



**СБОРНИК
ЗАДАЧ
ПО
ХИМИЧЕСКОЙ
ТЕХНОЛОГИИ**

СБОРНИК ЗАДАЧ ПО ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

*Допущено
Министерством просвещения СССР
в качестве учебного пособия
для студентов химических
и химико-биологических специальностей
педагогических институтов*

МОСКВА «ПРОСВЕЩЕНИЕ» 1982

ББК 35
С23

Авторы:
И. И. Беляева, В. А. Трофимов, М. Ю. Тихвинская,
А. С. Семенов, В. А. Попов

Рецензенты:
канд. техн. наук, доцент Р. С. Соколов,
канд. техн. наук, доцент М. Я. Алейникова

С23 **Сборник задач по химической технологии: Учеб.**
пособие для студентов хим. и хим.-биол. спец. пед.
ин-тов/И. И. Беляева, В. А. Трофимов, М. Ю. Тих-
винская и др. — М.: Просвещение, 1982.—143 с.

Пособие написано по курсу «Химическая технология» для студен-
тов педагогических институтов с учетом требований новой программы по
химии для средней школы. В сборник вошли тексты задач, ответы и
методические указания к их решению. Авторам удалось при отборе
материала осуществить связь курса химической технологии с другими
науками.

С **4309021400—841**
103(03)—82 **32—82**

ББК 35
6П7

© Издательство «Просвещение», 1982 г.

ПРЕДИСЛОВИЕ

Задачи, сформулированные в постановлении Центрального Комитета КПСС и Совета Министров СССР от 22 декабря 1977 г. «О дальнейшем совершенствовании обучения, воспитания учащихся общеобразовательных школ и подготовки их к труду», были учтены в профориентационной работе средней школы. В связи с этим в значительной степени возрастает роль курса химической технологии при подготовке учителя химии. Будущий учитель должен не только хорошо знать закономерности химической технологии, но и иметь представление о том, как производятся расчеты основных химических процессов. В связи с этим возникла потребность в сборнике расчетных задач применительно к курсу «Основы химической технологии» для педагогических институтов.

Представленные в настоящем учебном пособии задачи отражают процессы реальных современных химических производств, и для их решения требуются знания химизма процессов, основных законов химии и важнейших технологических операций. Сборник состоит из 11 глав, в которых представлены все типы задач, отражающие основные разделы новой программы курса «Основы химической технологии» для студентов химических, химико-биологических и биолого-химических специальностей педагогических институтов. Авторы сочли целесообразным предпослать каждой главе небольшое введение, в котором приведены примеры решения типовых задач, указаны формулы, помогающие вести расчеты, даны методические рекомендации. В первой главе рассмотрены общие понятия, которые лежат в основе расчетов большинства химико-технологических процессов. Во введениях к последующим главам освещены вопросы, которые отражают специфику конкретного производства.

Несмотря на то что учебное пособие предназначено для студентов педагогических институтов, многие задачи

при некотором упрощении могут быть использованы учителями средних школ на уроках, факультативных занятиях, кружках, олимпиадах.

Для расчетов в сборнике приняты размерности величин в Международной системе единиц (СИ). Отдельные примеры взяты из известных пособий: «Расчеты химико-технологических процессов» (под ред. Мухленова И. П.), «Сборник примеров и задач по основам химической технологии» (Решетников П. А., Логинов Н. Я.).

Главы написаны: 1 — Беляевой И. И. и Тихвинской М. Ю.; 2, 6, 8 — Поповым В. А. и Трофимовым В. А.; 3, 4, 5 — Беляевой И. И.; 7 — Семеновым А. С. и Трофимовым В. А.; 9 — Семеновым А. С.; 10 — Тихвинской М. Ю.; 11 — Трофимовым В. А. и Тихвинской М. Ю.

Авторы выражают глубокую признательность кандидату технических наук, доценту МГПИ им. В. И. Ленина Р. С. Соколову и кандидату химических наук, доценту МИУ им. С. Орджоникидзе М. Я. Алейниковой за ценные замечания, рекомендации и советы, позволившие улучшить качество сборника.

Нами будут с благодарностью приняты все замечания и пожелания по улучшению содержания данного учебного пособия.

ГЛАВА 1

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Теоретическая химическая технология основывается на законах химии, физики и промышленной экономики. Знания теоретических основ и закономерностей химической технологии позволяют управлять сложными химико-технологическими процессами, определять оптимальные условия их протекания, повышать качество продуктов и интенсифицировать производство.

§ 1. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Экономическая эффективность и практическая целесообразность химического производства определяются технико-экономическими показателями, важнейшими из которых являются расходный коэффициент сырья и выход продуктов, производительность аппарата, интенсивность процесса (аппарата) и экономическая эффективность химического производства. Расход каждого вида сырья, отнесенный к единице целевого продукта, называют расходным коэффициентом (A) и выражают в тоннах (т), килограммах (кг), метрах кубических (м^3).

Теоретические расходные коэффициенты ($A_{\text{теор}}$) рассчитывают на основании стехиометрических соотношений, по которым происходит превращение сырья в целевой продукт.

$$A_{\text{теор}} = \frac{m_1}{m_2} \quad (1.1)$$

где $A_{\text{теор}}$ — теоретический расходный коэффициент (в т, кг, м^3); m_1 — расход сырья, реагента; m_2 — масса целевого продукта.

