$2260 \cdot 0,5 \cdot 0,0615 = 69,5 \text{ м}^2/\text{ч}$$

Таким образом, первая зона сушилки, соответствующая первому периоду сушки, должна содержать количество материала, загруженного в течение $237/69,5 = 3,41 \text{ ч}$, т. е. длительность первого периода сушки 3 ч 25 мин.

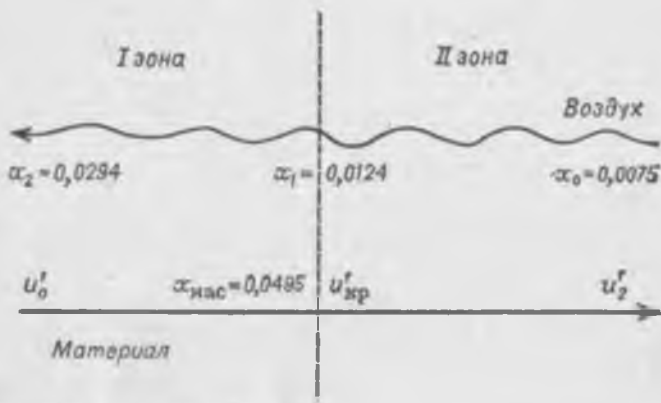


Рис. 10.13 (к примеру 10.23).

Переходя к определению длительности второго периода сушки, находим:

а) объем сухого материала

$$V_M = \frac{2260 \cdot 0,5}{640} = 1,77 \text{ м}^3/\text{ч}$$

б) критическое влагосодержание

$$u'_{кр} = \frac{20 \cdot 640}{80} = 160 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \text{ сухого материала}}$$

в) равновесное влагосодержание

$$u'_p = \frac{1,5 \cdot 640}{98,5} = 9,75 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \text{ сухого материала}}$$

Содержание свободной влаги в критической точке:

$$u'_{кр} = u'_{кр} - u'_p = 160 - 9,75 = 150,25 \text{ кг/м}^3 \text{ сухого материала}$$

Требуемую площадь поверхности испарения для второй зоны сушилки F_2 находим по уравнению (10.38), в котором

$$\frac{u'_{кр} V_M}{L} = \frac{150,25 \cdot 1,77}{49700} = 0,0054$$

$$F_2 = \frac{150,25}{129} \frac{1,77}{0,0495 + 0,0054 - 0,0124} \times$$

$$\times \ln \frac{(0,0495 - 0,0075) 0,0054}{(0,0495 - 0,0124) (0,0075 + 0,0054 - 0,0124)} = 120 \text{ м}^2$$

т. е. вторая зона сушилки, соответствующая второму периоду сушки, должна содержать количество материала, загруженного в течение $120/69,5 = 1,73$ ч. Следовательно, длительность второго периода сушки будет 1 ч 44 мин.

Общая продолжительность сушки:

$$\tau = 3 \text{ ч } 25 \text{ мин} + 1 \text{ ч } 44 \text{ мин} = 5 \text{ ч } 9 \text{ мин}$$

Пример 10.24. В сушилке, работающей по нормальному сушильному варианту, удаляется из материала влаги 1000 кг/ч. Атмосферный воздух ($t_0 = 10^\circ\text{C}$, $\phi_0 = 78\%$) нагревается в паровом калорифере, давление греющего пара в котором 4 кгс/см² по манометру. Психрометр на воздухопроводе после сушилки показывает $t_2 = 50^\circ\text{C}$, $t_m = 37,5^\circ\text{C}$. Приняв удельный расход теплоты на 13% больше, чем в теоретической сушилке, определить: производительность вытяжного вентилятора, расход греющего пара, имеющего влажность 5%, и площадь поверхности нагрева калорифера, если коэффициент теплопередачи в нем равен 30 Вт/(м²·К).

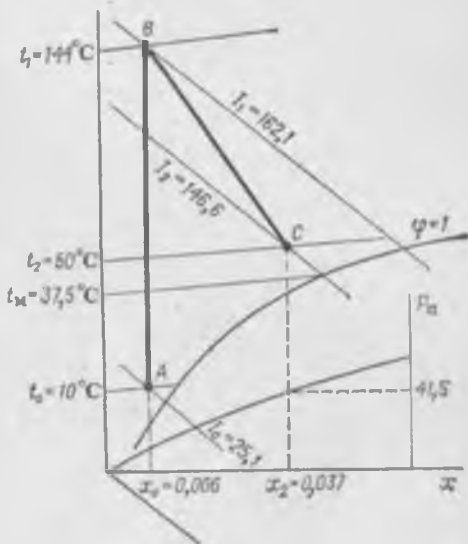


Рис. 10.14 (к примеру 10.24).

Решение. По диаграмме

Рамзина находим: $x_0 =$

$= 0,006$ кг/кг сухого воздуха; $I_0 = 25,1$ кДж/кг; $x_2 =$

$= 0,037$ кг/кг сухого воздуха; $I_2 = 146,6$ кДж/кг; $p_n = 41,5$ мм рт. ст. (рис. 10.14).

Удельный расход сухого воздуха по уравнению (10.14):

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0,037 - 0,006} = 32,3 \text{ кг/кг испаряемой влаги}$$

Расход сухого воздуха:

$$L = Wl = 1000 \cdot 32,3 = 32300 \text{ кг/ч}$$

Удельный объем влажного воздуха по уравнению (10.12):

$$v_{уд} = \frac{R_a T}{P - p_a} = \frac{287 (273 + 50)}{(745 - 41,5) 133,3} = 0,988 \text{ м}^3/\text{кг сухого воздуха}$$

Производительность вытяжного вентилятора:

$$V = L v_{уд} = 32300 \cdot 0,988 = 31900 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Удельный расход теплоты в теоретической сушилке по уравнению (10.19):

$$q_T = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} = l(I_2 - I_0) = 32,3(146,6 - 25,1) = 3920 \text{ кДж/кг испаряемой влаги}$$

Для реальной сушилки:

$$q = 1,13 \cdot q_T = 1,13 \cdot 3920 = 4430 \text{ кДж/кг испаряемой влаги}$$

Из уравнения (10.18)

$$q = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} = l(I_1 - I_0)$$

находим:

$$I_1 = I_0 + \frac{q}{l} = 25,1 + \frac{4430}{32,3} = 162,1 \text{ кДж/кг}$$

Этому значению I_1 в точке B соответствует температура $t_1 = 144^\circ\text{C}$.

Расход теплоты в калорифере:

$$Q = Wq = \frac{1000}{3600} 4430 = 1230 \text{ кВт}$$

Расход греющего пара:

$$G_{г.п} = \frac{Q}{r_x} = \frac{1230}{2117 \cdot 0,95} = 0,613 \text{ кг/с} = 2,2 \text{ т/ч}$$

Средняя разность температур в калорифере:

$$\begin{array}{ccc} 151,1 & \text{---} & 151,1 \\ 10 & \rightarrow & 144 \\ \hline \Delta t_0 = 141,1 & & \Delta t_m = 7,1 \end{array}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_0 - \Delta t_m}{2,3 \lg \frac{\Delta t_0}{\Delta t_m}} = \frac{141,1 - 7,1}{2,3 \lg \frac{141,1}{7,1}} = 45^\circ\text{C} = 45 \text{ K}$$

Площадь поверхности нагрева калорифера:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}} = \frac{1230 \cdot 10^3}{30 \cdot 45} = 910 \text{ м}^2$$

КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

10.1. Во сколько раз больше придется удалить влаги из 1 кг влажного материала при высушивании его от 50 до 25%, чем при высушивании от 2 до 1% влажности (считая на общую массу). В обоих случаях поступает на сушку 1 кг влажного материала.

10.2. Найти влагосодержание, энтальпию, температуру мокрого термометра и точку росы для воздуха, покидающего сушилку при $t = 50^\circ\text{C}$ и $\phi = 0,7$.

10.3. Температура воздуха по сухому термометру 50°C , по мокрому 30°C . Найти все характеристики воздуха.

10.4. Найти влагосодержание и относительную влажность паровоздушной смеси при 50°C , если известно, что парциальное давление водяного пара в смеси $0,1 \text{ кгс/см}^2$.

10.5. Найти содержание водяного пара в смеси: а) с воздухом, б) с водородом, в) с этаном (считая на 1 кг сухого газа) при $t = 35^\circ\text{C}$ и $\phi = 0,45$. Общее давление (абсолютное) $P = 1,033 \text{ кгс/см}^2$.

10.6. Сопоставить удельный расход воздуха и теплоты в сушилке для летнего и зимнего времени (в условиях Ленинграда), если в обоих случаях воздух, уходящий из сушилки, будет иметь $t_2 = 40^\circ\text{C}$ и $\varphi_2 = 0,6$. Сушилка теоретическая, нормальный сушильный вариант. Характеристики состояния воздуха в различных районах в разное время года см. в табл. XL.

10.7. Общее давление (абсолютное) паровоздушной смеси при 150°C и относительной влажности $\varphi = 0,5$ составляет 745 мм рт. ст. Найти парциальное давление водяного пара и воздуха и влагосодержание воздуха.

10.8. Влажный воздух с температурой 130°C и $\varphi = 0,3$ находится под давлением $P_{\text{абс}} = 7 \text{ кгс/см}^2$. Определить парциальное давление воздуха, его плотность и влагосодержание.

10.9. Какое количество влаги удаляется из материала в сушилке, если воздух поступает в сушилку в количестве 200 кг/ч (считая на абсолютно сухой воздух) с $t_1 = 95^\circ\text{C}$, $\varphi_1 = 5\%$, а уходит из сушилки с $t_2 = 50^\circ\text{C}$ и $\varphi_2 = 60\%$? Определить также удельный расход воздуха.

10.10. Влажный воздух с температурой 130°C и $\varphi = 1$ находится под абсолютным давлением $P = 7 \text{ кгс/см}^2$. Найти парциальное давление водяного пара, плотность влажного воздуха и его влагосодержание.

Сравнить результаты задач 10.10 и 10.8.

10.11. Определить производительность вытяжного вентилятора для сушилки, в которой из высушиваемого материала удаляется 100 кг/ч влаги при следующих условиях: $t_0 = 15^\circ\text{C}$, $\varphi_0 = 0,8$, $t_2 = 45^\circ\text{C}$, $\varphi_2 = 0,6$, $P = 750 \text{ мм рт. ст.}$

10.12. Воздух перед поступлением в сушилку подогревается в калорифере до 113°C . При выходе из сушилки температура воздуха 60°C и $\varphi_2 = 0,3$. Определить точку росы воздуха, поступающего в калорифер. Процесс сушки идет по линии $I = \text{const}$.

10.13. Определить часовой расход атмосферного воздуха и теплоты, а также температуру воздушной смеси перед калорифером в сушилке с рециркуляцией части отработанного воздуха при следующих условиях:

Характеристика воздуха (считая на сухой воздух):

атмосферного $I_0 = 50 \text{ кДж/кг}$; $\varphi_0 = 0,7$

отработанного $I_2 = 260 \text{ кДж/кг}$; $\varphi_2 = 0,8$

Количество возвращаемого воздуха 80% (от выходящего из сушилки)

Влажность материала (считая на общую массу):

начальная $u_n = 47\%$

конечная $u_k = 5\%$

Производительность сушилки (по влажному материалу)

$G_n = 1,5 \text{ т/ч}$

10.14. Найти необходимый расход воздуха в сушилке и расход теплоты на калорифер при следующих условиях:

Характеристика воздуха:

атмосферного $x_0 = 0,01$; $t_0 = 20^\circ\text{C}$

отработанного $x_2 = 0,028$; $t_2 = 34^\circ\text{C}$

Влажность материала (считая на общую массу):

начальная $u_n = 50\%$

конечная $u_k = 13\%$

Производительность сушилки по абсолютно сухому материалу

$G_c = 1 \text{ т/ч}$

Потери теплоты Σq с материалом, транспортным устройством и в окружающую среду (за вычетом теплоты, вносимой влагой)

15% от общего количества теплоты

10.15. Определить к. п. д. теоретической сушилки, если состояние воздуха в ней меняется от $\phi_0 = 0,7$ и $t_0 = 20^\circ\text{C}$ до $\phi_2 = 0,6$ и $t_2 = 50^\circ\text{C}$. Влага испаряется при температуре мокрого термометра.

10.16. Найти средний потенциал сушки в теоретической сушилке при $t_0 = 20^\circ\text{C}$, $\phi_0 = 0,7$ и $t_2 = 50^\circ\text{C}$, $\phi_2 = 0,4$. Испарение идет при температуре мокрого термометра.

10.17. В теоретическую сушилку поступает воздух из калорифера с температурой 85°C , при этом потенциал сушки составляет 43°C . Потенциал сушки воздуха, покидающего сушилку, 8°C . Найти парциальное давление водяного пара в воздухе, уходящем из сушилки, и объемный процент водяного пара в нем, если давление в сушилке (абсолютное) $P = 750$ мм рт. ст.

10.18. Влажный материал с начальной влажностью 33%, критической 17% и равновесной 2% высушивается при постоянных условиях сушки до 9% влажности в течение 8 ч. Определить продолжительность сушки до 3% влажности в тех же условиях. Влажность дана в процентах от массы абсолютно сухого вещества.

10.19. Определить поверхность нагрева вальцово-вакуум-сушилки производительностью 200 кг/ч (по высушенному материалу). Начальная влажность 50%, конечная 5% (считая на общую массу). Коэффициент теплопередачи $350 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$; температура сушки 60°C ; удельная теплоемкость сухого материала $1,26 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$; начальная температура материала 20°C ; давление греющего пара $P_{\text{гос}} = 1,5 \text{ кгс}/\text{см}^2$. Потери теплоты составляют 10% от общего количества теплоты, отдаваемого греющим паром.

10.20. Найти точку росы и относительную влажность воздуха, выходящего из сушилки, по показаниям психрометра: $t_c = 50^\circ\text{C}$, $t_w = 35^\circ\text{C}$.

10.21. Найти температуру влажного материала в теоретической сушилке (в первом периоде сушки), если атмосферный воздух поступает в калорифер при $t_0 = 15^\circ\text{C}$ и $\phi_0 = 0,8$ и нагревается в нем до $t_1 = 123^\circ\text{C}$.

10.22. В сушилке производительностью 1 т/ч (по влажному материалу) высушивается материал от 55 до 8% влажности (на общую массу). Атмосферный воздух имеет параметры $t_0 = 20^\circ\text{C}$, $\phi_0 = 0,75$ и нагревается в калорифере до $t_1 = 110^\circ\text{C}$. Потенциал сушки на выходе из сушилки $x_2 = 10^\circ\text{C}$. Определить расход воздуха и греющего пара, если давление пара $P_{\text{гос}} = 2,5 \text{ кгс}/\text{см}^2$, а степень сухости его 95%.

10.23. В сушилке производительностью 500 кг/ч (по абсолютно сухому продукту) высушивается материал от 42 до 9% влажности (на абсолютно сухое вещество). Температура воздуха, поступающего в калорифер, $t_0 = 20^\circ\text{C}$, а его точка росы $t_p = 8^\circ\text{C}$. Процесс сушки в теоретической сушилке шел бы при $I = 125 \text{ кДж}/\text{кг}$. Температура воздуха на выходе из сушилки $t_2 = 45^\circ\text{C}$. Нормальный сушильный вариант. Определить расход греющего пара и поверхность нагрева калорифера, если давление (абсолютное) греющего пара $2 \text{ кгс}/\text{см}^2$ и влажность 5%, а коэффициент теплопередачи $K = 32 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$. Сумма всех потерь теплоты составляет 15% от расхода теплоты в теоретической сушилке.

10.24. Воздух с $t = 60^\circ\text{C}$ и $\phi = 0,2$ охлаждается холодной водой в трубчатом противоточном теплообменнике до точки росы. Охлаждающая вода нагревается от 15 до 25°C . Определить расход охлаждаемого воздуха, парциальное давление водяного пара и его объемный процент в воздухе, а также расход охлаждающей воды, если поверхность теплообменника 15 м^2 , а коэффициент теплопередачи $K = 46 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.

10.25. Найти температуру и влагосодержание воздуха, уходящего из теоретической сушилки, если средний потенциал сушки $x_{cp} = 41^\circ\text{C}$. Воздух поступает в калорифер при $t_0 = 15^\circ\text{C}$ и $\phi = 70\%$. Энтальпия воздуха, поступающего из калорифера в сушилку, $I = 144,2 \text{ кДж}/\text{кг}$. Определить также температуру влажного материала (в первом периоде сушки).

10.26. Определить температуру поступающего в теоретическую сушилку воздуха, если средняя движущая сила сушильного процесса $\Delta x_{cp} = 0,0136 \text{ кг}/\text{кг}$, температура уходящего из сушилки воздуха $t_2 = 45^\circ\text{C}$, а его относительная влажность $\phi_2 = 60\%$.

10.27. Определить расход воздуха, расход греющего пара и требуемое его давление для противоточной воздушной сушилки, работающей по нормальному сушильному варианту. Производительность сушилки 600 кг/ч влажного мате-

риала, начальная влажность которого 50% (считая на общую массу), а конечная 9%. Воздух, поступающий в калорифер, имеет $t_0 = 10^\circ\text{C}$, $\varphi_0 = 80\%$; воздух, выходящий из сушилки, имеет $t_2 = 50^\circ\text{C}$, $\varphi_2 = 50\%$. Температуру греющего пара выбрать. Влажность греющего пара 6%.

Расчет произвести: а) для теоретической сушилки, б) для действительной сушилки, принимая в ней температуру материала на входе 16°C , на выходе 55°C . Удельная теплосмкость высушенного материала $1,68 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$. Масса транспортного устройства (стальной транспортер), несущего часовую загрузку сырого материала, 450 кг. Потери теплоты сушилкой в окружающую среду составляют 10% от количества теплоты, передаваемого воздуху в калорифере.

10.28. В теоретическую сушилку, работающую с промежуточным (ступенчатый) подогревом воздуха, поступает 1800 кг/ч влажного материала с начальной влажностью 39%. Конечная влажность 8% (считая на общую массу). Воздух на выходе из сушилки имеет температуру 45°C . Температура атмосферного воздуха 20°C . Всего в сушильной установке три калорифера, в каждом из которых воздух нагревается до 70°C . После каждого калорифера воздух в сушилке насыщается водяным паром до $\varphi = 0,7$. Определить расход сухого воздуха и греющего пара. Давление греющего пара $P_{\text{г.г.с}} = 3 \text{ кгс/см}^2$, влажность его 5%. Дать схему процесса на диаграмме Рамзина.

10.29. Расход пара в калорифере сушилки при давлении $P_{\text{г.г.с}} = 2 \text{ кгс/см}^2$ и влажности 10% составляет 200 кг/ч . Расход теплоты на 10% больше расхода теплоты в теоретической сушилке. Площадь поверхности нагрева калорифера 41 м^2 . Атмосферный воздух имеет $t_0 = 25^\circ\text{C}$ и точку росы $t_p = 10^\circ\text{C}$. Процесс сушки идет при $t_2 = 100 \text{ кДж/кг}$. Парциальное давление водяного пара в воздухе, покидающем сушилку, 25 мм рт. ст.

Определить коэффициент теплопередачи в калорифере и производительность сушилки по влажному материалу, если поступающий в сушилку материал имеет влажность 60%, а выходящий из сушилки 10% (считая на общую массу).

10.30. В сушилке производительностью 500 кг/ч (по высушенному материалу) высушивается материал от 70 до 10% (считая на общую массу). Показания психрометра атмосферного воздуха 15 и 20°C . Из сушилки воздух выходит с температурой 45°C и относительной влажностью 50%. Потери теплоты в сушилке и в калорифере составляют 8% от расхода теплоты в теоретической сушилке.

Определить площадь поверхности нагрева калорифера и расход греющего водяного пара, если он имеет давление $P_{\text{г.г.с}} = 2 \text{ кгс/см}^2$ и влажность 5%. Коэффициент теплопередачи в калорифере $35 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{K})$.

10.31. 1000 кг/ч влажного материала с начальной влажностью 50% высушивается до конечной влажности 8% (считая на общую массу). Высушивание производится: а) в вакуум-сушилке при температуре материала во время сушки 40°C ; б) в атмосферной воздушной сушилке при той же температуре материала (в первом периоде). Атмосферный воздух имеет $t_0 = 20^\circ\text{C}$, $\varphi_0 = 0,7$; уходящий из сушилки воздух имеет $t_2 = 55^\circ\text{C}$. В обоих случаях влажный материал поступает в сушилку при 15°C , а выходит при 40°C . Удельная теплоемкость высушенного материала $1,26 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$. Пренебрегая потерями теплоты в окружающую среду и на нагрев транспортирующего устройства, определить удельные расходы теплоты в обеих сушилках.

10.32. В теоретической сушилке производительностью 600 кг/ч абсолютно сухого материала высушивается материал от влажности 35 до 8% (считая на общую массу). Показания психрометра, установленного в помещении, из которого поступает воздух в калорифер; $t_0 = 18^\circ\text{C}$, $t_m = 15^\circ\text{C}$. Выходящий из сушилки воздух имеет $t_2 = 40^\circ\text{C}$ и $\varphi_2 = 0,65$.

Определить расход греющего пара в калорифере и площадь поверхности нагрева, если давление пара $P_{\text{г.г.с}} = 2 \text{ кгс/см}^2$ и коэффициент теплопередачи $K = 33 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{K})$.

10.33. Определить расход воздуха, расход греющего пара, требуемое его давление и поверхность калорифера для сушилки, производительностью которой равна 600 кг/ч влажного материала с начальной влажностью 50% и конечной 9% (считая на общую массу). Показания психрометра для воздуха, поступающего в калорифер, 10 и 5°C . Воздух на выходе из сушилки имеет $t_2 = 50^\circ\text{C}$, $\varphi_2 = 50\%$. Температуру греющего водяного пара принять на 15°C выше темпе-

ратуры воздуха на выходе из калорифера. Влажность греющего водяного пара 6%. Расход теплоты на 10% больше расхода теплоты в теоретической сушилке. Коэффициент теплопередачи в калорифере $35 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

10.34. Определить производительность по высушенному материалу, поверхность нагрева калорифера и долю возвращаемого воздуха в теоретической сушилке с рециркуляцией части отработанного воздуха. Расход свежего атмосферного воздуха 6000 кг/ч , его энтальпия 50 кДж/кг , парциальное давление водяного пара в нем 12 мм рт.ст. Начальная влажность материала 40%, конечная 7% (на общую массу). Параметры воздушной смеси на входе в калорифер: $x = 0,034$; $t = 40^\circ\text{C}$. В калорифере воздух нагревается до 88°C . Коэффициент теплопередачи в калорифере $47 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Давление греющего водяного пара $P_{\text{наб}} = 2 \text{ кгс/см}^2$.

ПРИМЕР РАСЧЕТА СУШИЛКИ КИПАЮЩЕГО СЛОЯ ДЛЯ СУШКИ ХЛОРИСТОГО КАЛИЯ

Данные для расчета.

Производительность (по высушенному материалу)	$G_K = 20 \text{ т/ч}$
Влажность соли (на общую массу):	
начальная	$u_n = 10\%$
конечная	$u_K = 0,5\%$
Средний диаметр частиц	$d = 0,25 \text{ мм},$ $(d_{\text{макс}} = 0,5 \text{ мм},$ $d_{\text{мин}} = 0,1 \text{ мм})$
Температура соли, поступающей на сушку	$\phi_1 = 20^\circ\text{C}$
Удельная теплоемкость сухой соли	$c_M = 0,712 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$
Плотность соли	$\rho_{\text{нат}} = 2 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$

Для сушки использовать топочные газы. Тепловые потери принять равными 15% от расхода теплоты на нагрев материала и испарение влаги.

Выбор конструкции сушилки и условий ее работы.

Факторы, влияющие на выбор конструкции сушилки:

1) состояние высушиваемого материала — сыпучий, комкующийся во влажном состоянии;

2) материал выдерживает нагревание до высокой температуры ($t_{\text{пл}} = 770^\circ\text{C}$);

3) отношение максимального размера частиц к минимальному $d_{\text{макс}}/d_{\text{мин}} = 0,5/0,1 = 5$;

4) подлежит удалению в основном поверхностная влага;

5) решетку выбираем (рекомендуемую при сушке солей) с диаметром отверстий $d_{\text{отв}} = 5 \text{ мм}$;

6) допускается некоторая неравномерность высушенного материала по конечному влагосодержанию, поскольку при хранении все частицы соли приобретут одинаковую влажность.

Фактор 3) позволяет предварительно выбрать однокамерный сушильный аппарат с вертикальными стенками.

Для обеспечения лучших гидродинамических условий выбираем аппарат круглого сечения.

Высоту кипящего слоя в аппарате принимаем в 4 раза больше высоты зоны действия струй — зоны гидродинамической стабилизации [10.6]. Последняя определяется из соотношения:

$$h_{\text{стр}} = 20d_{\text{отв}} = 20 \cdot 5 = 100 \text{ мм}$$

$$h = 4h_{\text{стр}} = 4 \cdot 100 = 400 \text{ мм}$$

Температуру разбавленного воздухом топочных газов, поступающих под решетку, принимаем равной $t_1 = 800^\circ\text{C}$, температуру выходящих газов $t_2 = 125^\circ\text{C}$, что позволит исключить конденсацию паров в пылеулавливающей аппаратуре

(циклоны, фильтры). Температуру выгружаемой соли приблизительно можно принять равной температуре отходящих газов, т.е. $\vartheta_r = 125^\circ\text{C}$.

Подачу комкующейся влажной соли для обеспечения равномерного «кипения» следует производить с помощью разбрасывателей, равномерно распределяющих материал по поверхности слоя.

Выгрузку соли из аппарата рекомендуется производить непосредственно у решетки для вывода из аппарата комков.

Расчет

1. Количество влажного материала:

$$G_n = G_k \frac{100 - u_k}{100 - u_n} = 20\,000 \frac{0,995}{0,9} = 22\,100 \text{ кг/ч} = 6,15 \text{ кг/с}$$

2. Количество испаряемой влаги:

$$W = G_n - G_k = 22\,100 - 20\,000 = 2100 \text{ кг/ч} = 0,584 \text{ кг/с}$$

3. Расход теплоты:

$$\begin{aligned} Q &= Q_{\text{исп}} + Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{пот}} = 1,15 [W (r + c_n(t_2 - \vartheta_1)) + G_k c_m(\vartheta_2 - \vartheta_1)] = \\ &= 1,15 \{0,584 [2490 \cdot 10^3 + 1,97 \cdot 10^3(125 - 20)] + 5,56 \cdot 0,712 \cdot 10^3(125 - 20)\} = \\ &= 2280 \cdot 10^3 \text{ Вт} \end{aligned}$$

Удельный расход теплоты:

$$q = Q/W = 2280/0,584 = 3900 \text{ кДж/кг влаги}$$

4. Расход сушильных газов:

$$L = \frac{Q}{c_r(t_1 - t_2)} = \frac{2280 \cdot 10^3}{1,05 \cdot 10^3(800 - 125)} = 3,22 \text{ кг/с}$$

Удельная теплоемкость газов c_r взята при средней температуре, равной $0,5(800 + 125) \approx 463^\circ\text{C}$

Удельный расход газов:

$$l = L/W = 3,22/0,584 = 5,5 \text{ кг/кг влаги}$$

5. Скорость газов.

Предварительно рассчитываем критическую скорость псевдоожижения для частиц среднего размера, пользуясь графиком $Lu = f(Ar)$ для температуры в слое, которую можно считать равной температуре уходящих газов, т.е. 125°C . Критерий Архимеда:

$$Ar = \frac{d^3 \rho_{\text{мат}} g}{\nu^2 \rho_r} = \frac{2,5^3 \cdot 10^{-12} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{2,47^3 \cdot 10^{-10} \cdot 0,885} = 5,67 \cdot 10^3$$

где ρ_r рассчитываем как для воздуха

$$\rho_r = 1,293 \frac{273}{273 + 125} = 0,885 \text{ кг/м}^3$$

$$\nu = 2,47 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$$

Критическое значение критерия Лященко: $Lu_{кр} = 10^{-4}$.

Критическая скорость псевдоожижения:

$$\omega_{кр} = \sqrt[3]{\frac{Lu_{кр} \nu g \rho_{\text{мат}}}{\rho_r}} = \sqrt[3]{\frac{10^{-4} \cdot 2,47 \cdot 10^{-5} \cdot 9,81 \cdot 2 \cdot 10^3}{0,885}} = 0,038 \text{ м/с}$$

Рабочее значение критерия Lu выбираем при порозности кипящего слоя $\varepsilon = 0,75$, так как для процессов сушки, идущих в первом периоде, интенсивность процесса тем выше, чем больше скорость газов.

При $\varepsilon = 0,75$ находим $Ly = 3,4 \cdot 10^{-1}$ (рис. 10.15). Тогда число псевдоожижения

$$K_w = \sqrt[3]{\frac{Ly}{Ly_{кр}}} = \sqrt[3]{\frac{3,4 \cdot 10^{-1}}{10^{-1}}} = 1,5$$

Скорость газов (считая на полное сечение решетки):

$$w = K_w w_{кр} = 0,038 \cdot 1,5 = 0,57 \text{ м/с}$$

Скорость газов непосредственно у решетки больше из-за более высокой температуры. Эта скорость равна

$$w_{реш} = w \frac{273 + t_1}{273 + t_2} = 0,57 \frac{273 + 800}{273 + 125} = 1,54 \text{ м/с}$$

Если площадь живого сечения решетки принять равной 10% от всей ее площади, то скорость газа в отверстиях решетки будет равна: $w_{отв} = 10 \cdot 1,54 = 15,4 \text{ м/с}$. Эта скорость достаточна для псевдоожиженного слоя не только с частицами наибольшего диаметра ($d_{макс} = 0,5 \text{ мм}$), но и с более крупными образованиями (комками), что видно из следующего расчета.

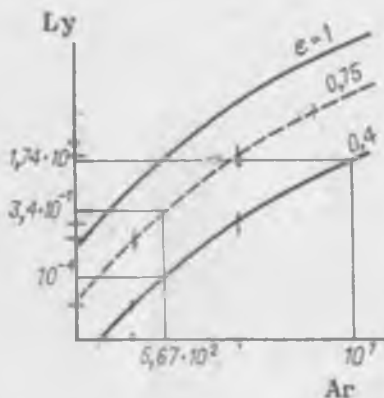


Рис. 10.15. Определение критерия Ly .

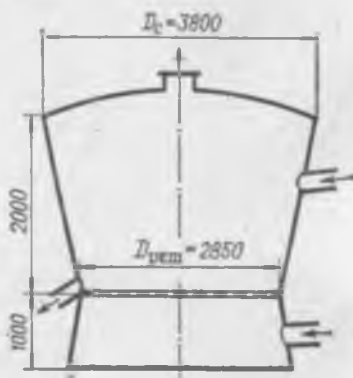


Рис. 10.16. Эскиз сушилки.

Если принять число псевдоожижения для укрупненных частиц небольшим, лишь достаточным для их перемещения (например, $K_w = 3$), то критическая скорость псевдоожижения для этих частиц будет

$$w_{кр(отв)} = w_{отв}/K_w = 15,4/3 = 5,13 \text{ м/с}$$

Тогда

$$Ly_{кр(отв)} = \frac{w_{кр(отв)}^3 \rho_r}{\nu g \rho_{мат}} = \frac{5,13^3 \cdot 0,33}{1,31 \cdot 10^{-4} \cdot 9,81 \cdot 2 \cdot 10^3} = 1,74 \cdot 10$$

где $\rho_r = 1,293 \frac{273}{273 + 800} = 0,33 \text{ кг/м}^3$; $\nu = 1,31 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$.

Значению $Ly_{кр} = 1,74 \cdot 10$ соответствует $Ar = 10^7$. Тогда диаметр укрупненных частиц (комков):

$$d_{ном} = \sqrt[3]{\frac{Ar \nu^2 \rho_r}{\rho_{мат} g}} = \sqrt[3]{\frac{10^7 \cdot 1,31^2 \cdot 10^{-8} \cdot 0,33}{2 \cdot 10^3 \cdot 9,81}} = 0,0143 \text{ м}$$

Таким образом, у отверстий решетки в состоянии перемещаться даже комки соли диаметром $\sim 14 \text{ мм}$.

6. Размер решетки.

Полную площадь решетки определим из выражения:

$$S_{\text{реш}} = \frac{L}{\rho_r w} = \frac{3,22}{0,885 \cdot 0,57} = 6,39 \text{ м}^2$$

Диаметр решетки:

$$D_{\text{реш}} = \sqrt{S_{\text{реш}}/0,785} = \sqrt{6,39/0,785} = 2,85 \text{ м}$$

7. Сепарационное пространство.

Высоту сепарационного пространства принимаем в 4 раза больше высоты кипящего слоя:

$$h_{\text{сеп}} = 4 \cdot 400 = 1600 \text{ мм}$$

Общая высота аппарата (над решеткой):

$$h + h_{\text{сеп}} = 400 + 1600 = 2000 \text{ мм}$$

Проверим, будут ли выноситься из аппарата наименьшие частицы соли (диаметр $\sim 0,1$ мм). Критерий Архимеда:

$$Ar = \frac{d^3 \rho_{\text{мат}} g}{\nu^2 \rho_r} = \frac{1 \cdot 10^{-12} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{2,47^2 \cdot 10^{-12} \cdot 0,885} = 3,64 \cdot 10$$

Критерий Лященко, соответствующий уносу частиц, будет равен $Ly_{\text{лит}} = 0,15$, а скорость витания частиц диаметром 0,1 мм:

$$w_{\text{лит}} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{\text{лит}} \nu \rho_{\text{мат}} g}{\rho_r}} = \sqrt[3]{\frac{0,15 \cdot 2,47 \cdot 10^{-5} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,885}} = 0,435 \text{ м/с}$$

Действительная скорость газа в сепарационном пространстве для аппарата с вертикальными стенками:

$$w = \frac{L + W}{\rho_r S_{\text{реш}}} = \frac{(3,22 + 0,584) (273 + 125)}{1,293 \cdot 273 \cdot 6,39} = 0,672 \text{ м/с}$$

(с некоторой погрешностью плотность отходящих газов здесь рассчитана как для воздуха).

Таким образом, аппарат с вертикальными стенками не обеспечит осаждения в сепарационном пространстве частиц соли диаметром 0,1 мм. Для того чтобы обеспечить их осаждение, сечение сепарационного пространства следует расширить до значения

$$S_{\text{сеп}} = 1,1 S_{\text{реш}} \frac{w}{w_{\text{лит}}} = 1,1 \cdot 6,39 \frac{0,672}{0,435} = 11 \text{ м}^2$$

Здесь коэффициент 1,1 вводится для некоторого снижения скорости потока по сравнению со скоростью витания, необходимого для обеспечения осаждения частиц.

Диаметр сепарационного пространства при этом будет равен

$$D_{\text{сеп}} = \sqrt{11/0,785} \approx 3,8 \text{ м}$$

Эскиз сушилки дан на рис. 10.16.

ПРИМЕР РАСЧЕТА ВАЛЬЦОВОЙ СУШИЛКИ

Определить основные размеры двухвальцово́й сушилки для сушки пасты углекислого никеля производительностью 90 кг/ч пасты. Начальная влажность 75%, конечная 10% (на общую массу). Сушилка обогревается глухим паром ($P_{\text{ос}} = 1 \text{ кгс/см}^2$). Толщина слоя материала ~ 1 мм. Толщина стенки чугунного вальца 10 мм. Над поверхностью материала продувается воздух со скоростью 1,5 м/с. Температура воздуха 40 °C, $\varphi = 40\%$.

Решение. Расчет сушилки можно сделать через коэффициент теплопередачи от пара к воздуху. Процесс передачи теплоты в вальцовой сушилке происходит следующим образом: от конденсирующегося пара теплота передается стенке барабана, а от него — высушиваемому материалу. Влага, испаряющаяся на материале, диффундирует в воздух, унося с собой соответствующее количество теплоты. Можно подсчитать количество диффундирующей влаги и, исходя из этого количества, определить эквивалентный коэффициент теплоотдачи.

Примем коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара к стенке барабана $\alpha = 9280 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$. Коэффициент теплопроводности чугуна $\lambda_{\text{ч}} = 46,4 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$, средний коэффициент теплопроводности высушиваемого материала $\lambda_{\text{мат}} = 0,8 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$.

Эквивалентный коэффициент теплоотдачи при испарении влаги определяем из следующего уравнения:

$$\alpha_{\text{исп}} = \frac{q_{\text{исп}}}{\Delta t} = \frac{Gr}{\vartheta_{\text{мат}} - t_{\text{возд}}}$$

где r — удельная теплота парообразования, Дж/кг.

Так как по уравнению (10.25) удельный расход испаряемой влаги G [в кг/(м²·ч)] равен

$$G = 0,04075 \omega^{0,8} \Delta p$$

то коэффициент теплоотдачи $\alpha_{\text{исп}}$ [в Вт/(м²·К)] может быть рассчитан по уравнению:

$$\alpha_{\text{исп}} = \frac{0,04075 \omega^{0,8} \Delta p r}{\Delta t \cdot 3600}$$

Зададимся (с последующей проверкой) температурой наружной поверхности материала $\vartheta_{\text{мат}} = 80^\circ \text{C}$ (допустимая температура для углекислого никеля не выше 85°C). Давление насыщенного водяного пара при 80°C $P_{\text{нас}} = 355 \text{ мм рт. ст.}$; парциальное давление водяного пара $p_{\text{в}}$ в воздухе при $t = 40^\circ \text{C}$ и $\phi = 0,4$ составляет $22,4 \text{ мм рт. ст.}$ Удельная теплота парообразования воды при атмосферном давлении $r = 2264 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$.

Следовательно, эквивалентный коэффициент теплоотдачи при испарении:

$$\alpha_{\text{исп}} = \frac{0,04075 \cdot 1,5^{0,8} (355 - 22,4) 2264 \cdot 10^3}{(80 - 40) 3600} = 294 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплопередачи от конденсирующегося пара к воздуху:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{9280} + \frac{0,01}{46,4} + \frac{0,001}{0,8} + \frac{1}{294}} = 203 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K (t_{\text{пара}} - t_{\text{возд}}) = 203 (100 - 40) = 12180 \text{ Вт/м}^2$$

Проверим принятую выше температуру поверхности материала $\vartheta_{\text{мат}}$ по уравнению:

$$\Delta t = q / \alpha_{\text{исп}} = 12180 / 294 = 41,4^\circ \text{C} = 41,4 \text{ К}$$

Температура поверхности материала:

$$\vartheta_{\text{мат}} = t_{\text{возд}} + \Delta t = 40 + 41,4 = 81,4^\circ \text{C}$$

что близко к принятой.

Расход воды, испаряемой в сушилке:

$$W = G \frac{u_{\text{к}} - u_{\text{н}}}{100 - u_{\text{к}}} = 90 \frac{75 - 10}{100 - 10} = 65 \text{ кг/ч}$$

Расход теплоты на подогрев материала и на испарение влаги:

$$Q = \frac{90 \cdot 3,46 \cdot 10^3 (81,4 - 15) + 65 \cdot 2264 \cdot 10^3}{3600} = 46\,500 \text{ Вт}$$

Необходимая площадь поверхности нагрева вальцово́й сушилки:

$$F = \frac{Q}{q} = \frac{46\,500}{12180 \cdot 0,75} = 5,38 \text{ м}^2$$

где 0,75 — коэффициент, учитывающий фактическую поверхность соприкосновения материала с греющей поверхностью вальцов.

По нормальям ближайшая двухвальцовая сушилка имеет $F = 5,2 \text{ м}^2$ (диаметр вальцов 600 мм, длина 1400 мм). Эту сушилку мы и выбираем, хотя площадь ее поверхности нагрева немного меньше, чем требуется по расчету. Для обеспечения заданной производительности потребуется несколько увеличить давление греющего пара, что легко отрегулировать на практике.

Тепловые потери сушилки должны быть учтены при определении расхода греющего пара.

Пример расчета камерной сушилки с рециркуляцией воздуха — см. седьмое издание этой книги, 1970 г.

Примеры расчета барабанной сушилки и вакуум-сушильного шкафа — см. шестое издание этой книги, 1964 г.

УМЕРЕННОЕ
И ГЛУБОКОЕ ОХЛАЖДЕНИЕОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ
И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. Для холодильного (обратного) цикла Карно 1—2—3—4, состоящего из двух изотермических и двух изоэнтропических процессов (рис. 11.1), холодильный коэффициент:

$$\epsilon_k = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{L_k - L_d} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{T_0}{T - T_0} \quad (11.1)$$

Здесь Q_0 — холодопроизводительность — расход теплоты, получаемой холодильным агентом (рабочим веществом) от охлаждаемой среды при температуре T_0 , Вт; Q — расход теплоты, отдаваемой хладагентом воде при температуре T , Вт; L_k — мощность, затрачиваемая в компрессоре при изоэнтропическом сжатии пара рабочего вещества, Вт; L_d — мощность, получаемая при изоэнтропическом расширении хладагента в детандере, Вт; $L = L_k - L_d = Q - Q_0$ — теоретическая мощность, затрачиваемая в цикле, Вт.

Как следует из формул (11.1), ϵ_k теоретически зависит только от значений температуры T и T_0 и не зависит от природы хладагента.

2. Для реального влажного цикла паровой компрессионной холодильной установки 1—2—3—4' (рис. 11.2) холодильный коэффициент:

$$\epsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{i_1 - i_4'}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_3}{i_2 - i_1} \quad (11.2)$$

где L — мощность, затрачиваемая компрессором при сжатии пара хладагента, Вт; i_1, i_2, i_3, i_4' — удельные энтальпии хладагента в соответствующих точках цикла (рис. 11.2), Дж/кг. Остальные обозначения — см. формулу (11.1).

3. Для сухого цикла одноступенчатой паровой компрессионной холодильной установки (рис. 11.3):

а) без переохлаждения жидкого хладагента (процесс 1—2—3—4—4')

$$\epsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{i_1 - i_4'}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_3}{i_2 - i_1} \quad (11.3)$$

б) с переохлаждением жидкого хладагента (процесс 1—2—3—4—5—6)

$$\epsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{i_1 - i_6}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_3}{i_2 - i_1} \quad (11.4)$$

В последней формуле: ε — холодильный коэффициент; $Q_0 = \sqrt{G(i_1 - i_5)}$ — холодопроизводительность установки, Вт; $L = Q - Q_0 = G(i_2 - i_1)$ — теоретическая мощность, затрачиваемая компрессором, Вт; $Q = G(i_2 - i_5)$ — расход теплоты, отдаваемой хладагентом воде в конденсаторе (включая переохлаждение жидкого хладагента), Вт; G — расход хладагента в цикле, кг/с; $i_1, i_2, \dots$ — удельные энтальпии хладагента в соответствующих точках цикла, Дж/кг.

На рис. 11.4 сухой цикл одноступенчатой компрессионной холодильной установки изображен в координатах $p-i$.

4. Действительная мощность N (в кВт), расходуемая компрессионной холодильной установкой:

$$N = \frac{L}{1000\eta} \quad (11.5)$$

где η — общий к. п. д., равный

$$\eta = \eta_i \eta_{\text{мех}} \eta_{\text{п}} \eta_{\text{д}} \quad (11.6)$$

η_i — индикаторный к. п. д. компрессора, которым учитывается отличие действительного рабочего процесса от теоретического (изоэнтропического) [величина η_i зависит от степени сжатия холодильного агента, т. е. от отношения давления конденсации p к дав-

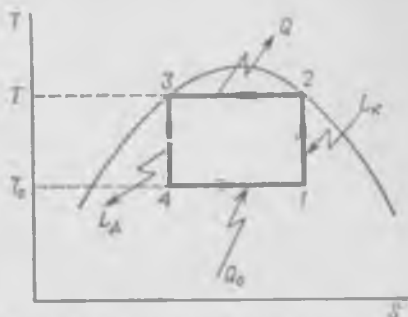


Рис. 11.1. Холодильный цикл Карно.