Практические расходные коэффициенты ($A_{\text{прак}}$) учитывают также побочные реакции и производственные потери.

Выход продукта η — это отношение массы полученного целевого продукта к его массе, которая должна быть получена по стехиометрическому уравнению, выраженное в процентах:

$$\eta = \frac{m_{\text{прак}}}{m_{\text{теор}}}, \quad (1.2)$$

где $m_{\text{прак}}$ — масса или объем целевого продукта, полученного практически, $m_{\text{теор}}$ — масса или объем целевого продукта, получение которого теоретически возможно.

Производительность аппарата (процесса) (Π) — это масса выработанного продукта или переработанного сырья в единицу времени:

$$\Pi = \frac{m}{\tau}, \quad (1.3)$$

где Π — производительность (в кг/ч, т/сут, м³/сут); m — масса продукта (в т, кг); τ — время (в ч, сут). Максимально возможная производительность аппарата (при оптимальных условиях) называется мощностью (N):

$$N = \Pi_{\text{опт}}, \quad (1.3a)$$

где N — мощность аппарата (в кг/ч, т/сут).

Интенсивность аппарата (процесса) (I) — это производительность, отнесенная к единице полезного объема или к единице полезной площади.

$$I = \frac{\Pi}{V_n} = \frac{m}{V_n \tau} \quad (1.4)$$

$$I' = \frac{\Pi}{S_n} = \frac{m}{S_n \tau}$$

где I — интенсивность (в кг/м³·ч, кг/м²·ч); V_n — полезный объем аппарата; S_n — полезная площадь аппарата.

Экономическая эффективность является самым важным показателем, отражающим совершенство химико-технологического процесса, и характеризуется: капитальными затратами, себестоимостью продукции и производительностью труда.

Удельные капитальные затраты (K_y) — отношение общей стоимости установки (цеха) к ее годовой мощности.

$$K_y = \frac{K}{N}, \quad (1.5)$$

где K_y — удельные капитальные затраты $\left(\frac{\text{в руб.} \cdot \text{г}}{\text{т}} \right)$; K — капитальные затраты (в руб.); N — мощность установки (в т/г).

Зависимость удельных капитальных затрат от единичной мощности установки, т. е. одного производственного агрегата, выражается уравнением:

$$K_y = a \cdot N^{-0,4}, \quad (1.6)$$

где K_y — удельные капитальные затраты $\left(\frac{\text{в руб.} \cdot \text{г}}{\text{т}} \right)$;

a — коэффициент, зависящий от характера химического производства, его находят для каждого продукта с использованием практических данных; N — мощность агрегата (в т/г).

Себестоимость (C) — денежное выражение затрат данного предприятия на изготовление и сбыт единицы продукции. Зависимость между себестоимостью и единичной мощностью производственного агрегата выражается уравнением:

$$C = m \cdot N^n, \quad (1.7)$$

где C — себестоимость продукта (в руб/т); N — мощность цеха или установки (в т/г); m, n — коэффициенты ($n=0,2$ или $0,3$).

Пример 1. Определите расходные коэффициенты в производстве карбида кальция, содержащего 90% CaC_2 , если сырье — антрацит марки АК с содержанием углерода 96 %, известь (негашеная) с содержанием CaO 85 %.

Решение. Карбид кальция получают по реакции, выражаемой уравнением:



$$M_{\text{гCaC}_2} = 64; M_{\text{гCaO}} = 56; A_{\text{гC}} = 12.$$

По условию в 1 т продукта содержится 900 кг CaC_2 . Определим, сколько оксида кальция требуется на образование 900 кг CaC_2 :

$$A_{\text{т}} = \frac{900 \cdot 56}{64} = 787,5 \text{ (кг)}.$$

С учетом чистоты СаО рассчитаем практический расходный коэффициент по извести:

$$A'_{\text{пр}} = \frac{787,5}{0,85} = 926,47 \text{ (кг)}.$$

Находим, сколько углерода требуется на образование СаС₂:

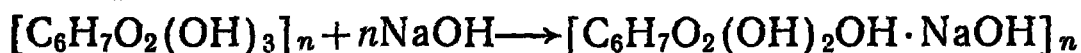
$$A''_{\text{т}} = \frac{900 \cdot 3 \cdot 12}{64} = 506,25 \text{ (кг)}.$$

Определяем расходный коэффициент по антрациту:

$$A''_{\text{пр}} = \frac{506,25}{0,96} = 562,5 \text{ (кг)}.$$

Пример 2. Рассчитайте теоретический расходный коэффициент 18%-ного раствора едкого натра для мерсеризации 1 т целлюлозы, содержащей 5% влаги и 4% примесей.

Решение. Процесс мерсеризации целлюлозы можно выразить уравнением реакции:



$M_{\text{т}}$ целлюлозы $= n \cdot 162$; $M_{\text{т}}$ едкого натра $= 40$. Найдем, сколько чистого гидроксида натрия потребуется на мерсеризацию 0,91 т целлюлозы:

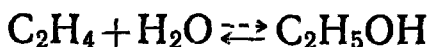
$$A_{\text{т}} = \frac{0,91 \cdot n \cdot 40}{n \cdot 162} = 0,225 \text{ (т)}.$$

18%-ного раствора требуется:

$$0,225 : 0,18 = 1,248 \text{ (т)}.$$

Пример 3. Рассчитайте выход этилового спирта на пропущенный этилен при условии многократной циркуляции этилена, если практический расходный коэффициент этилена 0,65 т на 1 т этилового спирта.

Решение. Этиловый спирт получается при взаимодействии этилена с водой



Молекулярные массы:

$$M_{\text{тC}_2\text{H}_4} = 28; M_{\text{тC}_2\text{H}_5\text{OH}} = 46.$$

Теоретический выход этилового спирта из 690 кг этилена:

$$m_{\text{т}} = \frac{690 \cdot 46}{28} = 1133,6 \text{ (кг)} = 1,1336 \text{ (т)}.$$

Практическая масса этанола $m_{\text{дрок}} = 1000$ кг.
Находим практический выход этилового спирта:

$$\eta = \frac{1000}{1133,6} \cdot 100 \text{ (\%)} = 88 \text{ (\%)}.$$

Пример 4. Определите производительность в сутки роторного резиносмесителя закрытого типа, если из его камеры каждые 10 мин выгружают 250 кг резиновой смеси.

Решение. Производительность (уравнение 1.3) резиносмесителя:

$$П = \frac{250 \cdot 60 \cdot 24}{10} = 36\,000 \text{ (кг/сут)} = 36 \text{ (т/сут)}.$$

Пример 5. Определите годовую производительность колонны синтеза аммиака в расчете на 100%-ный аммиак, если каждый час (на новых установках) вырабатывается 30 т 99%-ного аммиака.

Решение. Определяем годовую производительность колонны синтеза 99%-ного раствора аммиака:

$$П_1 = 30 \cdot 24 \cdot 365 = 262\,800 \text{ (т/г)}.$$

Рассчитываем производительность колонны на 100%-ный аммиак:

$$П_2 = \frac{262\,800 \cdot 99}{100} = 260\,170 \text{ (т/г)}.$$

Пример 6. В колонну для окисления твердого парафина загружают 40 т парафина, который занимает 75% объема колонны (высота 10 м, диаметр 2,5 м). Процесс окисления длится в среднем 18 ч. Рассчитайте производительность колонны и интенсивность процесса окисления парафина.

Решение. Объем окислительной колонны:

$$V = \frac{П \cdot d^2}{4} \cdot h; \quad V = \frac{3,14 \cdot 2,5 \cdot 2,5}{4} \cdot 10 = 49 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Полезный объем колонны (V_{Π}) составляет:

$$V_{\Pi} = 49 \cdot 0,75 = 36,75 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Найдем производительность колонны (уравнение 1.3):

$$\Pi = \frac{40 \cdot 1000}{18} = 2222,2 \text{ (кг/ч)}.$$

Определим интенсивность процесса окисления парафина (уравнение 1.4):

$$I = \frac{2222,2}{36,75} = 60,46 \text{ (кг/м}^3 \cdot \text{ч)}.$$

Пример 7. Стоимость одной контактной серноокислотной системы мощностью 360 тыс. т H_2SO_4 в год составляет 17 600 тыс. руб. Определите удельные капитальные затраты.

Решение. Удельные капитальные затраты можно рассчитать по уравнению $K_{\text{уд}} = \frac{K}{N}$:

$$K_{\text{уд}} = \frac{17\,600\,000}{360\,000} = 48,9 \left(\frac{\text{руб} \cdot \text{г}}{\text{т}} \right).$$

Пример 8. Определите снижение капитальных затрат при увеличении единичной мощности установки в два раза, т. е. при изменении мощности от N_1 до N_2 ($2N_1$).

Решение. Подставим в уравнение (1.6) данные задачи и определим отношение:

$$\frac{K_2}{K_1} = \frac{a \cdot N_2^{-0,4}}{a \cdot N_1^{-0,4}} = \frac{(2N)^{-0,4}}{N^{-0,4}} = \left(\frac{1}{2} \right)^{0,4} = 0,73$$

или $K_2 = 0,76 K_1$, т. е. при увеличении мощности установки вдвое удельные капитальные затраты снижаются на 24%.

Пример 9. Определите снижение себестоимости продукта производства при увеличении мощности установки вдвое от N_1 до $N_2 = 2N_1$, принимая $n = -0,2$.

Решение. Согласно уравнению (1.7) можно определить отношение:

$$\frac{C_2}{C_1} = \frac{m \cdot N_2^{-0,2}}{m \cdot N_1^{-0,2}} = \frac{(2N_1)^{-0,2}}{N_1^{-0,2}} = \left(\frac{N_1}{2N_1} \right)^{0,2} = \left(\frac{1}{2} \right)^{0,2} = 0,87,$$

т. е. себестоимость продукта снизится на 13%.

§ 2. МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНСЫ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Материальный и тепловой (энергетический) балансы составляют для анализа работы существующего аппарата, установки, производства или при проектировании нового. Материальный же баланс технологического процесса или части его составляют на основании закона сохранения массы вещества, и это означает, что масса веществ, поступивших на технологическую операцию — приход, равна массе полученных веществ — расход.