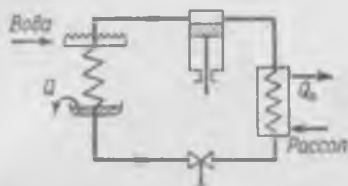
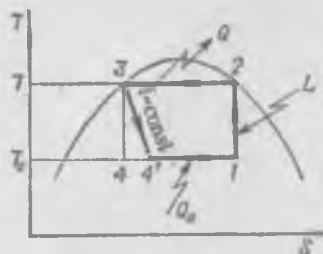


Рис. 11.3. Влажный цикл.



лению испарения p_0 ; ориентировочные значения η_i для аммиачных компрессоров приведены на рис. 11.5]; $\eta_{\text{мех}}$ — механический к. п. д. компрессора, учитывающий потери, вызываемые трением; $\eta_{\text{п}}$ — к. п. д. передачи; $\eta_{\text{д}}$ — к. п. д. двигателя компрессора.

При приближенных расчетах обычно принимают:

$$\eta_{\text{мех}} = 0,8 \div 0,9; \quad \eta_{\text{п}} = \eta_{\text{д}} = 0,95$$

5. Холодопроизводительность компрессора Q_0 (в Вт):

$$Q_0 = \lambda V_r q_0 \quad (11.7)$$

где λ — коэффициент подачи компрессора — отношение действительного секундного объема пара, всасываемого компрессором, к геометрическому объему V_r (в $\text{м}^3/\text{с}$), описываемому поршнем

(для аммиачных компрессоров можно пользоваться значениями коэффициента подачи λ , приведенными на рис. 11.5, в зависимости от отношения давления в конденсаторе p к давлению

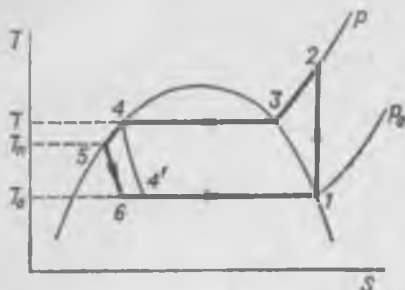


Рис. 11.3. Сухой цикл.

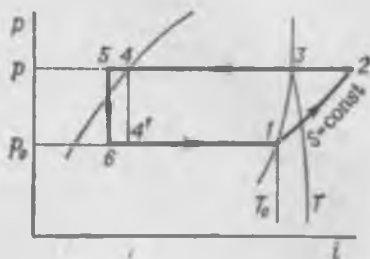


Рис. 11.4. Сухой цикл в координатах $p-l$

в испарителе p_0); q_v — объемная холодопроизводительность (в Дж/м³) холодильного агента, равная

$$q_v = \rho_1 (i_1 - i_6) \quad (11.8)$$

i_1 и i_5 — удельные энтальпии холодильного агента на выходе из испарителя и на входе в него (см. рис. 11.3 или 11.4), Дж/кг; ρ_1 — плотность пара, всасываемого компрессором, кг/м³.

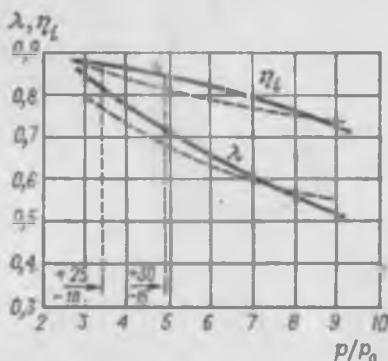


Рис. 11.5. Значения коэффициентов η_l и λ для вертикальных прямоточных аммиачных компрессоров (—) и для горизонтальных аммиачных компрессоров двойного действия (---).

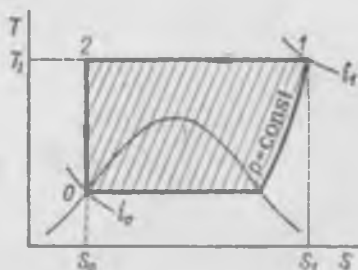


Рис. 11.6. Идеальный процесс сжатия газа.

6. При пересчете холодопроизводительности Q_0 компрессора на другие условия (Q'_0) при неизменной частоте вращения пользуются формулой:

$$\frac{Q_0}{Q'_0} = \frac{q_v \lambda}{q'_v \lambda'} \quad (11.9)$$

Нормальными условиями работы паровой компрессионной холодильной установки при одноступенчатом сжатии считаются:

температура испарения -10°C , температура конденсации 25°C , температура переохлаждения жидкого хладагента 15°C .

7. Минимальная работа, необходимая для ожижения 1 кг газа при идеальном процессе сжижения (рис. 11.6):

$$L_{\text{мин}} = T_1 (S_1 - S_0) - (i_1 - i_0) \quad (11.10)$$

где T_1 , S_1 и i_1 — температура, удельные энтропия и энтальпия газа в начальном состоянии (точка 1); S_0 и i_0 — удельные энтропия и энтальпия жидкости (точка 0).

Хотя практически идеальный процесс сжижения неосуществим, но $L_{\text{мин}}$ имеет значение как масштаб, с которым сравнивают реальные циклы.

8. Ожижение воздуха с расширением его без отдачи внешней работы — дросселированием (цикл Линде).

а) Простой регенеративный цикл — см. стр. 462.

Удельная холодопроизводительность цикла q (в Дж/кг):

$$q = i_1 - i_3 \quad (11.11)$$

где i_1 , i_3 — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в теплообменник, Дж/кг.

Ожижаемая доля воздуха:

$$y = \frac{q - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} = \frac{(i_1 - i_3) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} \quad (11.12)$$

где i_0 — удельная энтальпия жидкого воздуха (при давлении расширенного воздуха), Дж/кг; $q_{\text{пот}}$ — суммарные потери холода, отнесенные к 1 кг перерабатываемого воздуха.

б) Цикл с предварительным (аммиачным) охлаждением.

Удельная холодопроизводительность цикла q' (в Дж/кг):

$$q' = i'_1 - i'_3 \quad (11.13)$$

где i'_1 и i'_3 — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в основной теплообменник после аммиачного холодильника, Дж/кг.

Ожижаемая доля воздуха:

$$y = \frac{q' - q_{\text{пот}}}{i'_1 - i_3} = \frac{(i'_1 - i'_3) - q_{\text{пот}}}{i'_1 - i_3} \quad (11.14)$$

Удельное количество теплоты q_a (в Дж/кг), передаваемой в аммиачном теплообменнике (считая на 1 кг сжатого воздуха)

$$q_a = q' - q + y(i_1 - i'_1) \quad (11.15)$$

где q' — удельная холодопроизводительность цикла [формула (11.13)]; q — удельная холодопроизводительность цикла в случае отсутствия предварительного аммиачного охлаждения [формула (11.11)]; i_1 и i'_1 — см. формулы (11.11) и (11.13).

в) Цикл с циркуляцией воздуха под давлением — см. стр. 464.

Удельная холодопроизводительность цикла q (в Дж/кг):

$$q = (i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2) \quad (11.16)$$

где i_1, i_2, i_3 — удельные энтальпии расширенного воздуха, сжатого воздуха среднего давления и сжатого воздуха высокого давления соответственно при температуре входа в основной теплообменник, Дж/кг; M — доля воздуха, дросселируемого до низкого давления (обычно 0,2—0,4).

Ожижаемая доля воздуха:

$$y = \frac{(i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} \quad (11.17)$$

Обозначения те же, что и в формуле (11.12).

9. Ожижение воздуха при расширении его с отдачей внешней работы в детандере.

а) Цикл среднего давления (Клода) — см. стр. 466.

Удельная холодопроизводительность цикла q (в Дж/кг):

$$q = (i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4) \quad (11.18)$$

где i_1, i_2 — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в основной теплообменник, Дж/кг; i_3, i_4 — удельные энтальпии сжатого воздуха при входе в детандер и при выходе из него, Дж/кг; M — доля воздуха, направляемого в детандер (обычно принимают $M = 0,8$).

Для воздуха, расширяющегося в детандере, в этом цикле обычно принимают:

$$i_3 - i_4 = 0,65 \Delta i_{\text{из}} = 0,65 (i_3 - i_5)$$

где $\Delta i_{\text{из}}$ — изменение удельной энтальпии воздуха при изэнтропическом процессе; i_5 — удельная энтальпия воздуха при давлении после детандера и при той же энтропии, что и i_3 , Дж/кг.

Ожижаемая доля воздуха:

$$y = \frac{(i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} \quad (11.19)$$

Обозначения те же, что и в формуле (11.18).

б) Цикл высокого давления (Гейландта) — см. стр. 467.

Удельная холодопроизводительность цикла q (в Дж/кг):

$$q = (i_1 - i_3) + M(i_2 - i_4) \quad (11.20)$$

где i_1, i_3 — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в основной теплообменник и в детандер, Дж/кг; i_2, i_4 — удельная энтальпия воздуха по выходе из детандера, Дж/кг; M — доля воздуха, направляемого в детандер (обычно принимают $M = 0,45 \div 0,5$).

В этом цикле можно принять для воздуха, расширяющегося в детандере:

$$i_2 - i_4 = 0,75 \Delta i_{\text{из}} = 0,75 (i_2 - i_5)$$

Ожижаемая доля воздуха:

$$\mu = \frac{(i_1 - i_3) + M(i_3 - i_4) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} \quad (11.21)$$

в) Цикл низкого давления с турбодетандером (Капицы) — см. стр. 470.

Ожижаемая доля воздуха:

$$\mu = \frac{(i_1 - i_2) + (1 - a\mu)(i_3 - i_4) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} \quad (11.22)$$

где i_1, i_2 — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в основной теплообменник, Дж/кг; i_3, i_4 — удельные энтальпии сжатого воздуха перед турбодетандером и после него, Дж/кг; a — коэффициент, учитывающий испарение при дросселировании жидкости от давления конденсации до атмосферного давления (при давлении конденсации $p_{\text{абс}} = 5,89 \cdot 10^5 \text{ Па} = 6 \text{ кгс/см}^2$ $a = 1,25$).

Можно принять для воздуха, расширяющегося в турбодетандере:

$$i_4 - i_3 = 0,8 \Delta i_{\text{нз}} = 0,8 (i_3 - i_5) \quad (11.23)$$

где i_5 — удельная энтальпия воздуха при давлении после детандера и при той же энтропии, что и i_3 , Дж/кг.

10. Потери холода $q_{\text{пот}}$ складываются из двух слагаемых:

$$q_{\text{пот}} = q_{\text{нел}} + q_{0,с} \quad (11.24)$$

Потери холода от недорекуперации (в Дж/кг):

$$q_{\text{нел}} = c_p \Delta t \quad (11.25)$$

где c_p — удельная теплоемкость газа при температуре выхода из теплообменника, Дж/(кг·К); Δt — разность температур сжатого воздуха, входящего в теплообменник, и расширенного воздуха, выходящего из теплообменника, К.

Потери холода в окружающую среду (через изоляцию) $q_{0,с}$ составляют обычно 4—12 кДж на 1 м³ (при нормальных условиях) перерабатываемого воздуха.

ПРИМЕРЫ

Пример 11.1. Определить холодильный коэффициент компрессионной холодильной установки, работающей по циклу Карно, если температура в испарителе —23 °С, а в конденсаторе 27 °С.

Решение. По формуле (11.1) получаем:

$$\epsilon_c = \frac{T_1}{T - T_1} = \frac{273 - 23}{(273 + 27) - (273 - 23)} = 5$$

Пример 11.2. Вычислить теоретическую мощность, затрачиваемую холодильной установкой, работающей по циклу Карно и отводящей в 1 с 17 400 Дж при —19 °С (температура испарения). Температура конденсации 15 °С.

Решение. Холодильный коэффициент:

$$\epsilon_k = \frac{T_0}{T - T_0} = \frac{254}{268 - 254} = 7,5$$

Теоретическая мощность:

$$N_T = \frac{L}{1000} = \frac{Q_0}{\epsilon_k \cdot 10^3} = \frac{17\,400}{7,5 \cdot 10^3} = 2,32 \text{ кВт}$$

Пример 11.3. Найти минимальную (для цикла Карно) теоретическую мощность компрессора аммиачной холодильной установки и расход воды в конденсаторе при выработке в 1 ч 500 кг льда из воды, имеющей температуру 0°C. Аммиак кипит при -7°C, а конденсируется при 20°C. Вода в конденсаторе нагревается от 10 до 15°C.

Решение. Теплота, выделяющаяся при замерзании воды:

$$Q_0 = \frac{500 \cdot 339,1 \cdot 1000}{3600} = 47\,100 \text{ Вт}$$

где $339,1 \cdot 10^3$ Дж/кг — удельная теплота замерзания воды.

Мощность компрессора (за вычетом работы изоэнтروпического расширения):

$$L = \frac{Q_0}{\epsilon_k} = \frac{T - T_0}{T_0} Q_0 = \frac{293 - 266}{266} 47\,100 = 4780 \text{ Вт}$$

Расход теплоты, отводимой водой в конденсаторе:

$$Q = Q_0 + L = 47\,100 + 4780 = 51\,880 \text{ Вт} = 51,9 \text{ кВт}$$

Расход воды:

$$\frac{51\,880}{(15 - 10) 4,187 \cdot 1000} = 2,478 \text{ кг/с}$$

Пример 11.4. Определить для углекислотной холодильной установки, работающей по влажному циклу, удельную холодопроизводительность хладагента, холодильный коэффициент, количество отводимой в конденсаторе теплоты, количество циркулирующего хладагента и теоретическую расходуемую

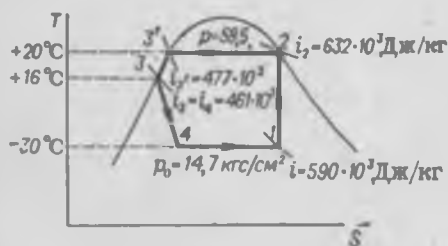


Рис. 11.7 (к примеру 11.4).

мощность, если температура испарения -30°C, температура конденсации 20°C, температура переохлаждения 16°C. Требуемая холодопроизводительность установки 58 150 Вт.

На рис. 11.7 показан цикл в координатах $T-S$. Значения удельных энтальпий определены с помощью диаграммы $T-S$ для двуокиси углерода (рис. XXVII). Линия 1-2 — сжатие в компрессоре, 2-3 — конденсация, 3'-3 — переохлаждение жидкого хладагента, 3-4 — дросселирование, 4-1 — испарение.

Решение Удельная холодопроизводительность хладагента:
 $q_0 = i_1 - i_4 = 590 \cdot 10^3 - 461 \cdot 10^3 = 129 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$

Холодильный коэффициент:

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1} = \frac{(590 - 461) \cdot 10^3}{(632 - 590) \cdot 10^3} = 3,1$$

Количество отводимой в конденсаторе теплоты на 1 кг циркулирующей двуокиси углерода:

$$q = i_2 - i_3 = 632 \cdot 10^3 - 461 \cdot 10^3 = 171 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Расход хладагента, циркулирующего в цикле:

$$G = \frac{Q_0}{q_0} = \frac{58 \cdot 150}{129 \cdot 10^3} = 0,448 \text{ кг/с}$$

Расход теплоты, отводимой в конденсаторе:

$$Q = 171 \cdot 10^3 \cdot 0,448 = 76 \cdot 900 \text{ Вт} = 76,9 \text{ кВт}$$

Необходимая теоретическая мощность:

$$N_T = G (i_2 - i_1) = 0,448 (632 \cdot 10^3 - 590 \cdot 10^3) = \\ = 0,448 \cdot 42 \cdot 10^3 = 18 \cdot 700 \text{ Вт} = 18,7 \text{ кВт}$$

Пример 11.5. Определить коэффициент подачи аммиачного компрессора простого действия, имеющего ход поршня 0,32 м, диаметр цилиндра 0,25 м и частоту вращения 180 об/мин. Цикл сухой, без переохлаждения. Температура испарения -10°C , температура конденсации 30°C , холодопроизводительность 93 000 Вт.

Решение. Удельная холодопроизводительность аммиака:

$$q_0 = i_1 - i_4 = (1430 - 324) \cdot 10^3 = 1106 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Удельные энтальпии определены по диаграмме $T-S$ для аммиака (рис. XXVI).

Объемная холодопроизводительность аммиака:

$$q_v = q_0 \rho_1 = 1106 \cdot 2,39 \cdot 10^3 = 2640 \cdot 10^3 \text{ Дж/м}^3$$

где $\rho_1 = 2,39 \text{ кг/м}^3$ — плотность засасываемого компрессором пара (табл. XLVIII).

Объем, описываемый поршнем:

$$V_T = \frac{\pi D^2}{4} s \frac{n}{60} = \frac{3,14 \cdot 0,25^2}{4} \frac{0,32}{60} \frac{180}{60} = 0,047 \text{ м}^3/\text{с}$$

Коэффициент подачи по формуле (11.7):

$$\lambda = \frac{Q_0}{V_T q_v} = \frac{93 \cdot 000}{0,047 \cdot 2640 \cdot 10^3} = 0,745$$

Пример 11.6. Аммиачный компрессор марки 3-AB (вертикальный) имеет холодопроизводительность $Q_0 = 174 \cdot 000 \text{ Вт}$ при нормальных условиях. Какова будет холодопроизводительность этого компрессора, если он будет работать при температуре испарения -25°C , температуре конденсации 30°C и температуре переохлаждения 25°C ?

Решение. Для определения холодопроизводительности при рабочих условиях воспользуемся формулой (11.9):

$$Q'_0 = Q_0 \frac{q'_0 \lambda'}{q_0 \lambda}$$

Как следует из этой формулы, для пересчета холодопроизводительности компрессора необходимо определить q_0 , q'_0 , λ и λ' .

Исходя из определения нормальных условий работы ($t_{\text{исп}} = -10^\circ\text{C}$, $t_{\text{конд}} = 25^\circ\text{C}$, $t_0 = 15^\circ\text{C}$), находим с помощью диаграммы $T-S$ (рис. XXVI) и табл. XLVIII:

$$q_0 = q_{0p} = (i_1 - i_4) p = (1430 \cdot 10^3 - 251 \cdot 10^3) 2,39 = 2830 \cdot 10^3 \text{ Дж/м}^3$$

Аналогично находим q'_0 :

$$q'_0 = (i'_1 - i'_4) p' = (1410 \cdot 10^3 - 299 \cdot 10^3) 1,297 = 1440 \cdot 10^3 \text{ Дж/м}^3$$

Для определения λ находим отношение давлений конденсации и испарения при нормальных условиях, т. е. отношение давления p , соответствующего температуре конденсации 25°C , и давления p_0 , соответствующего температуре испарения -10°C (табл. XLVIII):

$$p/p_0 = 1004/281 = 3,45$$

Для этого отношения давлений $\lambda = 0,82$ (см. рис. 11.5).

Аналогично определяем λ' , исходя из заданных рабочих условий. Находим отношение давления p , соответствующего температуре конденсации 30°C , и давления p_0 , соответствующего температуре испарения -25°C :

$$p/p_0 = 1167/152 = 7,7$$

Для этого отношения давлений $\lambda' = 0,57$ (см. рис. 11.5).

Рабочая холодопроизводительность компрессора:

$$Q'_0 = Q_0 \frac{q'_0 \lambda'}{q_0 \lambda} = 174000 \frac{1440 \cdot 10^3 \cdot 0,57}{2830 \cdot 10^3 \cdot 0,82} = 62\,000 \text{ Вт} = 62 \text{ кВт}$$

Пример 11.7. Определить размеры цилиндра, а также действительную расходуюмую мощность для одноступенчатого аммиачного компрессора простого действия, работающего на сухом ходу. Требуемая холодопроизводительность 290 000 Вт при температуре испарения -20°C . Температура конденсации 25°C , температура переохлаждения 20°C . Определить также холодильный коэффициент установки.

На рис. 11.8 показан цикл, соответствующий заданным условиям, в координатах $T-S$. Линия 1—2—сжатие в компрессоре, 2—3'—охлаждение перегретого пара и конденсация, 3'—3—переохлаждение жидкости, 3—4—дресселирование, 4—1—испарение.

Решение. Значения удельных энтальпий аммиака в различных точках цикла находим на диаграмме $T-S$ (рис. XXVI).

Удельная холодопроизводительность аммиака:

$$q_0 = i_1 - i_4 = (1420 - 276) 10^3 = 1144 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Расход циркулирующего аммиака:

$$G = \frac{Q_0}{q_0} = \frac{290\,000}{1144 \cdot 10^3} = 0,254 \text{ кг/с}$$

Объемная холодопроизводительность аммиака:

$$q_v = q_0 \rho_1 = 1144 \cdot 10^3 \cdot 1,6 = 1830 \cdot 10^3 \text{ Дж/м}^3$$

где $\rho_1 = 1,6 \text{ кг/м}^3$ — плотность засасываемого компрессором пара (табл. XLVIII).

Объем, описанный поршнем в 1 с:

$$V_r = \frac{Q_0}{q_v \lambda} = \frac{290\,000}{1830 \cdot 10^3 \cdot 0,7} = 0,227 \text{ м}^3/\text{с}$$

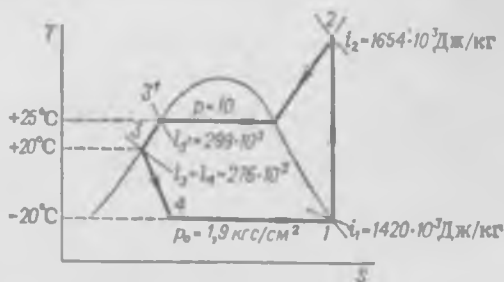


Рис. 11.8 (к примеру 11.7).

Отношение $p/p_0 = 10/1,9 = 5,3$. По рис. 11.5 находим $\lambda = 0,7$.

Если принять частоту вращения $n = 210 \text{ об/мин}$, то объем цилиндра:

$$V = 0,227 \cdot 60/210 = 0,065 \text{ м}^3$$

Обычно отношение хода поршня s к диаметру D составляет $s/D = 1,1 \div 1,3$. Примем это отношение равным 1,2. Тогда

$$0,065 = \frac{\pi D^2}{4} 1,2 D$$

откуда $D = 0,41 \text{ м} = 410 \text{ мм}$; $s = 410 \cdot 1,2 = 490 \text{ мм}$.

Теоретическая мощность компрессора:

$$N_T = G (h_2 - h_1) = 0,254 (1654 - 1420) 10^3 = 59,5 \cdot 10^3 \text{ Вт} = 59,5 \text{ кВт}$$

Действительная расходуемая мощность:

$$N = N_T/\eta = 59,5/0,643 = 92,5 \text{ кВт}$$

Здесь η — общий к. п. д., равный по формуле (11.6)

$$\eta = \eta_i \eta_{\text{мех}} \eta_n \eta_d$$

Значение индикаторного к. п. д. η_i при $p/p_0 = 5,3$ находим по рис. 11.5. Для этого отношения давлений $\eta_i = 0,84$.

Принимаем: $\eta_{\text{мех}} = 0,85$; $\eta_n = 0,95$; $\eta_d = 0,95$. Тогда

$$\eta = 0,84 \cdot 0,85 \cdot 0,95 \cdot 0,95 = 0,643$$

Холодильный коэффициент:

$$\epsilon = \frac{q_0}{h_2 - h_1} = \frac{1144 \cdot 10^3}{(1654 - 1420) 10^3} = 4,88$$

Пример 11.8. Определить по условиям предыдущего примера количество воды, подаваемой в конденсатор, и поверхность теплопередачи конденсатора (включая переохлаждение жидкого

аммиака), если начальная температура воды 15°C , конечная 21°C , коэффициент теплопередачи для зоны конденсации (включая охлаждение перегретого пара) $K' = 2330 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, а для зоны переохлаждения жидкого аммиака $K'' = 465 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Решение. Расход теплоты, передаваемой в конденсаторе, определяем по формуле:

$$Q = G (i_2 - i_3) = 0,254 (1654 - 276) 10^3 = 350 \cdot 10^3 \text{ Вт} = 350 \text{ кВт}$$

Расход теплоты, передаваемой в зоне охлаждения перегретого пара и конденсации:

$$Q' = G (i_2 - i'_3) = 0,254 (1654 - 299) 10^3 = 344 \cdot 10^3 \text{ Вт} = 344 \text{ кВт}$$

Расход теплоты, передаваемой в зоне переохлаждения жидкого аммиака:

$$Q'' = (350 - 344,0) 10^3 = 6 \cdot 10^3 \text{ Вт} = 6 \text{ кВт}$$

Расход воды, подаваемой в конденсатор:

$$G_w = \frac{Q}{(t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) c_w} = \frac{350 \cdot 10^3}{(21 - 15) 4,19 \cdot 10^3} = 13,9 \text{ кг/с}$$

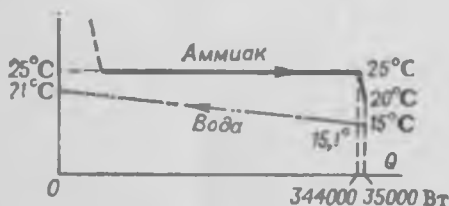


Рис. 11.9. (к примеру 11.8).

Температура воды после зоны переохлаждения жидкого аммиака:

$$t = 15 + \frac{6 \cdot 10^3}{13,9 \cdot 4,19 \cdot 10^3} = 15,1^\circ\text{C}$$

Средняя разность температур в зоне конденсации без учета температуры перегрева аммиака (рис. 11.9):

$$\Delta t'_{\text{ср}} = \frac{(25 - 15,1) - (25 - 21)}{2,3 \lg \frac{25 - 15,1}{25 - 21}} = 6,5^\circ\text{C} = 6,5 \text{ К}$$

Средняя разность температур в зоне переохлаждения жидкого аммиака:

$$\Delta t''_{\text{ср}} = \frac{(25 - 15,1) + (20 - 15)}{2} = 7,4^\circ\text{C} = 7,4 \text{ К}$$

Площадь поверхности теплопередачи в зоне конденсации:

$$F' = \frac{Q'}{K' \Delta t'_{\text{ср}}} = \frac{344 \cdot 10^3}{2330 \cdot 6,5} = 22,8 \text{ м}^2$$

Площадь поверхности теплоотдачи в зоне переохлаждения:

$$F'' = \frac{Q''}{K'' \Delta t''_{\text{ср}}} = \frac{6 \cdot 10^3}{465 \cdot 7,45} = 1,68 \text{ м}^2$$

Общая площадь поверхности конденсатора:

$$F = F' + F'' = 22,8 + 1,68 = 24,5 \text{ м}^2$$

Удельная тепловая нагрузка (съем теплоты с 1 м² теплопередающей поверхности):

$$q_F = 350 \cdot 10^3 / 24,5 = 14,3 \cdot 10^3 \text{ Вт/м}^2$$

Пример 11.9. В воздухе содержится 5,8% (об.) пара четыреххлористого углерода. Если охлаждать эту газовую смесь под атмосферным давлением (760 мм рт. ст.), то при какой температуре начнется конденсация четыреххлористого углерода? Определить также, до какого давления необходимо сжать газовую смесь, чтобы при последующем охлаждении ее при постоянном давлении до 30 °С сконденсировалось 75% от содержащегося в воздухе четыреххлористого углерода.

Решение. Конденсация четыреххлористого углерода из газовой смеси начнется тогда, когда его парциальное давление в смеси станет равным давлению насыщенного пара.

Парциальное давление четыреххлористого углерода в газовой смеси:

$$p = y\Pi = 0,058 \cdot 760 = 44 \text{ мм рт. ст.}$$

По диаграмме зависимости давления насыщенного пара четыреххлористого углерода от температуры (рис. XXIV) находим, что давлению 44 мм рт. ст. соответствует температура 8 °С, при которой, следовательно, и начнется конденсация четыреххлористого углерода.

Определим давление Π , до которого надо сжать исходную газовую смесь, чтобы после охлаждения до 30 °С сконденсировалось 75% четыреххлористого углерода.

Из 5,8 моль четыреххлористого углерода, содержащихся в 100 моль исходной смеси, по условию должно остаться в газовой фазе после конденсации $5,8 \cdot 0,25 = 1,45$ моль. Общее число молей в газовой смеси после конденсации:

$$(100 - 5,8) + 1,45 = 95,65$$

Парциальное давление четыреххлористого углерода в газовой фазе над жидкостью равняется его давлению насыщенного пара при 30 °С и составляет 145 мм рт. ст. (рис. XXIV).

Общее давление смеси Π найдем из пропорции:

$$1,45 - 145$$

$$95,65 - \Pi$$

откуда

$$\Pi = \frac{95,65 \cdot 145}{1,45} = 9565 \text{ мм рт. ст.} = 13 \text{ кгс/см}^2 = 1,275 \text{ МПа}$$

Пример 11.10. Определить по диаграмме $T-S$ (рис. XXIX) процент образовавшегося жидкого воздуха после дросселирования сжатого воздуха с 80 кгс/см² и 140 К до 1 кгс/см².

Решение. Находим точку пересечения изобары 80 кгс/см^2 с изотермой 140 К и от этой точки по линии $i = \text{const}$ опускаемся до пересечения с изобарой 1 кгс/см^2 . Беря отношение участка, лежащего на изобаре 1 кгс/см^2 справа от найденной точки до пограничной линии пара, ко всему отрезку между линией жидкости и линией пара при $p = 1 \text{ кгс/см}^2$, получаем, что жидкости в образовавшейся парожидкостной смеси содержится 33%.

Пример 11.11. Определить, какое количество теплоты необходимо отнять от 1 кг воздуха для сжижения его при атмосферном давлении и какую для этого необходимо затратить теоретически минимальную работу. Начальная температура воздуха 290 К .

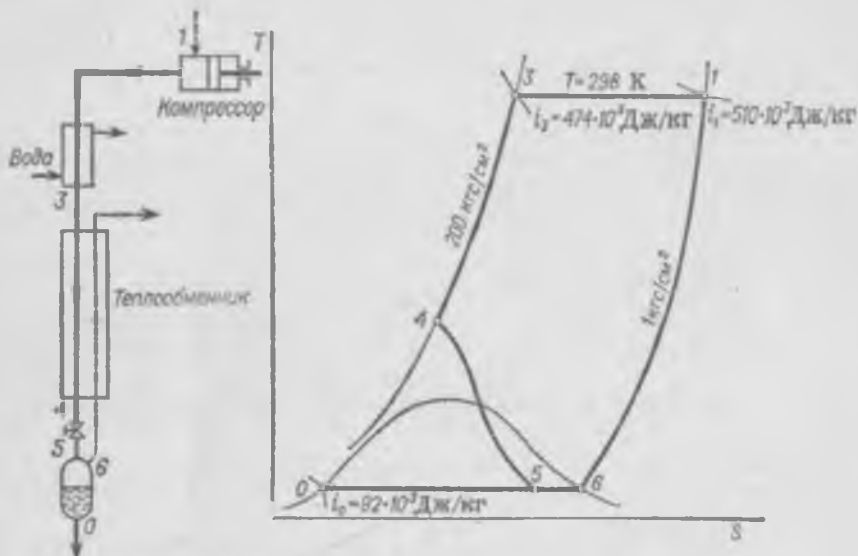


Рис. 11.10 (к примеру 11.12).

Решение. По диаграмме $T - S$ для воздуха (рис. XXIX) находим, что при $p = 1 \text{ кгс/см}^2$

$$i_{\Gamma} - i_{\text{ж}} = 502 \cdot 10^3 - 92 \cdot 10^3 = 410 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Теоретически минимальную затрату работы для сжижения 1 кг воздуха находим по формуле (11.10):

$$\begin{aligned} L_{\text{мин}} &= T_1 (S_1 - S_0) - (i_1 - i_0) = \\ &= 290 (3,75 - 0) 10^3 - 410 \cdot 10^3 = 677 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг} \end{aligned}$$

Значения S_1 и S_0 определены по диаграмме $T - S$ для воздуха. Таким образом

$$L_{\text{мин}} = 677/3600 = 0,188 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг}$$

Пример 11.12. Определить количество получаемого в 1 ч жидкого воздуха и необходимую для этого затрату мощности при переработке 200 кг/ч воздуха, сжатого до 200 кгс/см^2 . Установка работает по простому регенеративному циклу Линде. Температура

воздуха до и после компрессора (при входе в теплообменник) 25°C . Воздух дросселируется до 1 кгс/см^2 . Потери холода в окружающую среду принять в размере $4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж}$ на 1 м^3 воздуха (при нормальных условиях). Недорекуперация 5°C .

Решение. На рис. 11.10 даны принципиальная схема установки и изображение процесса в координатах $T-S$. Для расчета пользуемся диаграммой $T-S$ для воздуха (рис. XXIX).

Удельную холодопроизводительность цикла определяем по формуле (11.11):

$$q = i_1 - i_3 = (510 - 474) 10^3 = 36 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Потери холода на 1 кг перерабатываемого воздуха определяем по формулам (11.24) и (11.25).

а) потери от недорекуперации *

$$q_{\text{нез}} = c_p \Delta t = 1,01 \cdot 10^3 \cdot 5 = 5,05 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

б) потери в окружающую среду

$$q_{\text{о.с}} = 4,19 \cdot 10^3 / 1,29 = 3,25 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Суммарные потери:

$$q_{\text{пот}} = (5,05 + 3,25) 10^3 = 8,3 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Ожижаемую долю воздуха определяем по формуле (11.12):

$$y = \frac{(i_1 - i_3) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} = \frac{(36 - 8,3) 10^3}{(510 - 92,1) 10^3} = 0,067$$

Расход ожижаемого воздуха:

$$G_{\text{ж}} = 200 \cdot 0,067 = 13,4 \text{ кг/ч}$$

Затрачиваемую на валу компрессора мощность определяем по формуле (2.20):

$$\begin{aligned} N &= 1,69 G_c R T \ln \frac{p_2}{p_1} = 1,69 \frac{200}{3600} \frac{287}{1000} 298 \ln \frac{200}{1} = \\ &= \frac{1,69}{18} 0,287 \cdot 298 \cdot 2,3 \lg 200 = 42,5 \text{ кВт} \end{aligned}$$

Удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха:

$$N_{\text{уд}} = 42,5 / 13,4 = 3,16 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг}$$

Пример 11.13. Определить расход перерабатываемого воздуха для получения 50 кг/ч жидкого воздуха и затрачиваемую при этом мощность, если ожижение ведется по циклу с предварительным (аммиачным) охлаждением воздуха до -35°C . Давление сжатия 200 кгс/см^2 , дросселирование до 1 кгс/см^2 . Начальная температура воздуха 25°C . Суммарные потери холода в окружающую среду и от недорекуперации принять в размере $8,8 \text{ кДж/кг}$.

Решение. Для определения удельных энтальпий воспользуемся диаграммой $T-S$ для воздуха (рис. XXIX).

* Здесь не учитывается уменьшение обратного потока воздуха на количество ожиженного воздуха.

Удельную холодопроизводительность цикла определяем по формуле (11.13):

$$q' = i'_1 - i'_3 = (449 - 386) \cdot 10^3 = 63 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

где i'_1 — удельная энтальпия воздуха при $p = 1 \text{ кгс/см}^2$ и $t = -35^\circ\text{C}$; i'_3 — удельная энтальпия воздуха при $p = 200 \text{ кгс/см}^2$ и $t = -35^\circ\text{C}$.

Ожижаемую долю воздуха определяем по формуле (11.14):

$$y = \frac{(i'_1 - i'_3) - q_{\text{пот}}}{i'_1 - i'_0} = \frac{(63 - 8,8) \cdot 10^3}{(449 - 92) \cdot 10^3} = 0,153$$

Для получения 50 кг/ч жидкого воздуха необходимо перерабатывать воздуха:

$$G = 50/0,153 = 327 \text{ кг/ч}$$

Количество теплоты, передаваемой в аммиачном теплообменнике, определяем по формуле (11.15):

$$q_a = q' - q + y(i_1 - i'_1) = 63 \cdot 10^3 - 36 \cdot 10^3 + 0,153(510 - 449) \cdot 10^3 = 36 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

где $q = 36,0 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ и $i_1 = 510 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ (см. пример 11.12).

Определяем мощность на валу воздушного компрессора:

$$N = 1,69 G_c R T \ln \frac{p_2}{p_1} = 1,69 \frac{327}{3600} 287 \cdot 298 \cdot 2,3 \lg 200 = 69,5 \cdot 10^3 \text{ Вт} = 69,5 \text{ кВт}$$

Мощность, потребляемая аммиачным компрессором:

$$N_a = \frac{36,0 \cdot 327}{8540 \cdot 0,66} = 2,11 \text{ кВт}$$

где 8540 кДж/(кВт·ч) — теоретическая удельная холодопроизводительность аммиачной холодильной установки при температуре испарения аммиака * -40°C [11.4]; 0,66 — принятый общий к. п. д. аммиачного компрессора.

Общая расходоуемая мощность:

$$N_p = 69,5 + 2,11 = 71,61 \text{ кВт}$$

Удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха:

$$N_{уд} = 71,61/50 = 1,43 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг}$$

Пример 11.14. Определить ожижаемую долю и удельный расход энергии при получении жидкого воздуха по схеме с циркуляцией воздуха под давлением. Высокое давление воздуха 200 кгс/см², среднее давление 50 кгс/см². Температура воздуха при входе в теплообменник 20 °С. Доля воздуха, дросселируемого до низкого давления, $M = 0,3$. Суммарные потери холода от недоохлаждения и в окружающую среду составляют 10,5 кДж на 1 м³

* Температура -40°C принята с учетом $\Delta t = 5 \text{ K}$ между температурами воздуха и аммиака.

воздуха (при нормальных условиях) высокого давления, поступающего в установку.

Решение. На рис. 11.11 даны принципиальная схема установки с циркуляцией воздуха под давлением и изображение процесса в координатах $T-S$. Для определения удельных энтальпий

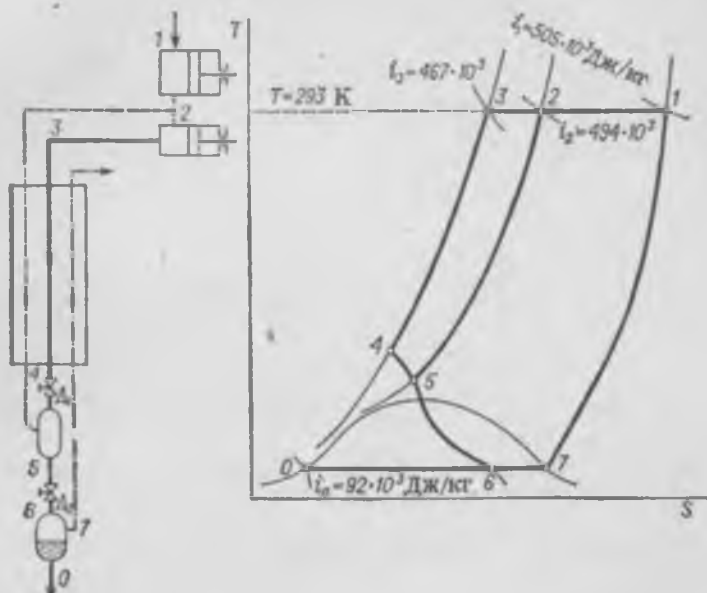


Рис. 11.11 (к примеру 11.14).

воспользуемся диаграммой $T-S$ для воздуха (рис. XXIX). Удельную холодопроизводительность цикла определяем по формуле (11.16):

$$q = (i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2) = (494 - 467) 10^3 + 0,3(505 - 494) 10^3 = 30 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Ожижаемую долю y определяем по уравнению (11.17):

$$y = \frac{(i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} = \frac{30 \cdot 10^3 - \frac{10,5 \cdot 10^3}{1,29}}{(505 - 92) 10^3} = 0,053$$

Мощность на валу компрессора определяем по формулам:

$$N' = 1,69 \frac{1}{3600} 287 \cdot 293 \cdot 2,3 \lg \frac{200}{50} = 54,5 \text{ Вт}$$

$$N'' = 1,69 \frac{0,3}{3600} 287 \cdot 293 \cdot 2,3 \lg \frac{50}{1} = 46,1 \text{ Вт}$$

$$N = \frac{54,5 + 46,1}{1000} = 0,1 \text{ кВт}$$

Удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха:

$$\Lambda_{y,d} = 0,1/0,053 = 1,89 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг}$$

Пример 11.15. При получении жидкого воздуха с отдачей внешней работы в детандере по циклу среднего давления затрачивается мощность 110 кВт (на валу компрессора). Сколько получается килограммов жидкого воздуха в 1 ч, если известно, что воздух сжимается до 35 кгс/см²? В детандер отводится 80% от всего количества перерабатываемого воздуха; температура воздуха перед детандером —110°С, недорекуперация 5°С. Потери холода в окружающую среду (через изоляцию) 0,93 кВт. Принять, что работа, возвращаемая детандером на вал компрессора, составляет половину от теоретического (изоэнтروпического) теплопадения в детандере. Температура воздуха, поступающего после

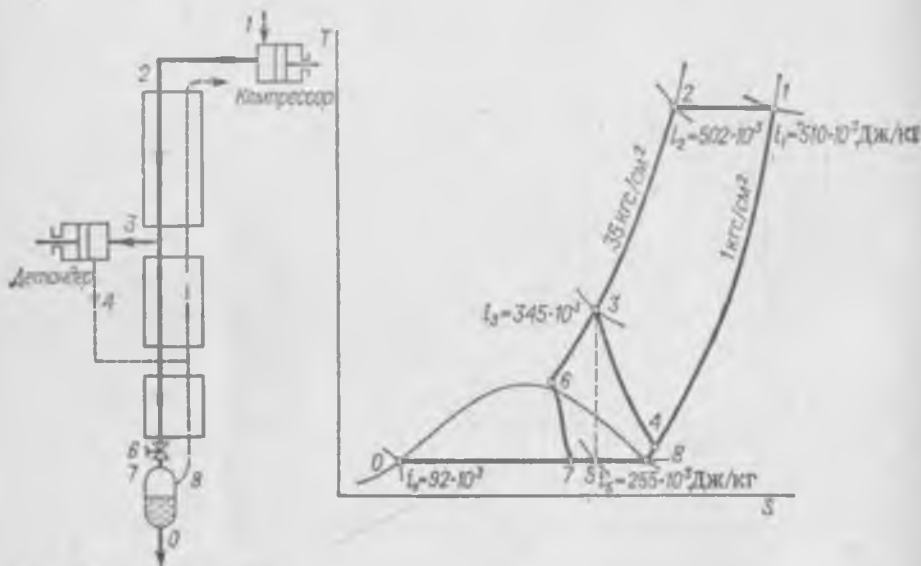


Рис. 11.12 (к примеру 11.15).

компрессора в теплообменник, 25°С. Определить также удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха.

Решение. На рис. 11.12 даны принципиальная схема установки и изображение процесса в координатах $T-S$. Для определения энтальпий воспользуемся диаграммой $T-S$ для воздуха (рис. XXIX).

Удельную холодопроизводительность цикла определяем по формуле (11.18):

$$q = (i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4) = (510 - 502) 10^3 + 0,8 \cdot 58 \cdot 10^3 = 54 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

где

$$i_3 - i_4 = 0,65(i_3 - i_5) = 0,65(345 - 255) 10^3 = 58 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Работа, возвращаемая детандером при расширении в нем 1 кг воздуха:

$$l_d = 0,5(345 - 255) 10^3 = 44,6 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Определяем количество воздуха G (в кг/с), сжимаемого компрессором, из уравнения:

$$L = L_k - L_d = 1.69 G RT \cdot 2.3 \lg 35 - 0.8 G \cdot 44.6$$

По условию $L = 110$ кВт. Следовательно

$$110 = 1.69 G \cdot 287 \cdot 298 \cdot 2.3 \lg 35 - 0.8 \cdot 44.6 G$$

откуда

$$G = 0.231 \text{ кг/с или } 0.231 \cdot 3600 = 835 \text{ кг/ч}$$

Потери холода определяем по формулам * (11.24) и (11.25):

$$Q_{\text{нед}} = G c_p \Delta t = 0.231 \cdot 1.01 \cdot 10^3 \cdot 5 = 1.17 \cdot 10^3 \text{ Вт}$$

По условию $Q_{0.c} = 0.93 \cdot 10^3$ Вт. Общие потери холода

$$Q_{\text{пот}} = (1.17 + 0.93) 10^3 = 2.10 \cdot 10^3 \text{ Вт}$$

или, считая на 1 кг перерабатываемого воздуха:

$$q_{\text{пот}} = 2.10 \cdot 10^3 / 0.231 = 9.1 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Ожижаемую долю воздуха определяем по формуле (11.19):

$$y = \frac{(i_1 - i_2) + M(i_2 - i_4) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} = \frac{(54 - 9.1) 10^3}{(510 - 92) 10^3} = 0.107$$

Количество получаемого жидкого воздуха на установке:

$$G_{\text{ж}} = 835 \cdot 0.107 = 89.3 \text{ кг/ч}$$

Удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха:

$$N_{\text{уд}} = 110 / 89.3 = 1.23 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг}$$

Пример 11.16. Определить к. п. д. процесса ожижения воздуха с отдачей внешней работы по циклу высокого давления, если известно, что воздух сжимается компрессором до 200 кгс/см^2 . Начальная температура воздуха 30°C , в детандер направляется половина перерабатываемого воздуха. Суммарные потери холода принять в размере 8.4 кДж на 1 кг перерабатываемого воздуха. Расширение в детандере производится с 200 до 10 кгс/см^2 , с 10 до 1 кгс/см^2 — дросселирование. Возврат работы детандером на вал компрессора принять как в предыдущем примере.

Решение. На рис. 11.13 даны принципиальная схема установки и изображение процесса в координатах $T-S$. Для определения удельных энтальпий воспользуемся диаграммой $T-S$ для воздуха (рис. XIX).

Удельную холодопроизводительность цикла определяем по формуле (11.20):

$$q = (i_1 - i_2) + M(i_2 - i_4) = (515 - 482) 10^3 + 0.5 \cdot 119 \cdot 10^3 = 93.2 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

где

$$i_2 - i_4 = 0.75(i_2 - i_6) = 0.75(482 - 322) 10^3 = 119 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

* Не учитывается уменьшение обратного потока на ожиженную часть воздуха.

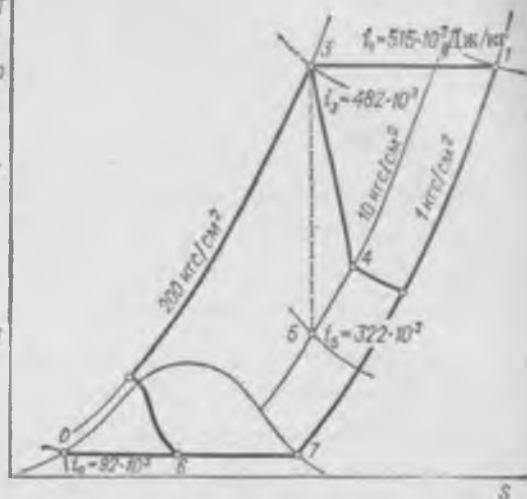
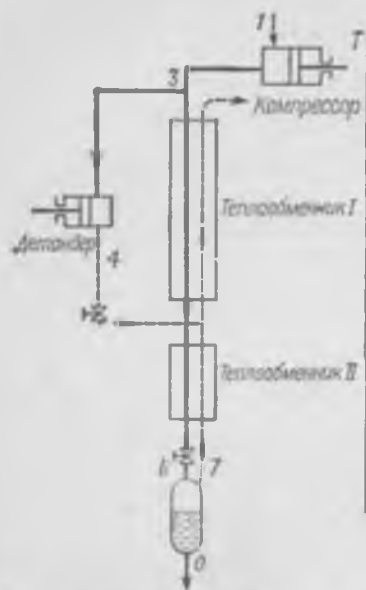


Рис. 11.13 (к примеру 11.18).

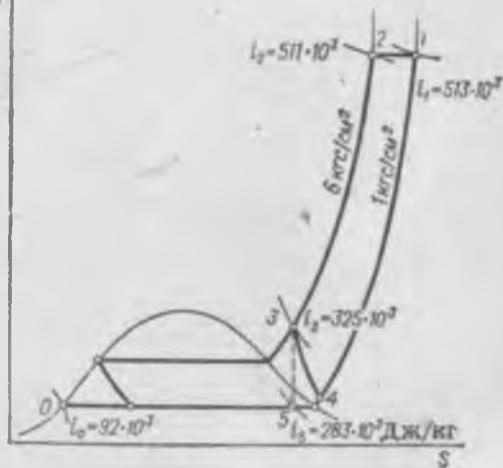
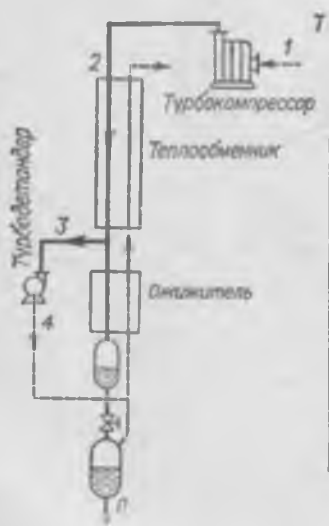


Рис. 11.14 (к примеру 11.17).

Ожижаемую долю воздуха определяем по формуле (11.21):

$$y = \frac{(i_1 - i_3) + M(i_3 - i_4) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} = \frac{(93,2 - 8,4) 10^3}{(515 - 92) 10^3} = 0,2$$

Мощность, затрачиваемая на сжатие воздуха:

$$N_k = 1,69 G_c R T \ln \frac{p_2}{p_1} = 1,69 \frac{1}{3600} 287 \cdot 303 \cdot 2,3 \lg 200 = 216 \text{ Вт}$$

Мощность, возвращаемая на вал компрессора при расширении воздуха в детандере:

$$N_d = \frac{0,5}{3600} 0,5 (482 - 322) 10^3 = 11,1 \text{ Вт}$$

Фактически затрачиваемая мощность на валу компрессора:

$$N = N_k - N_d = 216 - 11,1 = 204,9 \text{ Вт} = 0,205 \text{ кВт}$$

Удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха:

$$N_{y,d} = 0,205/0,2 = 1,02 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг}$$

К. п. д. процесса ожижения:

$$\eta = \frac{0,188}{1,02} 100 = 18,5\%$$

где 0,188 кВт·ч/кг — теоретически минимальная работа ожижения 1 кг воздуха при начальной температуре его 303 К (см. пример 11.11).

Пример 11.17. Определить удельный расход энергии при ожижении воздуха по циклу низкого давления с турбодетандером (рис. 11.14). Воздух поступает в установку при 30 °С и абсолютном давлении 6 кгс/см². Недорекупация 5 °С, потери в окружающую среду 8,4 кДж/м³ (при 0 °С, 760 мм рт. ст.).

Решение. Принимаем температуру воздуха перед турбодетандером 122 К. Тогда по формуле (11.23):

$$i_3 - i_4 = 0,8 (i_3 - i_6) = 0,8 (325 - 283) 10^3 = 33,5 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Удельная энтальпия взята по диаграмме $T-S$ для воздуха (рис. XXIX).

Ожижаемую долю воздуха определяем по формуле (11.25):

$$y = \frac{(513 - 511) 10^3 + 33,5 \cdot 10^3 (1 - 1,25 y) - \frac{8,4 \cdot 10^3}{1,29}}{(513 - 92) 10^3} = 1,01 \cdot 10^3 \cdot 5 (1 - y)$$

откуда $y = 0,052$.

Работа, возвращаемая турбодетандером, считая на 1 кг перерабатываемого воздуха:

$$l_d = \frac{(i_3 - i_4) (1 - ay) 0,85}{3600} = \frac{33,5 \cdot 10^3 (1 - 1,25 \cdot 0,052) 0,85}{3600} = 0,0074 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг}$$

где 0,85 — коэффициент отдачи мощности турбодетандера; $a = 1,25$ — см. формулу (11.22).

Удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха при изотермическом к. п. д. компрессора 0,6:

$$N_{уд} = \frac{\frac{287 \cdot 303 \cdot 2,3 \lg 6,3}{1000 \cdot 0,6 \cdot 3600} - 0,0074}{0,052} = 1,26 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг}$$

где 6,3 — степень сжатия в компрессоре (с учетом гидравлических потерь установки).

Пример 11.18. При обследовании установки для ожижения воздуха, работающей с отдачей внешней работы по циклу низкого давления, были измерены перед турбодетандером абсолютное давление 6 кгс/см² и температура 120 К. Давление и температура после турбодетандера были соответственно 1,6 кгс/см² и 89 К. Измеренная мощность, отдаваемая турбодетандером, 100 кВт. Определить количество воздуха, проходящего через турбодетандер, и термодинамический к. п. д. турбодетандера.

Решение. Определяем действительное и изэнтропическое теплопадение в турбодетандере, используя диаграмму $T-S$ воздуха (рис. XXIX).

Удельная энтальпия воздуха при 6 кгс/см ² и 120 К	322 · 10 ³ Дж/кг
Удельная энтальпия воздуха после изэнтропического расширения до 1,6 кгс/см ²	289 · 10 ³ »
Удельная энтальпия воздуха при 1,6 кгс/см ² и 89 К	296 · 10 ³ »

Отсюда

$$\Delta i_d = (322 - 296) 10^3 = 26,6 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

$$\Delta i_{нз} = (322 - 289) 10^3 = 33,3 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Термодинамический к. п. д. детандера:

$$\eta = \frac{26,6 \cdot 10^3}{33,3 \cdot 10^3} = 0,8$$

Определяем приблизительно количество воздуха, проходящего через турбодетандер (пренебрегая потерями энергии):

$$G = \frac{3600N}{\Delta i_d} = \frac{3600 \cdot 100 \cdot 10^3}{26,6 \cdot 10^3} = 13500 \text{ кг/ч}$$

Пример 11.19. Найти необходимое давление воздуха при установившемся режиме в установке для получения газообразного кислорода. Установка работает без предварительного охлаждения по простому регенеративному циклу. Недорекулерация 5 °С, потери холода через изоляцию 12,6 кДж на 1 м³ (при 0 °С и 760 мм рт. ст.) перерабатываемого воздуха. Температура воздуха перед теплообменником 25 °С.

Решение. Потери холода определяем по формулам (11.24) и (11.28):

$$q_{нек} = 1,01 \cdot 10^3 \cdot 5 = 5,05 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

$$q_{\gamma-с} = 12,6 \cdot 10^3 / 1,29 = 9,74 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

$$q_{пот} = 5,05 \cdot 10^3 + 9,74 \cdot 10^3 = 14,8 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Для покрытия этих потерь 1 кг сжатого воздуха, дросселируемого в установке, должен дать $\Delta i = 14,8$ кДж.

Эффект дросселирования определяем при 25 °С (температура входа сжатого воздуха в теплообменник):

$$\Delta i = i_1 - i_2$$

где i_1 — удельная энтальпия воздуха при $p_{абс} = 1$ кгс/см² и 25 °С, равная $510 \cdot 10^3$ Дж/кг (по диаграмме $T-S$, рис. XXIX).

Следовательно

$$14,8 \cdot 10^3 = 510 \cdot 10^3 - i_2$$

откуда $i_2 = 495,2 \cdot 10^3$ Дж/кг. По диаграмме $T-S$ находим, что этой удельной энтальпии воздуха при 25 °С отвечает давление $p_{абс} = 65$ кгс/см².

Пример 11.20. В воздухоразделительной установке, работающей с отдачей внешней работы по циклу среднего давления, получается 100 м³/ч (при 0 °С и 760 мм рт. ст.) газообразного кислорода и 25,8 кг кислорода в жидком состоянии; кислород получается чистотой 99%. Давление сжатия воздуха 40 кгс/см². Температура сжатого воздуха перед детандером 160 К. Расширение в детандере идет до 6 кгс/см². Термодинамический к. п. д. детандера 0,65. Отбросный азот содержит 5% кислорода. Недорекуперация 5 °С. Температура входящего в установку воздуха 300 К. Потери в окружающую среду составляют 6,3 кДж на 1 м³ (при 0 °С и 760 мм рт. ст.) перерабатываемого воздуха. Определить долю воздуха, направляемого в детандер.

Решение. Общее количество получаемого кислорода:

$$V_{O_2} = 100 + \frac{25,8}{1,43} = 118 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где 1,43 — плотность кислорода при нормальных условиях, кг/м³.

Количество (при нормальных условиях) перерабатываемого воздуха (B) и отбросного азота (A) находим из уравнений материального баланса:

$$B = 118 + A$$

$$0,21B = 0,99 \cdot 118 + 0,05A$$

откуда $B = 695$ м³/ч, $A = 577$ м³/ч.

Определяем потери холода:

от недорекуперации

$$q_{нед} = \frac{(100 \cdot 1,43 \cdot 0,92 \cdot 10^3 + 577 \cdot 1,25 \cdot 1,05 \cdot 10^3)}{3600} = 1230 \text{ Вт} = 1,23 \text{ кВт}$$

в окружающую среду

$$q_{о.с} = \frac{695 \cdot 6,3 \cdot 10^3}{3600} = 1210 \text{ Вт} = 1,21 \text{ кВт}$$

уносится жидким кислородом

$$q_{ж.к} = \frac{25,8 \cdot 406 \cdot 10^3}{3600} = 2930 \text{ Вт} = 2,93 \text{ кВт}$$

Здесь $406 \cdot 10^3$ — разность удельных энтальпий кислорода, газообразного при 300 К и жидкого (при 1 кгс/см²), Дж/кг.

Итого

$$Q_{\text{пот}} = 1230 + 1210 + 2930 = 5370 \text{ Вт} = 5,37 \text{ кВт}$$

Холодопроизводительность установки, получаемая за счет дроселирования:

$$G \Delta i_{\text{др}} = \frac{695 \cdot 1,29 \cdot 8,38 \cdot 10^3}{3600} = 2080 \text{ Вт} = 2,08 \text{ кВт}$$

где $8,38 \cdot 10^3$ — разность удельных энтальпий воздуха при 1 и 40 кгс/см² (при 300 К), Дж/кг.

Теоретическое (изоэнтропическое) теплопадение в детандере:

$$\Delta i_{\text{из}} = i_{p=40 \text{ кгс/см}^2, t=160 \text{ К}} - i_{p=6 \text{ кгс/см}^2} = (333 - 283) 10^3 = 50 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Действительное теплопадение:

$$\Delta i_{\text{д}} = 50 \cdot 10^3 \cdot 0,65 = 32,5 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Количество воздуха, поступающего в детандер, находим из уравнения

$$5370 - 2080 = 32,5 \cdot 10^3 x$$

Отсюда

$$x \approx 0,1 \text{ кг/с} = 360 \text{ кг/ч}$$

Доля воздуха, направляемого в детандер:

$$\frac{360}{695 \cdot 1,29} = 0,40$$

Пример 11.21. Определить количество выделяющейся влаги и расход энергии на охлаждение 3000 кг/ч воздуха (считая на сухой воздух), насыщенного водяными парами при $p_{\text{нас}} = 6$ кгс/см². Воздух охлаждается (за счет кипящего аммиака) от 0 до -40°C . Холодопроизводительность аммиачной холодильной установки 5130 кДж/(кВт·ч).

Решение. При охлаждении сухого воздуха потребуется огвести теплоты:

$$Q_1 = G_{\text{в}} c_p (t_{\text{нач}} - t_{\text{кон}}) = \frac{3000 \cdot 1,03 \cdot 10^3 (0 + 40)}{3600} = 34300 \text{ Вт}$$

где $c_p = 1,03 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость сухого воздуха при $p_{\text{нас}} = 6$ кгс/см² в данном интервале температур.

Найдем количество влаги, выпадающей из воздуха при охлаждении.

Количество влаги в воздухе при входе в холодильник:

$$G'_{\text{вл}} = G_{\text{в}} 0,622 \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{P - \varphi P_{\text{нас}}} = 3000 \frac{0,622 \cdot 1 \cdot 4,6}{6 \cdot 760 - 4,6} = 1,89 \text{ кг/ч}$$

где $P_{\text{нас}} = 4,6$ мм рт. ст. — давление насыщенного водяного пара при 0°C (табл. XXXVIII).

Количество влаги в воздухе, выходящем из холодильника:

$$G''_{в.л} = 3000 \cdot 0,622 \frac{0,09}{6 \cdot 760 - 0,09} = 0,038 \text{ кг/ч}$$

где $P_{нас} = 0,09$ мм рт. ст. — давление насыщенного водяного пара при -40°C .

Количество влаги, выпадающей в холодильнике:

$$G_{в.л} = G'_{в.л} - G''_{в.л} = 1,89 - 0,038 = 1,852 \text{ кг/ч}$$

Количество теплоты, выделяющейся при конденсации и замерзании влаги:

$$Q_2 = G_{в.л} [r + q + c (t_{пар} - t_{кон})] = \\ = \frac{1,852 [2490 \cdot 10^3 + 335 \cdot 10^3 + 2,09 \cdot 10^3 (0 + 40)]}{3600} = 1490 \text{ Вт} = 1,49 \text{ кВт}$$

где $r = 2490 \cdot 10^3$ Дж/кг — удельная теплота конденсации при 0°C ; $q = 335 \cdot 10^3$ Дж/кг — удельная теплота плавления; $c = 2,09 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость льда.

Общее количество теплоты, отводимой аммиаком:

$$Q_1 + Q_2 = 34300 + 1490 = \\ = 35790 \text{ Вт} \approx 35,8 \text{ кВт}$$

Мощность, расходуемая аммиачной холодильной установкой:

$$N = \frac{35,8 \cdot 3600}{5130} = 25 \text{ кВт}$$

Пример 11.22. Определить расход перерабатываемого воздуха при получении $100 \text{ м}^3/\text{ч}$ кислорода чистой 99%. Отбросный азот содержит 4% кислорода.

Решение. Обозначим через x искомое количество воздуха (в м^3). Тогда

$$0,21x = 100 \cdot 0,99 + (x - 100) 0,04$$

где 0,21 — объемная доля кислорода в воздухе. Отсюда

$$x = 560 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Пример 11.23. Определить для нижней колонны двухколонного воздухоразделительного аппарата (рис. 11.15) количество образующегося в карманах азота и количество кубовой жидкости, обогащенной кислородом, считая на 1 м^3 поступающего воздуха. Чистота азота в карманах 98%, жидкость куба содержит 40% кислорода.

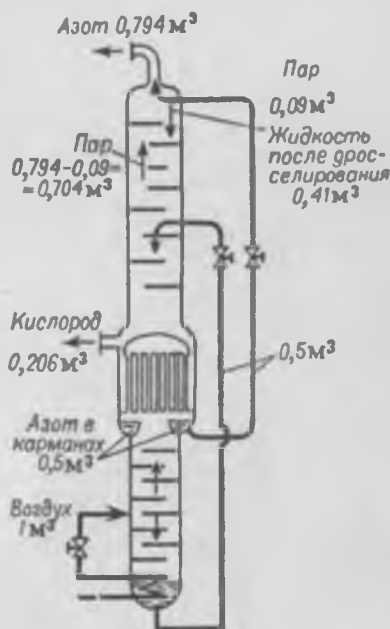


Рис. 11.15 (к примерам 11.23 и 11.24).

Решение. Обозначим через x количество азота (в м^3), получаемого в карманах, и через y — количество кубовой жидкости. Тогда

$$x + y = 1$$

и (по кислороду)

$$0,02x + 0,4y = 0,21 \cdot 1$$

Решая эти уравнения материального баланса, получим:

$$x = 0,5 \text{ м}^3; y = 0,5 \text{ м}^3 \text{ (при } 0^\circ\text{С и } 760 \text{ мм рт. ст.)}$$

Пример 11.24. Определить число флегмы и количество получаемых азота и кислорода (считая на 1 м^3 воздуха) в верхней колонне двухколонного воздухоразделительного аппарата (рис. 11.15), учитывая данные предыдущего примера и принимая, что чистота азота 99%, а кислорода 98%.

Решение. Составим уравнения материального баланса. Обозначим через x количество отходящего азота и через y — количество отходящего кислорода. Тогда

$$x + y = 1$$

$$0,01x + 0,93y = 0,21$$

откуда $x = 0,794 \text{ м}^3; y = 0,206 \text{ м}^3$.

Находим отношение количества жидкости L , стекающей по колонне, к количеству поднимающегося пара G .

Жидкая азотная флегма подается на верх колонны из карманов нижней колонны, причем, как видно из диаграммы состояния для азота, при дросселировании жидкого азота с 6 до 1 кгс/см^2 образуется $\sim 18\%$ пара. В предыдущем примере было найдено, что в карманах нижней колонны получается $0,5 \text{ м}^3$ азота. Следовательно, количество жидкого азота, попадающего в верхнюю колонну, составляет:

$$L = (1 - 0,18) 0,5 = 0,41 \text{ м}^3$$

Количество пара, поднимающегося по верхней колонне:

$$G = 0,794 - 0,5 \cdot 0,18 = 0,704 \text{ м}^3$$

где $0,5 \cdot 0,18$ — количество пара, образующегося после дросселирования жидкого азота из карманов нижней колонны в верхнюю колонну, м^3 .

Отношение $L/G = 0,41/0,704 = 0,582$.

Определяем число флегмы:

$$\frac{R}{R+1} = 0,582$$

Отсюда $R = 1,39$.

Пример 11.25. Определить расход энергии при получении 1 м^3 газообразного кислорода чистотой 99,5% на установке с двойной ректификацией, работающей по простому регенеративному циклу без предварительного аммиачного охлаждения. Отбросный азот

содержит 5% кислорода. Общие потери холода составляют 6,3 кДж на 1 кг перерабатываемого воздуха. Температура сжатого воздуха, поступающего в установку (после компрессора), 25 °С.

Решение. Определяем количество воздуха x , необходимое для получения 1 м³ кислорода:

$$0,21x = 1 \cdot 0,995 + (x - 1) 0,05; \quad x = 5,9 \text{ м}^3$$

Определяем давление сжатия воздуха при установившемся режиме, когда потери холода составляют 6,3 кДж/кг:

$$\Delta i = i_1 - i_2; \quad 6,3 \cdot 10^3 = 510 \cdot 10^3 - i_2$$

где $510 \cdot 10^3$ — удельная энтальпия воздуха при 1 кгс/см² и 25 °С, Дж/кг (диаграмма $T - S$, рис. XXIX).

Отсюда

$$i_2 = (510 - 6,3) 10^3 = 504,7 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

По диаграмме $T - S$ находим, что этой удельной энтальпии воздуха при 25 °С соответствует абсолютное давление 60 кгс/см².

Работу на сжатие 1 кг воздуха с 60 до 1 кгс/см² определяем по формуле

$$L = 1,69 GRT \ln \frac{p_2}{p_1} = 1,69 \cdot 1 \cdot 287 \cdot 293 \cdot 2,3 \lg 60 = 590 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг} = 590 \text{ кДж/кг}$$

Для получения 1 м³ кислорода требуется 5,9 м³ воздуха. Следовательно, затрата энергии на 1 м³ кислорода составляет:

$$N_{уд} = \frac{590 \cdot 5,9 \cdot 1,29}{3600} = 1,25 \text{ кВт} \cdot \text{ч/м}^3$$

Пример 11.26. Через изоляцию резервуара (танка) для хранения жидкого кислорода проникает из окружающей среды теплоты 83,8 кДж/(м²·ч) (считая на наружную поверхность). Внутренний диаметр резервуара шарообразной формы 1200 мм. Наружный диаметр внешнего кожуха, имеющего цилиндрическую форму, 1900 мм, высота 2300 мм. Определить, сколько испаряется в 1 ч кислорода и через какое время испарится весь кислород, если резервуар был заполнен на 0,75 своего объема. Кислород хранится под атмосферным давлением.

Решение. Площадь наружной поверхности цилиндрического кожуха резервуара:

$$F = 2 \frac{\pi D^2}{4} + \pi DH = 2 \frac{3,14 \cdot 1,9^2}{4} + 3,14 \cdot 1,9 \cdot 2,3 = 19,34 \text{ м}^2$$

Проникает теплоты в резервуар:

$$Q = \frac{19,34 \cdot 83,8 \cdot 10^3}{3600} = 450 \text{ Вт} = 0,45 \text{ кВт}$$

Расход испаряемого кислорода:

$$G_{O_2} = \frac{450 \cdot 3600}{213,7 \cdot 10^3} = 7,6 \text{ кг/ч}$$

где $213,7 \cdot 10^3$ Дж/кг — удельная теплота испарения кислорода под атмосферным давлением.

Количество кислорода в резервуаре при заполнении его на 0,75 объема:

$$G = 0,75 \frac{\pi D^3 n}{6} 1100 = 0,75 \frac{3,14 \cdot 1,2^3}{6} 1100 = 743 \text{ кг}$$

где 1100 кг/м^3 — плотность жидкого кислорода.

Время испарения всего кислорода:

$$\tau_{\text{исп}} = 743/7,6 = 98 \text{ ч}$$

КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

11.1. Вычислить холодильный коэффициент и мощность, потребляемую холодильной установкой, работающей по циклу Карно, если ее холодопроизводительность 6400 Вт при температуре испарения -10°C . Температура конденсации 22°C .

11.2. Найти минимальную затрату работы (по циклу Карно) и расход воды в конденсаторе при выработке 100 кг/ч льда из воды, имеющей температуру 0°C . Хладагент испаряется при -5°C , а конденсируется при 25°C . Вода в конденсатор подается при 12°C , а уходит при 20°C . Удельная теплота замерзания воды 335 кДж/кг .

11.3. Определить удельную холодопроизводительность хладагента и холодильный коэффициент цикла для: а) аммиака; б) двуокиси углерода и в) дифтордихлорметана CF_2Cl_2 . Температура испарения -15°C , температура конденсации 30°C . Цикл сухой, переохлаждение жидкости перед дросселированием отсутствует.

11.4. Вычислить теоретический холодильный коэффициент углекислотной холодильной установки, если температура конденсации 20°C , а температура испарения -40°C . Цикл сухой, переохлаждение жидкости перед дросселированием отсутствует.

11.5. Сравнить теоретические холодильные коэффициенты аммиачной компрессионной холодильной установки, работающей при температуре испарения -20°C и температуре конденсации 30°C : а) для цикла Карно; б) для реального влажного цикла; в) для сухого цикла без переохлаждения жидкого аммиака; г) для сухого цикла с переохлаждением до 25°C жидкого аммиака после конденсации.

11.6. По условиям предыдущей задачи сравнить теоретические холодильные коэффициенты для фреоновой холодильной установки, пользуясь диаграммой $i - \lg p$ для фреона (рис. XXVIII).

11.7. В конденсаторе аммиачной холодильной установки $20 \text{ м}^3/\text{ч}$ воды нагреваются на 6 К . Теоретическая мощность, затрачиваемая компрессором, $23,5 \text{ кВт}$. Определить холодопроизводительность установки и холодильный коэффициент.

11.8. Определить часовой объемный расход аммиака, поступающего в компрессор, при следующих условиях: холодопроизводительность установки $58\,200 \text{ кВт}$; температура конденсации 25°C , переохлаждения нет; температура испарения -15°C ; цикл сухой.

11.9. 1000 кг/ч этилового спирта необходимо охлаждать от 20 до -15°C . Охлаждение ведется аммиаком, кипящим при -25°C . Определить теоретическую мощность, затрачиваемую компрессором. Температура конденсации 25°C . Цикл сухой, переохлаждение жидкости перед дросселированием отсутствует.

11.10. Аммиачный компрессор типа ГД (горизонтальный) имеет холодопроизводительность $697\,800 \text{ Вт}$ при температуре испарения -15°C и температуре конденсации 25°C . Определить холодопроизводительность этого компрессора, если температура испарения будет -5°C , а температура конденсации 30°C .

11.11. Углекислотная холодильная установка производительностью $116\,300 \text{ Вт}$ работает при температуре испарения -15°C , абсолютном давлении в конденса-

торе 75 кгс/см^2 и переохлаждении до 25°C . Компрессор имеет сухой ход. Определить холодильный коэффициент и теоретическую потребляемую мощность.

11.12. Аммиачная холодильная установка холодопроизводительностью 116 300 Вт с компрессором вертикального типа работает при температуре испарения -15°C , температуре конденсации 30°C и переохлаждении до 25°C . Компрессор имеет сухой ход. Определить: давления в конденсаторе и испарителе, холодильный коэффициент, часовой объем засасываемых компрессором паров, теоретическую и действительную потребляемую мощность, температуру аммиака на выходе из компрессора, расход воды на конденсатор при нагревании воды в нем на 7°C .

11.13. Аммиачный двухцилиндровый вертикальный компрессор одноступенчатого сжатия имеет диаметр цилиндров 150 мм , ход поршня 150 мм и частоту вращения 400 об/мин . Вычислить холодопроизводительность этого компрессора при нормальных условиях, а также при рабочих условиях, когда испарение производится при $p_{\text{исп}} = 2 \text{ кгс/см}^2$, а конденсация при $p_{\text{кон}} = 12 \text{ кгс/см}^2$. Перед дросселированием производится переохлаждение жидкого аммиака на 6°C . Вычислить также действительную расходную мощность для рабочих условий.

11.14. В каскадной холодильной установке, работающей с фреоновым и этановым циклами (рис. 11.16), этан конденсируется при -14°C под абсолютным давлением 17 кгс/см^2 . Количество теплоты, передаваемой от конденсирующегося этана к кипящему фреону (хладагенту), составляет 23 260 Вт . Температура испарения фреона на 5°C ниже температуры конденсации этана. Конденсируется фреон при 30°C , переохлаждения жидкого фреона нет, цикл сухой. Определить степень сжатия фреона в компрессоре (отношение давления конденсации к давлению испарения) и расход воды в конденсаторе фреона при нагревании ее на 8°C .

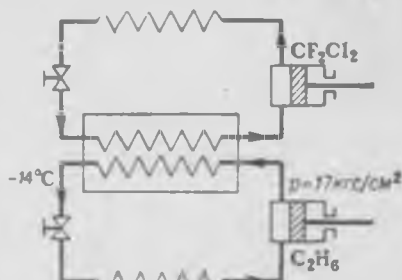


Рис. 11.16 (к контрольной задаче 11.14).

11.15. Сжатый до $p_{\text{исп}} = 100 \text{ кгс/см}^2$ воздух охлаждается в испарителе двухступенчатой аммиачной холодильной установки до температуры, на 5°C превышающей температуру испарения аммиака. После охлаждения сжатый воздух дросселируется до давления $p_{\text{исп}} = 4 \text{ кгс/см}^2$. Определить температуру воздуха после дросселирования, если аммиак испаряется под давлением $p_{\text{исп}} = 0,42 \text{ кгс/см}^2$.

11.16. Определить по диаграмме $T-S$ интегральный джоуль-томсоновский эффект при дросселировании воздуха до 1 кгс/см^2 : а) при начальной температуре воздуха 15°C и начальном давлении 50 кгс/см^2 ; б) при начальной температуре воздуха -50°C и начальном давлении 200 кгс/см^2 .

11.17. Определить затрату энергии на 1 кг жидкого воздуха, получаемого по простому регенеративному циклу, при следующих условиях: а) начальная температура воздуха 15°C , давление сжатия 50 кгс/см^2 ; б) начальная температура 15°C , давление сжатия 200 кгс/см^2 . Расширение в обоих случаях производится до 1 кгс/см^2 . Потери холода от недорекуперации и в окружающую среду не учитывать.

11.18. Определить ожижаемую долю воздуха и расход энергии на 1 кг жидкого воздуха в простом регенеративном цикле при начальной температуре воздуха 30°C и давлении сжатия $p_{\text{исп}} = 200 \text{ кгс/см}^2$. Общие потери холода $10,5 \text{ кДж}$ на 1 кг перерабатываемого воздуха.

11.19. Определить расход энергии на 1 кг жидкого воздуха при дросселировании воздуха с 200 до 1 кгс/см^2 в цикле с предварительным аммиачным охлаждением до -50°C . Удельная холодопроизводительность аммиачной холодильной установки 4820 кДж на $1 \text{ кВт}\cdot\text{ч}$. Потери холода от недорекуперации и в окружающую среду не учитывать. Начальная температура воздуха 15°C .

11.20. Определить ожижаемую долю воздуха и расход энергии на 1 кг жидкого воздуха в установке, работающей с циркуляцией воздуха под давлением.

Давление сжатия $p_{\text{вс}} = 200 \text{ кгс/см}^2$; промежуточное давление $p_{\text{вс}} = 50 \text{ кгс/см}^2$; низкое давление 1 кгс/см^2 ; $M = 0,2$; начальная температура воздуха 25°C . Потери холода не учитывать.

11.21. Определить потребляемую мощность и количество жидкого воздуха, получаемого в цикле среднего давления с отдачей внешней работы, при переработке $300 \text{ м}^3/\text{ч}$ воздуха (при 0°C и 760 мм рт. ст.). Воздух сжимается до 40 кгс/см^2 ; температура воздуха перед детандером -80°C ; температура воздуха после компрессора (перед входом в теплообменник) 30°C ; доля воздуха, направляемого в детандер $0,8$. Определить также расход энергии на 1 кг жидкого воздуха. Общие потери холода принять в размере $11,5 \text{ кДж}$ на 1 кг перерабатываемого воздуха.

11.22. Определить расход энергии на 1 кг жидкого воздуха в цикле высокого давления с отдачей внешней работы при сжатии воздуха до 200 кгс/см^2 и давлении после детандера 8 кгс/см^2 ; $M = 0,5$. Общие потери холода $14,7 \text{ кДж}$ на 1 кг перерабатываемого воздуха. Начальная температура воздуха 30°C .

11.23. При испытании турбодетандера установлено, что воздух в нем расширяется от 4 до $1,2 \text{ кгс/см}^2$, причем от турбодетандера отводилась мощность в 4 кВт и через него проходило 650 кг/ч . Определить термодинамический к. п. д. турбодетандера. Сжатый воздух поступал в турбодетандер при 114 К .

11.24. Определить расход энергии на 1 кг жидкого воздуха в цикле низкого давления с турбодетандером, если известно, что компрессором сжимается $6000 \text{ м}^3/\text{ч}$ воздуха (при нормальных условиях) до $p_{\text{вс}} = 7 \text{ кгс/см}^2$. Турбодетандер отдает мощность 55 кВт . Потери от недорекупации и в окружающую среду составляют $6,3 \text{ кДж}$ на 1 м^3 сжимаемого воздуха (при нормальных условиях). Для компрессора изотермический к. п. д. принять равным $0,7$. Воздух поступает в установку при 35°C . В турбодетандер направляется 80% перерабатываемого воздуха. Коэффициент испарения $a = 1,25$.

11.25. Сколько кубических метров воздуха необходимо переработать для получения 200 м^3 кислорода 99% чистоты, если отбросный азот содержит 10% кислорода?

11.26. По практическим данным, потери холода составляют 335 кДж с 1 м^3 наружной поверхности кожуха теплоизолированного цилиндрического бака, заполненного жидким метаном. Внутренние размеры бака: $D = H = 1,1 \text{ м}$. Бак окружен со всех сторон изоляцией толщиной 300 мм . Определить время испарения всей жидкости, если вначале бак был залит полностью. Плотность жидкого метана 415 кг/м^3 .

11.27. Определить затрату энергии при получении 1 кг жидкого метана по простому регенеративному циклу. Метан сжимается до давления 150 кгс/см^2 . Температура метана после компрессора 300 К . Диаграмму $T-S$ для метана см. [11.8].

11.28. Определить расход энергии при получении 1 кг жидкого метана в цикле с предварительным аммиачным охлаждением до -45°C при давлении сжатия метана 150 кгс/см^2 . Удельная холодопроизводительность аммиачной холодильной установки $4820 \text{ кДж/(кВт}\cdot\text{ч)}$.

11.29. В установке для получения газообразного кислорода, работающей по циклу среднего давления с отдачей внешней работы, давление поступающего воздуха 20 кгс/см^2 . Недорекупация составляет 8°C , потери холода в окружающую среду $8,38 \text{ кДж}$ на 1 м^3 перерабатываемого воздуха. В детандере воздух расширяется от 20 кгс/см^2 (при 140 К) до 6 кгс/см^2 , к. п. д. детандера $0,65$. Определить долю воздуха, направляемого в детандер, пренебрегая эффектом дросселирования воздуха от 6 до 1 кгс/см^2 .

ОТВЕТЫ НА КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

Глава 1. Основы гидравлики

- 1.1. $M = 15,8$; $\rho = 0,616 \text{ кг/м}^3$.
- 1.2. $4,43 \text{ кг/м}^3$.
- 1.3. $7,3\% \text{ CO}_2$; $69,2\% \text{ N}_2$; $23,5\% \text{ H}_2\text{O}$.
- 1.4. $0,995 \cdot 10^3 \text{ Па}$.
- 1.5. а) $1,8 \text{ м}$; б) $1,1 \text{ м}$.
- 1.6. 6 болтов; $0,716 \cdot 10^5 \text{ Па}$ или $0,73 \text{ кгс/см}^2$.
- 1.7. $3,31 \cdot 10^4 \text{ Н}$.
- 1.8. $0,33 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$.
- 1.9. $1,5 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.
- 1.10. $0,07 \text{ П} = 0,007 \text{ Па} \cdot \text{с}$.
- 1.11. $0,72 \text{ м/с}$.
- 1.12. $w_{\text{вх}} = 13,1 \text{ м/с}$; $w_{\text{вкл}} = 10,1 \text{ м/с}$.
- 1.13. $w_{\text{п}} = 2,0 \text{ м/с}$; $w_{\text{г}} = 10,4 \text{ м/с}$.
- 1.14. 73 мм .
- 1.16. $0,105 \text{ м}$.
- 1.17. Переходный режим.
- 1.18. а) Переходный режим; б) ламинарный режим.
- 1.19. $0,056 \text{ м/с}$.
- 1.20. 2840 кг/ч .
- 1.21. $\tau = 1 \text{ ч } 13 \text{ мин}$; $\alpha = 0,632$.
- 1.22. $0,06 \text{ м}^2/\text{с}$.
- 1.23. $w = 0,47 \text{ м/с}$; $G = 47\,800 \text{ кг/ч}$.
- 1.24. 280 кг/ч .
- 1.25. $2,88 \cdot 10^4 \text{ Па}$.
- 1.26. $1,37 \cdot 10^4 \text{ Па}$ ($e = 0,01 \text{ мм}$).
- 1.27. 520 Па ($e = 0,8 \text{ мм}$).
- 1.28. $1,15 \cdot 10^4 \text{ Па}$ ($e = 0,2 \text{ мм}$).
- 1.29. а) Уменьшится в 10 раз; б) изменится в $\frac{\lambda_1 T_1}{\lambda_0 T_0}$ раз.
- 1.30. $56,5 \text{ м}^3/\text{ч}$.
- 1.31. 50 мм .
- 1.32. а) Увеличится в 16 раз; б) увеличится в 32 раза.
- 1.33. $7,1 \text{ м}$.
- 1.34. $5,9 \text{ л/мин}$.
- 1.35. $1,51 \text{ кВт}$.
- 1.36. 821 Па .
- 1.37. Для толуола $15,6 \text{ Па}$; для воды 513 Па .
- 1.39. Масштаб $1 : 13,6$; $w = 0,271 \text{ м/с}$.
- 1.40. $1,43 \text{ кВт}$.
- 1.41. Увеличится в 8 раз.
- 1.42. $4,0 \text{ кВт}$.
- 1.43. $10,2 \text{ кВт}$.
- 1.44. $4,7 \text{ кВт}$.
- 1.45. $\Delta p = 3360 \text{ Па}$, $N = 0,35 \text{ кВт}$.
- 1.46. $w = 1,7 \text{ м/с}$; $\lambda = 0,0255$.
- 1.47. $4,79 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}$; режим ламинарный.

- 1.49. $21 \text{ м}^3/\text{ч}$.
- 1.50. Зимой $1,71 \cdot 10^4 \text{ кг/ч}$; летом $1,46 \cdot 10^4 \text{ кг/ч}$.
- 1.51. 776 Па или 79 мм вод. ст. .
- 1.52. $36,7 \cdot 10^4 \text{ Па}$ или $3,74 \text{ кгс/см}^2$.
- 1.53. $4,84 \text{ м}$.
- 1.54. 354 Па .

Глава 2. Насосы. Вентиляторы. Компрессоры

- 2.1. $15,6 \text{ м}$.
- 2.2. 467 м .
- 2.3. $0,69$.
- 2.4. $18,3 \text{ кВт}$.
- 2.5. 43°C .
- 2.6. $0,037 \text{ м}^3/\text{с}$; большой плунжер $0,0184 \text{ м}^3/\text{с}$; малый плунжер $0,0186 \text{ м}^3/\text{с}$.
- 2.7. $0,89$.
- 2.8. Не более $2,2 \text{ м}$.
- 2.9. $1,86 \text{ кВт}$.
- 2.10. $\eta = 0,59$; $Q = 71,2 \text{ м}^3/\text{ч}$; $H = 68 \text{ м}$; $N = 22,4 \text{ кВт}$.
- 2.11. $Q_1 = 0,4 \text{ м}^3/\text{мин}$; $Q_2 = 0,3 \text{ м}^3/\text{мин}$.
- 2.12. $0,257 \text{ м}^3/\text{мин}$.
- 2.13. $18,2 \text{ м}^3/\text{ч}$.
- 2.14. $4,2 \text{ кВт}$.
- 2.15. $\eta = 0,48$; $Q = 4170 \text{ м}^3/\text{ч}$; $\Delta p = 734 \text{ Па}$; $N = 1,77 \text{ кВт}$.
- 2.16. $940 \text{ м}^3/\text{ч}$.
- 2.17. $1650 \text{ м}^3/\text{ч}$.
- 2.18. 1800 об/мин .
- 2.19. 117°C ; 118 кДж/кг .
- 2.20. $4,6 \text{ кВт}$.
- 2.21. $0,89$.
- 2.22. $3,25 \text{ м}^3/\text{мин}$; $13,0 \text{ кВт}$.
- 2.23. $5,46 \text{ м}^3/\text{мин}$; $13,2 \text{ кВт}$.
- 2.24. $20,3 \cdot 10^5 \text{ Па}$ или $20,7 \text{ кгс/см}^2$.
- 2.25. $3,62 \cdot 10^5 \text{ Па}$ или $3,69 \text{ кгс/см}^2$ — воздух; $9,20 \cdot 10^6 \text{ Па}$ или $9,37 \text{ кгс/см}^2$ — этан.
- 2.26. Одноступенчатое сжатие: 261 кДж/кг ; двухступенчатое сжатие: 220 кДж/кг .
- 2.27. 4 ступени.
- 2.28. Одноступенчатое сжатие: $4,28 \cdot 10^3 \text{ кДж/кг}$; двухступенчатое сжатие: $3,54 \cdot 10^3 \text{ кДж/кг}$.
- 2.29. $10,7 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях).
- 2.30. Двухступенчатое сжатие: $N = 83,2 \text{ кВт}$, расход воды $4,13 \text{ м}^3/\text{ч}$; трехступенчатое сжатие: $N = 80 \text{ кВт}$, расход воды $3,96 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Глава 3. Гидромеханические методы разделения. Перемешивание в жидкой среде

- 3.1. а) $d_2/d_1 = 1,73$; б) $d_2/d_1 = 2,06$.
- 3.2. а) $w_{oc} = 7,65 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}$; б) при 15°C $w_{oc} = 7,86 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$, при 500°C $w_{oc} = 3,93 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$.
- 3.3. $16,8 \text{ м/с}$.
- 3.4. $7,63 \text{ м/с}$.
- 3.5. 226 мм .
- 3.6. $11,4 \text{ мкм}$.
- 3.8. $5,14 \text{ м}$.
- 3.9. $V \sim 2$ раза.
- 3.10. ЦН-15; $\Delta p = 808 \text{ Па}$ или $82,4 \text{ мм рт. ст.}$.
- 3.12. 1070 кг/м^3 .
- 3.13. а) $0,08 \text{ м/с}$; б) $0,11 \text{ м/с}$.
- 3.14. $0,93 \text{ мм}$.
- 3.15. 2990 кг .