Расчеты балансов основываются на технико-экономических показателях, рассмотренных в § 1. Для процессов, которые можно описать суммарной химической реакцией, материальный баланс складывается из двух частей: левая часть уравнения — приход, правая часть уравнения — расход. Материальный баланс рассчитывается или только по уравнению основной суммарной реакции (упрощенный) или с учетом всех параллельных, побочных реакций и продуктов (полный). Уравнение материального баланса:

$$\begin{aligned}\Sigma m_{\text{прих}} &= \Sigma m_{\text{расх}}, \\ \Sigma m_{\text{прих}} - \Sigma m_{\text{расх}} &= 0,\end{aligned}\tag{1.8}$$

где $\Sigma m_{\text{прих}}$ — суммарная масса исходных веществ процесса цикла; $\Sigma m_{\text{расх}}$ — суммарная масса конечных продуктов процесса.

Материальный баланс обычно рассчитывается на единицу полученного продукта (кг, т, м³) или в % на основе данных производства. Результаты сводят в таблицу. Материальный баланс служит основой для составления теплового и экономического балансов и поэтому составляется первым. В результате составления материального баланса можно вычислить практические расходные коэффициенты на сырье.

Тепловой (энергетический) баланс технологического процесса или части его составляют на основе закона сохранения энергии, в соответствии с которым в замкнутой системе сумма всех видов энергии постоянна, т. е. приход теплоты должен быть равен расходу его в данном процессе, аппарате, операции. Уравнение теплового баланса:

$$\Sigma Q_{\text{прих}} = \Sigma Q_{\text{расх}},\tag{1.9}$$

где $Q_{\text{прих}}$ — сумма теплот Q_1, Q_2, Q_3 ; Q_1 — теплота, приносимая входящими в аппарат веществами; Q_2 — теплота экзотермических реакций, протекающих в данном аппарате; Q_3 — теплота, вносимая извне, за счет подогрева; $\Sigma Q_{\text{расх}}$ — сумма теплот Q_4, Q_5, Q_6 ; Q_4 — теплота, уносимая выходящими из аппарата продуктами; Q_5 — теплота эндотермических реакций, протекающих в аппарате; Q_6 — потери теплоты в окружающую среду и отвод ее через холодильники, помещенные внутри аппарата. Уравнение теплового (энергетического) баланса:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6. \quad (1.10)$$

Q_1 и Q_4 в технологии называют теплосодержанием материалов и рассчитывают для каждого вещества, поступающего в аппарат и выходящего из него:

$$Q_1 \text{ или } Q_4 = m \cdot c \cdot t, \quad (1.11)$$

где m — масса вещества (кг, моль) (берут из данных материального баланса); c — средняя теплоемкость этого вещества (берут из справочника); t — температура, отсчитанная от какой-либо точки (обычно 273 К).

Тепловые эффекты химических реакций Q_2 и Q_5 могут быть рассчитаны на основе изобарных теплот образования из элементов различных веществ $q_{\text{обр}}^0$, или теплот сгорания, или энтальпии образования веществ ΔH_{298} в стандартных условиях (для массы 1 моль, давления $1,01 \cdot 10^5$ Па, температуры 298 К). Изменение энтальпии реакции ΔH численно равно тепловому эффекту реакции, взятому с обратным знаком:

$$\Delta H = -Q_p. \quad (1.12)$$

Изменение энтальпии (ΔH) реакции находим как разность энтальпии продуктов реакции и исходных веществ:

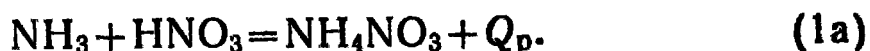
$$\Delta H_p = \Sigma \Delta H_{\text{прод}} - \Sigma \Delta H_{\text{исх.}} \quad (1.13)$$

Значение $\Delta H_{\text{обр}}$ приведено в справочниках термохимических и термодинамических величин.

Подвод теплоты Q_3 можно учесть по потере ее теплоносителем. Потери теплоты Q_6 можно рассчитать по изменению теплоты хладагента или в процентах к массе внесенной теплоты.

Пример 1. Составьте материальный баланс процесса нейтрализации азотной кислоты аммиаком на 1 т нитрата аммония (аммиачной селитры). Концентрация азотной кислоты 55%, газообразного аммиака — 100%, нитрата аммония — 85%. Потери аммиака и азотной кислоты — 1%.

Решение. Нитрат аммония получают по реакции нейтрализации:



Молекулярные массы . $M_{\text{rNH}_3} = 17$, $M_{\text{rHNO}_3} = 63$, $M_{\text{rNH}_4\text{NO}_3} = 80$.

Рассчитываем приход. В соответствии с уравнением 1a на 1 кмоль NH_3 образуется 1 кмоль NH_4NO_3 . Масса аммиака, необходимая для производства 1 т NH_4NO_3 (100%):

$$A_{\text{т}} = \frac{17 \cdot 1000}{80} = 212,5 \text{ (кг)}.$$

С учетом потерь производства:

$$A_{\text{пр}} = 212,5 \cdot 1,01 = 214,6 \text{ (кг)}.$$

Определяем массу азотной кислоты (100%-ной), необходимой для производства 1 т NH_4NO_3 ($A_{\text{т}}$):

$$A_{\text{т}} = \frac{63 \cdot 1000}{80} = 787,5 \text{ (кг)}.$$

Определяем $A_{\text{пр}}$ — массу азотной кислоты с учетом потерь производства и концентрации HNO_3 :

$$A_{\text{пр}} = \frac{787,5 \cdot 1,01}{0,55} = 1446,2 \text{ (кг)}.$$

С азотной кислотой поступает вода:

$$1446,2 - 795,4 = 650,8 \text{ (кг)}.$$

Общая масса реагентов, поступивших на нейтрализацию:

$$214,6 + 1446,2 = 1660,8 \text{ (кг)}.$$

Определяем расход 85%-ного раствора нитрата аммония, получается:

$$1000 : 0,85 = 1176,47 \text{ (кг)}.$$

Потери NH_3 составляют:

$$214,6 - 212,5 = 2,1 \text{ (кг)}.$$

Потери HNO_3 составляют:

$$795,4 - 787,5 = 7,9 \text{ (кг)}.$$

Масса испарившейся воды (соковый пар) составляет:

$$1660,8 - (1176,47 + 2,1 + 7,9) = 474,33 \text{ (кг)}.$$

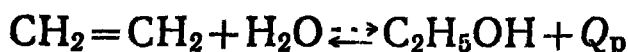
Результаты расчетов сведены в таблицу.