- 3.16. 4200 кг.
- 3.17. 1 ч 36 мин.
- 3.18. 2 ч.
- 3.19. 1 ч 20 мин.
- 3.20. 58,5 мин.
- 3.21. $110 \text{ см}^3/\text{дм}^3$.
- 3.24. Центрифуга периодического действия вертикальной подвесной конструкции.
- 3.25. Сверхцентрифуга.
- 3.26. $1,375 \cdot 10^5 \text{ Па}$ или $1,40 \text{ кгс/см}^2$.
- 3.27. $\sim 600 \text{ об/мин}$.
- 3.28. а) 1,04 м; б) 0,082 м.
- 3.30. В 200 раз.
- 3.31. 1 мин 18 с.
- 3.32. 4,8 кВт.
- 3.33. 3 центрифуги.
- 3.34. Увеличится не более чем на 100%.
- 3.35. $6,53 \text{ м}^3/\text{ч}$.
- 3.36. В 27 раз.
- 3.37. $5,07 \text{ м}^3/\text{ч}$.
- 3.38. 6,15 мкм.
- 3.39. 0,28 м/с; 2279 Па.
- 3.40. 0,48; 462 мм.
- 3.41. 1,3 мм; 50%.
- 3.42. 137 Вт.
- 3.43. 240 об/мин.
- 3.44. Увеличится в 1,3 раза.
- 3.45. 0,58 м.

Глава 4. Теплопередача в химической аппаратуре

- 4.1. Увеличится в 10 раз.
- 4.2. 1,75 кДж.
- 4.3. 136 кДж/ч.
- 4.4. Увеличится на $\sim 23\%$.
- 4.5. 217°C .
- 4.6. $0,14 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$; $0,017 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$; $0,48 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.
- 4.7. 285 кг/ч; 259 кг/ч; 2820 кг/ч.
- 4.8. $94,7^\circ\text{C}$.
- 4.9. 92 кВт.
- 4.10. 582 кг/ч.
- 4.11. $63,8 \text{ Вт}/\text{м}^2$.
- 4.12. а) Не изменится; б) увеличится на 9%.
- 4.13. а) От 52,55 до $50,28 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$; б) от 1960 до $730 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.
- 4.14. $28,7 \text{ кВт}/\text{м}^2$.
- 4.15. Прямоток $36,7^\circ\text{C}$; противоток $50,5^\circ\text{C}$.
- 4.16. $38,4^\circ\text{C}$.
- 4.17. $4,21 \text{ м}^3/\text{ч}$.
- 4.18. Поверхность имеющегося теплообменника недостаточна.
- 4.19. $9,38 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.
- 4.20. $2140 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.
- 4.21. $3,1 \text{ м}^3$; 560 кг/ч.
- 4.22. а) Расход воды: $39,8 \text{ м}^3/\text{ч}$; $F = 18 \text{ м}^2$;
б) расход воздуха: $112\,000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях); $F = 341 \text{ м}^2$.
- 4.23. $112 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.
- 4.24. $1510 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.
- 4.25. $3890 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.
- 4.26. $92 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.
- 4.27. 1) $42,3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$; $72,3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.
- 4.28. Увеличится в 1,94 раза.
- 4.29. $1100 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.

- 4.30. $266 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.31. $268 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.32. $266 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.33. $156 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.34. $117 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.35. $141 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.36. $287 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.37. $113,8 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.38. $4140 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.39. $3080 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.40. $2340 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.41. $1017 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.42. $1660 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.43. $5035 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.44. 98 м^2 .
- 4.45. 66 м^2 .
- 4.46. $3,61 \text{ м}$; $284,5 \text{ кг/ч}$.
- 4.47. 40 м ; 1512 кг/ч .
- 4.48. а) $309 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; б) $300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.49. $215 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
- 4.50. 772 кг/сут .
- 4.51. Уменьшится в 9,7 раз.
- 4.52. 166 мм .
- 4.53. 127 Вт/м^2 .

Глава 5. Выпаривание. Кристаллизация

- 5.1. I. а) $1,184 \text{ кг/кг}$; б) $1,023 \text{ кг/кг}$; II. а) $1,152 \text{ кг/кг}$; б) $1,067 \text{ кг/кг}$.
- 5.2. $0,141 \text{ кг/с}$.
- 5.3. Уменьшится на $37,5\%$.
- 5.4. $3,47 \cdot 10^5 \text{ Па}$ или $3,54 \text{ кгс/см}^2$.
- 5.5. 1100 кг .
- 5.6. $W = 530 \text{ кг}$; $V = 0,56 \text{ м}^3$.
- 5.7. 80 кВт .
- 5.8. $1995 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$.
- 5.9. $c = 2768 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; $G_{г.н} = 189 \text{ кг}$.
- 5.10. $x = 33\%$; $G_{г.н} = 2530 \text{ кг/ч}$.
- 5.11. $2,1 \text{ мм}$.
- 5.12. а) 173 кВт ; б) $0,026 \text{ кВт}$.
- 5.13. а) 1430 кг/ч ; б) 980 кг/ч ; в) $3,8 \text{ м}^2$.
- 5.14. $r = 305 \text{ кДж/кг}$; $c = 2080 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$.
- 5.15. $r = 2030 \text{ кДж/кг}$; $c = 2810 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$.
- 5.16. $t_{\text{пар}} = 82^\circ\text{C}$; $r = 244 \text{ кДж/кг}$.
- 5.17. $18,1 \text{ кПа}$ или $136,1 \text{ мм рт. ст.}$.
- 5.18. $81,5^\circ\text{C}$.
- 5.19. 149 м^2 .
- 5.20. $\rho_0 = 0,317 \text{ кгс/см}^2$.
- 5.21. 42 м^2 ; 2150 кг/с .
- 5.22. Увеличится в 2 раза.
- 5.23. 932 кг/ч .
- 5.24. 85 м^2 ; 1494 кг/ч .
- 5.25. а) $35 \text{ м}^3/\text{ч}$; б) $32 \text{ м}^3/\text{ч}$.
- 5.26. $G_{\text{нач}} = 1640 \text{ кг/ч}$; $G_{\text{кон}} = 560 \text{ кг/ч}$.
- 5.27. 35°C .
- 5.28. $11,8\%$ (масс.); $18,0\%$ (масс.); 43% (масс.).
- 5.29. 4 корпуса.
- 5.30. $13,5 \text{ кг/ч}$, т.е. $4,04\%$ от общего количества воды, испарившейся во втором корпусе.
- 5.31. $25,9\%$.
- 5.32. $x_{\text{нач}} = 11,3\%$ (масс.); $\Delta t = 20,7 \text{ К}$.

- 5.33. 88 кг/ч.
 5.34. 129 кг/ч; 56 кВт.
 5.35. 15 °С.
 5.36. 1,3 т.
 5.37. $F = 23 \text{ м}^3$; $G_n = 8630 \text{ кг/ч}$.

Глава 6. Основы массопередачи. Абсорбция

- 6.1. $\rho_{см} = 1050 \text{ кг/м}^3$; $X = 1,333 \text{ кг нитробензола/кг бензола}$; $C_x = 4,86 \text{ кмоль нитробензола/м}^3 \text{ смеси}$.
 6.2. 1143 кг/м^3 .
 6.3. $1,59 \text{ кг спирта/кг воздуха}$; $\rho_{см} = 1,08 \text{ кг/м}^3$.
 6.4. $0,634 \text{ кг/м}^3 \text{ водорода}$; $11,59 \text{ кг/м}^3 \text{ метана}$; $4,740 \text{ кг/м}^3 \text{ этилена}$.
 6.6. $\Delta C_y = 5,15 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль } C_2H_2/\text{м}^3 \text{ газа}$; $\Delta C_y = 0,1340 \text{ кг } C_2H_2/\text{м}^3 \text{ газа}$; $\Delta C_x = 5,26 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль } C_2H_2/\text{м}^3 \text{ жидкости}$; $\Delta C_x = 0,1369 \text{ кг } C_2H_2/\text{м}^3 \text{ жидкости}$.
 6.7. $\Delta x = 0,08 \text{ кмоль хлороформа/кмоль смеси}$; $\Delta y = 0,10 \text{ кмоль хлороформа/кмоль смеси}$.
 6.8. а) 13,8% (масс.); б) 42,5%.
 6.9. а) 40,5%; б) 85%.
 6.11. $0,00122 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кПа)}$.
 6.12. $\Delta Y_{ср} = 0,02 \text{ кмоль бензола/кмоль инертного газа}$; $n_{0y} = 1,6$.
 6.13. $L = 175000 \text{ кг/ч}$; $n_{0y} = 6,02$. $\Delta P_{ср} = 5,67 \text{ мм рт. ст.}$.
 6.14. $L = 1475 \text{ кг/ч}$; $H_n = 7,2 \text{ м}$.
 6.15. $L = 760 \text{ кг/ч}$; $H_n = 1,93 \text{ м}$; $n_{0y} = 4,68$.
 6.17. $0,038 \text{ м/с}$.
 6.18. $2,16 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$.
 6.19. $0,0285 \text{ м/с}$.
 6.20. $D = 2,15 \text{ м}$; $H_T = 5,4 \text{ м}$.
 6.21. $H_n = 5,1 \text{ м}$; $K_y = 0,0132 \text{ кг аммиака / (м}^2 \cdot \text{с } \frac{\text{кг аммиака}}{\text{кг воздуха}})$.
 6.22. $5,1 \text{ м}$.
 6.23. $L = 12,3 \text{ т/ч}$; $X_n = 0,0611 \text{ кмоль бензола/кмоль масла}$; $D = 1,59 \text{ м}$; $H_n = 7,02 \text{ м}$; $H_T = 4,0 \text{ м}$.
 6.24. $30 \text{ м}^3/\text{ч}$.
 6.25. $D = 1,03 \text{ м}$; $X_n = 0,149 \text{ кмоль бензола/кмоль поглотителя}$.

Глава 7. Перегонка и ректификация

- 7.1. а) 99 °С; 10,2% (масс.) крезол, 89,8% (масс.) воды; 1,85% (об.) крезол, 14 мм рт. ст.;
 б) 74 °С; 7,25% (масс.) крезол, 92,75% (масс.) воды; 1,29% (об.) крезол, 3,9 мм рт. ст.
 7.2. а) 94 кг; б) 31,3 кг.
 7.3. $x_0 = 0,408$; $P = 962 \text{ мм рт. ст. или } 128,3 \text{ кПа}$.
 7.4. а) $x = 0,675$; $y^* = 0,90$;
 б) при 50 °С давление не может превышать 400 мм рт. ст.
 7.6. 4,2% (мол.) воды; 13% (мол.) уксусной кислоты; 82,8% (мол.) ацетона.
 7.7. 465 кг; 43,8% (масс.) бензола.
 7.8. $W = 22,6 \text{ кг}$; $D = 2577,4 \text{ кг}$; $x_D = 73,6\%$.
 7.9. 608 кмоль/ч.
 7.11. 12,1% (масс.).
 7.12. 0,897.
 7.13. 7,2% (масс.); 13 000 кг/ч.
 7.14. $G_D = 17 150 \text{ кг/ч}$; $G_W = 64 700 \text{ кг/ч}$; $G_V = 68 400 \text{ кг/ч}$.
 7.15. 25,4% (масс.); 4330 кг/ч.
 7.16. 68,4% (мол.).
 7.17. 74,4% (мол.); 80,3% (мол.).
 7.18. а) 76,7% (мол.); б) 17,96% (мол.).
 7.19. $n_c = 9$; 720 кг/ч.

- 7.20. 7,1% (масс.); $G_V = 4400$ кг/ч; $G_{\text{подм}} = 97\,100$ кг/ч.
 7.21. 59,2 м³; 2170 кг/ч.
 7.22. В дефлегматоре: 4700 кДж/кг; в кубе: 5787 кДж/кг.
 7.23. 3,21; 83 т/ч.
 7.24. 9,4 м³; 10,75 т/ч.
 7.25. $n_T = 17$.
 7.26. 190 кг/ч.
 7.27. а) $G_D = 1760$ кг/ч; $G_V = 4240$ кг/ч; б) $p = 328$ мм рт. ст.; в) $n_T = 13$;
 г) $G_{г.н} = 1435$ кг/ч; $G_a = 46,5$ т/ч.

Глава 8. Экстрагирование

- 8.2. $x_{A_1} = 62,2$; $x_{B_1} = 24,8$; $x_{A_2} = 18,9$; $x_{B_2} = 25,1\%$ (масс.); 1,74 кг.
 8.3. $G_{E_1} = 1940$; $G'_{E_1} = 180$ кг; $x_{E_1} \approx 55\%$ (масс.) (после удаления растворителя);
 $G_{E_2} = 1735$; $G'_{E_2} = 99$ кг; $x_{E_2} = 35\%$ (масс.) (после удаления растворителя);
 $G_{R_1} = 915$; $G'_{R_1} = 850$ кг; $x_{R_1} = 4\%$ (масс.) (после удаления растворителя).
 8.4. $G_S = 1334$ кг/ч; $n_c = 4$.
 8.5. $n_c = 3$; $x_E = 4$ г/л; 1,2 г/л; 0,6 г/л.
 8.6. $G_{S_{\text{мин}}} = 99$ кг; $n_c = 8$.
 8.7. 63% (масс.); 70% (масс.).
 8.8. 38,9 кг; 256 кг.
 8.9. 77,8 кг; 450 кг; $n_c = 7$.
 8.10. Экстракт 58% (масс.); рафинат $\sim 0\%$; $n_{\text{смин}} = 11$.
 8.11. $n_c = 18$; $G_{S_0} = 1718$ кг; $G_S = 1734$ кг.
 8.12. а) 7,7 кг; б) 99,6%; в) 24,9% (масс.).
 8.13. $n_c = 2$.
 8.14. $n_c = 6$.
 8.15. а) 0,1 т или 2%; б) 28,8 т; в) I — 10%, II — 7,9%, III — 6,1%, IV — 4,7%,
 V — 3,6%.
 8.16. 565 кг; $n_c = 3$.

Глава 9. Адсорбция

- 9.1. 1430 кг; 2,55 м; 1 ч 22 мин.
 9.2. $\tau = 225$ мин; $\tau_0 = 65$ мин.
 9.4. $u = 0,08$ м/с; $H_0 = 0,4$ м.
 9.5. $q = 228$ кДж/кг угля; $Q = 1,21 \cdot 10^6$ кДж.
 9.6. $2,94 \cdot 10^{-5}$ м/с.

Глава 10. Сушка

- 10.1. В 33 раза.
 10.2. $x = 0,060$ кг/кг; $I = 209$ кДж/кг; $t_m = 43^\circ\text{C}$; $t_p = 42^\circ\text{C}$.
 10.3. $x = 0,020$ кг/кг; $I = 105$ кДж/кг; $t_p = 24^\circ\text{C}$; $\varphi = 0,25$; $p_a = 23$ мм рт. ст.
 10.4. $x = 0,069$ кг/кг; $\varphi = 0,8$.
 10.5. а) 0,0159 кг/кг; б) 0,231 кг/кг; в) 0,0154 кг/кг.
 10.6. $l_a = 36,4$ кг/кг; $q_a = 4350$ кДж/кг; $l_a = 47,6$ кг/кг; $q_a = 3710$ кДж/кг.
 10.7. $p = 372,5$ мм рт. ст.; $p_{\text{возд}} = 372,5$ мм рт. ст.; $x = 0,622$ кг/кг.
 10.8. $x = 0,083$ кг/кг; $p_a = 6,173$ кгс/см² или $6,06 \cdot 10^5$ Па; $p = 5,68$ кг/м³.
 10.9. 4,6 кг/ч; 43,5 кг/кг.
 10.10. $p_a = 2,755$ кгс/см² или 270,3 кПа; $p = 5,05$ кг/м³; $x = 0,404$ кг/кг.
 10.11. 3230 м³ влажного воздуха/ч.
 10.12. 25°C.
 10.13. 9700 кг/ч; 566 кВт.
 10.14. 47 200 кг/ч; 910 кВт.

- 10.15. 71,3%.
- 10.16. 35,8 °C.
- 10.17. 7,4 кПа или 56 мм рт. ст.; 7,4%
- 10.18. 16,5 ч.
- 10.19. 5,81 м².
- 10.20. 33 °C; 0,39.
- 10.21. 38 °C.
- 10.22. $L = 20\,800$ кг/ч; $G_{г.н} = 950$ кг/ч.
- 10.23. 320 кг/ч; 132 м².
- 10.24. $L = 1710$ кг/ч; $G_n = 1315$ кг/ч; $p_n = 30$ мм рт. ст.; 3,95%.
- 10.25. $\theta = 38$ °C, $t_2 = 53$ °C, $x_2 = 0,035$ кг/кг.
- 10.26. 127 °C.
- 10.27. $L = 7400$ кг/ч; $G_{г.н} = 590$ кг/ч; $P_{абс} = 8$ кгс/см².
- 10.28. $L = 16\,200$ кг/ч; $G_{г.н} = 960$ кг/ч.
- 10.29. 34 Вт/(м²·K); 156 кг/ч.
- 10.30. 868 м²; 1865 кг/ч.
- 10.31. а) 2545 кДж/кг; б) 3685 кДж/кг.
- 10.32. 150 м²; 401 кг/ч.
- 10.33. $L = 6840$ кг/ч; $G_{г.н} = 565$ кг/ч; $P_{абс} = 10$ кгс/см²; $F = 135$ м².
- 10.34. $G_{кон} = 423$ кг/ч; $F = 70$ м²; доля возвращаемого отработавшего воздуха 60,8%.

Глава 11. Умеренное и глубокое охлаждение

- 11.1. $\varepsilon = 8,22$; $N = 0,78$ кВт.
- 11.2. $L = 1042$ кВт; $G_n = 0,31$ кг/с.
- 11.3. а) $q_0 = 1110$ кДж/кг; $\varepsilon = 4,84$; б) $q_0 = 119,6$ кДж/кг; $\varepsilon = 1,96$; в) $q_0 = 118,5$ кДж/кг; $\varepsilon = 4,87$.
- 11.4. 1,89.
- 11.5. а) 5,06; б) 4,38; в) 4,16; г) 4,27.
- 11.6. а) 5,06; б) 4,50; в) 4,00; г) 4,13.
- 11.7. $Q_0 = 116,5$ кВт; $\varepsilon = 4,96$.
- 11.8. 99,5 м²/ч.
- 11.9. 5,82 кВт.
- 11.10. 1098 кВт.
- 11.11. 3,08; 37,8 кВт.
- 11.12. $p_n = 1166,9$ кПа или 11,895 кгс/см²; $p_n = 206,4$ кПа или 2,41 кгс/см²; $\varepsilon = 4,94$; $V = 189$ м³/ч; $N_{теор} = 23,6$ кВт; $N = 36,3$ кВт; $t = 97$ °C; $V_n = 14,3$ м³/ч.
- 11.13. $Q_0 = 85\,950$ Вт, $Q' = 53\,730$ Вт; $N = 23,2$ кВт.
- 11.14. $p/p_0 = 4,75$; $G_n = 3125$ кг/ч.
- 11.15. -82 °C.
- 11.16. а) 11 °C; б) 73 °C.
- 11.17. а) 4,92 кВт·ч/кг; б) 2,10 кВт·ч/кг.
- 11.18. 0,0545 кг/кг, расход энергии на 1 кг жидкого воздуха 4 кВт·ч/кг.
- 11.19. 1,084 кВт·ч/кг.
- 11.20. 0,066 кг/кг; расход энергии на 1 кг жидкого воздуха 1,31 кВт·ч/кг.
- 11.21. $N = 46,7$ кВт; $G_{ж} = 46,6$ кг/ч; расход энергии на 1 кг жидкого воздуха ~ 1 кВт·ч/кг.
- 11.22. 1,07 кВт·ч/кг.
- 11.23. 0,69.
- 11.24. 0,995 кВт·ч/кг.
- 11.25. 1618 м².
- 11.26. 113 ч.
- 11.27. 2,2 кВт·ч/кг.
- 11.28. 1,15 кВт·ч/кг.
- 11.29. 0,67.

ЛИТЕРАТУРА

Общая

- 0.1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд., пер. и доп. М., Химия, 1973. 754 с.
- 0.2. Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. 2-е изд., пер. и доп. М., Химия, 1972, 493 с.
- 0.3. Циборовский Я. Процессы химической технологии. Пер. с польск./Под ред. П. Г. Романкова. М. — Л., Госхимиздат, 1958. 932 с.; Основы процессов химической технологии. Л., Химия, 1967. 719 с.
- 0.4. Плановский А. Н., Рамм В. М., Каган С. Э. Процессы и аппараты химической технологии. 5-е изд., пер. и доп. М., Химия, 1968. 847 с.
- 0.5. Авербух Я. Д., Заостровский Ф. П., Матусевич Л. Н. Процессы и аппараты химической технологии. Курс лекций. Ч. 1. Свердловск, УПИ, 1969, 306 с.
- 0.6. Берд Р., Стьюарт В., Лайтфут Е. Явления переноса. Пер. с англ./Под ред. Н. М. Жаворонкова и В. А. Малюсова. М., Химия, 1974. 687 с.
- 0.7. Кирпичев М. В. Теория подобия. М., Изд-во АН СССР, 1953. 95 с.
- 0.8. Гухман А. А. Введение в теорию подобия. 2-е изд. М., Высшая школа, 1973. 295 с.
- 0.9. Брайнес Я. М. Подобие и моделирование в химической и нефтехимической технологии. М., Гостоптехиздат, 1961. 219 с.
- 0.10. Долежалик В. Подобие и моделирование в химической технологии. Пер. с чешск./Под ред. Н. И. Гельперина. М., Гостоптехиздат, 1960. 95 с.
- 0.11. Веников В. А. Теория подобия — моделирование. М., Высшая школа, 1966. 487 с.
- 0.12. Гухман А. А. Применение теории подобия к исследованию процессов тепло-массообмена. М., Высшая школа, 1967. 303 с.
- 0.13. Седов Л. И. Методы подобия и размерностей в механике. 5-е изд. М., Наука, 1965. 320 с.
- 0.14. Алабушев П. М. и др. Теория подобия и размерностей. Моделирование. М., Высшая школа, 1968. 206 с.
- 0.15. Кафаров В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. 3-е изд., пер. М., Химия, 1975. 463 с.
- 0.16. Бояринов А. И., Кафаров В. В. Методы оптимизации в химической технологии. М., Химия, 1975. 575 с.
- 0.17. Бондарь А. Г. Математическое моделирование в химической технологии. Киев. Вища школа, 1973. 279 с.
- 0.18. Закгейм А. Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов. М., Химия, 1973. 223 с.
- 0.19. Кафаров В. В., Перов В. Л., Мешалкин В. П. Принципы математического моделирования химико-технологических систем. М., Химия, 1974. 344 с.
- 0.20. Альбом математических описаний и алгоритмов управления типовыми процессами химической технологии. Вып. 1, 2. М., НИИТЭХИМ, 1965, 1967. 39 с.
- 0.21. Айнберг В. Д. Основы программирования на алгоритмическом языке АЛГОЛ-60. М., Машиностроение, 1973. 150 с.
- 0.22. Белявский Е. И., Деген А. Б., Этим Ю. Б. АЛГОЛ-60. Л., Гидрометеиздат, 1966. 207 с.

- 0.23. Кушкова А. Д. Стандартные алгоритмы расчета процессов химической технологии, реализуемые на ЭЦВМ М-222, БЭСМ-4, МИР-2. Методическое пособие. Л., ЛТИ, 1976.
- 0.24. Справочник химика. Т. V, 2-е изд. М. — Л., Химия, 1966, с. 354—804.
- 0.25. Перри Дж. Справочник инженера-химика. Пер. с англ./Под ред. Н. М. Жаворонкова и П. Г. Романкова. Т. 1—2. Л. Химия, 1969.
- 0.26. Левеншпиль О. Инженерное оформление химических процессов. Пер. с англ./Под ред. и с доп. М. Г. Слинько. М., Химия, 1969. 624 с.
- 0.27. Батунер Л. М., Позин М. Е. Математические методы в химической технике. 6-е изд. Л., Химия, 1971. 823 с.
- 0.28. Беннет К. О., Майерс Дж. Е. Гидродинамика, теплообмен и массообмен. Пер. с англ./Под ред. Н. И. Гельперина, И. А. Чарного. М., Недра, 1966. 726 с.
- 0.29. Бенедек П., Ласло А. Научные основы химической технологии. Пер. с венг./Под ред. П. Г. Романкова и М. И. Курочкиной. Л., Химия, 1970. 376 с.
- 0.30. Розенброк Х., Стори С. Вычислительные методы для инженеров-химиков. Пер. с англ. М., Мир, 1968. 442 с.
- 0.31. Бесков С. Д. Технологические расчеты. М., Высшая школа, 1962. 468 с.
- 0.32. Флореа О., Смигельский О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии. Пер. с рум./Под ред. С. З. Кагана. М., Химия, 1971. 444 с.
- 0.33. Романков П. Г., Носков А. А. Сборник расчетных диаграмм по курсу процессов и аппаратов химической технологии. 2-е изд., испр. Л., Химия, 1977. 24 с.
- 0.34. Бретшнайдер С. Свойства газов и жидкостей. Пер. с польск./Под ред. П. Г. Романкова. Л., Химия, 1966. 536 с.
- 0.35. Рид Р., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. Пер. с англ./Под ред. В. Б. Кагана. Л., Химия, 1971. 334 с.
- 0.36. Лащинский А. А., Толчинский А. Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Л., Машиностроение, 1970. 752 с.
- 0.37. Яблонский П. А. Проектирование тепло- и массообменной аппаратуры химической промышленности. 8-е изд., пер. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1978. 86 с.
- 0.38. Романков П. Г. (ред.). Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии. 5-е изд., пер. Л., Химия, 1979. 256 с.
- 0.39. Чернобыльский И. И., Бондарь А. Г., Гаевский Б. А. и др. Машины и аппараты химических производств./Под ред. И. И. Чернобыльского. 3-е изд., пер. и доп. М., Машиностроение, 1975. 456 с.
- 0.40. Стабников В. Н., Попов В. Д., Редько Ф. А. и др. Процессы и аппараты пищевых производств 3-е изд., пер. и доп., М., Пищевая промышленность, 1976. 663 с.
- 0.41. Скоблю А. И., Трегубова И. А., Егоров Н. Н. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. М., Гостоптехиздат, 1962. 652 с.
- 0.42. Батунер Л. М. Процессы и аппараты органического синтеза и биохимической технологии. М. — Л., Химия, 1966. 520 с.
- 0.43. Рейхсфельд В. О., Еркова Л. Н. Оборудование производств основного органического синтеза и СК. 2-е изд. Л., Химия, 1974. 438 с.
- 0.44. Мельник Б. Д., Мельников Е. Б. Краткий инженерный справочник по технологии неорганических веществ. М. — Л., Химия, 1968. 432 с.
- 0.45. Козулин Н. А., Соколов В. Н., Шапиро А. Я. Примеры и задачи по курсу оборудования заводов химической промышленности. М. — Л., Машиностроение, 1966. 492 с.
- 0.46. Еленков Д. Процеси и апарати в химическата промишленност. София, Държавно издателство Техника, 1962. 513 с.
- 0.47. Adolphi G., Adolphi H. Grundzüge der Verfahrenstechnik für Chemiker, Ökonomen-Ingenieure der chemischen Industrie. Leipzig VEB, Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, 1970. 300 S.
- 0.48. Bratu Em. A. Operatii si utilaje in industria chimică. V. 1. Bucuresti, 1960. 629 s.
- 0.49. McCabe W., Smith J. Unit Operations of Chemical engineering. N. Y., McGraw Hill Book Co., 1967. 1007 p.

К главе 1. Основы прикладной гидравлики.

- 1.1. *Прандтль Л.* Гидроаэромеханика. 2-е изд. Пер. с нем. М. — Л., ИЛ, 1951. 575 с.
- 1.2. *Лойцянский Л. Г.* Механика жидкости и газа. 4-е изд. М., Наука, 1973. 847 с.
- 1.3. *Френкель Н. З.* Гидравлика. 2-е изд. М. — Л., Госэнергоиздат, 1956. 456 с.
- 1.4. *Чугаев Р. Р.* Гидравлика. Л., Энергия, 1971. 552 с.
- 1.5. *Миллиончиков М. Д.* Турбулентные течения в пограничном слое и в трубах. М., Наука, 1969. 43 с.
- 1.6. *Левин В. Г.* Физико-химическая гидродинамика. 2-е изд., доп. и пер. М., Физматгиз, 1959. 699 с.
- 1.7. *Романков П. Г., Курочкина М. И.* Гидромеханические процессы химической технологии. 2-е изд., пер. и доп. Л., Химия, 1974. 288 с.
- 1.8. *Кутателадзе С. С., Стирикович М. А.* Гидравлика газо-жидкостных систем. М. — Л., Энергия, 1976. 296 с.
- 1.9. *Соу Г.* Гидродинамика многофазных систем. Пер. с англ. М., Мир, 1971. 536 с.
- 1.10. *Уоллис Г.* Одномерные двухфазные течения. М., Мир, 1972. 440 с.
- 1.11. *Уилкинсон У. Л.* Неньютоновские жидкости. Гидромеханика, перемешивание и теплообмен. Пер. с англ./Под ред. А. В. Лыкова. М., Мир, 1964. 216 с.
- 1.12. *Иванов Е. А., Шепелев А. В., Лялин Е. В.* Трубопроводы в химической промышленности. М., Машгиз, 1963. 428 с.
- 1.13. *Идельчик И. Е.* Справочник по гидравлическим сопротивлениям. М. — Л., Госэнергоиздат, 1960. 463 с.
- 1.14. *Альтшуль А. Д.* Гидравлические сопротивления. М., Недра, 1970. 216 с.
- 1.15. *Идельчик И. Е.* Аэродинамика промышленных аппаратов. М. — Л., Энергия, 1964. 287 с.
- 1.16. *Справочник машиностроителя. Т. 2.* 3-е изд., испр. и доп. М., Машгиз, 1960. 740 с.

К главе 2. Насосы. Вентиляторы. Компрессоры

- 2.1. *Черкасский В. М., Романова Т. М., Кауль Р. А.* Насосы, компрессоры, вентиляторы. 2-е изд., пер. и доп. М., Энергия, 1968. 304 с.
- 2.2. *Калинушкин М. П.* Вентиляторные установки. 7-е изд. М., Высшая школа, 1979. 223 с.
- 2.3. *Старк С. Б.* Основы гидравлики, насосы и воздухоудные машины. Сборник задач. М., Металлургиздат, 1961. 458 с.
- 2.4. *Киселев В. И.* Насосы, компрессоры и вентиляторы. М., Металлургиздат, 1961. 400 с.
- 2.5. *Сидоров М. Д.* Справочник по воздухоудным и газодудным машинам. М. — Л., Машгиз, 1962. 260 с.

К главе 3. Гидромеханические методы разделения.

Гидродинамика взвешенного слоя.

Перемешивание в жидкой среде

- 3.1. *Ужов В. Н.* Борьба с пылью в промышленности. М., Гсхимиздат, 1962. 183 с.
- 3.2. *Гордон Г. М., Пейсахов И. Л.* Пылеулавливание и очистка газов. 2-е изд. М. — Л., Металлургия, 1968. 499 с.
- 3.3. *Ушаков С. Г., Зверев Н. И.* Инерционная сепарация пыли. М., Энергия, 1974. 168 с.
- 3.4. *Коузов П. А.* Указания по расчету циклонов (А6-52). Методические материалы для проектирования. М., ГПИ Сантехпроект. 1971. 52 с.
- 3.5. *Ужов В. Н., Вальбери А. Ю.* Очистка газов мокрыми фильтрами. М., Химия, 1972. 247 с.

- 3.6. *Монтвид А. Э.* Многокамерные сгустители в производстве глинозема. М. — Л., Металлургиздат, 1952. 56 с.
- 3.7. *Малиновская Т. А.* Разделение суспензий в промышленности органического синтеза. М., Химия, 1971. 318 с.
- 3.8. *Позин М. Е., Мухленов И. П., Тарат Э. Я.* Пенные газоочистители, теплообменники и абсорберы. Работа и расчет пенных аппаратов. Л., Госхимиздат, 1959. 123 с.
- 3.9. *Жужиков В. А.* Фильтрование. 4-е изд. М., Химия, 1980. 398 с.
- 3.10. *Олевский В. А.* Конструкция и расчет механических классификаторов и гидроциклонов. М., Госгортехиздат, 1960. 314 с.
- 3.11. *Поваров А. И.* Гидроциклоны. М. — Л., Госгортехиздат, 1961. 266 с.
- 3.12. *Соколов В. И.* Современные промышленные центрифуги. 2-е изд. Л., Машиностроение, 1967. 523 с.
- 3.13. *Аэров М. Э., Тодес О. М.* Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем. М. — Л., Химия, 1968. 510 с.
- 3.14. *Разумов И. М.* Псевдоожижение и пневмотранспорт. 2-е изд. М., Химия, 1972. 230 с.
- 3.15. *Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б.* Основы техники псевдоожижения. М., Химия, 1967. 664 с.
- 3.16. *Дэвидсон Дж., Харрисон Д.* (ред.). Псевдоожижение. Пер. с англ./Под ред. Н. И. Гельперина. М., Химия, 1973. 725 с.
- 3.17. *Забродский С. С.* Высокотемпературные установки с кипящим слоем. М., Энергия, 1971. 326 с.
- 3.18. *Членов В. А., Михайлов Н. В.* Виброкипящий слой. М., Наука, 1972. 343 с.
- 3.19. *Штербаек Э., Тауск П.* Перемешивание в химической промышленности. Пер. с чешск./Под ред. И. С. Павлушенко. Л., Госхимиздат, 1963. 416 с.
- 3.20. *Стренк Ф.* Перемешивание и аппараты с мешалками. Пер. с польск./Под ред. И. А. Шупляка. Л., Химия, 1975. 384 с.
- 3.21. *Липатов Н. Н., Новиков О. П.* Саморазгружающиеся сепараторы. М., Машиностроение, 1975. 247 с.

К главе 4. Теплопередача в химической аппаратуре

- 4.1. *Михеев М. А., Михеева И. М.* Основы теплопередачи. М., Энергия, 1973. 319 с.
- 4.2. *Кутателадзе С. С.* Основы теории теплообмена. 4-е изд. Новосибирск, Наука, 1970. 659 с.
- 4.3. *Исаченко И. П., Осипова В. А., Сукомел А. С.* Теплопередача. 3-е изд., пер. и доп. М., Энергия, 1975. 480 с.
- 4.4. *Хоблер Т.* Теплопередача и теплообменники. Пер. с польск./Под ред. П. Г. Романкова. Л., Госхимиздат, 1961. 812 с.
- 4.5. *Гребер Г., Эрк С., Григуль У.* Основы учения о теплообмене. Пер. с нем./Под ред. А. А. Гухмана. М., ИЛ, 1958. 566 с.
- 4.6. *Якоб М.* Вопросы теплопередачи. Пер. с англ./Под ред. В. К. Мотулевича. М., ИЛ, 1960. 517 с.
- 4.7. *Балайка Б., Сикора К.* Процессы теплообмена в аппаратах химической промышленности. Пер. с чешск./Под ред. В. А. Григорьева. М., Машгиз, 1962. 351 с.
- 4.8. *Чечеткин А. В.* Высокотемпературные теплоносители. 3-е изд., пер. и доп. М., Энергия, 1971. 496 с.
- 4.9. *Долинин Н. П.* Установки для нагрева химической аппаратуры высокотемпературными органическими теплоносителями. М., Машгиз, 1963. 292 с.
- 4.10. *Петухов Б. С.* Теплообмен и сопротивление при ламинарном течении жидкости в трубах. М., Энергия, 1967. 411 с.
- 4.11. *Кутателадзе С. С., Боришанский В. М.* Справочник по теплопередаче. М. — Л., Госэнергоиздат, 1959. 414 с.
- 4.12. *Герасимов С. Г.* (ред.). Теплотехнический справочник. М. — Л., Госэнергоиздат. Т. I, 1957. 728 с.; т. II, 1958. 671 с.

- 4.13. *Варгафтик Н. Б.* (ред.). Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. 2-е изд., доп. и пер. М., Наука, 1972. 720 с.
- 4.14. *Кошкин В. К., Калинин Э. К. и др.* Нестационарный теплообмен. М. — Л., Машиностроение, 1973. 327 с.
- 4.15. *Steidl H. et al.* Úvod do prou dění tekutin a sdílení tepla. Praha, Academia, 1975. 486 S.
- 4.16. *Краснощечков Е. А., Сукомел А. С.* Задачник по теплопередаче. М. — Л., Госэнергоиздат, 1963. 224 с.
- 4.17. *Чиркин В. С.* Теплопроводность промышленных материалов. Справочное пособие. 2-е изд., пер. и доп. М., Машгиз, 1962. 247 с.
- 4.18. *Цедерберг Н. В.* Теплопроводность газов и жидкостей. М. — Л., Госэнергоиздат, 1963. 408 с.
- 4.19. *Григорьев В. А. и др.* Краткий справочник по теплообменным аппаратам/Под ред. проф. П. Д. Лебедева. М. — Л., Госэнергоиздат, 1962. 255 с.
- 4.20. *Воронцов Е. Г., Тананайко Ю. М.* Теплообмен в жидкостных пленках. Киев, Техника, 1972. 194 с.
- 4.21. *Клименко А. П., Каневец Г. Е.* Расчет теплообменных аппаратов на ЭВМ. М. — Л., Энергия, 1966. 140 с.
- 4.22. Проектирование и оптимизация теплообменных аппаратов на ЭЦВМ/Под ред. Г. Е. Каневца. Ч. 1—3. Киев. Ин-т кибернетики АН УССР, 1970.
- 4.23. *Маньковский О. Н., Толчинский А. Р., Александров М. В.* Теплообменная аппаратура химических производств. Л., Химия, 1976. 367 с.

К главе 5. Выпаривание. Кристаллизация

- 5.1. *Тищенко И. А.* Расчет многокорпусного выпарного аппарата. ОНТИ, Гл. ред. хим. лит., 1938. 32 с.
- 5.2. *Чернобыльский И. И.* Выпарные установки. Киев, Высшая школа, 1970. 240 с.
- 5.3. *Колач Т. А., Радун Д. В.* Выпарные станции. М., Машгиз, 1963. 400 с.
- 5.4. *Плановский А. Н., Николаев П. И.* Типовой расчет трехкорпусной выпарной установки М., МИХМ, 1954. 24 с.
- 5.5. *Непенин Ю. Н.* Процессы и аппараты химической технологии. Руководство к курсовому проектированию. Л., ВЗЛТИ, 1956. 113 с.
- 5.6. *Таубман Е. И.* Расчет и моделирование выпарных установок. М., Химия, 1970. 216 с.
- 5.7. Аппараты выпарные. Каталог-справочник УкрНИИХиммаш. М., ЦИНТИхимнефтемаш, 1965. 52 с.
- 5.8. *Матусевич Л. Н.* Кристаллизация из растворов химической промышленности. М., Химия, 1968. 304 с.
- 5.9. *Удыма П. Г.* Аппараты с погружными горелками. М., Машиностроение, 1965. 191 с.
- 5.10. *Бэмфорт А. В.* Промышленная кристаллизация. Пер. с англ. М., Химия, 1969. 239 с.

К главе 6. Основы массопередачи. Абсорбция

- 6.1. *Кафаров В. В.* Основы массопередачи. 3-е изд., пер. М., Высшая школа, 1979. 494 с.
- 6.2. *Рамм В. М.* Абсорбция газов. М., Химия, 1976. 655 с.
- 6.3. *Хоблер Т.* Массопередача и абсорбция. Пер. с польск./Под ред. П. Г. Романкова. Л., Химия, 1964. 479 с.
- 6.4. *Франк-Каменецкий Д. А.* Диффузия и теплопередача в химической кинетике. М., Наука, 1967. 491 с.
- 6.5. *Коган В. Б., Фридман В. М., Кафаров В. В.* Равновесие между жидкостью и паром. Кн. 1—2. М. — Л., Наука, 1966.
- 6.6. *Treybal R. E.* Mass-transfer Operations. 2nd ed. N. Y., McGraw-Hill Book Co., 1968. 717 p.

К главе 7. Перегонка и ректификация

- 7.1. Багатуров С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. 3-е изд., пер. М., Химия, 1974. 439 с.
- 7.2. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. 2-е изд. пер. М., Химия, 1971. 296 с.
- 7.3. Стабников В. Н. Ректификационные аппараты. М., Машиностроение, 1965. 356 с.
- 7.4. Стабников В. Н. Перегонка и ректификация спирта. М., Пищепромиздат, 1962. 503 с.
- 7.5. Касаткин А. Г., Плановский А. Н., Чехов О. С. Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов. Стандартгиз, 1961. 80 с.
- 7.6. Сидрде Э. К., Теаро Э. Н., Миккал В. Я. Дистилляция. Л., Химия, 1971. 216 с.
- 7.7. Коган В. Б. Азеотропная и экстрактивная ректификация. Л., Химия, 1971. 432 с.
- 7.8. Платонов В. М., Берго Б. Г. Разделение многокомпонентных смесей. М., Химия, 1965. 368 с.
- 7.9. Стабников В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. Киев, Техніка, 1970. 207 с.
- 7.10. Ziolkowski Z. Destylacja i rektyfikacja w przemyśle chemicznym. Warszawa, Wydawnictwa naukowo-techniczne, 1966. 1044 S.
- 7.11. Kirschbaum E. Destillier- und Rektifiziertchnik. IV Aufl. Berlin Springer Verlag, 1969. 494 S.
- 7.12. Колонные аппараты из стали и чугуна. Отраслевые нормалы. М., НИИХиммаш, 1964. 80 с.

К главе 8. Экстрагирование

- 8.1. Зюлковский З. Жидкостная экстракция в химической промышленности. Пер. с польск./Под ред. П. Г. Романкова. Л., Госхимиздат, 1963. 478 с.
- 8.2. Альдерс Л. Жидкостная экстракция. Пер. с англ./Под ред. В. И. Левина. 2-е изд. М., Издательский центр, 1962. 258 с.
- 8.3. Трейбал Р. Жидкостная экстракция. Пер. с англ./Под ред. С. З. Кагана. М., Химия, 1966. 724 с.
- 8.4. Хансон К. (ред.). Последние достижения в области жидкостной экстракции. Пер. с англ. М., Химия, 1974. 448 с.
- 8.5. Жидкостная экстракция (теория и практика). Сборник статей. Под ред. проф. А. Г. Касаткина. М., Госхимиздат, 1958. 154 с.
- 8.6. Броунштейн Б. И., Железняк А. С. Физико-химические основы жидкостной экстракции. М. — Л., Химия, 1966. 318 с.
- 8.7. Аксельруд Г. А., Лысянский В. М. Экстрагирование. Система твердое тело — жидкость. Л., Химия, 1974. 254 с.

К главе 9. Адсорбция

- 9.1. Тимофеев Д. П. Кинетика адсорбции. М., Изд-во АН СССР, 1962. 252 с.
- 9.2. Романков П. Г., Лепилин В. Н. Непрерывная адсорбция паров и газов. Л., Химия, 1968. 227 с.
- 9.3. Серпионова Е. Н. Промышленная адсорбция газов и паров. 2-е изд. М., Высшая школа, 1969. 414 с.
- 9.4. Николаевский К. М. Проектирование рекуперации летучих растворителей с адсорберами периодического действия. М., Оборонгиз, 1961. 238 с.
- 9.5. Соколов В. А., Торочешников Н. С., Кельцев Н. В. Молекулярные сита и их применение. М., Химия, 1964. 156 с.
- 9.6. Корольков Н. М. Теоретические основы ионообменной технологии. Рига, Лиесма, 1968. 293 с.

К главе 10. Сушка

- 10.1. *Лыков А. В.* Тепло- и массообмен в процессах сушки. М. — Л., Госэнергониздат, 1956. 464 с.
- 10.2. *Лурье М. Ю.* Сушильное дело. 3-е изд. М. — Л., Госэнергониздат, 1948. 711 с.
- 10.3. *Лебедев П. Д.* Расчет и проектирование сушильных установок. М. — Л., Госэнергониздат, 1963. 320 с.
- 10.4. *Гинзбург А. С.* Основы теории и техники сушки пищевых продуктов М., Пищевая промышленность, 1973. 528 с.
- 10.5. *Кришер О.* Научные основы техники сушки. Пер. с нем./Под ред. А. С. Гинзбурга. М., ИЛ, 1961. 539 с.
- 10.6. *Романков П. Г., Рашковская Н. Б.* Сушка во взвешенном состоянии. 3-е изд., пер. и доп. Л., Химия, 1979. 272 с.
- 10.7. *Лыков М. В., Леончик Б. И.* Распылительные сушилки. М., Машиностроение, 1966. 331 с.
- 10.8. *Гинзбург А. С.* Инфракрасная сушка в пищевой промышленности. М., Пищевая промышленность, 1966. 407 с.
- 10.9. *Лыков М. В.* Сушка в химической промышленности. М., Химия, 1970. 429 с.
- 10.10. *Красников В. В.* Конвективная сушка. М., Энергия, 1973. 288 с.
- 10.11. *Муштаев В. И., Ефимов М. Г., Ульянов В. М.* Теория и расчет сушильных процессов. М., МИХМ, 1974. 152 с.

К главе 11. Умеренное и глубокое охлаждение

- 11.1. Холодильные машины/Под ред. Н. Н. Кошкина. М., Пищевая промышленность, 1973. 512 с.
- 11.2. *Комаров Н. С.* Холод. 5-е изд., пер. и доп. М., Гизлегпищепром, 1953. 704 с.
- 11.3. *Кочетков Н. Д.* Холодильная техника. М., Машиностроение, 1966. 408 с.
- 11.4. *Комаров Н. С.* Справочник холодильщика. 2-е изд., пер. и доп. М., Машгиз, 1962. 419 с.
- 11.5. *Будневич С. Ф.* Процессы глубокого охлаждения. М. — Л., Машиностроение, 1966. 260 с.
- 11.6. *Розенфельд Л. М., Ткачев А. Г., Гуревич Е. С.* Примеры и расчеты холодильных машин и аппаратов. М., Госторгиздат, 1960. 238 с.
- 11.7. *Фастовский В. Г.* Разделение газовых смесей. М. — Л., Гостехиздат, 1947. 359 с.
- 11.8. *Малков М. П., Данилов И. Б., Зельдович А. Г. и др.* Справочник по физико-техническим основам глубокого охлаждения. М. — Л., Госэнергониздат, 1963. 415 с.
- 11.9. *Гельперин Н. И.* (ред.). Справочник по разделению газовых смесей методом глубокого охлаждения. 2-е изд. М., Госхимиздат, 1963. 512 с.
- 11.10. Холодильная техника. Энциклопедический справочник. М., Госторгиздат, т. I, 1960. 554 с.; т. II, 1961. 575 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ ТАБЛИЦЫ

Таблица I

Атомные массы некоторых элементов по Международной таблице 1977 г.

Точность последней цифры ± 1 или ± 3 , если она выделена мелким шрифтом.

Наименование	Символ	Атомная масса	Наименование	Символ	Атомная масса
Азот	N	14,0067	Марганец . .	Mn	54,9380
Алюминий . .	Al	26,98154	Медь	Cu	63,54 ₆
Аргон	Ar	39,94 ₈	Молибден . .	Mo	95,94
Барий	Ba	137,33	Мышьяк . . .	As	74,9216
Бериллий . .	Be	9,01218	Натрий . . .	Na	22,98977
Бор	B	10,81	Никель . . .	Ni	58,70
Бром	Br	79,904	Олово	Sn	118,6 ₉
Ванадий . . .	V	50,9415	Платина . . .	Pt	195,0 ₈
Висмут	Bi	208,9804	Радий	Ra	226,0254
Водород . . .	H	1,0079	Ртуть	Hg	200,5 ₉
Гелий	He	4,00260	Свинец . . .	Pb	207,2
Железо	Fe	55,84 ₇	Серебро . . .	Ag	107,868
Золото	Au	196,9665	Сера	S	32,06
Иод	I	126,9045	Стронций . .	Sr	87,62
Кадмий	Cd	112,41	Сурьма . . .	Sb	121,7 ₅
Калий	K	39,098 ₃	Титан	Ti	47,90
Кальций . . .	Ca	40,08	Углерод . . .	C	12,011
Кислород . . .	O	15,999 ₄	Уран	U	238,02 ₉
Кобальт	Co	58,9332	Фосфор . . .	P	30,97376
Кремний . . .	Si	28,085 ₅	Фтор	F	18,998403
Криптон . . .	Kr	83,80	Хлор	Cl	35,453
Ксенон	Xe	131,30	Хром	Cr	51,996
Литий	Li	6,94 ₁	Цинк	Zn	65,38
Магний	Mg	24,305			

Таблица II

Плотность твердых материалов

Материал	Плотность, кг/м ³	Насыпная плотность, кг/м ³	Материал	Плотность, кг/м ³	Насыпная плотность, кг/м ³
Алебастр	2500	—	Бетон	2300	—
Антрацит	1600	—	Винипласт	1380	—
Апатит	3190	1850	Гипс кристаллический	2240	1300
Асбест	2600	—			

Продолжение

Материал	Плотность, кг/м³	Насыпная плотность, кг/м³	Материал	Плотность, кг/м³	Насыпная плотность, кг/м³
Глина сухая	—	1 380	Сода кристаллическая	1 450	800
Гранит	2 700	—	Соль каменная	2 350	1 020
Зола	2 200	680	Сосна	500	—
Земля сухая	1 800	1 300	Стекло	2 500	—
Известняк	2 650	1 800	Текстолит	1 380	—
Каолин	2 200	—	Уголь древесный	1 450	200
Каучук	930	—	Уголь каменный	1 350	800
Кварц	2 650	1 500	Фаолит	1 730	—
Керамика кислотоупорная	2 600	—	Фосфорит	—	1 600
Кирпич обыкновенный	1 500	—	Цемент	2 900	—
Кокс	1 300	500	Эмаль	2 350	—
Колчедан серый	5 000	3 300	<i>Металлы</i>		
Кожа сухая	860	—	Сталь	7 850	—
Литье каменное	3 000	—	Чугун серый	7 250	—
Мел кусковой	2 200	1 300	Медь катаная	8 800	—
Мрамор	2 600	—	Латунь	8 500	—
Парафин	900	—	Алюминий	2 700	—
Паронит	1 200	—	Свинец	11 400	—
Песок сухой	1 500	1 200	<i>Огнеупоры</i>		
Поташ	2 260	—	Динас	1 900	—
Пробка	240	—	Магнезит	2 900	—
Резина	1 500	—	Шамот	1 900	—
Селитра натриевая	2 260	1 200			

Таблица III

Плотность некоторых жидкостей при 0—20 °С

Жидкость	Плотность, кг/м³	Жидкость	Плотность, кг/м³
Азотная кислота, 92%	1 500	Серная кислота, 30%	1 220
Аммиак, 26%	910	Соляная кислота, дымящая	1 210
Бензин	760	Уксусная кислота, 70%	1 070
Глицерин, 100%	1 270	» » 30%	1 040
» 80%	1 130	Хлороформ	1 530
Диэтиловый эфир	710	Четыреххлористый углерод	1 630
Керосин	850	Этилацетат	900
Ксилол	880	Этиленхлорид	1 280
Мазут	890—950	Этиловый спирт, 100%	790
Метиловый спирт, 90%	820	» » 70%	850
» » 30%	950	» » 40%	920
Нафталин (расплавленный)	1 100	» » 10%	980
Нефть	790—950		
Ртуть	13 600		

Таблица IV

Плотность жидких веществ и водных растворов в зависимости от температуры [0.4]

Вещество	Плотность, кг м ³							
	-20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
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	897	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
Двуокись серы (жидк.) . .	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
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
Кальций хлористый, 25% раствор	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
м-Ксилол	—	882	865	847	831	796	796	77
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% раствор . .	—	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
Натрий хлористый, 20% раствор	—	1157	1148	1139	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
Сероуглерод	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляная кислота, 30%	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
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
Четыреххлористый углерод .	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
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	835	820
» » 40%	—	947	935	923	910	897	885	872
» » 20%	—	977	969	957	946	934	922	910

Таблица V

Основные физические свойства некоторых газов

Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па; 1 кг/см³ = 980,10³ Па.

Название	Формула	Плотность при 0 °С и 1 мм рт. ст., кг/м ³	Молекулярная масса	Газовая постоянная, Дж/(кг·К)	$\gamma = c_p/c_v$	Температура кипения при 760 мм рт. ст., °С	Удельная теплота испарения при 760 мм рт. ст., кДж/кг	Критические точки		Вязкость при 0 °С и $P_{\text{атм}} = 1 \text{ кг/см}^2$	Константа С уравнения (1.13)
								температура, °С	давление (абсолютное), кг/см ²		
Азот	N ₂	1,25	28	297	1,40	-195,8	199,4	-147,1	33,49	17	114
Аммиак	NH ₃	0,77	17	488	1,29	-33,4	1374	+132,4	111,5	9,18	626
Аргон	Ar	1,78	39,9	209	1,66	-185,9	163	-122,4	48,00	20,9	142
Ацетилен	C ₂ H ₂	1,171	26,0	320	1,24	-83,7 (возг.)	830	+35,7	61,6	9,35	198
Бензол	C ₆ H ₆	—	78,1	106	1,1	+80,2	394	+288,5	47,7	7,2	—
Бутан	C ₄ H ₁₀	2,673	58,1 (29,0)	143	1,08	-0,5	387	+152	37,5	8,1	377
Водух	H ₂	1,293	2,02	287	1,40	-195	197	-140,7	37,2	17,3	124
Водород	H ₂	0,0899	4,0	4130	1,407	-252,8	455	-239,9	12,80	8,42	73
Гелий	He	0,179	4,0	2080	1,66	-268,9	19,5	-268,0	2,26	18,8	78
Двуокись азота	NO ₂	—	46,0	181	1,31	+21,2	712	+158,2	100,00	—	—
Двуокись серы	SO ₂	2,93	64,1	130	1,25	-10,8	394	+157,5	77,78	11,7	396
Двуокись углерода	CO ₂	1,98	44,0	189	1,30	-78,2 (возг.)	574,0	+31,1	72,9	13,7	254
Кислород	O ₂	1,429	32	260	1,40	-183,0	213	-118,8	49,71	20,3	131
Метан	CH ₄	0,72	16,0	519	1,31	-161,6	511	-182,15	45,6	10,3	182
Оксись углерода	CO	1,25	28,0	297	1,40	-191,5	212	-149,2	34,53	16,6	100
Пентан	C ₅ H ₁₂	—	72,2	115	1,09	+36,1	360	197,1	33,9	8,74	—
Пропан	C ₃ H ₈	2,02	44,1	189	1,13	-42,1	427	95,6	43	7,95 (16 °С)	278
Пропилен	C ₃ H ₆	1,91	42,1	198	1,17	-47,7	440	91,4	45,4	8,35 (20 °С)	322
Сероводород	H ₂ S	1,54	34,1	244	1,30	-60,2	549	100,4	188,9	11,66	—
Хлор	Cl ₂	3,22	70,9	117	1,36	-33,8	306	144,0	76,1	12,9 (16 °С)	351
Хлористый метил	CH ₃ Cl	2,3	50,5	165	1,28	-24,1	406	148	66,0	9,89	454
Этан	C ₂ H ₆	1,36	30,1	277	1,20	-88,50	486	32,1	48,85	8,5	287
Этилен	C ₂ H ₄	1,26	28,1	297	1,20	-103,7	482	9,7	50,7	9,85	241

Таблица VI

Динамические коэффициенты вязкости воды

Температура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)	Температура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)	Температура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)
0	1,792	33	0,7523	67	0,4233
1	1,731	34	0,7371	68	0,4174
2	1,673	35	0,7225	69	0,4117
3	1,619	36	0,7085	70	0,4061
4	1,567	37	0,6947	71	0,4006
5	1,519	38	0,6814	72	0,3952
6	1,473	39	0,6685	73	0,3900
7	1,428	40	0,6560	74	0,2849
8	1,386	41	0,6439	75	0,3799
9	1,346	42	0,6321	76	0,3750
10	1,308	43	0,6207	77	0,3702
11	1,271	44	0,6097	78	0,3655
12	1,236	45	0,5988	79	0,3610
13	1,203	46	0,5883	80	0,3565
14	1,171	47	0,5782	81	0,3521
15	1,140	48	0,5683	82	0,3478
16	1,111	49	0,5588	83	0,3436
17	1,083	50	0,5494	84	0,3395
18	1,056	51	0,5404	85	0,3355
19	1,030	52	0,5315	86	0,3315
20	1,005	53	0,5229	87	0,3276
20,2	1,000	54	0,5146	88	0,3239
21	0,9810	55	0,5064	89	0,3202
22	0,9579	56	0,4985	90	0,3165
23	0,9358	57	0,4907	91	0,3130
24	0,9142	58	0,4832	92	0,3095
25	0,8937	59	0,4759	93	0,3060
26	0,8737	60	0,4688	94	0,3027
27	0,8545	61	0,4618	95	0,2994
28	0,8360	62	0,4550	96	0,2962
29	0,8180	63	0,4483	97	0,2930
30	0,8007	64	0,4418	98	0,2899
31	0,7840	65	0,4355	99	0,2868
32	0,7679	66	0,4293	100	0,2838

Таблица VII

Динамические коэффициенты вязкости глицерина

Температура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)	Температура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)	Температура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)
0	12 100	40	330	100	13
5	7 050	50	180	120	5,2
10	3 950	60	102	140	1,8
15	2 350	70	59	160	1,0
20	1 480	80	35	180	0,45
30	600	90	21	200	0,22

Динамические коэффициенты вязкости некоторых водных растворов

Растворенное вещество	Концентрация, % (масс.)	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)				
		0 °С	20 °С	30 °С	40 °С	60 °С
NaOH	5 15 25	— — —	1,3 2,78 7,42	1,05 2,10 5,25	0,85 1,65 3,86	— — —
NaCl*	5 15 25	1,86 2,27 3,31	1,07 1,36 1,89	0,87 1,07 —	0,71 0,89 —	0,51 0,64 —
NaNO ₂	10 20 30	— — —	1,07 1,18 1,33	0,88 1,03 1,3	0,72 0,86 1,07	0,54 0,62 0,79
Na ₂ CO ₃	10 20 30	— — —	1,74 4,02 —	1,38 2,91 8,35	1,1 2,25 5,6	— — —
KOH	10 20 30	— — —	1,23 1,63 2,36	1,0 1,33 1,93	0,83 1,11 1,57	— — —
KCl	5 15 20	1,7 1,58 —	0,99 1,0 1,02	0,8 0,83 0,85	0,66 0,69 0,72	0,48 0,52 0,54
KNO ₃	5 15 30	1,68 — —	0,98 0,98 —	0,8 0,8 0,89	0,66 0,69 —	0,49 0,51 —
NH ₄ NO ₃	10 30 50	1,58 1,51 —	0,96 1,0 1,33	0,79 0,84 1,14	0,66 0,73 0,99	0,5 0,57 0,77
MgCl ₂	10 20 65	2,8 5,3 19,3	1,5 2,7 10,1	— — —	— — —	— — —
CaCl ₂ **	10 20 35	2,17 3,14 8,9	1,27 1,89 5,1	— — —	— — —	— — —

* См. также табл. I.
** См. также табл. LI

Таблица IX

Динамические коэффициенты вязкости жидких веществ и водных растворов в зависимости от температуры [0.4]

Вещество	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)											
	-20 °С	-10 °С	0 °С	10 °С	20 °С	30 °С	40 °С	50 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С
Азотная кислота, 100% . . .	1,49	1,24	1,05	0,92	0,8	0,72	0,64	0,57	0,5	0,39	0,35	0,31
» » 50% . . .	—	4	3,05	2,4	1,88	1,55	1,28	1,07	0,9	0,68	0,53	0,44
Аммиак жидкий . . .	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	—	—	—
Аммиачная вода, 25% . . .	—	—	—	1,72	1,3	1,05	0,855	0,71	0,6	0,42	0,32	0,23
Анилин . . .	—	—	10,2	6,5	4,4	3,12	2,3	1,8	1,5	1,1	0,8	0,59
Ацетон . . .	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17	0,15
Бензол . . .	—	—	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261	0,219
Бутиловый спирт . . .	10,3	7,4	5,19	3,87	2,95	2,28	1,78	1,41	1,14	0,76	0,54	0,38
Вода . . .	—	—	1,79	1,31	1,0	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232
Гексан . . .	0,479	0,426	0,397	0,355	0,32	0,29	0,264	0,241	0,221	0,19	0,158	0,132
Глицерин, 50% . . .	—	—	12	8,5	6,05	4,25	3,5	2,6	2	1,2	0,73	0,45
Двуокись серы (жидк.) . . .	0,455	0,41	0,368	0,334	0,304	0,279	—	—	—	—	—	—
Дихлорэтан . . .	1,54	1,24	1,08	0,95	0,84	0,74	0,65	0,565	0,51	0,42	0,36	0,31
Диэтиловый эфир . . .	0,364	0,328	0,296	0,268	0,243	0,22	0,199	0,182	0,166	0,14	0,118	0,1
Изопропиловый спирт . . .	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29
Кальций хлористый, 25% раствор . . .	10,6	7	4,47	3,36	2,74	2,25	1,85	1,55	—	—	—	—
Метиловый спирт, 100% . . .	1,16	0,97	0,817	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,29	0,24	0,21
» » 40% . . .	—	—	3,65	2,54	1,84	1,37	—	—	—	—	—	—
Муравьиная кислота . . .	—	—	—	2,25	1,78	1,46	1,22	1,03	0,89	0,68	0,54	0,4
Натр едкий, 50% раствор . . .	—	—	—	—	—	46	25	16	8,03	5,54	3,97	3,42
» » 40% » . . .	—	—	—	—	40	23	14	9,2	5,44	3,62	2,72	2,37
» » 30% » . . .	—	—	—	—	13	9	6,3	4,6	3,4	2,16	1,82	1,71
» » 20% » . . .	—	—	—	—	4,48	3,3	2,48	2	1,63	1,27	1,15	1,08

Динамический коэффициент вязкости, $\mu\text{Па}\cdot\text{с}$ (сП)

Вещество	-30 °C	-10 °C	0 °C	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Натр едкий, 10 % раствор	—	—	—	—	1,86	1,45	1,16	0,98	0,91	0,7	0,65	0,6
Натрий хлористый, 20 % раствор	—	4,08	2,67	1,99	1,56	1,24	1,03	0,87	0,74	0,57	0,46	0,38
Нитробензол	—	—	3,09	2,46	2,01	1,69	1,44	1,24	1,09	0,87	0,7	0,58
Октан	0,968	0,829	0,703	0,61	0,54	0,479	0,428	0,386	0,35	0,291	0,245	0,208
Олеум, 20 %	—	—	95	60	36,6	28,8	20,8	12,8	9	5,3	—	—
Серная кислота, 98 %	—	—	55	37	35,8	17,1	12,9	9,46	7,5	4,1	2,7	2
» 82 %	130	90	48	32	23,1	15,6	11,8	8,4	6,7	3,8	2,5	1,95
» 75 %	95	50	30	20	13,9	10,6	8,1	5,9	4,6	2,8	1,9	1,45
» 60 %	20	15	10,5	7,7	5,52	4,08	3,42	2,8	2,4	1,5	1,07	0,9
Сероуглерод	0,556	0,438	0,433	0,396	0,366	0,319	0,29	0,27	0,25	0,21	0,19	0,17
Соляная кислота, 30 %	—	—	—	2,1	1,7	1,48	1,3	—	—	—	—	—
Толуол	1,06	0,9	0,768	0,667	0,586	0,522	0,466	0,42	0,381	0,319	0,271	0,231
Уксусная кислота, 100 %	—	—	—	—	1,22	1,04	0,9	0,79	0,7	0,56	0,46	0,37
» 50 %	—	—	4,35	3,03	2,21	1,7	1,35	1,11	0,92	0,65	0,5	0,4
Фенол (расплавленный)	—	—	—	—	11,6	7	4,77	3,43	2,56	1,59	1,05	0,78
Хлорбензол	1,48	1,24	1,06	0,91	0,8	0,71	0,64	0,57	0,52	0,435	0,37	0,32
Хлороформ	0,9	0,79	0,7	0,63	0,57	0,51	0,468	0,426	0,39	0,33	0,29	0,26
Четыреххлористый углерод	1,9	1,68	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387	0,323
Этилацетат	0,79	0,67	0,578	0,507	0,449	0,4	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21	0,178
Этиловый спирт, 100 %	2,38	2,23	1,78	1,46	1,19	1,0	0,825	0,701	0,591	0,435	0,326	0,248
» 80 %	—	—	3,69	2,71	2,01	1,53	1,2	0,97	0,79	0,57	0,52	0,43
» 60 %	—	—	5,75	3,77	2,67	1,93	1,45	1,13	0,9	0,6	0,45	0,34
» 40 %	—	—	7,14	4,39	2,91	2,02	1,48	1,13	0,89	0,6	0,44	0,34
» 20 %	—	—	5,32	3,17	2,18	1,55	1,16	0,91	0,74	0,51	0,38	0,3

Таблица X

Атомные константы вязкости

Атомы Атомные константы		H 2,7	O 29,7	N 37,0	Cl 60,0	Br 79,0	I 110,0	S 50,2
Номер п/п	Характер связей и группировок	Поправки к констан- там ρ						
1	Двойная связь	-15,5						
2	Пятичленное кольцо	-24,0						
3	Шестичленное кольцо	-21,0						
4	Боковая группа шестичленного кольца: мол. масса < 17 мол. масса > 16	-9,0 -17,0						
5	Орто- и пара-положения вторых заместителей	+3,0						
6	Мета-положение вторых заместителей	+1,0						
7	$\begin{array}{c} R \quad \quad R \\ \diagdown \quad \diagup \\ CH-CH \\ \diagup \quad \diagdown \\ R \quad \quad R \end{array}$	+8,0						
8	$\begin{array}{c} R \\ \\ R-C-R \\ \\ R \end{array}$	+13,0						
9	$\begin{array}{c} O \\ // \\ R-C \\ \backslash \\ H \end{array}$	+16,0						
10	$\begin{array}{c} O \\ // \\ R-C \\ \backslash \\ CH_3 \end{array}$	+5,0						
11	$-CH=CHCH_2X$ (X — отрицательная группа)	+4,0						
12	$\begin{array}{c} R \\ \diagdown \\ CH-X \\ \diagup \\ R \end{array}$ (X — отрицательная группа)	+6,0						
13	OH	+24,7						
14	COO	-19,6						
15	COOH	-7,9						
16	NO ₂	-16,4						

Таблица XI

Значение $\sqrt{MT_{кр}}$ для некоторых газов

Газ	M	T _{кр} , K	$\sqrt{MT_{кр}}$
Водяной пар	18	647	108
Воздух	29	132,7	61,9
Двуокись углерода	44	304	115,5
Азот	28	126	59,5
Кислород	32	154	70,2

Газ	M	T _{кр} , К	$\sqrt{MT_{кр}}$
Водород	2	33	8,13
Окись углерода	28	134	61,4
Метан	16	190	55,1
Этилен	28	283	89,0
Этан	30	305	95,6
Пропан	44	370	128
Бутан	58	426	157
Пентан	72	470	184
Гексан	86	508	209

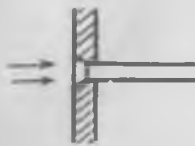
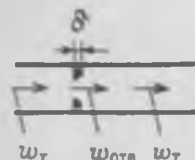
Таблица XII

Средние значения шероховатости стенок труб

Трубопроводы	ϵ , мм
Трубы стальные цельнотянутые и сварные при незначительной коррозии	0,2
Старые заржавленные стальные трубы	0,67 и выше
Трубы из кровельной стали проолифенные	0,125
Чугунные трубы водопроводные, бывшие в эксплуатации . .	1,4
Алюминиевые технические гладкие трубы	0,015—0,06
Чистые цельнотянутые трубы из латуни, меди и свинца; стеклянные трубы	0,0015—0,01
Бетонные трубы; хорошая поверхность с затиркой	0,3—0,8
Бетонные трубы; грубая (шероховатая) поверхность	3—9
Нефтепроводы при средних условиях эксплуатации и паропроводы насыщенного пара	0,2
Паропроводы, работающие периодически	0,5
Воздухопроводы сжатого воздуха от компрессора	0,8
Конденсатороводы, работающие периодически	1,0

Таблица XIII

Коэффициенты местных сопротивлений

Вид сопротивления	Значение коэффициента местного сопротивления ζ																																																
Вход в трубу 	С острыми краями: $\zeta = 0,5$ С закругленными краями: $\zeta = 0,2$																																																
Выход из трубы 	При расчете Δp по формуле (1.49) это сопротивление ζ для выхода из трубы учитывать не надо $\zeta = 1$																																																
Диафрагма (отверстие) с острыми краями в прямой трубе 	При $\frac{\delta}{d_0} = 0 + 0,015$ потеря давления $\Delta p = \zeta \frac{\rho w_T^2}{2}$ Значение ζ определяется по таблице: <table><tr><td>m</td><td>0,02</td><td>0,04</td><td>0,06</td><td>0,08</td><td>0,1</td><td>0,12</td><td>0,14</td><td>0,16</td><td>0,18</td><td>0,20</td><td>0,22</td></tr><tr><td>ζ</td><td>7000</td><td>1670</td><td>730</td><td>400</td><td>245</td><td>165</td><td>117</td><td>86,0</td><td>65,5</td><td>51,5</td><td>40,0</td></tr><tr><td>m</td><td>0,24</td><td>0,26</td><td>0,28</td><td>0,30</td><td>0,34</td><td>0,4</td><td>0,5</td><td>0,6</td><td>0,7</td><td>0,8</td><td>0,9</td></tr><tr><td>ζ</td><td>32,0</td><td>26,8</td><td>22,3</td><td>18,2</td><td>13,1</td><td>8,25</td><td>4,00</td><td>2,00</td><td>0,97</td><td>0,42</td><td>0,13</td></tr></table>	m	0,02	0,04	0,06	0,08	0,1	0,12	0,14	0,16	0,18	0,20	0,22	ζ	7000	1670	730	400	245	165	117	86,0	65,5	51,5	40,0	m	0,24	0,26	0,28	0,30	0,34	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	ζ	32,0	26,8	22,3	18,2	13,1	8,25	4,00	2,00	0,97	0,42	0,13
m	0,02	0,04	0,06	0,08	0,1	0,12	0,14	0,16	0,18	0,20	0,22																																						
ζ	7000	1670	730	400	245	165	117	86,0	65,5	51,5	40,0																																						
m	0,24	0,26	0,28	0,30	0,34	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9																																						
ζ	32,0	26,8	22,3	18,2	13,1	8,25	4,00	2,00	0,97	0,42	0,13																																						
d_0 — диаметр отверстия диафрагмы, м; δ — толщина диафрагмы, м; w_0 — средняя скорость потока в отверстии, м/с; w_T — средняя скорость потока в трубе, м/с; $m = \left(\frac{d_0}{D}\right)^3$; D — диаметр трубы, м																																																	
Отвод круглого или квадратного сечения 	Коэффициент сопротивления $\zeta = AB$ определяется по таблицам: <table><tr><td>Угол φ, градусы</td><td>20</td><td>30</td><td>45</td><td>60</td><td>90</td><td>110</td><td>130</td><td>150</td><td>180</td></tr><tr><td>A</td><td>0,31</td><td>0,45</td><td>0,6</td><td>0,78</td><td>1,0</td><td>1,13</td><td>1,20</td><td>1,28</td><td>1,40</td></tr></table> <table><tr><td>R_0/d</td><td>1,0</td><td>2,0</td><td>4,0</td><td>6,0</td><td>15</td><td>30</td><td>50</td></tr><tr><td>B</td><td>0,21</td><td>0,15</td><td>0,11</td><td>0,09</td><td>0,06</td><td>0,04</td><td>0,03</td></tr></table>	Угол φ , градусы	20	30	45	60	90	110	130	150	180	A	0,31	0,45	0,6	0,78	1,0	1,13	1,20	1,28	1,40	R_0/d	1,0	2,0	4,0	6,0	15	30	50	B	0,21	0,15	0,11	0,09	0,06	0,04	0,03												
Угол φ , градусы	20	30	45	60	90	110	130	150	180																																								
A	0,31	0,45	0,6	0,78	1,0	1,13	1,20	1,28	1,40																																								
R_0/d	1,0	2,0	4,0	6,0	15	30	50																																										
B	0,21	0,15	0,11	0,09	0,06	0,04	0,03																																										
d — внутренний диаметр трубопровода, м; R_0 — радиус изгиба трубы, м																																																	

Продолжение

Вид сопротивления	Значение коэффициента местного сопротивления ζ									
Колено (угольник) 90° стандартный чугунный										
	Условный проход, мм	12,5		25		37		50		
	ζ	2,2		2		1,6		1,1		
Вентиль нормальный	Значение ζ при полном открытии вентиля:									
	D , мм	13	20	40	80	100	150	200	250	350
	ζ	10,8	8,0	4,9	4,0	4,1	4,4	4,7	5,1	5,5
Вентиль прямооточный	При $Re = \frac{wD}{\nu} \geq 3 \cdot 10^5$ значение ζ определяется по таблице:									
	D , мм	25	38	50	65	76	100	150	200	250
	ζ	1,04	0,85	0,79	0,65	0,60	0,50	0,42	0,36	0,32
	При $Re < 3 \cdot 10^5$ коэффициент сопротивления $\zeta = \zeta_1 K$. Значение ζ_1 определяется так же, как и при $Re \geq 3 \cdot 10^5$, а значение K приведено в таблице:									
	Re	5 000	10 000	20 000	50 000	100 000	200 000	300 000		
	K	1,40	1,07	0,94	0,88	0,91	0,93	1		
Кран пробочный										
	Условный проход, мм	13	19	25	32	38	50 и выше			
	ζ	4	2	2	2	2	2			
Задвижка										
	Условный проход, мм	15—100			175—200			300 и выше		
	ζ	0,5			0,25			0,15		

Вид сопротивления	Значение коэффициента местного сопротивления ζ																																																							
Внезапное расширение  F_0 — площадь меньшего поперечного сечения, м^2; w_0 — скорость потока в меньшем сечении, м/с; F_1 — площадь большего поперечного сечения, м^2; $Re = \frac{w_0 d_0}{\nu}$ $\Delta p_{\text{расш}} = \zeta \left(\rho w_0^2 / 2 \right)$	<table><tr><th rowspan="2">$Re = \frac{w_0 d_0}{\nu}$</th><th colspan="6">F_0/F_1</th></tr><tr><th>0,1</th><th>0,2</th><th>0,3</th><th>0,4</th><th>0,5</th><th>0,6</th></tr><tr><td>10</td><td>3,1</td><td>3,1</td><td>3,1</td><td>3,1</td><td>3,1</td><td>3,1</td></tr><tr><td>100</td><td>1,70</td><td>1,40</td><td>1,20</td><td>1,10</td><td>0,90</td><td>0,80</td></tr><tr><td>1 000</td><td>2,0</td><td>1,60</td><td>1,30</td><td>1,05</td><td>0,90</td><td>0,60</td></tr><tr><td>3 000</td><td>1,00</td><td>0,70</td><td>0,60</td><td>0,40</td><td>0,30</td><td>0,20</td></tr><tr><td>3 500</td><td>0,81</td><td>0,64</td><td>0,50</td><td>0,36</td><td>0,25</td><td>0,16</td></tr><tr><td>и более</td><td></td><td></td><td></td><td></td><td></td><td></td></tr></table>	$Re = \frac{w_0 d_0}{\nu}$	F_0/F_1						0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	10	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1	100	1,70	1,40	1,20	1,10	0,90	0,80	1 000	2,0	1,60	1,30	1,05	0,90	0,60	3 000	1,00	0,70	0,60	0,40	0,30	0,20	3 500	0,81	0,64	0,50	0,36	0,25	0,16	и более						
$Re = \frac{w_0 d_0}{\nu}$	F_0/F_1																																																							
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6																																																		
10	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1																																																		
100	1,70	1,40	1,20	1,10	0,90	0,80																																																		
1 000	2,0	1,60	1,30	1,05	0,90	0,60																																																		
3 000	1,00	0,70	0,60	0,40	0,30	0,20																																																		
3 500	0,81	0,64	0,50	0,36	0,25	0,16																																																		
и более																																																								

Внезапное сужение

F_0 — площадь меньшего поперечного сечения, м^2 ; w_0 — скорость потока в меньшем сечении, м/с ; F_1 — площадь большего поперечного сечения, м^2 ;

$$Re = \frac{w_0 d_0}{\nu}$$

$$\Delta p_{\text{суж}} = \zeta \left(\frac{\rho w_0^2}{2} \right)$$

$Re = \frac{w_0 d_0}{\nu}$	F_0/F_1					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
100	1,30	1,20	1,10	1,00	0,90	0,80
1 000	0,64	0,50	0,44	0,35	0,30	0,24
10 000	0,5	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20
> 10 000	0,45	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20

Таблица XIV

Значения эквивалентного диаметра и коэффициента λ при ламинарном режиме для различных сечений

Форма сечения	d_e	λ
Круг диаметром d	d	64
Квадрат со стороной a	a	57
Равносторонний треугольник со стороной a	$0,58a$	53
Кольцо шириной a	$2a$	96
Прямоугольник со сторонами a и b :		
$a/b \approx 0$	$2a$	96
$a/b = 0,1$	$1,81a$	85
$a/b = 0,25$	$1,6a$	73
$a/b = 0,5$	$1,3a$	62
Эллипс (a — малая полуось, b — большая полуось):		
$a/b = 0,1$	$1,55a$	78
$a/b = 0,3$	$1,4a$	73
$a/b = 0,5$	$1,3a$	68

Таблица XV

Коэффициенты расхода диафрагмы

$Re = \frac{w d \rho}{\mu}$	$m = 0,05$	$m = 0,1$	$m = 0,2$	$m = 0,3$	$m = 0,4$	$m = 0,5$	$m = 0,6$	$m = 0,7$
5 000	0,6032	0,6110	0,6341	—	—	—	—	—
10 000	0,6026	0,6092	0,6261	0,6530	0,6890	0,7367	0,7975	—
20 000	0,5996	0,6050	0,6212	0,6454	0,6765	0,7186	0,7753	0,8540
30 000	0,5990	0,6038	0,6187	0,6403	0,6719	0,7124	0,7650	0,8104
50 000	0,5984	0,6032	0,6168	0,6384	0,6666	0,7047	0,7553	0,8276
100 000	0,5980	0,6026	0,6162	0,6359	0,6626	0,6992	0,7472	0,8155
400 000	0,5978	0,6020	0,6150	0,6340	0,6600	0,6950	0,7398	0,8019

d — внутренний диаметр трубопровода, м; w — средняя скорость жидкости или газа в трубопроводе, м/с; d_0 — диаметр отверстия нормальной диафрагмы, м; $m = (d_0/d)^2$

Таблица XVI

Значения поправочного множителя k

Диаметр трубопровода, м	$m = 0,1$	$m = 0,2$	$m = 0,3$	$m = 0,4$	$m = 0,5$	$m = 0,6$	$m = 0,7$
0,05	1,0037	1,0063	1,0082	1,0118	1,0144	1,0172	1,02
0,10	1,0024	1,0045	1,0064	1,0065	1,0108	1,013	1,0148
0,20	1,0017	1,0023	1,0034	1,004	1,0052	1,006	1,007
0,30	1,0005	1,001	1,001	1,001	1,001	1,001	1,001

$m = (d_0/d)^2$

Таблица XVII

Характеристика скрубберных насадок из колец и кускового материала

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 . . .	8 × 8 × 1,5	1 465 000	0,64	570	600
» керамические . . .	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	6 000	0,785	87,5	530
» стальные . . .	35 × 35 × 2,5	19 000	0,83	147	—
» » . . .	50 × 50 × 1	6 000	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 сернико-слотный (ванадиевый) в таблетках	$d = 11; h = 6,5$	1 000 000	0,43	415	614

Таблица XVIII

Характеристика хордовых насадок (деревянные рейки)

Сечение рейки	Размеры сечения, мм	Расстояние между рейками, мм	Расстояние между рядами реек, мм	Удельная поверхность, м ² /м ³
Прямоугольное	12,5 × 100	25,0	20	50
	12,5 × 100	12,5	20	75
	12,5 × 100	10,0	20	89
Треугольное	30 × 30 × 30	30	12,5	78

Таблица XIX

Зависимость атмосферного давления от высоты над уровнем моря

Пересчет в СИ: 1 мм вод. ст. = 9,81 Па.

Высота над уровнем моря, м	-600	0	+100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1500
Атмосферное давление А, м вод. ст.	11,3	10,3	10,2	10,1	10,0	9,8	9,7	9,6	9,5	9,4	9,3	9,2	8,6

Таблица XX

Допустимая высота всасывания (в м) при перекачивании воды поршневыми насосами

Частота вращения насоса, об/мин	Температура воды, °C						
	0	20	30	40	50	60	70
50	7	6,5	6	5,5	4	2,5	0
60	6,5	6	5,5	5	3,5	2	0
90	5,5	5	4,5	4	2,5	1	0
120	4,5	4	3,5	3	1,5	0,5	0
150	3,5	3	2,5	2	0,5	0	0
180	2,5	2	1,5	1	0	0	0

Таблица XXI

Значения постоянных c и t для различных типов мешалок

Тип мешалки	Геометрическая характеристика			Значения постоянных		Примечание
	H_0/d	D/d	h/d	c	m	
Двухлопастная	2	2	0,36	111,0	1,0	Re < 20 Re = 100 + 5 · 10 ⁴
Двухлопастная с лопастями под углом 45°	3	3	0,33	14,35	0,31	
Четырехлопастная	3	3	0,33	6,8	0,2	Форма лопасти круглая
Четырехлопастная с лопастями, наклонными вверх под углом 45°	3	3	0,33	4,05	0,2	
Четырехлопастная с лопастями, наклонными вверх под углом 60°	3	3	0,33	8,52	0,2	
Якорная двухлопастная	3	3	0,33	5,05	0,2	
Якорная четырехлопастная	3	3	0,33	6,30	0,18	
Пропеллерная двухлопастная с углом наклона 22,5°	1,11	1,11	0,11	6,2	0,25	
Пропеллерная трехлопастная	1,11	1,11	0,11	6,0	0,25	
Турбинная двухлопастная с входным отверстием 37 мм	3	3	0,33	0,985	0,15	
Турбинная шестилопастная с направляющим аппаратом	3,5	3,8	1	230	1,67	
				4,63	0,35	
				1,19	0,15	
	1,78	2,4	0,25	5,98	0,15	

Таблица XXII

Поверхностное натяжение жидкостей

Жидкость	Температура, °C	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 XXIII

Поверхностное натяжение водных растворов

Растворенное вещество	Температура, °C	Значение $\sigma \cdot 10^3$ (в Н/м) при различных концентрациях (в % (масс.))			
		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
MgCl ₂	18	73,8	—	—	—

Таблица XXIV

Поверхностное натяжение жидких веществ и водных растворов в зависимости от температуры [0.4]

Вещество	Поверхностное натяжение $\sigma \cdot 10^3$, Н/м							
	-20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Азотная кислота, 100% . .	48,3	44,8	41,4	38,2	35,2	32,4	29,8	27,4
» » 50% . .	—	68,2	65,4	62,2	58,8	55,2	51,5	47,5
Аммиак жидкий	38	27	21,2	16,8	12,8	—	—	—
Аммиачная вода, 25% . .	—	65,7	62,9	59,7	56,3	52,7	49	45
Анилин	—	—	42,9	40,6	38,3	36	33,7	31,4
Ацетон	28,7	26,2	23,7	21,2	18,6	16,2	13,8	11,4
Бензол	—	31,7	29	26,3	23,7	21,3	18,8	16,4
Бутиловый спирт	28	26,2	24,6	22,9	21,2	19,5	17,8	16
Вода	—	75,6	72,8	69,6	66,2	62,6	58,9	54,9
Гексан	22,6	20,5	18,4	16,3	14,2	12,1	10	7,9
Глицерин, 50%	—	72,4	69,6	66,4	63	59,4	55,7	51,7
Двуокись серы (жидк.) . .	31	26,8	22,7	18,8	14,8	—	—	—

Продолжение

Вещество	Поверхностное натяжение $\sigma \cdot 10^3$, Н/м							
	-20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Диэтиловый эфир	22	19,5	17	14,6	12,4	10,2	8	6,1
Дихлорэтан	37,8	35	32,2	29,5	26,7	24	21,3	18,6
Изопропиловый спирт	24,7	23,2	21,7	20,1	18,5	17	15,5	14
Кальций хлористый, 25% раствор	89,4	86,6	83,8	80,6	77,2	73,6	69,9	65,9
Метиловый спирт, 100%	26,6	24,5	22,6	20,9	19,3	17,6	15,7	13,6
Муравьиная кислота	—	39,8	37,6	35,5	33,3	31,2	29	26,8
Натр едкий, 50% раствор	—	—	130	130	129	129	128	128
» » 40% »	—	—	108	108	107	107	106	106
» » 30% »	—	—	97	96,4	95,8	95,3	94,4	93,6
» » 20% »	—	—	85,8	85	84,7	83,2	81,3	79,6
» » 10% »	—	—	77,3	76,1	75	73	70,7	69
Натрий хлористый, 20% раствор	—	82,6	79,8	76,6	73,2	69,6	65,9	61,9
Нитробензол	—	46,4	43,9	41,4	39	36,7	34,4	32,2
Октан	25,8	23,8	21,8	19,8	17,9	15,9	13,9	11,9
Серная кислота, 98%	—	55,9	55,1	54,3	53,7	53,1	52,5	51,9
» » 92%	63	61,9	60,9	60,9	60,3	59,7	59,1	58,5
» » 75%	74,1	73,6	73,1	72,6	72,1	71,6	71,1	70,6
» » 60%	77,3	76,7	76,1	75,4	74,5	73,6	72,7	71,8
Сероуглерод	38,3	35,3	32,3	29,4	26,5	23,6	20,7	17,8
Соляная кислота, 30%	—	72,6	69,8	66,6	63,2	59,6	55,9	51,9
Толуол	33	30,7	28,5	26,2	23,8	21,5	19,4	17,3
Уксусная кислота, 100%	—	29,7	27,8	25,8	23,8	21,8	19,8	18
» » 50%	—	43	40	37	33	30	27	24
Фенол (расплавленный)	—	43,1	40,9	38,8	36,6	34,4	32,2	30
Хлорбензол	38,4	36	33,6	31,1	28,8	26,5	24,1	21,8
Хлороформ	32,8	30	27,2	24,4	21,7	19	16,3	13,6
Четыреххлористый углерод	31	29,5	26,9	24,5	22	19,6	17,3	15,1
Этилацетат	29,5	26,9	24,3	21,7	19,2	16,8	14,4	12,1
Этиловый спирт, 100%	25,7	24	22,3	20,6	19	17,3	15,5	13,4
» » 80%	—	26	25	23	21	20	18	16
» » 60%	—	28	27	25	23	22	20	18
» » 40%	—	32	30	28	26	24	22	19
» » 20%	—	40	38	36	33	31	29	27

Таблица XXV

Средняя удельная теплоемкость некоторых твердых материалов при 0—100 °C, кДж/(кг·К)

Алюминий	0,92	Каменный уголь	1,30
Асбест	0,84	Кварц	0,80
Бетон	1,13	Кирпич красный	0,92
Бронза	0,385	Кирпич огнеупорный	0,88—1,01
Винипласт	1,76	Кокс	0,84
Глина	0,92	Латунь	0,394
Дерево (сосна)	2,72	Лед	2,14
Железо	0,50	Литье каменное	0,84
Известняк, известь	0,92	Магnezия	0,92
Каолин	0,92	Медь	0,385

Продолжение

Мед	0,88	Стекло	0,42—0,84
Нафталин	1,30	Текстолит	1,47
Парафин	2,72	Целлюлоза	1,55
Песок сухой	0,80	Цинк	0,38
Пробка	1,68	Чугун	0,50
Резина	1,68	Шерсть	1,63
Свинец	0,13	Шлак	0,75
Сталь	0,50		

Таблица XXVI

Средняя удельная теплоемкость некоторых жидкостей, кДж/(кг·К)
(отсутствующих на рис. XI)

Азот жидкий	2,01	Кислород жидкий	1,68
Азотная кислота	2,77	Машинное масло	1,68
Аммиак	4,19	Нитробензол	1,38
Бензин	1,84	Сернистый ангидрид	1,34
Гексан	2,51	Скипидар	1,76
Керосин	2,10	Фенол	2,35

Таблица XXVII

Молярная теплоемкость газов, кДж/(кмоль·К) (при $p_{\text{абс}} = 1 \text{ атм}$)*

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

Газ	Температура, °С			
	0	100	300	600
Азот, кислород, воздух, окись углерода	29,0	29,3	30,0	31,0
Аммиак	35,3	37,9	43,2	50,1
Водород	29,1	29,3	29,7	30,4
Водяной пар	35,0	35,5	36,7	39,3
Двуокись углерода и двуокись серы . .	38,6	41,1	45,7	54,3
Метан	35,7	39,7	47,8	59,8
Сероводород	34,3	35,8	38,8	43,3
Хлор	36,3	36,4	36,7	37,0

* С допустимым приближением данными таблицы можно пользоваться и при давлении порядка нескольких атмосфер.