Т а б л и ц а 1. Материальный баланс процесса нейтрализации азотной кислоты аммиаком

Приход		Расход	
Исходное вещество	m , кг	Продукт	m , кг
HNO_3	795,4	NH_4NO_3 (в пересчете на 100%)	1000
H_2O	650,8	H_2O (соковый пар)	176,47
NH_3	214,6	Потери NH_3	2,1
		Потери HNO_3	7,9
Итого:	1660,8		1660,8

Пример 2. Составьте упрощенный материальный баланс производства этилового спирта прямой гидратацией этилена. Состав исходной парогазовой смеси (в % по объему): этилен — 60, водяной пар — 40. Степень гидратации этилена — 5%. Расчет вести на 1 т этилового спирта. Побочные реакции и давление не учитывать.

Решение. Получение этилового спирта прямой гидратацией этилена осуществляется при температуре 560 К и давлении $80 \cdot 10^5$ Па по реакции, протекающей по уравнению



Молекулярные массы: $M_{\text{C}_2\text{H}_4} = 28$; $M_{\text{H}_2\text{O}} = 18$; $M_{\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}} = 46$.

Приход. Определяем теоретический расход этилена:

$$A_T = \frac{28 \cdot 1000}{46} = 608,7 \text{ (кг)}.$$

Тогда практический расход этилена с учетом степени превращения составит:

$$608,7:0,05=12\,174 \text{ (кг)} \text{ или } \frac{12\,174 \cdot 22,4}{28} = 9739,3 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Находим объем водяного пара в парогазовой смеси:

$$\frac{9739,3 \cdot 40}{60} = 6492,8 \text{ (м}^3\text{)} \text{ или}$$

$$\frac{6492,2 \cdot 18}{22,4} = 5217,5 \text{ (кг)}.$$

Расход. Определяем, сколько водяного пара израсходовано на гидратацию:

$$9739,3 \cdot 0,05 = 486,97 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Находим избыток водяного пара (проскок):

$$6492,8 - 486,97 = 6005,8 \text{ (м}^3\text{)} \text{ или}$$

$$\frac{6005 \cdot 8 \cdot 18}{22,4} = 4826,2 \text{ (кг)}.$$

Рассчитываем массу непрореагировавшего этилена:

$$12\,174 - 608,7 = 11565,3 \text{ (кг)} \text{ или}$$

$$\frac{11565,3 \cdot 22,4}{28} = 9252,3 \text{ (м}^3\text{)}.$$

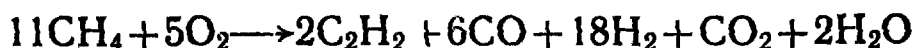
Полученные данные сводим в таблицу.

Таблица 2. Материальный баланс производства этилового спирта прямой гидратацией этилена

Приход			Расход		
Исходное вещество	<i>m</i> , кг	<i>v</i> , м ³	Продукт	<i>m</i> , кг	<i>v</i> , м ³
Этилен Водяной пар	12174	9739,3	Этиловый спирт	1000	486,95
	5217,5	6492,8	Непрореагировавший этилен	11565,3	9252,3
			Избыток водяного пара	4826,62	6005,8
Всего:	17391,5	16231,6	Всего:	17391,5	15745,05

Пример 3. Один из методов получения ацетилена — термоокислительный крекинг (пиролиз) метана. Вычислите стандартную теплоту этой реакции при температуре 298 К.

Решение. Схема реакции термоокислительного пиролиза метана:



Рассчитаем ΔH реакции пиролиза. Энтальпию образования веществ, участвующих в реакции, найдем в таблицах.

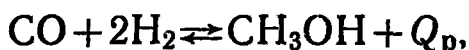
ΔH° кДж/моль: $\text{CH}_4 - (-74,85)$; $\text{C}_2\text{H}_2 - 226,75$; $\text{CO} - (-110,5)$; $\text{CO}_2 - (-393,51)$; $\text{H}_2\text{O} - (-241,84)$; $\text{O}_2 - 0$; $\text{H}_2 - 0$.

$$\Delta H_p = 2 \cdot 226,75 + 6(-110,5) + (-393,51) + 2(-241,84) - 11(-74,85) = -263,34 \text{ (кДж/моль)}.$$

Так как $\Delta H = -Q_p$, $Q_p = 263,34$ кДж/моль.

Пример 4. Рассчитайте теплоту, выделяющуюся при образовании 100 кг метилового спирта из CO и H_2 . Энтальпия образования (в кДж/кмоль) составляет: $\text{CO} - 110583$; $\text{H}_2 - 0$, метилового спирта — 201456.