Таблица XXVIII

Коэффициенты теплопроводности некоторых материалов при 0—100 °С

Материал	Плотность (для сыпучих материалов насыпная плотность), кг/м³	Коэффициент теплопровод- ности, Вт/(м К)
Асбест	600	0,151
Бетон	2 300	1,28
Винипласт	1 380	0,163
Войлок шерстяной	300	0,047
Дерево (сосна) поперек волокон	600	0,140—0,174
» » вдоль волокон	600	0,384
Кладка из обыкновенного кирпича	1 700	0,698—0,814
» » огнеупорного кирпича	1 840	1,05 *
» » изоляционного кирпича	600	0,116—0,209
Краска масляная	—	0,233
Лед	920	2,33
Литье каменное	3 000	0,698
Магнезия 85% в порошке	216	0,070
Накись, водяной камень	—	1,163—3,49
Опилки древесные	230	0,070—0,093
Пенопласт	30	0,047
Песок сухой	1 500	0,349—0,814
Пробковая мелочь	160	0,047
Ржавчина (окалина)	—	1,16
Совелит	450	0,098
Стекло	2 500	0,698—0,814
Стеклянная вата	200	0,035—0,070
Текстолит	1 380	0,244
Торфоплиты	220	0,064
Фаслит	1 730	0,419
Шлаковая вата	250	0,076
Эмаль	2 350	0,872—1,163
Металлы		
Алюминий	2 700	203,5
Бронза	8 000	64,0
Латунь	8 500	93,0
Медь	8 800	384
Свинец	11 400	34,9
Сталь	7 850	46,5
» нержавеющая	7 900	17,5
Чугун	7 500	46,5—93,0

* При температуре 800—1100 °С.

Таблица XXIX

Коэффициенты теплопроводности жидкостей и водных растворов
(не приведенных на рис. X)

Вещество	Концентрация, % (масс.)	Температура, °C	Коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К)
BaCl ₂	21	32	0,58
KBr	40	32	0,50
KOH	21	32	0,58
	42	32	0,55
K ₂ SO ₄	10	32	0,60
KCl	15	32	0,58
	30	32	0,56
MgSO ₄	22	32	0,59
MgCl ₂	11	32	0,58
	29	32	0,52
CuSO ₄	18	32	0,58
NaBr	20	32	0,57
	40	32	0,54
Na ₂ CO ₃	10	32	0,58
NaCl	12,5	32	0,58
H ₂ SO ₄	30	32	0,52
	60	32	0,44
	90	32	0,35
HCl	12,5	32	0,52
	25	32	0,48
	38	32	0,44
Аммиак жидкий	100	0	0,541
	100	100	0,314
Дихлорэтан	100	0	0,1396
Уксусная кислота	50	0	0,314
	50	100	0,477
Хлорбензол	100	0	0,132
	100	100	0,1128
Хлороформ	100	0	0,142
	100	100	0,0919

Таблица XXX

Коэффициенты теплопроводности газов при $p_{абс} = 1 \text{ атм}^* \text{ [в Вт/(м·К)]}$

Газ	Температура, °C			
	0	50	100	200
Азот	0,0233	0,0267	0,0314	0,0384
Аммиак	0,0209	0,0256	0,0314	—
Водород	0,1628	0,1861	0,2210	0,2559
Водяной пар	0,0163	0,0198	0,0244	0,0326
Воздух	0,0244	0,0279	0,0326	0,0395
Горючий газ	0,0244	0,0291	0,0326	0,0407
Гелий	0,0302	0,0361	0,0465	—
Углерода	0,0221	0,0244	—	—
Оксид углерода	0,0140	0,0186	0,0233	0,0314
Синтез	0,0174	0,0233	0,0314	—
Стекло	0,0163	0,0209	0,0267	—

* расчет в СИ и примечание см. табл. XXVII.

Таблица XXXI

Среднее значение тепловой проводимости загрязнений стенок

Теплоносители	Тепловая проводимость загрязнений стенок $\frac{1}{\alpha_{\text{загр}}}$, Вт/(м ² ·К)
Вода загрязненная	1 400—1 860 *
» среднего качества	1 860—2 900 *
» хорошего качества	2 900—5 800 *
» очищенная	2 900—5 800 *
» дистиллированная	11 600
Нефтепродукты чистые, масла, пары хладагентов	2 900
Нефтепродукты сырые	1 160
Органические жидкости, рассолы, жидкие хладагенты	5 800
Водяной пар (с содержанием масла)	5 800
Органические пары	11 600
Воздух	2 800

* Для воды меньшие значения тепловой проводимости загрязнений соответствуют более высоким температурам.

Таблица XXXII

Коэффициенты объемного расширения жидкостей при $\sim 20^\circ\text{C}$ (в K^{-1})

Жидкость	$\beta \cdot 10^5$	Жидкость	$\beta \cdot 10^5$
Бензин	125	Пентан	159
Глицерин	53	Раствор CaCl_2 , 6% *	25
Керосин	100	» CaCl_2 , 41%	46
m-Ксилол	101	» NaCl , 26% *	44
Масло оливковое	70	Скипидар	94
» парафиновое	90	Спирт амиловый	93

* Значения β для рассолов см. Данилова Г. Н. и др. Сборник задач и расчетов по теплопередаче. М.-Л., Госторгиздат, 1961.

Таблица XXXIII

Коэффициент β объемного расширения жидких веществ и водных растворов в зависимости от температуры [0.4]

Вещество	$\beta \cdot 10^3$							
	-20°C	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C	120°C
Азотная кислота, 50%	—	0,84	0,88	0,92	0,97	1,03	1,09	—
Аммиак жидкий	1,84	2,15	2,42	2,8	3,2	4,3	6,2	14,5
Анилин	—	0,83	0,84	0,86	0,88	0,91	0,95	1,0
Ацетон	1,31	1,35	1,43	1,52	1,62	1,88	2	2,1

Продолжение

Вещество	$\beta \cdot 10^3$							
	-20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Бензол	—	1,18	1,22	1,26	1,3	1,37	1,43	1,57
Бутиловый спирт	0,83	0,85	0,88	0,91	0,94	0,98	1,03	1,09
Вода	—	-0,06	0,21	0,39	0,53	0,63	0,75	0,86
Гексан	1,16	1,22	1,37	1,48	1,57	1,7	1,85	1,97
Двуокись серы (жидк.) . .	1,64	1,75	1,92	2,23	2,61	3,15	3,9	4,4
Дихлорэтан	1,07	1,11	1,16	1,21	1,26	1,31	1,37	1,44
Диэтиловый эфир	1,45	1,51	1,63	1,76	1,85	2,16	2,6	3,1
Изопропиловый спирт . . .	0,98	1,01	1,05	1,08	1,12	1,16	1,2	1,27
Кальций хлористый, 25% раствор	0,35	0,35	0,39	0,43	0,46	0,49	0,51	0,55
Метиловый спирт	1,09	1,14	1,19	1,27	1,3	1,42	1,61	1,81
Муравьиная кислота . . .	—	0,98	0,99	1,01	1,04	1,08	1,13	1,16
Натр едкий, 50% раствор	—	0,48	0,48	0,47	0,47	0,47	0,46	0,48
» » 40% »	—	0,47	0,47	0,48	0,49	0,5	0,51	0,52
» » 30% »	—	0,44	0,46	0,48	0,5	0,52	0,55	0,58
» » 20% »	—	0,41	0,45	0,48	0,51	0,55	0,59	0,63
» » 10% »	—	0,34	0,4	0,46	0,51	0,57	0,63	0,69
Натрий хлористый, 20% раствор	—	0,36	0,41	0,46	0,5	0,54	0,58	0,62
Нитробензол	—	0,81	0,82	0,84	0,86	0,88	0,89	0,91
Октан	1,09	1,11	1,14	1,17	1,22	1,27	1,34	1,42
Серная кислота, 98% . . .	—	0,56	0,48	0,53	0,53	0,52	0,51	0,5
» » 92% . . .	0,58	0,58	0,58	0,57	0,56	0,56	0,55	0,55
» » 75% . . .	0,58	0,61	0,58	0,56	0,55	0,55	0,55	0,54
» » 60% . . .	0,58	0,58	0,56	0,55	0,55	0,54	0,53	0,53
Сероуглерод	1,13	1,14	1,19	1,28	1,41	1,6	1,84	2,05
Соляная кислота, 30% . .	—	0,52	0,52	0,51	0,5	0,52	0,56	0,6
Толуол	1	1,04	1,07	1,11	1,17	1,24	1,33	1,44
Уксусная кислота	—	1,05	1,07	1,11	1,14	1,18	1,23	1,3
Фенол (расплавленный) . .	—	0,75	0,79	0,82	0,86	0,9	0,95	0,99
Хлорбензол	0,92	0,94	0,97	1,0	1,03	1,07	1,11	1,16
Хлороформ	1,18	1,22	1,27	1,34	1,43	1,53	1,65	1,8
Четыреххлористый углерод	1,14	1,18	1,22	1,26	1,32	1,37	1,5	1,62
Этилацетат	1,2	1,26	1,35	1,46	1,52	1,6	1,76	1,94
Этиловый спирт	1,03	1,05	1,08	1,13	1,22	1,33	1,44	1,87

Таблица XXXIV

Поверхности теплообмена (по $d_{\text{нар}}$) испарителей ИИ и ИК
и конденсаторов КИ и КК с трубами 25×2 мм по ГОСТ 15119—69
и 15121—69

Диаметр кожуха (внутрен- ний), мм	Число труб		Длина труб, м				Типы аппаратов
	общее	на один ход	2	3	4	6	
			Площадь поверхности теплообмена, м ² (по $d_{нар}$)				
Одноходовые							Испари- тели ИИ, ИК
600	261	261	40	61	81	—	
800	473	473	74	112	150	—	
1000	783	783	121	182	244	—	
1200	1125	1125	—	260	348	—	
1400	1549	1549	—	358	480	—	
Двухходовые							Конден- саторы КН, КК
600	244	122	—	57	76	114	
800	450	225	—	106	142	212	
1000	754	377	—	175	234	353	
1200	1090	545	—	—	338	509	
1400	1508	754	—	—	—	706	
Четырехходовые							
600	210	52,5	—	49	65	98	
800	408	102	—	96	128	193	
1000	702	175,5	—	163	218	329	
1200	1028	257	—	—	318	479	
1400	1434	358,5	—	—	—	672	
Шестиходовые							
600	198	33	—	46	62	93	
800	392	65,3	—	93	123	185	
1000	678	113	—	160	213	319	
1200	1000	166,6	—	—	314	471	
1400	1400	233,3	—	—	—	659	

Таблица XXXV

Количество ходов по трубам K , общее число труб n , площади проходных сечений одного хода по трубам S_T и в вырезе перегородки $S_{с.ж}$, расстояния по диагонали до хорды сегмента h_1 и допускаемая разность температур кожуха (t_K) и труб (t_T) при $P_y \leq 10$ кгс/см² и $t_T \leq 250$ °C для труб 25 × 2 мм с шагом 32 мм для стали 10 и 20 (исполнение М1)

Диаметр кожуха (внутренний), мм	K	n	$S_T \cdot 10^3, \text{ м}^2$	$S_{с.ж} \cdot 10^2, \text{ м}^2$	h ₁ , мм	(t _с -t) _{макс} , К (для ТН, ХН, КН, ИН)	
150	1	13	0,4	0,5	25	Для ХН 20 Для ТН 30	
250	1	37	1,4	1,3	40		
325	1	61	2,1	1,4	55		
	2	52	0,9				
400	1	111	3,8	2,2	68	30	
	2	100	1,7				
600	1	261 (279)	9,0	4,9	111	40	
	2	244 (262)	4,2				
	4	210 (228)	1,8		166		
	6	198 (216)	1,14				
800	1	473 (507)	16,7	7,7	166		50 Для ТН 60
	2	450 (484)	7,8				
	4	408 (442)	3,1		194		
	6	392 (426)	2,2				
1000	1	783 (813)	27,0	12,1	194	60	
	2	754 (784)	13,1				
	4	702 (732)	6,0		250		
	6	678 (708)	3,8				
1200	1	1125 (1175)	39,0	16,8	222		305
	2	1090 (1140)	18,9				
	4	1028 (1078)	8,5				
	6	1000 (1050)	5,7				

Примечания: 1. В скобках указано общее количество труб для случая, когда нет отбойников и трубы добавлены с двух сторон, см. ГОСТ 15118-69, 2. Значения h_1 приведены для теплообменников и холодильников.

Концентрации [в % (масс.)] некоторых водных растворов, кипящих под атмосферным давлением

[illegible]

Таблица XXXVII

Удельная теплота растворения q некоторых солей в воде
(1 кмоль соли в л кмоль воды)

Формула соли	Мольная масса, кг/кмоль	q , кДж/кмоль	л
NaCl	58,5	+4 944	100
Na ₂ SO ₄	142	—1 927	400
Na ₂ SO ₄ · 10H ₂ O	322	+78 600	400
NaNO ₃	85	+21 080	200
K ₂ CO ₃ · 1,5H ₂ O	165	+1 590	400
KCl	74,6	+17 560	100
KNO ₃	101	+35 700	200
KOH · 2H ₂ O	92	+126	170 + 30
(NH ₄) ₂ SO ₄	132	+9 930	400
CaCl ₂ · 6H ₂ O	219	+18 060	400
MgCl ₂ · 6H ₂ O	203	—12 360	400

Примечание. Знак плюс обозначает растворение с поглощением теплоты, знак минус—с выделением теплоты.

Таблица XXXVIII

Давление насыщенного водяного пара при температурах от —20 до 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	6,54	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	11,99	39	52,44	64	179,3	89	506,1
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	4,93	26	25,21	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 XXXIX

Физические свойства воды (на линии насыщения)

Пересчет в СИ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$.

ρ , кгс/см ²	t , °C	ρ , кг/м ³	i , кДж/ кг	c , кДж/ кг·K	$\lambda \cdot 10^3$, Вт/ м·K	$\alpha \cdot 10^7$, м ² /с	$\mu \cdot 10^6$, Па·с	$\nu \cdot 10^6$, м ² /с	$\beta \cdot 10^4$, K ⁻¹	$\sigma \cdot 10^4$, кг/с ²	Pr
1	0	1000	0	4,23	55,1	1,31	1790	1,79	-0,63	756	13,7
1	10	1000	41,9	4,19	57,5	1,37	1310	1,31	+0,70	762	9,52
1	20	998	83,8	4,19	59,9	1,43	1000	1,01	1,82	727	7,02
1	30	996	126	4,18	61,8	1,49	804	0,81	3,21	712	5,42
1	40	992	168	4,18	63,4	1,53	657	0,66	3,87	697	4,31
1	50	988	210	4,18	64,8	1,57	549	0,556	4,49	677	3,54
1	60	983	251	4,18	65,9	1,61	470	0,478	5,11	662	2,98
1	70	978	293	4,19	66,8	1,63	406	0,415	5,70	643	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	1,66	355	0,365	6,32	626	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	1,68	315	0,326	6,95	607	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	1,69	282	0,295	7,5	589	1,75
1,46	110	951	461	4,23	68,5	1,69	256	0,268	8,0	569	1,58
2,02	120	943	503	4,23	68,6	1,72	231	0,244	8,6	549	1,43
2,75	130	935	545	4,27	68,6	1,72	212	0,226	9,2	529	1,32
3,68	140	926	587	4,27	68,5	1,72	196	0,212	9,7	507	1,23
4,85	150	917	629	4,32	68,4	1,72	185	0,202	10,3	487	1,17
6,30	160	907	671	4,36	68,3	1,72	174	0,191	10,8	466	1,10
8,08	170	897	713	4,40	67,9	1,72	163	0,181	11,5	444	1,05
10,23	180	887	755	4,44	67,5	1,72	153	0,173	12,2	424	1,01

Таблица XL

Средняя температура и относительная влажность атмосферного воздуха в некоторых районах СССР

Наименование пункта	Январь		Июль	
	t, °C	Ф, %	t, °C	Ф, %
Алма-Ата	-8,6	87	22,1	56
Архангельск	-13,3	88	15,3	79
Астрахань	-7,1	91	25,2	58
Ашхабад	-0,4	86	29,6	41
Баку	+3,4	82	25,3	65
Благовещенск	-24,2	78	21,2	72
Брянск	-8,8	88	18,2	74
Владивосток	-13,7	74	20,6	77
Волгоград	-9,9	85	24,7	50
Вологда	-12,0	85	17,6	70
Воронеж	-9,8	90	20,6	62
Горький	-12,2	89	19,4	68
Грозный	-4,9	93	23,9	70
Днепропетровск	-6,0	88	22,3	60
Ереван	-5,8	89	25,0	50
Иваново	-12,0	90	18,8	71
Иркутск	-20,9	85	17,2	72
Казань	-13,6	86	19,9	63
Киев	-6,0	89	19,3	69
Киров	-15,1	86	18,1	71
Кировоград	-5,8	88	20,9	60
Красноводск	-2,4	78	28,6	46
Краснодар	-2,1	90	23,7	67
Красноярск	-18,2	81	19,3	72
Курск	-9,3	88	19,4	67
Кутанси	-4,4	75	23,8	73
Ленинград	-7,7	87	17,5	69
Минск	-6,8	88	17,5	78
Москва	-10,8	88	18,0	70
Николаев	-4,0	88	23,1	63
Новгород	-8,4	88	17,6	78
Новороссийск	-2,0	75	23,6	68
Новосибирск	-19,3	83	18,7	59
Одесса	-3,1	88	22,6	61
Омск	-19,6	85	19,1	70
Орел	-9,5	92	18,6	77
Пермь	-16,0	84	18,0	72
Псков	-7,1	86	17,5	72
Ростов н/Д	-6,1	89	23,7	59
Саратов	-11,3	84	23,1	53
Свердловск	-16,2	84	17,2	70
Смоленск	-8,4	88	17,6	78
Тамбов	-11,1	88	20,0	68
Ташкент	-1,3	81	26,8	46
Тбилиси	-0,1	80	24,6	51
Томск	-19,4	82	18,8	76
Уральск	-14,0	85	23,5	47
Уфа	-15,0	86	19,4	67
Харьков	-7,7	88	20,3	65
Целиноград	-17,0	85	20,3	59
Чита	-27,4	82	18,7	65

Т а б л и ц а XLI

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

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

Газ	Температура, °C										
	6	8	10	15	20	25	30	40	60	80	100
Азот	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	79,2	90,9	95,9	95,4
Ацетилен	0,55	0,84	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	45,2	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
Двуокись угле- рода	0,553	0,656	0,792	0,93	1,08	1,24	1,41	1,77	2,59	—	—
Кислород	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,3	36,1	40,7	47,8	52,2	53,3
Метан	17	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,1	39,5	47,6	51,8	53,3
Окись углерода	26,7	30	33,6	37,2	40,7	44	47,1	52,9	62,5	64,3	53
Сероводород	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,566	0,782	1,03	1,12
Хлор	0,204	0,25	0,297	0,346	0,402	0,454	0,502	0,6	0,731	0,73	—
Этан	9,55	11,8	14,4	17,2	20	23	26	32,2	42,9	50,2	52,6
Этилен	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67	9,62	—	—	—	—

Таблица XLII

Коэффициенты диффузии газов и паров в воздухе (при нормальных условиях) *

Газ	$D_0 \cdot 10^6$, м ² /с	D_0 , м ² /ч
Азот	13,2	0,0475
Аммиак	17,0	0,0612
Бензол	7,7	0,0277
Водород	61,1	0,22
Водяной пар	21,9	0,079
Двуокись серы	10,3	0,037
» углерода	13,8	0,0497
Диэтиловый эфир	7,8	0,028
Кислород	17,8	0,064
Метиловый спирт	13,3	0,0478
Серный ангидрид	9,4	0,034
Сероуглерод	8,9	0,0321
Хлористый водород	13,0	0,0467
Этиловый спирт	10,2	0,0367

* При других температурах и давлениях

$$D = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2}.$$

Таблица XLIII

Коэффициенты диффузии некоторых газов в воде при 20 °С *

Газ	$D \cdot 10^9$, м ² /с	$D \cdot 10^6$, м ² /ч
Азот	1,9	6,9
Аммиак	1,8	6,6
Водород	5,3	19,1
Двуокись углерода, закись азота	1,8	6,4
Кислород	2,1	7,5
Хлор, сероводород	1,6	5,8
Хлористый водород (при 12 °С)	2,3	8,3

* При других температурах $D_t = D_{20} [1 + 0,02 (t - 20)]$.

Таблица XLIV

Физические свойства некоторых органических жидкостей

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

Жидкость	Химическая формула	Молярная масса кг/кмоль	Плотность, кг/м³	Температура кипения, °C	Давление насыщенного пара при 20 °C, мм рт. ст.	Температура плавления, °C
Ацетон	CH ₃ COCH ₃	58,08	810	56	186	-94,3
Бензин	—	—	690—760	70—120	—	—
Бензол	C ₆ H ₆	78,11	900	80,2	75	+5,5
Дихлорэтан . . .	CH ₂ Cl—CH ₂ Cl	98,97	1250	83,7	65	—
Изопропилацетат	CH ₃ COOC ₃ H ₇	130,18	870	142,5	6	—
Ксилолы (смесь)	C ₈ H ₈ (CH ₃) ₂	106,16	860	136—145	10	-13+—48
Метилацетат . . .	CH ₃ COOCH ₃	74,08	930	57,5	170	—
Пропилацетат . .	CH ₃ COOC ₃ H ₇	102,13	890	101,6	25	—
Сероуглерод . . .	CS ₂	76,13	1290	46,3	298	-112
Скипидар	C ₁₀ H ₁₆	136,1	850—880	155—190	4	—
Спирт бутиловый	C ₄ H ₉ OH	74,12	810	117,7	4,7	-90
» изоамиловый	C ₅ H ₁₁ OH	88,15	810	132	2,2	-117
» изобутиловый	C ₄ H ₉ OH	74,12	800	108	8,8	-108
» изопропиловый	C ₃ H ₇ OH	60,09	785	82,4	32,4	-89
Спирт метиловый	CH ₃ OH	32,04	800	64,7	95,7	-98
» пропиловый	C ₃ H ₇ OH	60,09	800	97,2	14,5	-126
» этиловый	C ₂ H ₅ OH	46,07	790	78,3	44	-114,5
Толуол	C ₆ H ₅ CH ₃	92,13	870	110,8	22,3	-95
Углерод четыреххлористый	CCl ₄	153,84	1630	76,7	90,7	-22,8
Хлороформ	CHCl ₃	119,38	1530	61,2	160	—
Этилацетат	CH ₃ COOC ₂ H ₅	88,10	900	77,15	73	-83,6
Эфир диэтиловый	C ₂ H ₅ OC ₂ H ₅	74,12	710	34,5	442	-116,3

Таблица XLV

Удельная теплота парообразования некоторых веществ (в кДж/кг)

Вещество	Температура, °C				
	0	20	60	100	140
Аммиак	1265,4	1190,0	—	—	—
Анилин	—	—	—	—	435,8 (при 184 °C)
Ацетон	565,7	553,1	519,6	473,5	—
Бензол	448,3	435,8	408,5	379,2	346,1
Бутиловый спирт	703,9	687,2	653,6	611,7	561,5
Вода	2493,1	2446,9	2359,0	2258,4	2149,5
Двуокись углерода	235,1	155,4	—	—	—
Диэтиловый эфир	387,6	366,6	326,4	282,4	228,4

Продолжение

Вещество	Температура, °C				
	0	20	60	100	140
Изопропиловый спирт	775,2	750,0	699,7	636,9	557,3
Метиловый спирт	1198,3	1173,2	1110,4	1013,9	892,6
Нитробензол	—	—	—	—	331,9 (при 211 °C)
Пропиловый спирт	812,9	791,9	745,8	683,0	595,0
Сероуглерод	374,6	367,0	344,4	316,4	282,4
Толуол	414,8	407,7	388,8	368,7	344,0
Уксусная кислота	—	—	—	406,4 (при 118 °C)	395,5
Хладон-12 (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	—
Четыреххлористый углерод	218,3	213,7	201,9	185,6	168,0
Этилацетат	427,4	411,5	385,9	355,7	317,2
Этиловый спирт	921,8	913,4	879,9	812,9	712,3

Таблица XLVI

Температуры кипения (в °C) некоторых органических жидкостей при давлениях < 1 атм

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

Давление (абсолютное), мм рт. ст.	Анилин	Глицерин	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

Равновесные составы жидкости и пара для некоторых бинарных систем при $P_{\text{абс}} = 1$ атм

Пересчет в СИ: 1 атм = 101 325 Па.

Метиловый спирт — вода			Хлороформ — бензол		
$t, ^\circ\text{C}$	% (мол.) метилового спирта		$t, ^\circ\text{C}$	% (мол.) хлороформа	
	в жидкости	в паре		в жидкости	в паре
100,0	0	0	80,6	0	0
96,4	2	13,4	79,8	8	10
93,5	4	23,0	79,0	15	20
91,2	6	30,4	78,2	22	30
87,7	10	41,8	77,3	29	40
81,7	20	57,9	76,4	36	50
78,0	30	66,5	75,3	44	60
75,3	40	72,9	74,0	54	70
73,1	50	77,9	71,9	66	80
71,2	60	82,5	68,9	79	90
69,3	70	87,0	61,4	100	100
67,5	80	91,5			
66,0	90	95,8			
64,5	100	100			

Продолжение

Вода — уксусная кислота			Азот — кислород		
$t, ^\circ\text{C}$	% (мол.) воды		T, K	% (мол.) азота	
	в жидкости	в паре		в жидкости	в паре
118,1	0	0	90,1	0	0
115,4	5	9,2	89,5	3,5	13,0
113,8	10	16,7	89	6,2	20,2
110,1	20	30,2	88	11,5	30,4
107,5	30	42,5	87	17,1	39,7
105,8	40	53,0	86	22,2	47,8
104,4	50	62,6	85	27,7	55,7
103,2	60	71,6	84	33,8	63,1
102,1	70	79,5	83	40,5	70,1
101,3	80	86,4	82	47,8	76,4
100,6	90	93,0	81	56,6	82,3
100,0	100	100	80	66,6	88,0
			79	78,4	93,2
			78	91,9	97,8
			77,3	100	100

Таблица XLVIII

Физические свойства насыщенного пара аммиака

Пересчет в СИ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$.

Температура, °C	Давление (абсолютное), кгс/см ²	Удельный объем		Плотность		Удельная теплота испарения, $r = r'' - r'$, кДж/кг
		жидкости v' , дм ³ /кг	пара v'' , м ³ /кг	жидкости ρ' , кг/дм ³	пара ρ'' , кг/м ³	
-50	0,4168	1,4245	2,6170	0,7020	0,382	1416
-45	0,5562	1,4367	2,0015	0,6960	0,500	1402
-40	0,7318	1,4493	1,5503	0,6900	0,645	1388
-35	0,9503	1,4623	1,2151	0,6839	0,823	1374
-30	1,219	1,4757	0,9630	0,6777	1,038	1360
-25	1,546	1,4895	0,7712	0,6714	1,297	1345
-20	1,940	1,5037	0,6236	0,6650	1,604	1329
-15	2,410	1,5185	0,5087	0,6585	1,966	1314
-10	2,966	1,5338	0,4184	0,6520	2,390	1297
-5	3,619	1,5496	0,3469	0,6453	2,883	1281
0	4,379	1,5660	0,2897	0,6386	3,452	1263
+5	5,259	1,5831	0,2435	0,6317	4,108	1246
+10	6,271	1,6008	0,2058	0,6247	4,859	1227
+15	7,431	1,6193	0,1740	0,6175	5,718	1210
+20	8,741	1,6386	0,1494	0,6103	6,694	1188
+25	10,225	1,6588	0,1283	0,6028	7,795	1168
+30	11,895	1,6800	0,1107	0,5952	9,034	1146
+35	13,765	1,7023	0,0959	0,5875	10,431	1124
+40	15,850	1,7257	0,0833	0,5795	12,005	1101
+45	18,165	1,7504	0,0726	0,5713	12,774	1078
+50	20,727	1,7766	0,0635	0,5629	15,756	1053

Таблица XLIX

Физические свойства насыщенного пара дифтордихлорметана (хладона-12)

Пересчет в СИ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$.

Температура, °C	Давление (абсолютное), кгс/см ²	Плотность		Удельная теплота испарения r , кДж/кг
		жидкости, кг/дм ³	пара, кг/м ³	
+40	9,78	1,25	53,1	132,4
+30	7,59	1,29	41,2	138,7
+25	6,63	1,31	36,1	142,0
+20	5,79	1,33	31,5	145,0
+10	4,32	1,36	23,8	150,0
0	3,15	1,39	17,7	155,0
-10	2,24	1,43	12,8	160,0
-15	1,86	1,44	10,8	161,7
-20	1,54	1,46	9,04	163,8
-25	1,26	1,47	7,52	165,5
-30	1,03	1,49	6,2	167,6
-35	0,824	1,5	5,07	169,3
-40	0,655	1,52	4,1	171,0
-50	0,399	1,54	2,6	175,0
-60	0,231	1,57	1,56	178,0
-70	0,125	1,6	0,888	182,0
-80	0,063	1,63	0,47	185,0

Таблица L

Физические свойства водных растворов хлористого натрия при низких температурах

Содержание соли в растворе, % (масс.)	Плотность при 15 °С, кг/м³	Температура замерзания, °С	Динамический коэффициент вязкости $\mu \cdot 10^4$, Па·с					Коэффициент теплопроводности λ , Вт/(м·К)		
			0 °С	-5 °С	-10 °С	-15 °С	-20 °С	0 °С	-10 °С	-20 °С
0,1	1000	0,0	17,66	—	—	—	—	0,5815	—	—
1,5	1010	-0,9	17,85	—	—	—	—	0,5780	—	—
2,9	1020	-1,8	18,05	—	—	—	—	0,5757	—	—
4,3	1030	-2,6	18,25	—	—	—	—	0,5734	—	—
5,6	1040	-3,5	18,44	—	—	—	—	0,5710	—	—
7,0	1050	-4,4	18,74	—	—	—	—	0,5687	—	—
9,2	1060	-5,4	19,13	23,05	—	—	—	0,5664	—	—
9,6	1070	-6,4	19,62	23,74	—	—	—	0,5641	—	—
11,0	1080	-7,5	20,21	24,43	—	—	—	0,5606	—	—
12,3	1090	-8,6	20,80	25,21	—	—	—	0,5582	—	—
13,6	1100	-9,8	21,48	26,09	—	—	—	0,5559	—	—
14,9	1110	-11,0	22,37	27,17	33,45	—	—	0,5536	0,5187	—
16,2	1120	-12,2	23,25	28,35	34,92	—	—	0,5513	0,5164	—
17,5	1130	-13,6	24,33	29,72	36,79	—	—	0,5489	0,5140	—
18,8	1140	-15,1	25,60	31,20	38,75	47,77	—	0,5466	0,5117	—
20,0	1150	-16,6	26,88	32,77	40,81	50,13	—	0,5443	0,5094	—
21,2	1160	-18,2	28,25	34,43	43,07	52,78	—	0,5420	0,5071	—
22,4	1170	-20,0	29,63	36,40	45,62	55,82	68,67	0,5408	0,5059	0,4763
23,1	1175	-21,2	30,41	37,47	47,09	57,49	70,44	0,5396	0,5047	0,4757
23,7	1180	-17,2	31,39	38,55	48,66	59,35	—	0,5385	0,5036	—
24,9	1190	-9,5	32,96	40,71	—	—	—	0,5361	—	—
26,1	1200	-1,7	34,73	—	—	—	—	0,5338	—	—
26,3	1203	0,0	35,02	—	—	—	—	0,5338	—	—

Таблица LI

Физические свойства водных растворов хлористого кальция при низких температурах

Содержание соли в растворе, % (масс.)	Плотность при 15 °С, кг/м³	Температура замерзания, °С	Динамический коэффициент вязкости $\mu \cdot 10^4$, Па·с				Коэффициент теплопроводности λ , Вт/(м·К)			
			0 °С	-10 °С	-20 °С	-30 °С	0 °С	-10 °С	-20 °С	-30 °С
0,1	1000	0,0	17,76	—	—	—	0,5815	—	—	—
5,9	1050	-3,0	19,82	—	—	—	0,5675	—	—	—
11,5	1100	-7,1	22,96	—	—	—	0,5524	—	—	—
16,8	1150	-12,7	27,66	43,65	—	—	0,5350	0,504	—	—
17,8	1160	-14,2	28,74	45,13	—	—	0,5303	0,500	—	—
18,9	1170	-15,7	29,92	46,70	—	—	0,5257	0,497	—	—
19,9	1180	-17,4	31,20	48,46	—	—	0,5210	0,493	—	—
20,9	1190	-19,2	32,77	50,72	—	—	0,5164	0,490	—	—
21,9	1200	-21,2	34,43	53,27	86,13	—	0,5117	0,486	0,465	—
22,8	1210	-23,3	36,20	56,11	90,15	—	0,5071	0,484	0,463	—
23,8	1220	-25,7	38,16	59,25	94,76	—	0,5024	0,480	0,459	—
24,7	1230	-28,3	40,22	62,69	99,96	—	0,4978	0,477	0,457	—
25,7	1240	-31,2	42,58	66,81	105,7	148,1	0,4931	0,473	0,455	0,437

Продолжение

Содержание соли в растворе, % (масс.)	Плотность при 15 °С, кг/м³	Температура замерзания, °С	Динамический коэффициент вязкости $\eta \cdot 10^4$, Па·с				Коэффициент теплопроводности λ , Вт/(м·К)			
			0 °С	-10 °С	-20 °С	-30 °С	0 °С	-10 °С	-20 °С	-30 °С
26,6	1250	-34,5	45,22	70,83	111,7	158,9	0,4885	0,470	0,452	0,436
27,5	1260	-38,6	48,07	75,24	118,5	171,7	0,4838	0,464	0,449	0,435
28,4	1270	-43,6	51,21	80,25	126,9	188,4	0,4792	0,463	0,446	0,434
29,4	1280	-50,1	54,94	86,33	137,9	212,9	0,4745	0,459	0,444	0,433
29,9	1286	-55,0	56,90	90,45	143,9	225,6	0,4722	0,457	0,443	0,431
30,3	1290	-50,6	58,86	93,29	149,6	238,4	0,4699	0,456	0,442	0,430
31,2	1300	-41,6	63,37	100,6	161,9	265,9	0,4652	0,452	0,438	0,429
32,1	1310	-33,9	68,28	108,7	176,3	307,1	0,4605	0,449	0,436	0,428
33,0	1320	-27,1	73,87	117,3	191,9	—	0,4571	0,444	0,434	—
33,9	1330	-21,2	80,15	127,2	210,0	—	0,4524	0,441	0,431	—
34,7	1340	-15,6	86,52	138,1	—	—	0,4478	0,438	—	—
35,6	1350	-10,2	93,20	151,9	—	—	0,4431	0,433	—	—
36,4	1360	-5,1	100,9	—	—	—	0,4396	—	—	—
37,3	1370	0,0	109,2	—	—	—	0,4350	—	—	—

Таблица LII

Удельная теплоемкость водных растворов хлористого натрия и хлористого кальция [в кДж/(кг·К)]

Плотность при 15 °С, кг/м³	Хлористый натрий			Плотность при 15 °С, кг/м³	Хлористый кальций			
	0 °С	-10 °С	-20 °С		0 °С	-10 °С	-20 °С	-30 °С
1010	4,077	—	—	1100	3,503	—	—	—
1020	4,006	—	—	1110	3,444	—	—	—
1030	3,943	—	—	1120	3,385	—	—	—
1040	3,884	—	—	1130	3,331	3,306	—	—
1050	3,830	—	—	1140	3,276	3,251	—	—
1060	3,775	—	—	1150	3,226	3,201	—	—
1070	3,725	—	—	1160	3,176	3,155	—	—
1080	3,679	—	—	1170	3,130	3,109	—	—
1090	3,633	—	—	1180	3,088	3,063	—	—
1100	3,591	3,582	—	1190	3,046	3,021	—	—
1110	3,553	3,541	—	1200	3,004	2,979	2,954	—
1120	3,515	3,503	—	1210	2,967	2,941	2,916	—
1130	3,478	3,469	—	1220	2,933	2,908	2,883	—
1140	3,444	3,432	—	1230	2,899	2,874	2,849	—
1150	3,411	3,398	—	1240	2,870	2,845	2,819	2,795
1160	3,377	3,365	—	1250	2,841	2,816	2,791	2,765
1170	3,344	3,335	3,323	1260	2,812	2,786	2,761	2,736
1175	3,331	3,323	3,310	1270	2,782	2,757	2,732	2,707
1203	3,251	—	—	1280	2,757	2,732	2,707	2,682
				1286	2,740	2,715	2,690	2,665
				1370	2,531	—	—	—

Таблица LIII

Удельная теплота адсорбции углем некоторых органических веществ

Вещество	Формула	Теплота адсорбции	
		кДж/кмоль	кДж/кг
Бензин	—	50 280	628,5
Бензол *	C_6H_6	61 590	789,8
Бутил хлористый	$CH_3(CH_2)_3Cl$	65 360	706,4
втор-Бутил хлористый	$CH_3CHClC_2H_5$	60 340	652,4
трет-Бутил хлористый	$(CH_3)_3CCl$	56 980	615,9
Дихлорметан	CH_2Cl_2	51 960	611,3
Изопропил хлористый	$CH_3CHClCH_3$	54 890	699,3
Метан	CH_4	18 860	1230
Метил хлористый	CH_3Cl	38 550	763,4
Пропил хлористый	$CH_3(CH_2)_2Cl$	61 170	779,3
Сероуглерод *	CS_2	52 380	689,3
Спирт метиловый	CH_3OH	54 890	1715
» пропиловый	C_3H_7OH	68 720	1145
» этиловый *	C_2H_5OH	62 850	1366
Углерод четыреххлористый *	CCl_4	64 110	415,2
Хлороформ *	$CHCl_3$	60 760	508,2
Этил бромистый *	C_2H_5Br	58 240	534,6
» иодистый *	C_2H_5I	58 660	376,3
» хлористый *	C_2H_5Cl	50 280	779,3
Этилформиат *	$HCOOC_2H_5$	60 760	820,8
Эфир диэтиловый *	$(C_2H_5)_2O$	64 950	877,8

- Примечания. 1. Величины теплоты адсорбции даны для условий поглощения 1 кмоль пара 500 кг угля при 0 °С (за исключением бензина, для которого соотношение между количествами поглощенного вещества и угля не указывается).
2. Звездочкой отмечены вещества, для которых теплота адсорбции рассчитана по формуле (9.8) $q = ta^n$ (в Дж/кг угля)

Таблица LIV

Степень извлечения экстрагируемого вещества при последовательной обработке одинаковыми порциями свежего растворителя

Отноше- ние заток а	Число промывок							
	1		2		3		4	
	степень извлече- ния, % (масс.)	общий объем раствори- теля	степень извлече- ния, % (масс.)	общий объем раствори- теля	степень извлече- ния, % (масс.)	общий объем раствори- теля	степень извлече- ния, % (масс.)	общий объем раствори- теля
1	50,00	1	75,00	2	87,50	3	93,75	4
2	66,67	2	88,89	4	96,30	6	98,76	8
3	75,00	3	93,75	6	98,44	9	99,61	12
4	80,00	4	96,00	8	99,20	12	99,84	16
5	83,33	5	97,22	10	99,54	15	99,92	20
6	85,71	6	97,96	12	99,71	18	99,96	24
7	87,50	7	98,44	14	99,81	21	99,98	28
8	88,89	8	98,76	16	99,86	24	99,98	32
9	90,00	9	99,00	18	99,90	27	99,99	36
10	90,90	10	99,17	20	99,92	30	99,99	40

Таблица LV

Степень извлечения [в % (масс.)] экстрагируемого вещества при обработке твердого материала в противотоке

Отношение потоков α	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	—	—	—

Таблица LVI

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от температуры

Пересчет в СИ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$.

Температура, °C	Давление (абсолютное), кгс/см ²	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'' , кДж/кг	Удельная теплота парообразования r , кДж/кг
0	0,0062	206,5	0,00484	0	2493,1	2493,1
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	2502,7	2481,7
10	0,0125	106,4	0,00940	41,90	2512,3	2470,4
15	0,0174	77,9	0,01283	62,85	2522,4	2459,5
20	0,0238	57,8	0,01729	83,80	2532,0	2448,2
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	2541,7	2436,9
30	0,0433	32,93	0,03036	125,70	2551,3	2425,6
35	0,0573	25,25	0,03960	146,65	2561,0	2414,3
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	2570,6	2403,0
45	0,0977	15,28	0,06543	188,55	2579,8	2391,3
50	0,1258	12,054	0,0830	209,50	2589,5	2380,0
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	2598,7	2368,2
60	0,2031	7,687	0,1301	251,40	2608,3	2356,9
65	0,2550	6,209	0,1611	272,35	2617,5	2345,2
70	0,3177	5,052	0,1979	293,30	2626,3	2333,0
75	0,393	4,139	0,2416	314,3	2636	2321
80	0,483	3,414	0,2929	335,2	2644	2310
85	0,590	2,832	0,3531	356,2	2653	2297
90	0,715	2,365	0,4229	377,1	2662	2285
95	0,862	1,985	0,5039	398,1	2671	2273
100	1,033	1,675	0,5970	419,0	2679	2260
105	1,232	1,421	0,7036	440,4	2687	2248
110	1,461	1,212	0,8254	461,3	2696	2234
115	1,724	1,038	0,9635	482,7	2704	2221
120	2,025	0,893	1,1199	504,1	2711	2207
125	2,367	0,7715	1,296	525,4	2718	2194

Продолжение

Температура, °С	Давление (абсолютное), кгс/см ²	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'' , кДж/кг	Удельная теплота парообразования r , кДж/кг
130	2,755	0,6693	1,494	546,8	2726	2179
135	3,192	0,5831	1,715	568,2	2733	2165
140	3,685	0,5096	1,962	589,5	2740	2150
145	4,238	0,4469	2,238	611,3	2747	2125
150	4,855	0,3933	2,543	632,7	2753	2120
160	6,303	0,3075	3,252	654,1	2765	2089
170	8,080	0,2431	4,113	719,8	2776	2056
180	10,23	0,1944	5,145	763,8	2785	2021
190	12,80	0,1568	6,378	808,3	2792	1984
200	15,85	0,1276	7,840	852,7	2798	1945
210	19,55	0,1045	9,567	897,9	2801	1904
220	23,66	0,0862	11,600	943,2	2803	1860
230	28,53	0,07155	13,98	989,3	2802	1813
240	34,13	0,05967	16,76	1035	2799	1763
250	40,55	0,04998	20,01	1082	2792	1710
260	47,85	0,04199	23,82	1130	2783	1653
270	56,11	0,03538	28,27	1178	2770	1593
280	65,42	0,02988	33,47	1226	2754	1528
290	75,88	0,02525	39,60	1275	2734	1459
300	87,6	0,02131	46,93	1327	2710	1384
310	100,7	0,01799	55,59	1380	2682	1302
320	115,2	0,01516	65,95	1437	2650	1213
330	131,3	0,01273	78,53	1498	2613	1117
340	149,0	0,01064	93,98	1564	2571	1009
350	168,6	0,00884	113,2	1638	2519	881,2
360	190,3	0,00716	139,6	1730	2444	713,6
370	214,5	0,00585	171,0	1890	2304	411,5
374	225	0,00310	322,6	2100	2100	0

Таблица LVII

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от давления

Пересчет в СИ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$.

Давление (абсолютное), кгс/см ²	Температура, °С	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'' , кДж/кг	Удельная теплота парообразования r , кДж/кг
0,01	6,6	131,60	0,00760	27,7	2506	2478
0,015	12,7	89,64	0,01116	53,2	2518	2465
0,02	17,1	68,27	0,01465	71,6	2526	2455
0,025	20,7	55,28	0,01809	86,7	2533	2447
0,03	23,7	46,53	0,02149	99,3	2539	2440
0,04	28,6	35,46	0,02820	119,8	2548	2429
0,05	32,5	28,73	0,03481	136,2	2556	2420
0,06	35,8	24,19	0,04133	150,0	2562	2413

Продолжение

Давление (абсолютное), кгс/см ²	Темпера- тура, °С	Удельный объем, м ³ /кг	Плот- ность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'' , кДж/кг	Удельная теплота парообразова- ния r , кДж/кг
0,08	41,1	18,45	0,05420	172,2	2573	2400
0,10	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
0,12	49,0	12,60	0,07937	205,3	2588	2382
0,15	53,6	10,22	0,09789	224,6	2596	2372
0,20	59,7	7,977	0,1283	250,1	2607	2358
0,30	68,7	5,331	0,1876	287,9	2620	2336
0,40	75,4	4,072	0,2456	315,9	2632	2320
0,50	80,9	3,304	0,3027	339,0	2642	2307
0,60	85,5	2,785	0,3590	358,2	2650	2296
0,70	89,3	2,411	0,4147	375,0	2657	2286
0,80	93,0	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
0,90	96,2	1,906	0,5246	403,1	2668	2270
1,0	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
1,2	104,2	1,457	0,6865	437,0	2686	2249
1,4	108,7	1,261	0,7931	456,3	2693	2237
1,6	112,7	1,113	0,898	473,1	2703	2227
1,8	116,3	0,997	1,003	483,6	2709	2217
2,0	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
3,0	132,9	0,6180	1,618	558,9	2730	2171
4,0	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141
5,0	151,1	0,3825	2,614	637,7	2754	2117
6,0	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
7,0	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
8,0	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
9,0	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040
10	179,0	0,1985	5,037	759,6	2784	2024
11	183,2	0,1813	5,516	778,1	2787	2009
12	187,1	0,1668	5,996	795,3	2790	1995
13	190,7	0,1545	6,474	811,2	2793	1984
14	194,1	0,1438	6,952	826,7	2795	1968
15	197,4	0,1346	7,431	840,9	2796	1956
16	200,4	0,1264	7,909	854,8	2798	1943
17	203,4	0,1192	8,389	867,7	2799	1931
18	206,2	0,1128	8,868	880,3	2800	1920
19	208,8	0,1070	9,349	892,5	2801	1909
20	211,4	0,1017	9,83	904,2	2802	1898
30	232,8	0,06802	14,70	1002	2801	1800
40	249,2	0,05069	19,73	1079	2793	1715
50	262,7	0,04007	24,96	1143	2780	1637
60	274,3	0,03289	30,41	1199	2763	1565
70	284,5	0,02769	36,12	1249	2746	1497
80	293,6	0,02374	42,13	1294	2726	1432
90	301,9	0,02064	48,45	1337	2705	1369
100	309,5	0,01815	55,11	1377	2684	1306
120	323,1	0,01437	69,60	1455	2638	1183
140	335,0	0,01164	85,91	1531	2592	1061
160	345,7	0,00956	104,6	1606	2540	934
180	355,4	0,00782	128,0	1684	2483	799
200	364,2	0,00614	162,9	1783	2400	617
225	374,0	0,00310	322,6	2100	2100	0

Таблица LVIII

Соотношения между единицами измерения

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношение между единицами измерения СИ и наиболее часто встречающимися единицами других систем и внесистемными
Длина	м	$1 \text{ мкм} = 10^{-6} \text{ м}$ $1 \text{ Å} = 10^{-10} \text{ м}$ $1 \text{ ft} = 0,3048 \text{ м}$ $1 \text{ in} = 25,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$
Масса	кг	$1 \text{ т} = 1000 \text{ кг}$ $1 \text{ ц} = 100 \text{ кг}$ $1 \text{ lb} = 0,454 \text{ кг}$
Температура	К	$t^{\circ}\text{C} = (t + 273,15) \text{ К}$ $t^{\circ}\text{F} = \left[\frac{5}{9} (t - 32) + 273,15 \right] \text{ К}$
Угол плоский	рад	$1^{\circ} = \frac{\pi}{180} \text{ рад}$ $1' = \frac{\pi}{10800} \text{ рад}$ $1 \text{ оборот} = 2\pi \text{ рад} = 6,28 \text{ рад}$
Вес (сила тяжести)	Н	$1 \text{ кгс} = 9,81 \text{ Н}$ $1 \text{ дин} = 10^{-5} \text{ Н}$ $1 \text{ стен} = 10^3 \text{ Н}$ $1 \text{ lbf} = 4,45 \text{ Н}$
Вязкости коэффициент динамический	Па · с	$1 \text{ П} = 1 \text{ дин} \cdot \text{с} / \text{см}^2 = 0,1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $1 \text{ сП} = \frac{1}{9180} \frac{\text{кгс} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ $1 \text{ lbf} \cdot \text{s} / \text{ft}^2 = 47,88 \text{ Па} \cdot \text{с}$
Вязкости коэффициент кинематический	м ² /с	$1 \text{ Ст} = 1 \text{ см}^2 / \text{с} = 10^{-4} \text{ м}^2 / \text{с}$ $1 \text{ ft}^2 / \text{s} = 0,093 \text{ м}^2 / \text{с}$ $1 \text{ ft}^2 / \text{h} = 25,81 \text{ м}^2 / \text{с}$
Давление	Па	$1 \text{ бар} = 10^5 \text{ Па}$ $1 \text{ мбар} = 100 \text{ Па}$ $1 \text{ дин} / \text{см}^2 = 1 \text{ мкбар} = 0,1 \text{ Па}$ $1 \text{ кгс} / \text{см}^2 = 1 \text{ ат} = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} = 735 \text{ мм рт. ст.}$ $1 \text{ кгс} / \text{м}^2 = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм вод. ст.} = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм рт. ст.} = 133,3 \text{ Па}$ $1 \text{ lbf} / \text{in}^2 = 6894,76 \text{ Па}$ $1 \text{ lbf} / \text{ft}^2 = 47,88 \text{ Па}$
Диффузии коэффициент	м ² /с	$1 \text{ ft}^2 / \text{s} = 0,0929 \text{ м}^2 / \text{с}$
Мощность	Вт	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м} / \text{с} = 9,81 \text{ Вт}$ $1 \text{ эрг} / \text{с} = 10^{-7} \text{ Вт}$ $1 \text{ ккал} / \text{ч} = 1,163 \text{ Вт}$ $1 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{s} = 1,356 \text{ Вт}$
Натяжение поверхностное	Н/м	$1 \text{ кгс} / \text{м} = 9,81 \text{ Дж} / \text{м}^2$ $1 \text{ эрг} / \text{см}^2 = 1 \text{ дин} / \text{см} = 10^{-3} \text{ Дж} / \text{м}^2 = 10^{-3} \text{ Н} / \text{м}$
Объем	м ³	$1 \text{ л} = 10^{-3} \text{ м}^3 = 1 \text{ дм}^3$ $1 \text{ ft}^3 = 28,3 \text{ дм}^3 = 2,83 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3$ $1 \text{ in}^3 = 16,387 \text{ см}^3 = 16,39 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3$

Продолжение

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношения между единицами измерения СИ и наиболее часто встречающимися единицами других систем и внесистемными
Объем удельный	м ³ /кг	1 м ³ /т = 10 ⁻³ м ³ /кг 1 дм ³ /кг = 1 см ³ /г = 10 ⁻³ м ³ /кг
Плотность	кг/м ³	1 т/м ³ = 1 кг/дм ³ = 1 г/см ³ = 10 ³ кг/м ³ 1 кгс · с ² /м ⁴ = 9,81 кг/м ³ 1 lb/ft ³ ≈ 16,02 кг/м ³ 1 lb/in ³ ≈ 27,68 · 10 ³ кг/м ³
Плотность теплового потока (теплонпряжения, удельная тепловая нагрузка)	Вт/м ²	1 ккал/(м ² · ч) = 1,163 Вт/м ²
Площадь	м ²	1 ft ² = 0,0929 м ² 1 in ² = 6,451 · 10 ⁻⁴ м ²
Работа, энергия, количество теплоты	Дж	1 кгс · м = 9,81 Дж 1 эрг = 10 ⁻⁷ Дж 1 кВт · ч = 3,6 · 10 ⁶ Дж 1 ккал = 4,1868 · 10 ³ Дж = 4,19 кДж 1 lb · ft = 1,356 Дж 1 lb · in = 0,113 Дж 1 BTU = 1055,1 Дж
Расход массовый	кг/с	1 lb/s = 0,454 кг/с 1 lb/h = 1,26 · 10 ⁻⁴ кг/с
Расход объемный	м ³ /с	1 л/мин = 16,67 · 10 ⁻⁶ м ³ /с 1 ft ³ /s = 28,3 · 10 ⁻³ м ³ /с 1 in ³ /s = 16,4 · 10 ⁻⁶ м ³ /с
Скорость линейная	м/с	1 ft/s = 0,3048 м/с
Скорость угловая	рад/с	1 об/мин = $\frac{\pi}{30}$ рад/с 1 об/с = 2π рад/с
Теплоемкость удельная массовая	Дж/(кг · К)	1 ккал/(кг · °С) = 4,19 кДж/(кг · К) 1 эрг/(г · К) = 10 ⁻⁴ Дж/(кг · К) 1 BTU/(lb · deg F) = 4,19 кДж/(кг · К)
Теплоотдачи коэффициент, теплопередачи коэффициент	Вт/(м ² · К)	1 ккал/(м ² · ч · °С) = 1,163 Вт/(м ² · К) 1 BTU/(ft ² · h · deg F) = 5,6 Вт/(м ² · К)
Теплопроводности коэффициент	Вт/(м · К)	1 ккал/(м · ч · °С) = 1,163 Вт/(м · К) 1 BTU/(ft · h · deg F) = 1,73 Вт/(м · К)
Теплота удельная (фазового превращения)	Дж/кг	1 ккал/кг = 1 кал/г = 4,19 кДж/кг 1 BTU/lb = 2326 Дж/кг
Ускорение линейное	м/с ²	1 in/s ² = 25,4 · 10 ⁻³ м/с ² 1 ft/s ² = 0,3048 м/с ²
Частота	Гц	1 Гц = 1 с ⁻¹ 1 об/с = 1 Гц 1 об/мин = $\frac{1}{60}$ Гц
Энтальпия удельная	Дж/кг	1 ккал/кг = 1 кал/г = 4,19 кДж/кг 1 BTU/lb = 2326 Дж/кг
Энтропия удельная	Дж/(кг · К)	1 ккал/(кг · °С) = 4,19 кДж/(кг · К) 1 BTU/(lb · deg F) = 4,19 кДж/(кг · К)

ДИАГРАММЫ И НОМОГРАММЫ

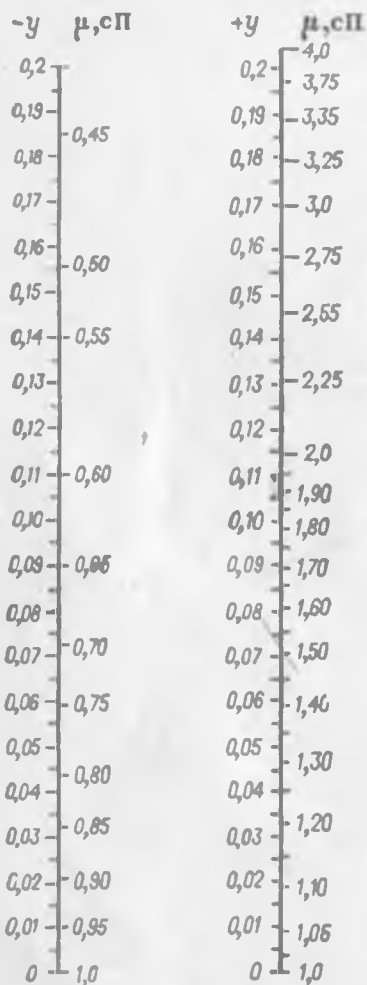


Рис. I. Номограмма для определения динамического коэффициента вязкости органических жидкостей.

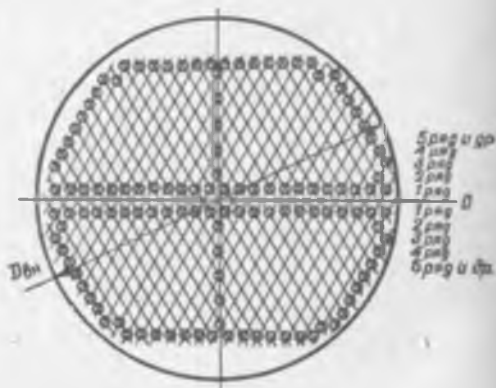


Рис. II. Расположение входного штуцера и сегментных перегородок для одноходового кожухотрубчатого теплообменника.

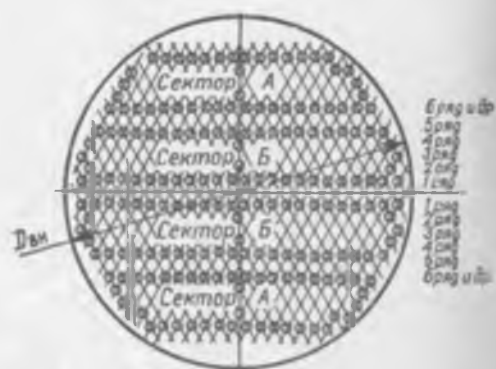
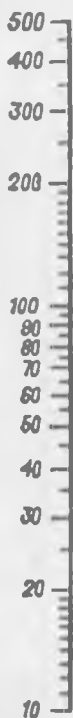
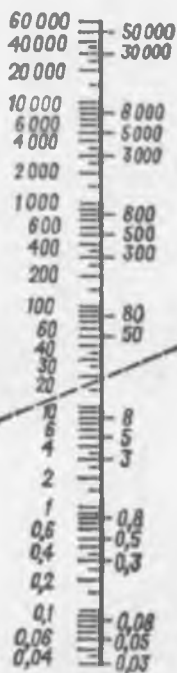


Рис. III. Расположение входного штуцера и сегментных перегородок для двухходового кожухотрубчатого теплообменника.

Диаметр d ,
мм



Расход V ,
 $\text{м}^3/\text{ч}$



Скорость w ,
 $\text{м}/\text{с}$

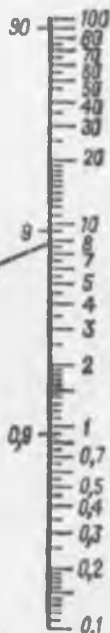


Рис. IV. Номограмма для определения расхода жидкости или газа в трубопроводах круглого сечения.

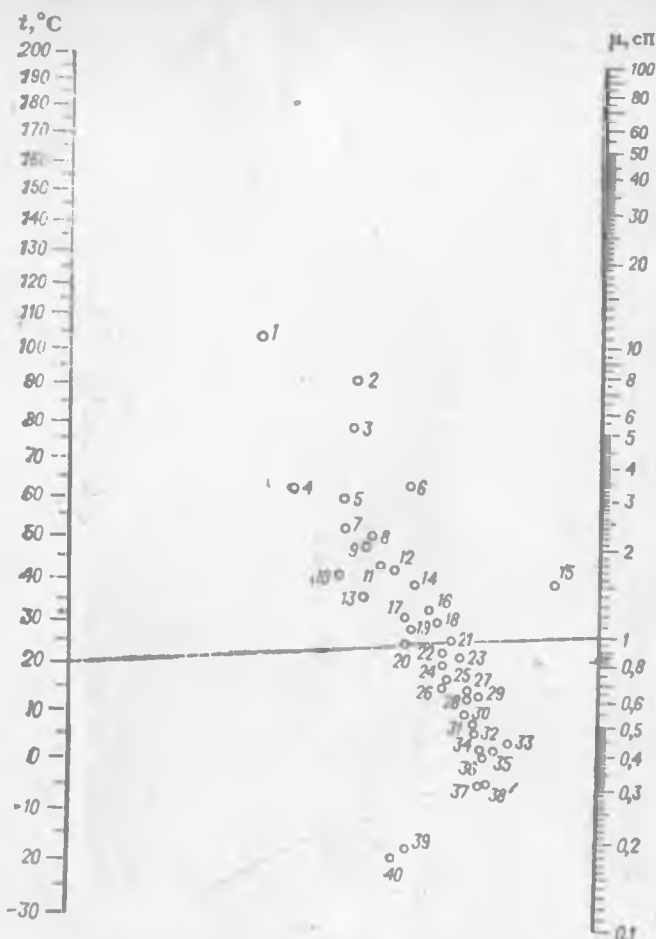


Рис. V. Номограмма для определения динамического коэффициента вязкости жидкостей при различных температурах. См. также табл. VI—IX.

Жидкость	№ точки	Жидкость	№ точки
Амидовый спирт	17	Пектан	38
Аммиак	39	Ртуть	15
Анилин	8	Серная кислота, 111%	2
Ацетон	34	Серная кислота, 98%	3
Бензол	25	Серная кислота, 60%	6
Бутиловый спирт	11	Сернистый ангидрид	35
Вода	20	Сероуглерод	33
Гексан	36	Терпентин	16
Гептан	31	Толуол	27
Глицерин, 100%	1	Уксусная кислота, 100%	18
Глицерин, 50 %	7	Уксусная кислота, 70%	12
Диоксид углерода	40	Фенол	5
Диэтиловый эфир	37	Хлорбензол	22
Метилацетат	32	Хлороформ	29
Метиловый спирт, 100%	26	Четыреххлористый углерод	21
Метиловый спирт, 90%	24	Этилацетат	30
Метиловый спирт 30%	13	Этиленгликоль	4
Нафталин	9	Этиленхлорид	23
Нитробензол	14	Этиловый спирт, 100%	19
Октан	28	Этиловый спирт, 49%	10

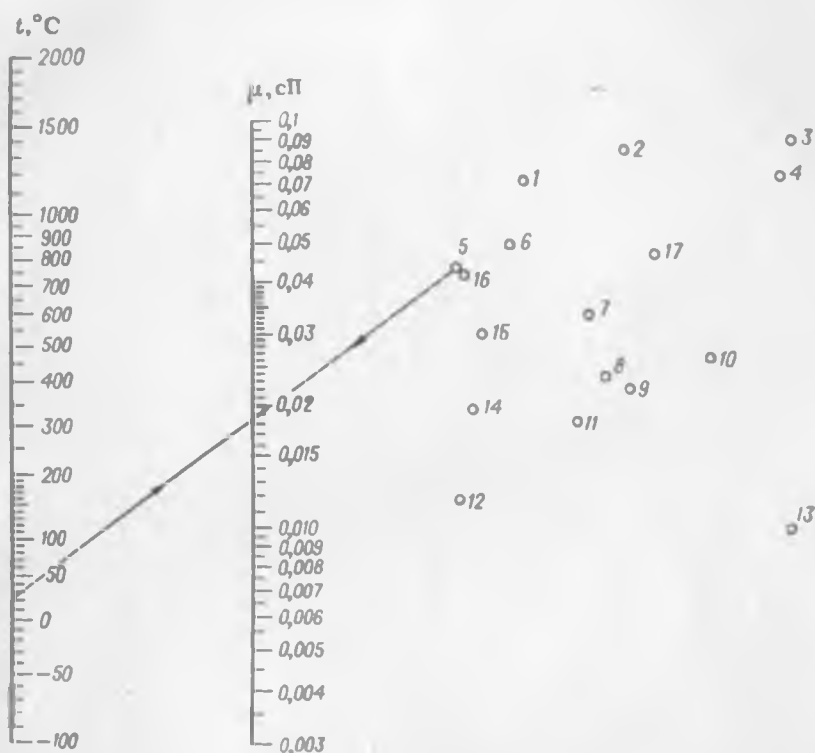


Рис. VI. Номограмма для определения динамического коэффициента вязкости газов при $p = 1$ атм*:

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— C_2H_6 ; 12— H_2 ; 13— C_6H_6 ; 14— $9H_2 + N_2$; 15— $3H_2 + N_2$; 16— CO ; 17— Cl_2 .

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

* С допустимым приближением данными номограммы можно пользоваться и при давлении порядка нескольких атмосфер.

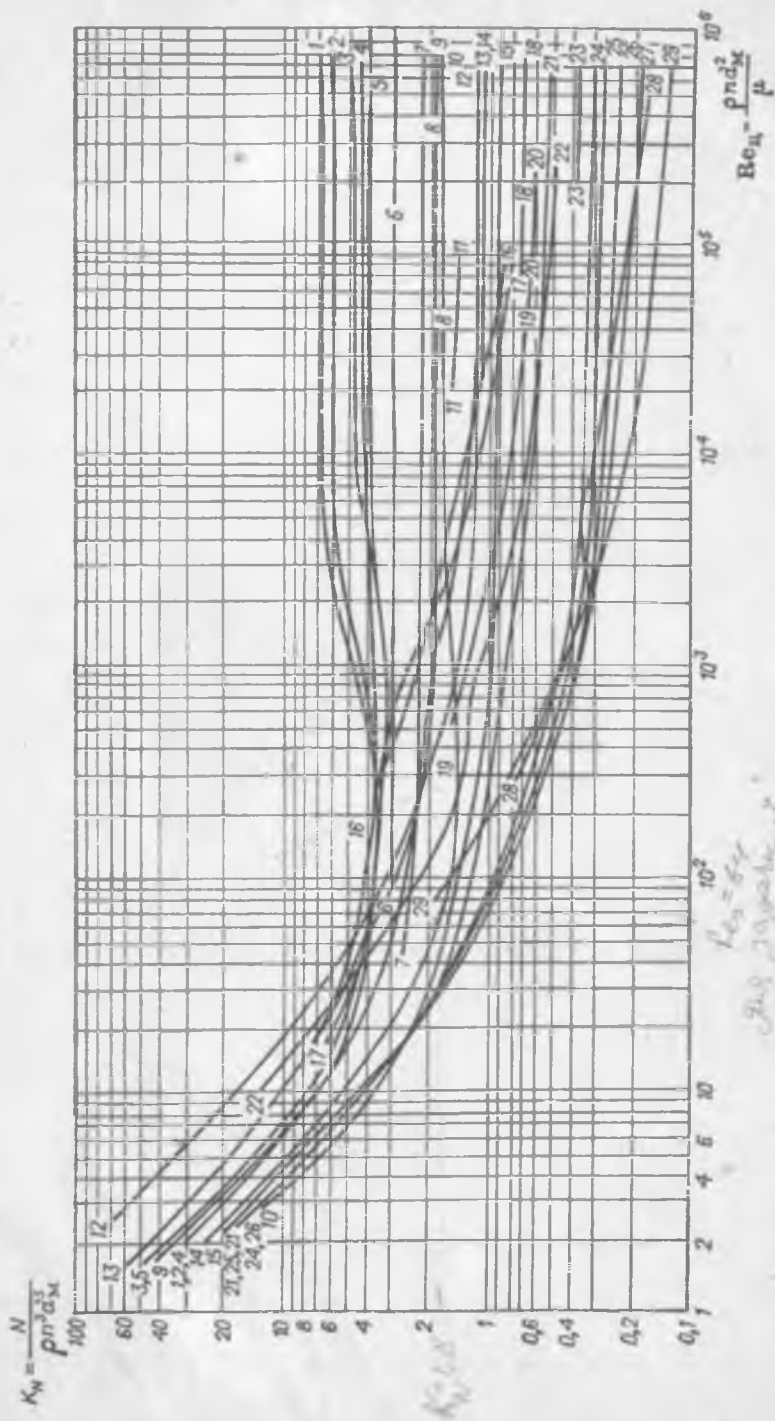


Рис. VII. Зависимость критерия мощности от критерия Рейнольдса (повышения см. на стр. 541).

Рис. VII (продолжение).

1—открытая турбинная мешалка с шестью прямыми вертикальными лопатками ($b=0,20 d_M$, $l=0,25 d_M$) при $D/d_M=3$ в сосуде с четырьмя перегородками ($B/d_M=0,17$); 2—турбинная мешалка типа 1 при $B/d_M=0,10$; 3—открытая турбинная мешалка с шестью изогнутыми вертикальными лопатками ($b=0,20 d_M$, $l=0,25 d_M$) при $D/d_M=3$ в сосуде с четырьмя перегородками ($B/d_M=0,10$); 4—турбинная мешалка типа 1 при $B/d_M=0,04$; 5—открытая турбинная мешалка с шестью стреловидными лопатками ($b=0,20 d_M$, $l=0,25 d_M$) при $D/d_M=3$ в сосуде с четырьмя перегородками ($B/d_M=0,10$); 6—односторонняя радиально-дисковая мешалка с шестью прямыми вертикальными лопатками ($b=0,10 d_M$, $l=0,35 d_M$) снизу диска при $D/d_M=2,5$ в сосуде с четырьмя перегородками ($B/d_M=0,25$); 7—радиальная турбинная мешалка с шестнадцатью лопатками со статором в сосуде без перегородок; 8—двухлопастная мешалка с прямыми вертикальными лопастями ($b=0,25 d_M$) при $D/d_M=4,35$ в сосуде с тремя перегородками ($B/d_M=0,11$); 9—восьмилопастная мешалка с прямыми лопастями ($b=0,25 d_M$) под углом 45° при $D/d_M=3$ в сосуде с четырьмя перегородками ($B/d_M=0,10$); 10—двухлопастная мешалка типа 8 при $D/d_M=3$ в сосуде с четырьмя перегородками ($B/d_M=0,10$); 11—закрытая турбинная мешалка с шестью лопатками со статором при $D/d_M=2,4$ в сосуде без перегородок; 12—турбинная мешалка, сходная с типом 11, при $D/d_M=3$ в сосуде без перегородок; 13—турбинная мешалка типа 12, без статора, при $D/d_M=3$ в сосуде с четырьмя перегородками ($B/d_M=0,10$); 14—турбинная мешалка типа 1 в сосуде без перегородок; 15—трехлопастная пропеллерная мешалка $s=2 d_M$ при $D/d_M=3$ в сосуде с четырьмя перегородками ($B/d_M=0,10$); 16—четырехлопастная мешалка типа 8 при $D/d_M=3$ в сосуде без перегородок; 17—четырехлопастная мешалка с лопастями ($b=0,25 d_M$) под углом 60° при $D/d_M=3$ в сосуде без перегородок; 18—трехлопастная пропеллерная мешалка типа 15, но при $s=1,33 d_M$ и $D/d_M=16$ в сосуде с тремя перегородками ($B/d_M=0,06$); 19—четырехлопастная мешалка типа 9 при $D/d_M=5,2$ в сосуде без перегородок; 20—двухлопастная мешалка типа 8 при $D/d_M=3$ в сосуде без перегородок; 21—трехлопастная пропеллерная мешалка типа 15 при $D/d_M=3,3$ в сосуде без перегородок; 22—четырехлопастная мешалка типа 9 (такая же, как 19) при $D/d_M=2,4 + 3,0$ в сосуде без перегородок; 23—трехлопастная пропеллерная мешалка типа 18 при $s=1,04 d_M$ и $D/d_M=9,6$ в сосуде с тремя перегородками ($B/d_M=0,06$); 24—то же при $s=d_M$ и $D/d_M=3$ в сосуде с четырьмя перегородками ($B/d_M=0,10$); 25—то же при $s=1,04 d_M$ и $D/d_M=4,5$ в сосуде без перегородок; 26—то же при $s=d_M$ и $D/d_M=3$ в сосуде без перегородок; 27—то же при $s=1,05 d_M$ и $D/d_M=2,7$ в сосуде без перегородок; 28—то же при $s=d_M$ и $D/d_M=3,8$ в сосуде без перегородок; 29—двухлопастная мешалка типа 8 с узкими лопастями [$b=(0,13 + 0,17) d_M$] при $D/d_M=1,1$ в сосуде без перегородок.

Обозначения, принятые для характеристики мешалок: D —диаметр сосуда; d_M —диаметр мешалки; b —ширина лопасти мешалки; l —длина лопасти; B —ширина перегородки; s —шаг пропеллерной мешалки.

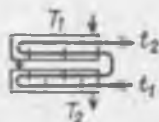
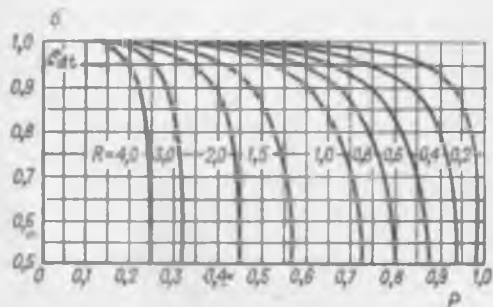
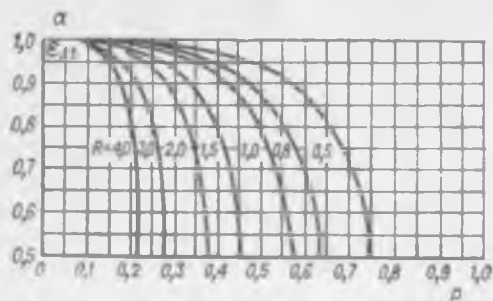


Рис. VIII. Поправочные коэффициенты α для смешанного тока в многоходовых кожухотрубчатых теплообменниках:

а — с одним ходом в межтрубном пространстве и двумя, четырьмя, шестью и более ходами в трубном пространстве; б — с двумя ходами в межтрубном пространстве с поперечными перегородками и четырьмя ходами в трубном пространстве;

$$P = \frac{t_1 - t_2}{T - t_1} \quad R = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1}$$

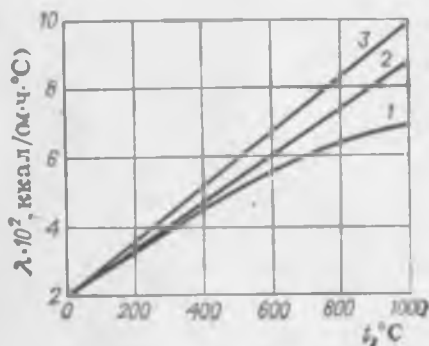


Рис. IX. Коэффициенты теплопроводности дымовых газов. Состав дымовых газов, % (об.): CO_2 —13; O_2 —6; $(\text{N}_2 + \text{H}_2\text{O})$ —82.

Содержание водяного пара (в %): 1—0; 2—15; 3—20. Пересчет в СИ: 1 ккал/(м·ч·°C) = 1,163 Вт/(м·К).

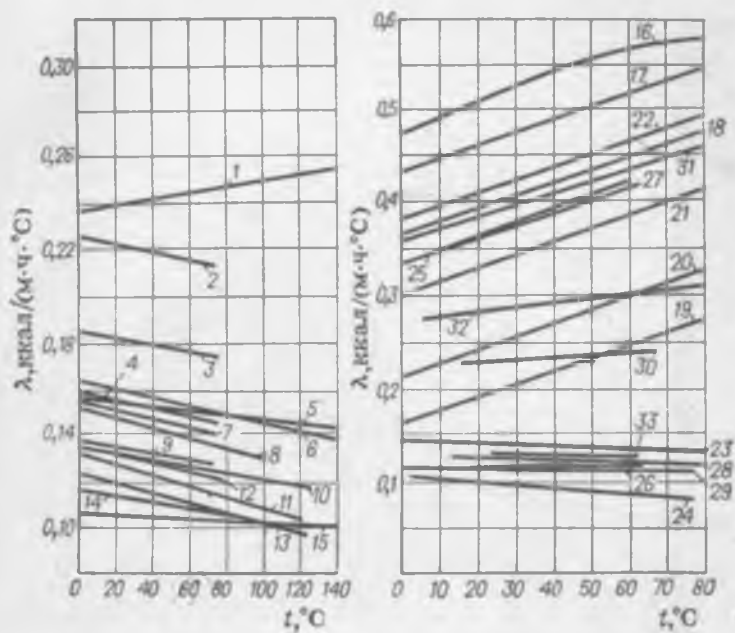


Рис X. Коэффициенты теплопроводности некоторых жидкостей.

Вещество	№ кривой	Вещество	№ кривой	Вещество	№ кривой
Аммиак, 26%	31	Касторовое масло	5	Толуол	13
Анилин	6	Керосин	28	Уксусная кислота	7
Ацетон	8	Ксилол	14	Хлористый кальций, 25%	17
Бензол	11	Метиловый спирт, 100%	3	Хлористый натрий, 25%	13
Бутиловый спирт	9	То же, 40%	32	Четыреххлористый углерод	24
Вазелиновое масло	15	Муравьиная кислота	2	Этиловый спирт, 100%	4
Вода	16	Нитробензол	10	» » 80%	19
Гексан	26	Октан	33	» » 60%	20
Глицерин безводный	1	Серная кислота, 98%	30	» » 40%	21
» 50%	25	Серовуглерод	23	» » 20%	22
Диэтиловый эфир	29	Соляная кислота, 30%	27		
Изопропиловый спирт	12				

Пересчет в СИ: $1 \text{ ккал}/(\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}) = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$.

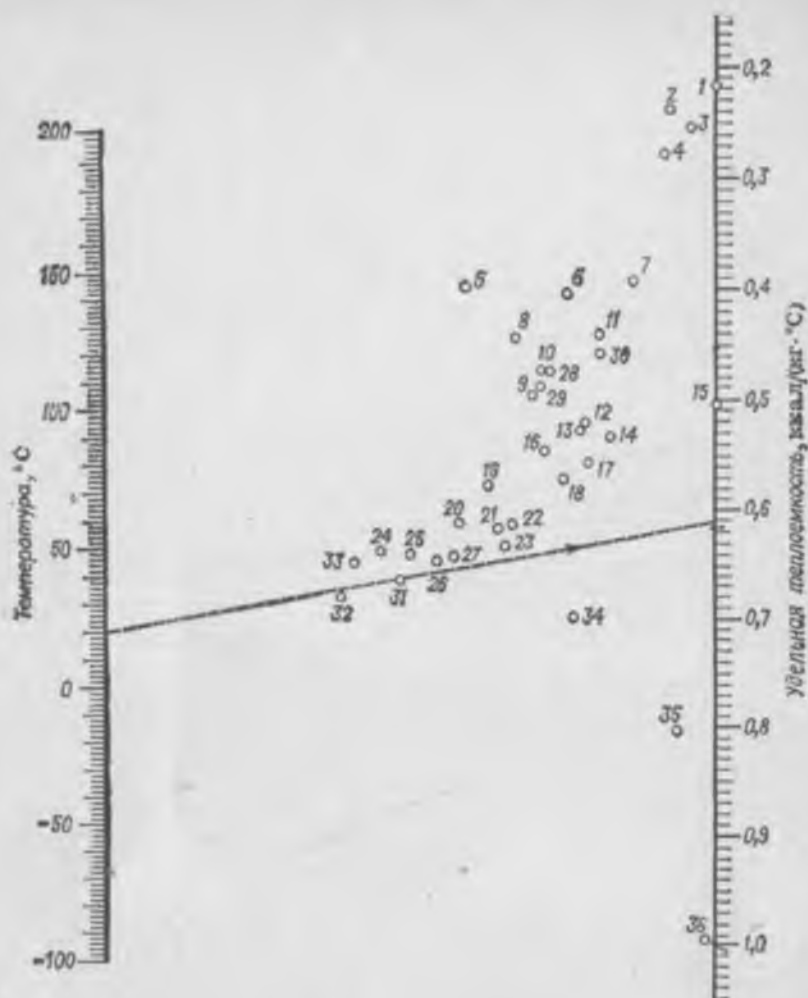


Рис. XI. Номограмма для определения теплоемкости жидкостей.

Вещество	№ точки	Вещество	№ точки	Вещество	№ точки
Амиллацетат	13	Изопропиловый спирт (от -50 до 0° С) . .	27	Уксусная кислота, 100%	16
Анилин	14	Иодистый этил	5	Хлорбензол	6
Ацетон	18	о- и м-Ксилол	9	Хлористый кальций, 25%	34
Бензол	29	п-Ксилол	10	Хлористый натрий, 25%	35
Бромистый этил	1	Метиловый спирт	23	Хлористый этил	11
Бутиловый спирт	24	Октан	15	Хлороформ	3
Вода	36	Пропиловый спирт	25	Четыреххлористый углерод	2
Гептан	18	Серная кислота, 100%	7	Этилацетат	18
Глицерин	31	Серовуглерод	4	Этиленгликоль	22
Дифенил	8	Соляная кислота, 30%	26	Этиловый спирт	31
Диэтиловый эфир	17	Толуол (от -60 до 40° С)	28		
Изобутиловый спирт	33	Толуол (от 40 до 100° С)	30		
Изопентан	20				
Изопропиловый спирт (от 0 до 50° С)	32				

Пересчет в СИ: $1 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{С}) = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$.

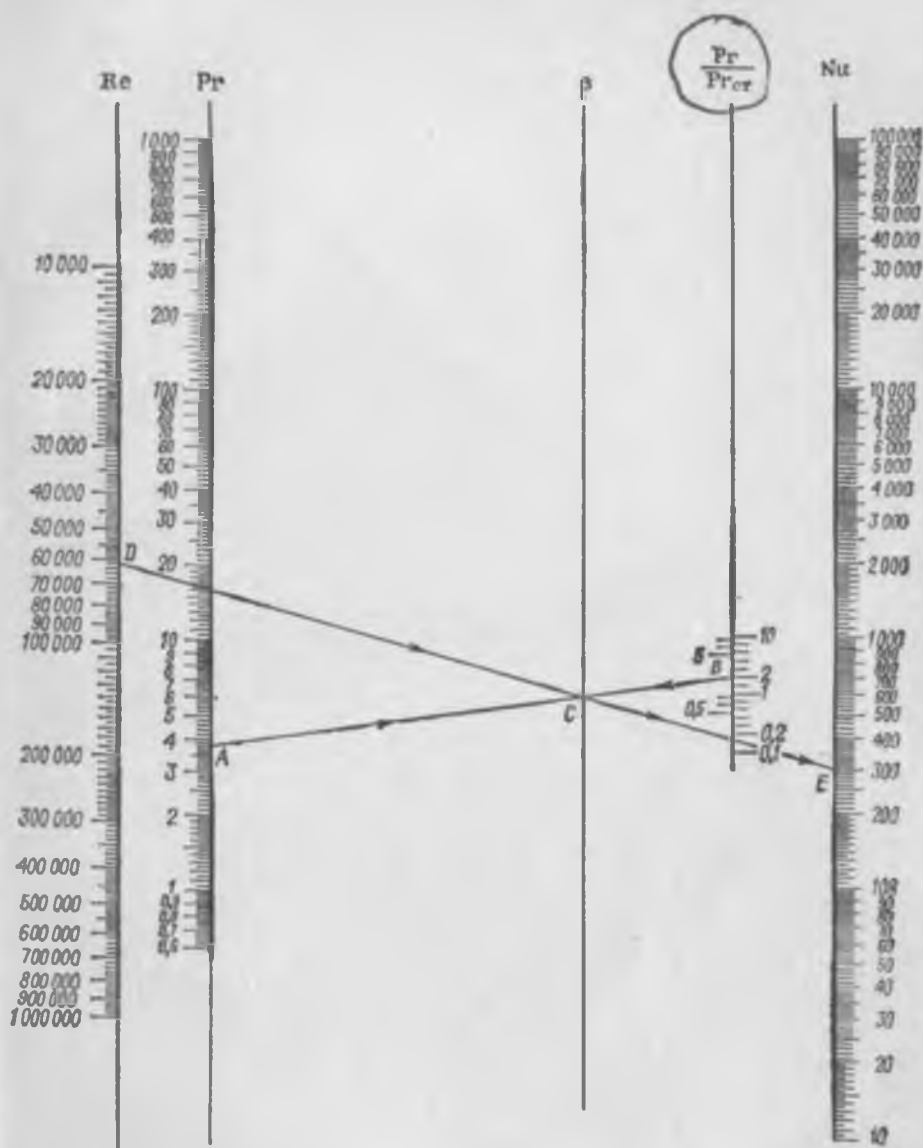


Рис. XII. Номограмма для определения коэффициента теплоотдачи в прямых трубах при $Re > 10\,000$ и $\epsilon_l = 1$:

I этап: $AB \rightarrow C$; II этап: $DC \rightarrow E$.

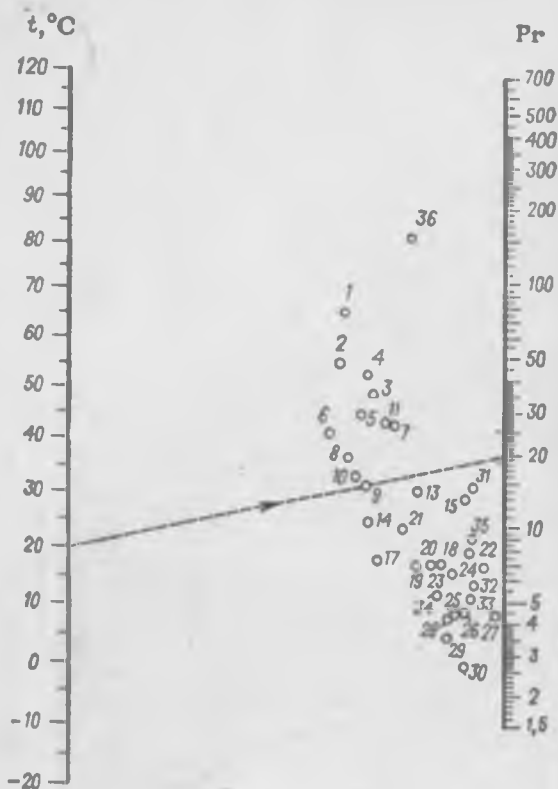


Рис. XIII. Значения критерия Pr для жидкостей.

Вещество	№ точки	Вещество	№ точки	Вещество	№ точки
Амлацетат	31	Ксилол	19	Толуол	23
Аммиак, 26%	14	Метиловый спирт, 100%	20	Уксусная кислота, 100%	15
Аммиак	5	» » 40%	10	» » 50%	9
Ацетон	25	Октан	33	Хлорбензол	35
Бензол	22	Пентан	26	Хлороформ	34
Бромистый этил	29	Серная кислота, 111%	1	Четыреххлористый углерод	18
Бутиловый спирт	11	Серная кислота, 98%	2	Этилацетат	24
Вода	17	» » 60%	4	Этиленгликоль	36
Гептан	32	Сероуглерод	30	Этиловый спирт, 100%	13
Диэтиловый эфир	28	Соляная кислота, 30%	21	» » 50%	8
Глицерин, 50%	6				
Изоамиловый спирт	3				
Изопропиловый спирт	7				
Иодистый этил	27				

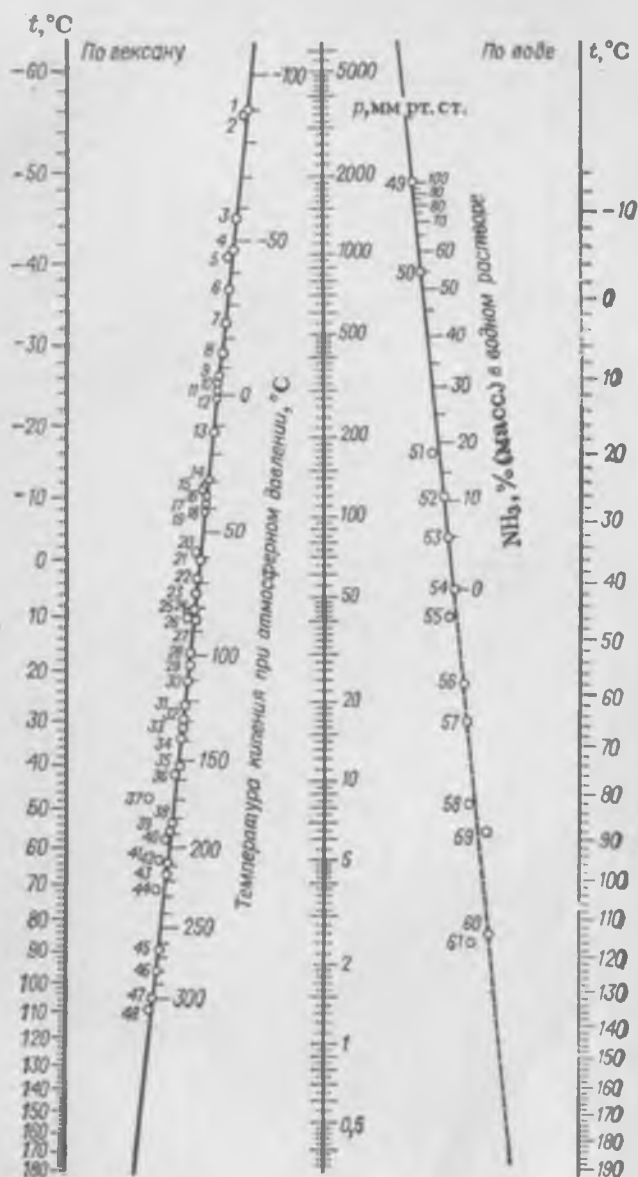


Рис. XIV. Номограмма для определения давления насыщенного пара и температуры кипения некоторых жидкостей (продолжение на след. стр.).