Решение. Образование метилового спирта из CO и H_2 протекает по реакции, выражаемой уравнением



где Q_p — тепловой эффект реакции.

Так как в соответствии с формулой (1.12)

$$Q_p = -\Delta H,$$

где ΔH — энтальпия реакции синтеза метанола, рассчитаем ΔH (по формуле 1.13):

$$\Delta H = -201455 - (-110683) = -90772 \text{ (кДж/кмоль)}.$$

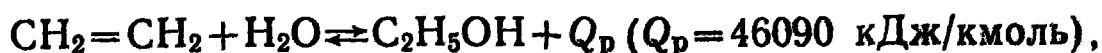
Таким образом: $Q_p = 90772$ кДж/кмоль.

Рассчитаем теплоту, выделяющуюся при образовании 100 кг метилового спирта:

$$Q = \frac{90772 \cdot 100}{32} = 283662 \text{ (кДж)},$$

где 32 — молекулярная масса метилового спирта в кг,

Пример 5. Составьте тепловой баланс реактора синтеза этилового спирта, где протекает реакция



если исходный газ имеет состав: 40% H_2O и 60% C_2H_4 , скорость его подачи в реактор-гидрататор 2000 $\text{м}^3/\text{ч}$, температура на входе 563K, а на выходе из реактора 614K, конверсия за проход этилена 5%. Теплоспособность продуктов на входе и выходе одинакова и равна 27,1 кДж/кмоль. Побочные процессы и продукты не учитывать. Потери теплоты в окружающую среду принимаем 3% от прихода теплоты.

Решение. Находим состав исходного газа:

$$V_{\text{C}_2\text{H}_4} = 2000 \cdot 0,6 = 1200 \text{ (м}^3\text{)}; \quad V_{\text{H}_2\text{O}} = 2000 \cdot 0,4 = 800 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Определяем состав газа на выходе из реактора:

$$V_{\text{C}_2\text{H}_4} = 1200 - 1200 \cdot 0,05 = 1140 \text{ (м}^3\text{)};$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 800 - 1200 \cdot 0,05 = 740 \text{ (м}^3\text{)};$$

$$V_{\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}} = 1200 \cdot 0,05 = 60 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Находим суммарный объем газа (на выходе из реактора):

$$V = 1140 + 740 + 60 = 1940 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Тепловой баланс:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4.$$

Рассчитываем приход теплоты. Физическая теплота газа:

$$Q_1 = \frac{2000}{22,4} \cdot 27,1 \cdot 290 = 701396,5 \text{ (кДж)}.$$

Теплота реакции:

$$Q_2 = \frac{2000}{22,4} \cdot 0,6 \cdot 46090 \cdot 0,05 = 123460 \text{ (кДж)}.$$

$$\text{Всего: } \Sigma Q_{\text{прих}} = 825156,5 \text{ (кДж)}.$$

Определяем расход теплоты. Теплота, уносимая отходящими газами:

$$Q_3 = \frac{1940}{22,4} \cdot 27,1 \cdot 341 = 800345,4 \text{ (кДж)},$$

$$Q_4 = 825156,5 \cdot 0,03 = 24754,7 \text{ (кДж)}.$$

Всего: $\Sigma Q_{\text{расх}} = 825100,1 \text{ (кДж)}$.

Процесс идет с небольшим выделением теплоты.

§ 3. КОНСТАНТА ХИМИЧЕСКОГО РАВНОВЕСИЯ

В связи с тем что большинство реакций в химической технологии обратимы, одной из важнейших характеристик химико-технологического процесса является константа химического равновесия реакции, определение которой позволяет рассчитать равновесный выход продукта при различных параметрах и выбрать оптимальные условия ведения процесса.

Константу химического равновесия обратимой реакции $mA + nB \rightleftharpoons pC + qD$ рассчитывают в соответствии с законом действия масс по формуле:

$$\frac{[C]^p [D]^q}{[A]^m [B]^n} = K, \quad (1.14)$$

где K — константа химического равновесия.

Если концентрации реагентов $[C]$ выражены в моль/дм³ или кмоль/м³, то расчет по формуле (1.14) дает значение K_c , если в парциальных давлениях газообразных компонентов в Па, то получается значение K_p . Между K_c и K_p существует зависимость.

$$K_c = \frac{K_p}{(RT)^{\Delta N}} = \frac{K_p}{(PV)^{\Delta N}}, \quad (1.15)$$

где $\Delta N = v_1 - v_2$; $v_1 = q + p$, $v_2 = m + n$; R — универсальная газовая постоянная 8,314 Дж/моль·К; T — температура процесса, К; v — число единиц объема реагирующей смеси в равновесном состоянии.

Константа химического равновесия зависит от температуры. Приближенно значение K_p реакции может быть вычислено по формуле:

$$\lg K_p = \frac{-1000 \cdot \Delta H_{298}^{\circ}}{19,14 T} + \frac{S_{298}^{\circ}}{19,14} \quad (1.16)$$

где ΔH°_{298} и S°_{298} — стандартные термодинамические потенциалы реакции кДж/моль и кДж/моль·К.

Если известно значение K_p^1 при температуре T_1 , то значение K_p при другой температуре T рассчитывают по формуле:

$$\lg \frac{K_p}{K_{p1}} = \frac{\Delta H (T_1 - T)}{19,14 T \cdot T_1}, \quad (1.17)$$

где ΔH — энтальпия реакции в Дж/моль (в рассматриваемом интервале температур принята постоянной).

Связь между константой равновесия K_p и равновесным выходом продукта x_p для реакции типа $A + B \rightleftharpoons C^1$, протекающих в газовой фазе, выражается формулой:

$$K_p = \frac{4x_p}{(1-x_p) \cdot p}, \quad (1.21)$$

где p — давление в системе, Па.

Пример 1. Вычислите приближенно константу диссоциации водяного пара K_p при температуре 800К с помощью стандартных термодинамических констант.

Решение. Диссоциацию водяного пара можно представить уравнением реакции



Из термодинамических таблиц находим ΔH°_{298} и S°_{298} веществ, участвующих в реакции

ΔH°_{298} кДж/моль: H_2 —0; O_2 —0; H_2O —(−241,84);
 S°_{298} кДж/моль·К: H_2 —126,42; O_2 —205,03; H_2O —188,60.

Вычисляем ΔH°_{298} и S°_{298} реакции диссоциации водяного пара

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{298} &= 2 \Delta H^\circ_{298} \text{H}_2 + \Delta H^\circ_{298} \text{O}_2 - 2 \Delta H^\circ_{298} \text{H}_2\text{O} = \\ &= -2(-241,84) = 483,68 \text{ (кДж/моль)}, \\ S^\circ_{298} &= 2S^\circ_{298} \text{H}_2 + S^\circ_{298} \text{O}_2 - 2S^\circ_{298} \text{H}_2\text{O} = \\ &= 2 \cdot 126,42 + 205,03 - 2 \cdot 188,60 = 81,44 \text{ (кДж/моль·К)}. \end{aligned}$$

По формуле (1.16) находим:

$$\lg K_p = \frac{-1000 \cdot 488,68}{19,14 \cdot 800} + \frac{81,44}{19,14} = -31,91 + 4,25 = -27,66$$

¹ Для реакции других типов уравнения зависимости $K_p = f(x_p)$ даны в приложении (табл. 3).

$$\lg K_p = -27,66; K_p = 0,5 \cdot 10^{-25}.$$

Пример 2. Константа равновесия реакции $\text{C}_2\text{H}_6 \rightleftharpoons \text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2$ при температуре 1100 К равна $K_p = 1,67 \cdot 10^5$ Па. Энтальпия реакции $\Delta H = -144451,4$ Дж/моль. Определите равновесную степень превращения этана при температуре 1000 К и давлении $p = 1,01 \cdot 10^5$ Па.

Решение. По формуле (1.17) найдем значение K_p при 1000 К:

$$\lg K_p = \lg 1,67 \cdot 10^5 + \frac{(-144451,4) \cdot (1100 - 1000)}{19,14 \cdot 1100 \cdot 1000}$$

$$\lg K_p = 5,2227 - 0,6861 = 4,5366$$

$$K_p = 0,344 \cdot 10^5.$$

Выведем формулу, устанавливающую связь между K_p и x_p .

Пусть первоначально был 1 моль C_2H_6 к моменту равновесия, согласно условию прореагировало x_p моль этана и образовалось столько же этилена и водорода. Этана осталось $1 - x_p$. Всего смеси $1 - x_p + 2x_p = 1 + x_p$ моль. Парциальное давление каждого из компонентов:

$$p_{\text{C}_2\text{H}_6} = \frac{1 - x_p}{1 + x_p} \cdot p,$$

$$p_{\text{C}_2\text{H}_4} = \frac{x_p}{1 + x_p} \cdot p,$$

$$p_{\text{H}_2} = \frac{x_p}{1 + x_p} \cdot p.$$

Следовательно,

$$K_p = \frac{p_{\text{H}_2} \cdot p_{\text{C}_2\text{H}_4}}{p_{\text{C}_2\text{H}_6}} = \frac{x_p^2 \cdot p}{(1 + x_p) \cdot (1 - x_p)}$$

или

$$K_p = \frac{x_p^2 \cdot p}{1 - x_p^2},$$

отсюда:

$$0,344 \cdot 10^5 = \frac{x_p^2}{1 - x_p^2} \cdot 1,01 \cdot 10^5$$

$$0,344(1 - x_p^2) = x_p^2$$

$$x_p = 0,51.$$

§ 4. СКОРОСТЬ И ДВИЖУЩАЯ СИЛА ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

Важнейшим параметром, определяющим интенсивность процесса и производительность аппарата, является скорость химико-технологического процесса. Для гомогенных процессов согласно закону действия масс скорость процесса выражается формулой:

$$v = k \cdot \Delta C. \quad (1.18)$$

Для гетерогенных процессов, т. е. при фазовом переходе веществ, при известном значении поверхности соприкосновения скорость процесса выражается уравнением:

$$v = k \cdot F \cdot \Delta C, \quad (1.19)$$

где v — скорость химико-технологического процесса; k — коэффициент пропорциональности, или константа скорости процесса; F — поверхность соприкосновения фаз; ΔC — движущая сила процесса.