Рис. XIV. (продолж.)

Вещество	№ точки	Вещество	№ точки	Вещество	№ точки
Аллен	6	1,2-Дихлорэтан	26	Пропилен	4
Аммиак	49	Диэтиловый эфир . . .	15	Пропионовая кислота .	56
Анилин	40	Изопрен	14	Ртуть	61
Ацетилен	2	Иодбензол	39	Тетралин	42
Ацетон	51	м-Крезол	44	Толуол	30
Бензол	24	о-Крезол	41	Уксусная кислота . . .	55
Бромбензол	35	м-Ксилол	34	Фторбензол	27
Вромистый этил	18	изо-Масляная кисло-		Хлорбензол	33
α-Вромнафталин	46	та	57	Хлористый винил	8
1,3-Бутадиен	10	Метиламин	50	» метил	7
Вуган	11	Метилмоносилан	3	» метилен	19
α-Бутилен	9	Метиловый спирт	52	» этил	13
β-Бутилен	12	Метилформиат	16	Хлороформ	21
Бутиленгликоль	53	Нафталин	43	Четыреххлористый . . .	
Вода	54	α-Нафтол	47	углерод	23
Гексан	22	β-Нафтол	48	Этан	1
Гептан	28	Нитробензол	37	Этилацетат	25
Глицерин	60	Октан	31	Этиленгликоль	59
Декалин	33		32 *	Этиловый спирт	53
Декан	36	Пентан	17	Этилформиат	20
Диксан	29	Пропан	5		
Дифенил	45				

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

* По данным разных авторов.

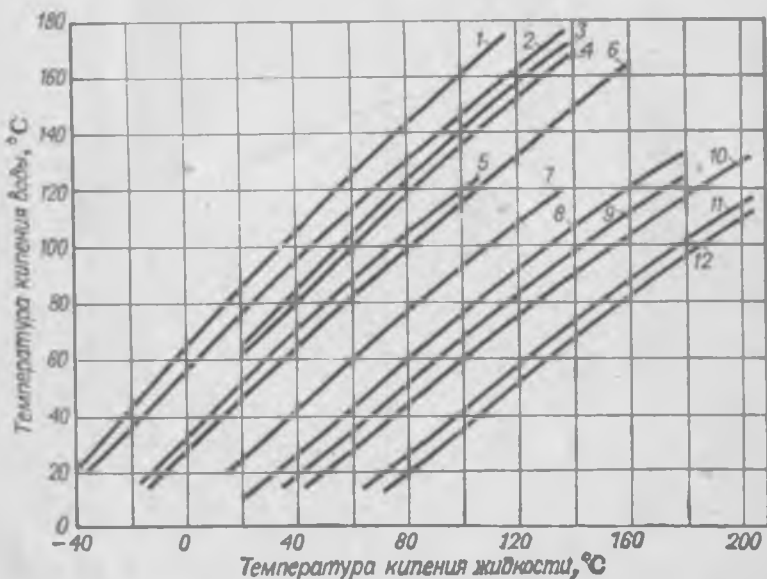


Рис. XV. Диаграмма линейности для определения температуры кипения (по воде):
1—диэтиловый эфир; 2—сероуглерод; 3—ацетон; 4—хлороформ; 5—четырёххлористый угле-
род; 6—бензол; 7—толуол; 8—хлорбензол; 9—о-ксилол; 10—бромбензол; 11—бензальдегид;
12—анилин.

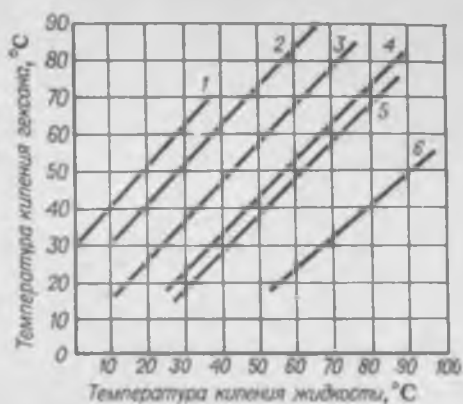


Рис. XVI. Диаграмма линейности для определения температуры кипения (по гексану): 1—диэтиловый эфир; 2—сероуглерод; 3—хлороформ; 4—четырёххлористый углерод; 5—бензол; 6—толуол.

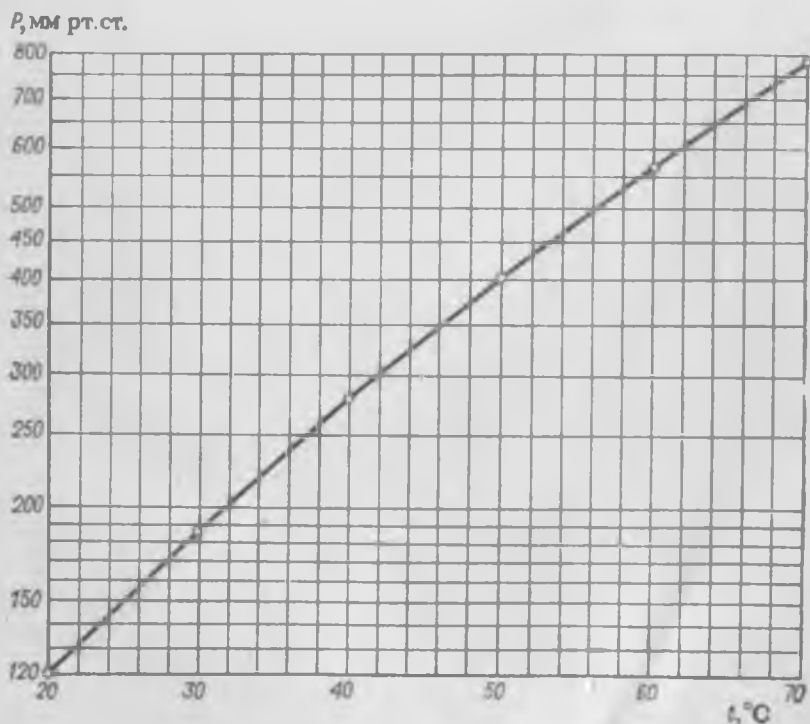


Рис. XVII. Зависимость давления насыщенного пара гексана от температуры. Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па.

$r, \text{ккал/кг}$

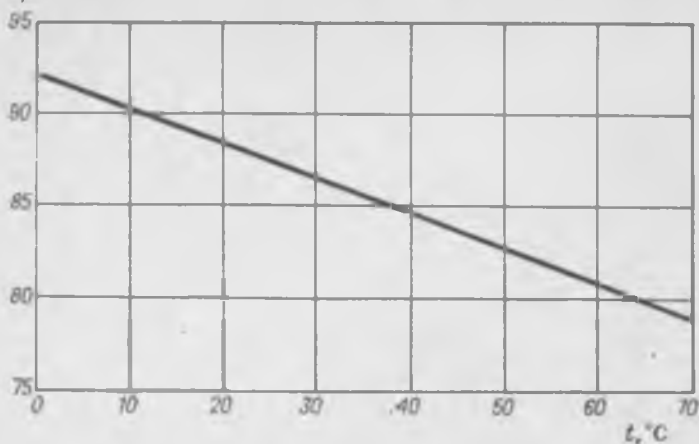


Рис. XVIII. Зависимость удельной теплоты парообразования гексана от температуры. Пересчет в СИ: $1 \text{ ккал/кг} = 4,19 \text{ кДж/кг}$.

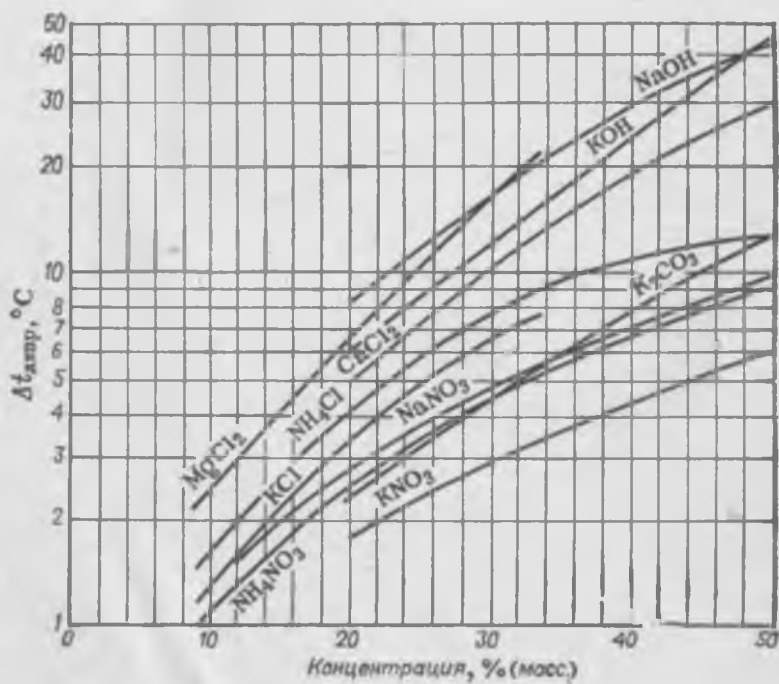


Рис. XIX. Повышение температуры кипения водных растворов (при атмосферном давлении) в зависимости от концентрации.

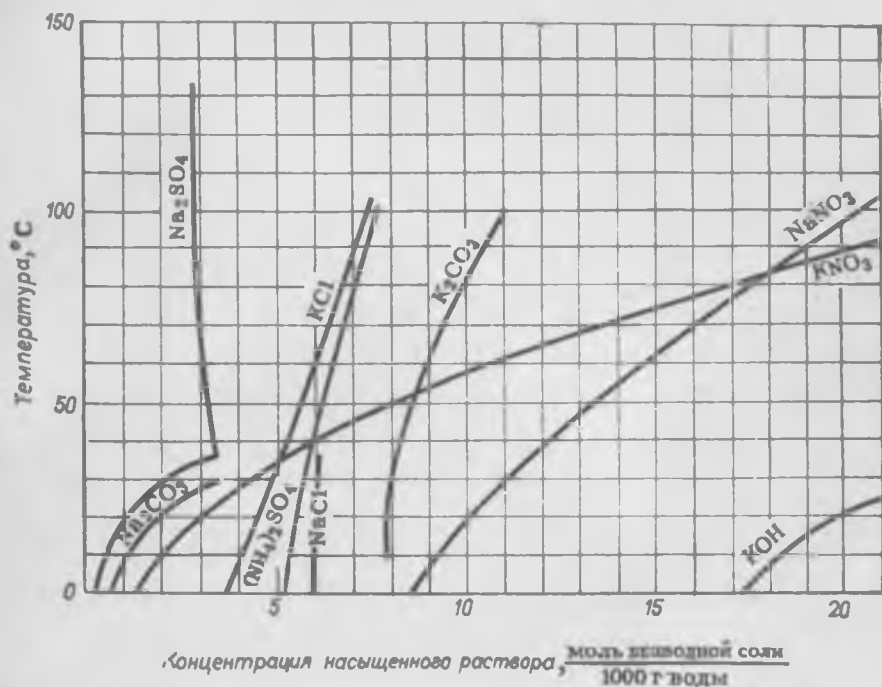


Рис. XX. Растворимость некоторых солей в воде в зависимости от температуры.

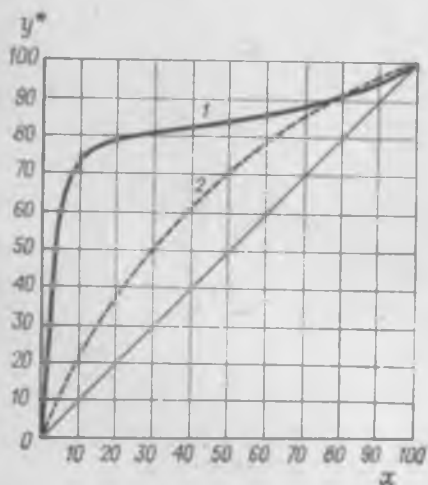


Рис. XXI. Кривые равновесия при $P=1$ атм:
1 — ацетон — вода; 2 — четыреххлористый углерод — толуол.
Пересчет в СИ: 1 атм = 760 мм рт. ст. = 101 325 Па.

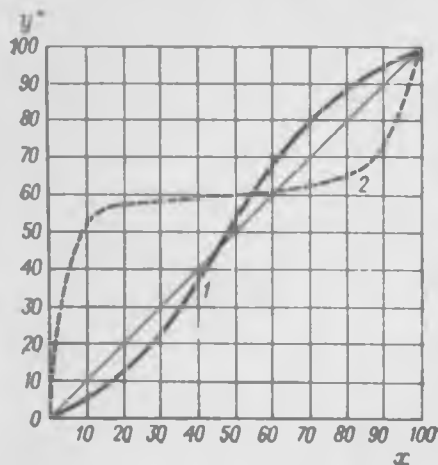


Рис. XXII. Кривые равновесия (с азеотропной точкой) при $P=1$ атм:

1—вода — муравьиная кислота; 2—метил-
ловый спирт — бензол.
Пересчет в СИ: 1 атм = 760 мм рт. ст. =
= 101 325 Па.

P , мм рт.ст.

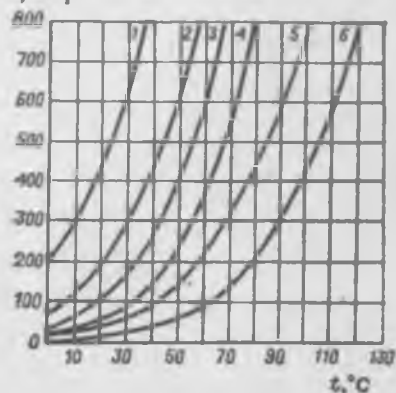


Рис. XXIII. Давление насыщенного пара некоторых органических жидкостей в зависимости от температуры:

1—диэтиловый эфир; 2—ацетон; 3—мети-
ловый спирт; 4—этиловый спирт; 5—му-
равьиная кислота; 6—уксусная кислота.
Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па.

P , мм рт.ст.

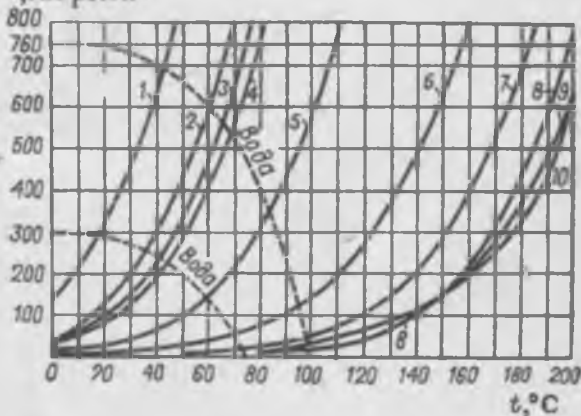


Рис. XXIV. Давление насыщенного пара органических жидко-
стей, не смешивающихся с водой, в зависимости от темпе-
ратуры:

1—сероуглерод; 2—гексан; 3—четырехлористый углерод;
4—бензол; 5—толуол; 6—скипидар; 7—анилин; 8—крезол;
9—нитробензол; 10—нитротолуол.
Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па.

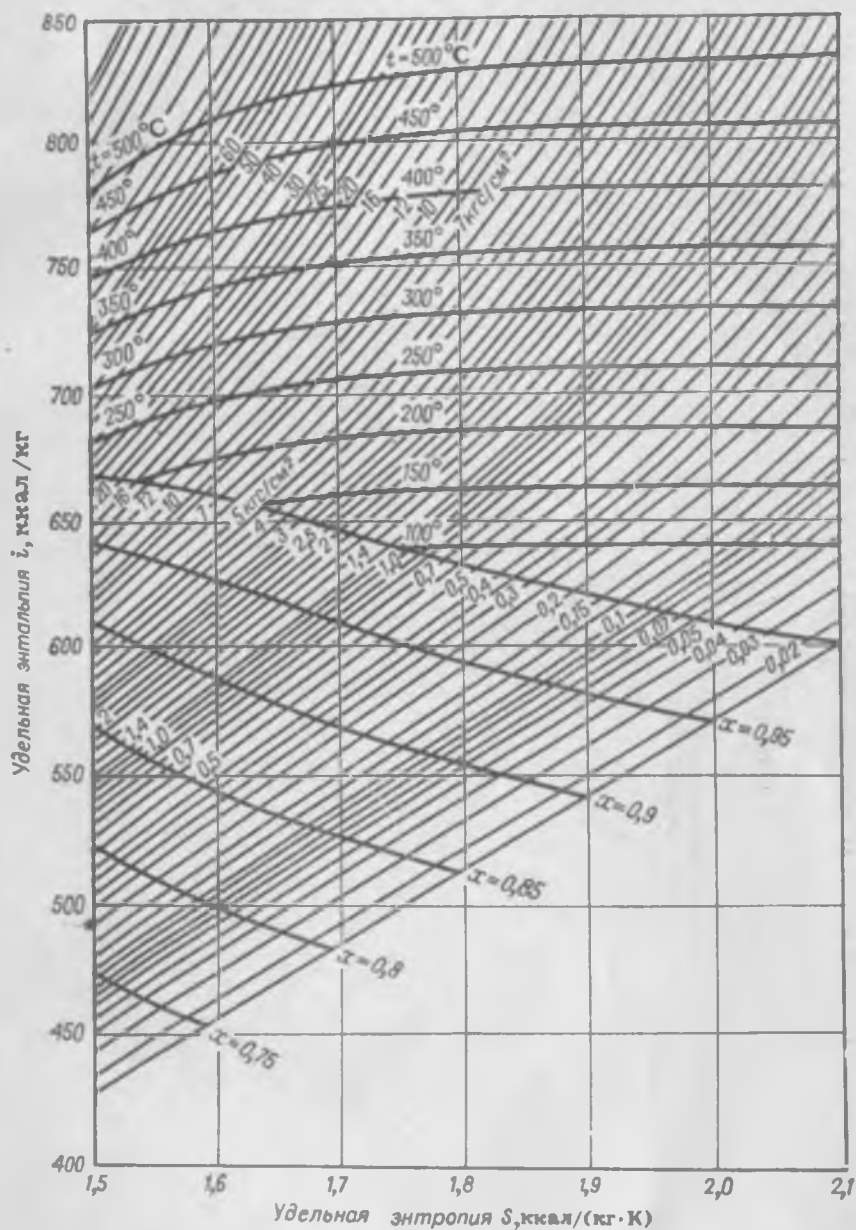


Рис. XXV. i — S диаграмма для водяного пара.

Пересчет в СИ: 1 ккал/кг = 4,19 кДж/кг; 1 кгс/см² = 9,81 · 10⁴ Па.

Рис. XXVI. $T-S$ диаграмма для аммиака.
Пересчет в СИ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$; $1 \text{ ккал/кг} = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$.

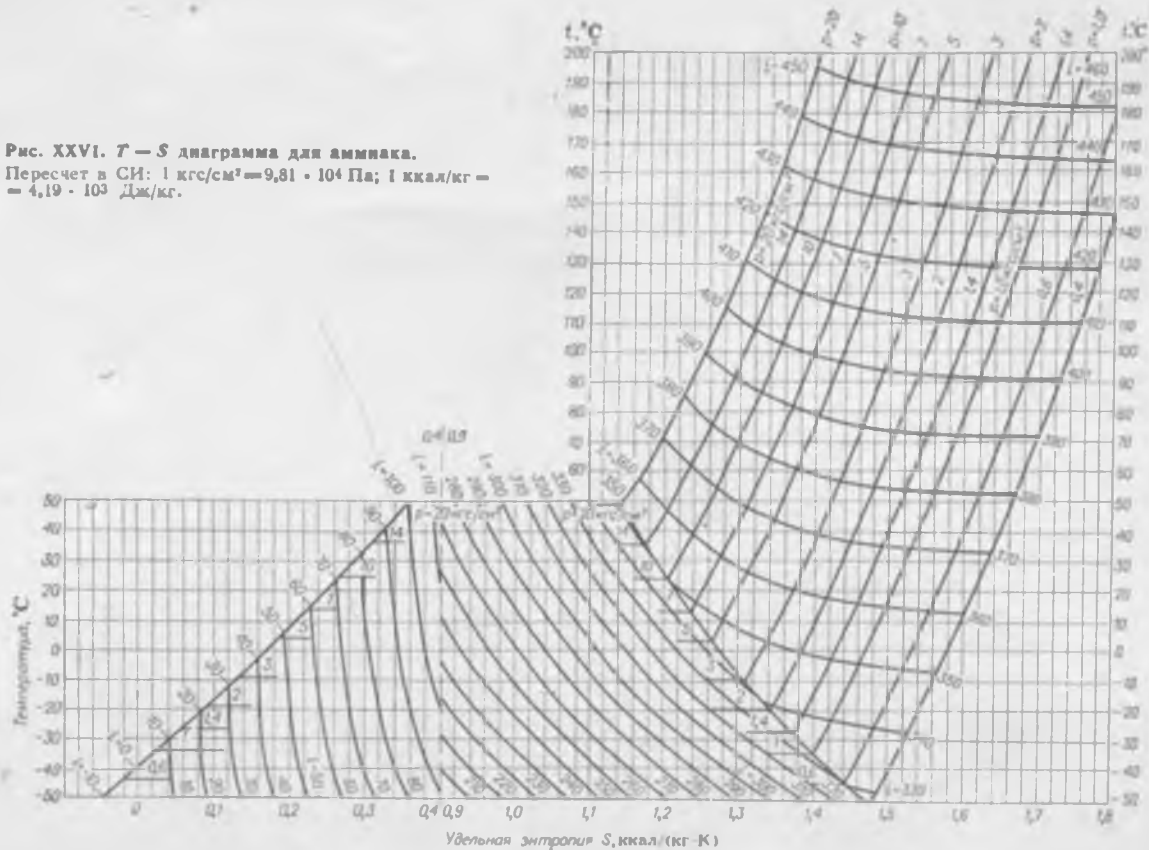
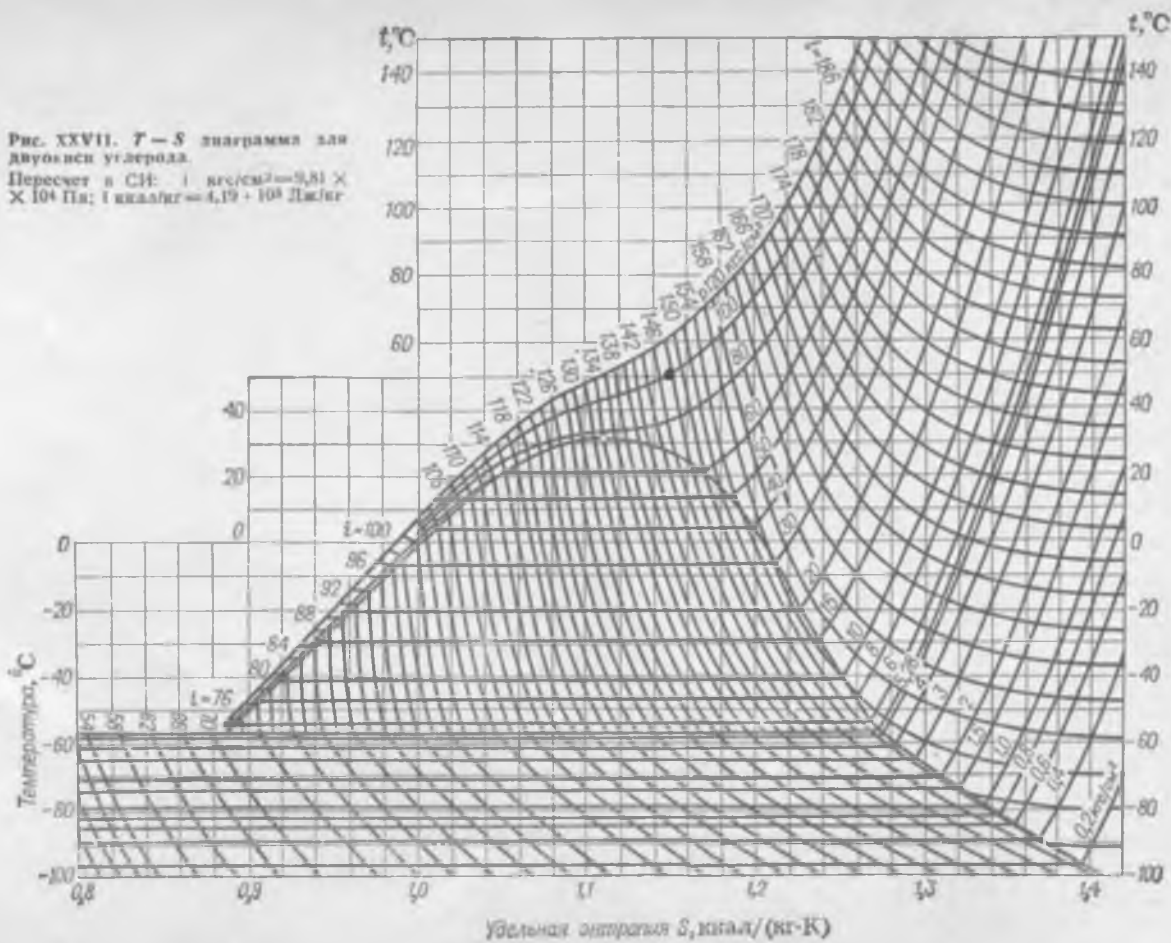
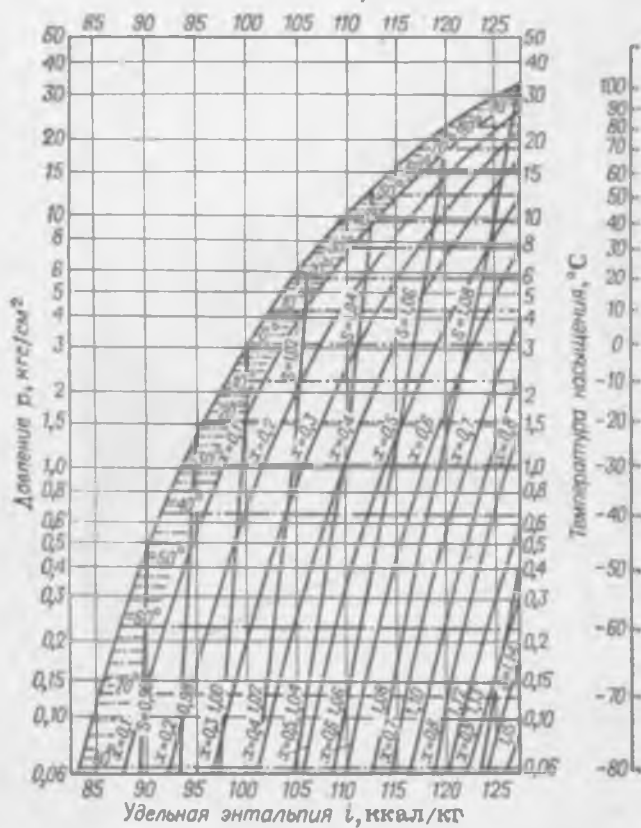


Рис. XXVII. $T-S$ диаграмма для двуокиси углерода.
Пересчет в СИ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$; $1 \text{ ккал/кг} = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$.



Удельная энтальпия i , ккал/кг



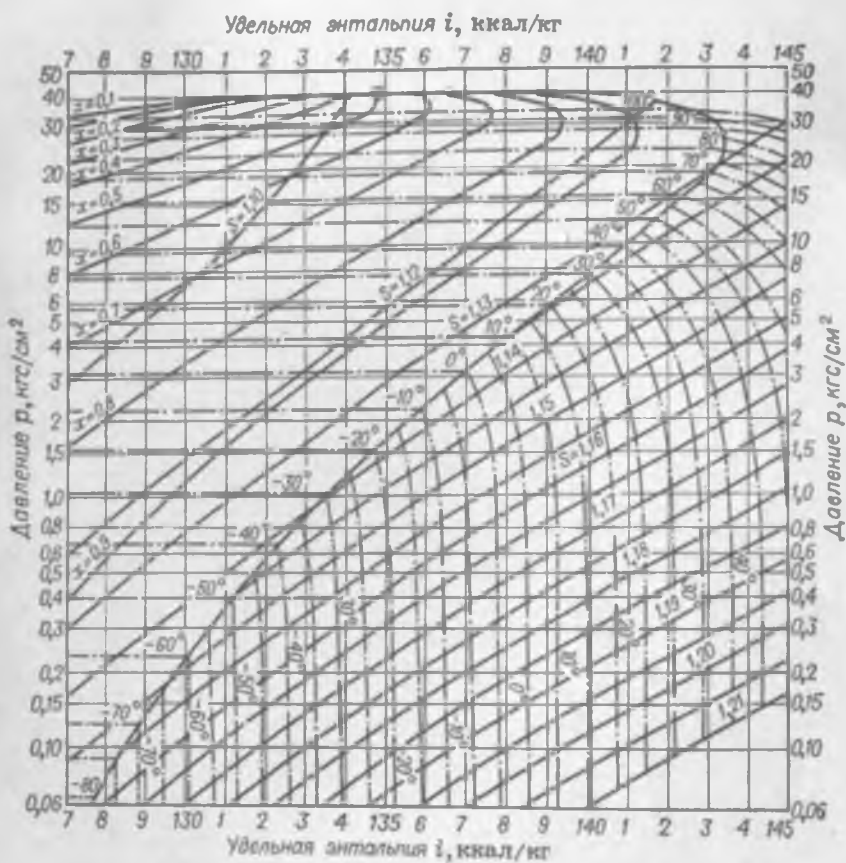


Рис. XXVIII. $i - \lg p$ диаграмма для дифтордихлорметана (хладона-12).
 Пересчет в СИ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$; $1 \text{ ккал/кг} = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$.

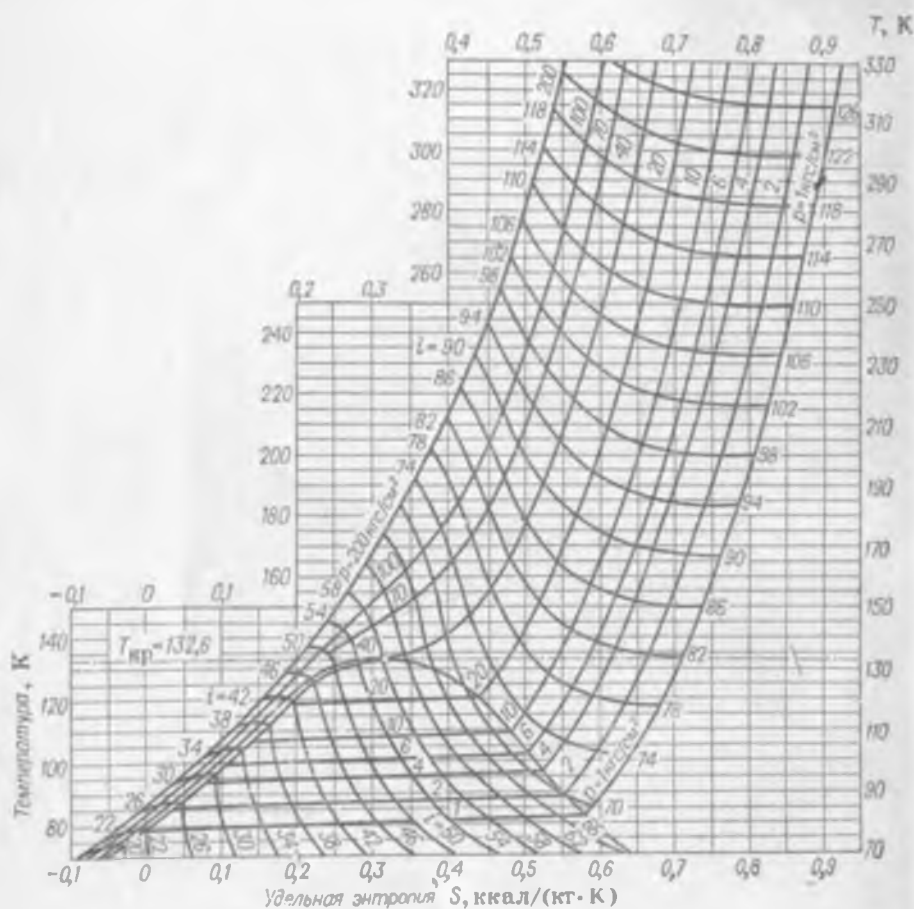


Рис. XXIX. $T - S$ диаграмма для воздуха.

Пересчет в СИ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$; $1 \text{ ккал/кг} = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие к девятому изданию	3
Основные обозначения и единицы измерения	4
Вводные методические указания	6

Глава 1. ОСНОВЫ ПРИКЛАДНОЙ ГИДРАВЛИКИ

Основные зависимости и расчетные формулы	9
Примеры	26
Контрольные задачи	58

Глава 2. НАСОСЫ. ВЕНТИЛЯТОРЫ. КОМПРЕССОРЫ

Основные зависимости и расчетные формулы	64
Примеры	70
Контрольные задачи	86

Глава 3. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ РАЗДЕЛЕНИЯ. ГИДРОДИНАМИКА ВЗВЕШЕННОГО СЛОЯ. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В ЖИДКОЙ СРЕДЕ

Основные зависимости и расчетные формулы	89
Осаждение	89
Фильтрование	94
Центрифугирование	97
Гидродинамика взвешенного слоя	101
Перемешивание в жидкой среде	104
Примеры	106
Осаждение	106
Фильтрование	112
Центрифугирование	118
Взвешенный слой	124
Перемешивание в жидкой среде	128
Контрольные задачи	135
Пример расчета батарейного циклона	138
Пример расчета пенного газопромывателя для очистки газа от пыли	139
Пример расчета барабанного вакуум-фильтра	143

Глава 4. ТЕПЛОПЕРЕДАЧА В ХИМИЧЕСКОЙ АППАРАТУРЕ

Основные зависимости и расчетные формулы	146
Теплопроводность	146
Теплоотдача	148
Теплопередача в поверхностных теплообменниках	165
Теплопередача при непосредственном соприкосновении потоков	168
Оrientировочные значения коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи	168
Примеры	169
Контрольные задачи	204
Примеры расчета теплообменников	209

Глава 5. ВЫПАРИВАНИЕ. КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ	
Основные зависимости и расчетные формулы	237
Примеры	246
Контрольные задачи	260
Пример расчета трехкорпусной выпарной установки	264
Глава 6. ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ. АБСОРБЦИЯ	
Основные зависимости и расчетные формулы	271
Примеры	284
Контрольные задачи	307
Глава 7. ПЕРЕГОНКА И РЕКТИФИКАЦИЯ	
Основные зависимости и расчетные формулы	310
Примеры	316
Контрольные задачи	339
Пример расчета тарельчатой ректификационной колонны	342
Глава 8. ЭКСТРАГИРОВАНИЕ	
Основные зависимости и расчетные формулы	351
Примеры	364
Контрольные задачи	388
Глава 9. АДСОРБЦИЯ	
Основные зависимости и расчетные формулы	392
Примеры	400
Контрольные задачи	409
Глава 10. СУШКА	
Основные зависимости и расчетные формулы	411
Примеры	419
Контрольные задачи	440
Пример расчета сушилки кипящего слоя для сушки хлористого калия	444
Пример расчета вальцово-сушилки	447
Глава 11. УМЕРЕННОЕ И ГЛУБОКОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ	
Основные зависимости и расчетные формулы	450
Примеры	455
Контрольные задачи	476
Ответы на контрольные задачи	479
Литература	486
Приложение	493

*Константин Феофанович Павлов,
Петр Григорьевич Романков,
Анатолий Алексеевич Носков*

**ПРИМЕРЫ И ЗАДАЧИ
ПО КУРСУ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

ДЕСЯТИЧНЫЕ ЛОГАРИФМЫ ЧИСЕЛ (МАНТИССЫ)

N	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	—∞	0000	3010	4771	6020	6990	7782	8451	9031	9542
10	0000	0043	0086	0128	0170	0212	0253	0294	0334	0374
11	0414	0453	0492	0531	0569	0607	0645	0682	0719	0755
12	0792	0828	0864	0899	0934	0969	1004	1038	1072	1106
13	1139	1173	1206	1239	1271	1303	1335	1367	1399	1430
14	1461	1492	1523	1553	1584	1614	1644	1673	1703	1732
15	1761	1790	1818	1847	1875	1903	1931	1959	1987	2014
16	2041	2068	2095	2122	2148	2175	2201	2227	2253	2279
17	2304	2330	2355	2380	2405	2430	2455	2480	2504	2529
18	2553	2577	2601	2625	2648	2672	2695	2718	2742	2765
19	2788	2810	2833	2856	2878	2900	2923	2945	2967	2989
20	3010	3032	3054	3075	3096	3118	3139	3160	3181	3201
21	3222	3243	3263	3284	3304	3324	3345	3365	3385	3404
22	3424	3444	3464	3483	3502	3522	3541	3560	3576	3598
23	3617	3636	3655	3674	3692	3711	3729	3747	3766	3784
24	3802	3820	3838	3856	3874	3892	3909	3927	3945	3962
25	3979	3997	4014	4031	4048	4065	4082	4099	4116	4133
26	4150	4166	4183	4200	4216	4232	4249	4265	4281	4298
27	4314	4330	4346	4362	4378	4393	4409	4425	4440	4456
28	4472	4487	4502	4518	4533	4548	4564	4579	4594	4609
29	4624	4639	4654	4669	4683	4698	4713	4728	4742	4757
30	4771	4786	4800	4814	4829	4843	4857	4871	4886	4900
31	4914	4928	4942	4955	4969	4983	4997	5011	5024	5038
32	5051	5065	5079	5092	5105	5119	5132	5145	5159	5172
33	5185	5198	5211	5224	5237	5250	5263	5276	5289	5302
34	5315	5328	5340	5353	5366	5378	5391	5403	5416	5428
35	5441	5453	5465	5478	5490	5502	5514	5527	5539	5551
36	5563	5575	5587	5599	5611	5623	5635	5647	5658	5670
37	5682	5694	5705	5717	5729	5740	5752	5763	5775	5786
38	5798	5809	5821	5832	5843	5855	5866	5877	5888	5899
39	5911	5922	5933	5944	5955	5966	5977	5988	5999	6010
40	6021	6031	6042	6053	6064	6075	6085	6096	6107	6117
41	6128	6138	6149	6160	6170	6180	6191	6201	6212	6222
42	6232	6243	6253	6263	6274	6284	6294	6304	6314	6325
43	6335	6345	6355	6365	6375	6385	6395	6405	6415	6425
44	6435	6444	6454	6464	6474	6484	6493	6503	6513	6522
45	6532	6542	6551	6561	6571	6580	6590	6599	6609	6618
46	6628	6637	6646	6656	6665	6675	6684	6693	6702	6712
47	6721	6730	6739	6749	6758	6767	6776	6785	6794	6803
48	6812	6821	6830	6839	6848	6857	6866	6875	6884	6893
49	6902	6911	6920	6928	6937	6946	6955	6964	6972	6981
50	6990	6998	7007	7016	7024	7033	7042	7050	7059	7067
51	7076	7084	7093	7101	7110	7118	7126	7135	7143	7152
52	7160	7168	7177	7185	7193	7202	7210	7218	7226	7235
53	7243	7251	7259	7267	7275	7284	7292	7300	7308	7316
54	7324	7332	7340	7348	7356	7364	7372	7380	7388	7396
N	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9

У	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
55	7404	7412	7419	7427	7435	7443	7451	7459	7466	7474
56	7482	7490	7497	7505	7513	7520	7528	7536	7543	7551
57	7559	7566	7574	7582	7589	7597	7604	7612	7619	7627
58	7634	7642	7649	7657	7664	7672	7679	7686	7694	7701
59	7709	7716	7723	7731	7738	7745	7752	7760	7767	7774
60	7782	7789	7796	7803	7810	7818	7825	7832	7839	7846
61	7853	7860	7868	7875	7882	7889	7896	7903	7910	7917
62	7924	7931	7938	7945	7952	7959	7966	7973	7980	7987
63	7993	8000	8007	8014	8021	8028	8035	8041	8048	8055
64	8062	8069	8075	8082	8089	8096	8102	8109	8116	8122
65	8129	8136	8142	8149	8156	8162	8169	8176	8182	8189
66	8195	8202	8209	8215	8222	8228	8235	8241	8248	8254
67	8261	8267	8274	8280	8287	8293	8299	8306	8312	8319
68	8325	8331	8338	8344	8351	8357	8363	8370	8376	8382
69	8388	8395	8401	8407	8414	8420	8426	8432	8439	8445
70	8451	8457	8463	8470	8476	8482	8488	8494	8500	8506
71	8513	8519	8525	8531	8537	8543	8549	8555	8561	8567
72	8573	8579	8585	8591	8597	8603	8609	8615	8621	8627
73	8633	8639	8645	8651	8657	8663	8669	8675	8681	8686
74	8692	8698	8704	8710	8716	8722	8727	8733	8739	8745
75	8751	8756	8762	8768	8774	8779	8785	8791	8797	8802
76	8808	8814	8820	8825	8831	8837	8842	8848	8854	8859
77	8865	8871	8876	8882	8887	8893	8899	8904	8910	8915
78	8921	8927	8932	8938	8943	8949	8954	8960	8965	8971
79	8976	8982	8987	8993	8998	9004	9009	9015	9020	9025
80	9031	9036	9042	9047	9053	9058	9063	9069	9074	9079
81	9085	9090	9096	9101	9106	9112	9117	9122	9128	9133
82	9138	9143	9149	9154	9159	9165	9170	9175	9180	9186
83	9191	9196	9201	9206	9212	9217	9222	9227	9232	9238
84	9243	9248	9253	9258	9263	9269	9274	9279	9284	9289
85	9294	9299	9304	9309	9315	9320	9325	9330	9335	9340
86	9345	9350	9355	9360	9365	9370	9375	9380	9385	9390
87	9395	9400	9405	9410	9415	9420	9425	9430	9435	9440
88	9445	9450	9455	9460	9465	9469	9474	9479	9484	9489
89	9494	9499	9504	9509	9513	9518	9523	9528	9533	9538
90	9542	9547	9552	9557	9562	9566	9571	9576	9581	9586
91	9590	9595	9600	9605	9609	9614	9619	9624	9628	9633
92	9638	9643	9647	9652	9657	9661	9666	9671	9675	9680
93	9685	9689	9694	9699	9703	9708	9713	9717	9722	9727
94	9731	9736	9741	9745	9750	9754	9759	9763	9768	9773
95	9777	9782	9786	9791	9795	9800	9805	9809	9814	9818
96	9823	9827	9832	9836	9841	9845	9850	9854	9859	9863
97	9868	9872	9877	9881	9886	9890	9894	9899	9903	9908
98	9912	9917	9921	9926	9930	9934	9939	9943	9948	9952
99	9955	9961	9965	9969	9974	9978	9983	9987	9991	9996
У	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9