Движущая сила процесса представляет собою градиент параметра, т. е. разность между исходным значением параметра и его значением в рассматриваемый момент времени. Для гомогенных процессов, скорость которых лимитируется скоростью протекания химической реакции, движущая сила ΔC определяется по закону действия масс, как произведение концентраций реагирующих веществ в данный момент времени (текущие концентрации). Для необратимой реакции $mA + nB \longrightarrow pD$

$$\Delta C = [C_A]^{\alpha} \cdot [C_B]^{\beta}. \quad (1.20)$$

Для обратимой реакции типа $mA + nB \rightleftharpoons pC + qD$, находящейся в состоянии, далеко от равновесного ΔC , определяется по формуле (1.20), а в состоянии равновесия или близком к нему, если K имеет значительные размеры.

$$\Delta C = (C_A - C_A^*) \cdot (C_B - C_B^*), \quad (1.21)$$

где C_A и C_B — текущие концентрации; C_A^* и C_B^* — равновесные концентрации, которые рассчитываются на основании степени превращения.

Для массопередачи в процессах, протекающих в диффузионной области, например при абсорбции газа

жидкостью, движущую силу абсорбции рассчитывают по разности давлений абсорбируемого газа в передающей фазе и его давлением над поглощаемым компонентом. Тогда скорость абсорбции выражается формулой:

$$v = k \cdot F \cdot \Delta p, \quad (1.22)$$

где k — константа скорости абсорбции, F — поверхность абсорбции, Δp — движущаяся сила абсорбции.

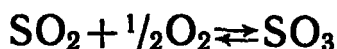
Зависимость константы скорости реакции от температуры выражается уравнением Аррениуса:

$$k = k_0 \cdot e^{-E/RT}, \quad (1.23)$$

где E — энергия активации, кДж/моль; R — универсальная газовая постоянная; k_0 — предэкспоненциальный множитель, k — константа скорости реакции при температуре T .

Пример 1. Рассчитайте среднюю скорость реакции окисления SO_2 в SO_3 на первом слое катализатора, если степень превращения SO_2 в SO_3 составляет 0,67. Исходные концентрации в % (по объему): SO_2 — 10; O_2 — 11, N_2 — 79. Константа скорости $k = 2,81 \cdot 10^5$.

Решение. Движущую силу обратимой реакции



рассчитываем по формуле:

$$\Delta C = (C_{\text{SO}_2} - C^*_{\text{SO}_2}) \cdot (C_{\text{O}_2} - C^*_{\text{O}_2})^{1/2},$$

где C_{SO_2} и C_{O_2} — начальные концентрации SO_2 и O_2 ; $C^*_{\text{SO}_2}$ и $C^*_{\text{O}_2}$ — равновесные концентрации SO_2 и O_2 . Найдем $C^*_{\text{SO}_2}$ и $C^*_{\text{O}_2}$. Расчет ведем на 100 моль. Первоначально в смеси 10 моль SO_2 , 11 моль O_2 , 79 моль N_2 . В результате реакции образовалось $10 \cdot 0,67 = 6,7$ (моль) SO_3 , на что израсходовано 6,7 моль SO_2 и $6,7/2$ моль O_2 . Осталось непрореагировавших: $10 - 6,7 = 3,3$ (моль) SO_2 и $11 - 3,35 = 7,65$ (моль) O_2 . Равновесный состав газовой смеси: 3,3 моль SO_2 ; 7,65 моль O_2 ; 6,7 моль SO_3 ; 79,0 моль N_2 , т. е. всего смеси газов 96,65 моль. Определим равновесные концентрации SO_2 и O_2 :

$$\frac{3,3}{96,65} \cdot 100\% = 3,42\% \text{ SO}_2; \quad \frac{7,65}{96,65} \cdot 100\% = 7,92\% \text{ O}_2.$$

Находим движущую силу обратимой реакции:

$$\Delta C = (10 - 3,42) \cdot \sqrt{11 - 7,92} = 6,58 \cdot 1,75 = 11,54.$$

По формуле (1,21) рассчитываем скорость процесса:

$$v = 2,81 \cdot 10^5 \cdot 11,54 = 32,427 \cdot 10^5 \text{ (моль/мин)}.$$

Пример 2. Объем скрубберной башни для сушки кислорода 85 м^3 , поверхность одного кубического метра керамической насадки, заполняющей башню, 110 м^2 . Определите скорость поглощения влаги из газа последующим данным. Коэффициент поглощения $k = 2,1 \times 10^{-4} \text{ Па}$, движущая сила процесса $\Delta p = 773,26 \text{ Па}$, коэффициент запаса башни $\alpha = 1,2$.

Решение. Скорость поглощения находим по формуле (1.19):

$$v = k \cdot F \cdot \Delta p.$$

Определяем общую поверхность насадки башни и ее полезную поверхность:

$$F = 110 \cdot 85 = 9350 \text{ (м}^2\text{)},$$

$$F_n = 9350 : 1,2 = 7791,66 \text{ (м}^2\text{)},$$

$$v = 2,1 \cdot 10^{-4} \cdot 7791,66 \cdot 773,26 = 1265,25 \text{ (Па)}.$$

Пример 3. При температуре 773 К константа скорости окисления оксида серы (IV) в оксид серы (VI) $k_1 = 3,2 \cdot 10^5$. Определите константу скорости k_2 этой реакции при температуре 793 К . Энергия активации $E = 87900 \text{ кДж/моль}$.

Решение. Константу скорости реакции при температуре 793 К находим по формуле (1.23). Отношение $k_2 : k_1$ равно:

$$\frac{k_2}{k_1} = \frac{k_0 \cdot e^{-E/RT_2}}{k_0 \cdot e^{-E/RT_1}} = e^{E/R \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)},$$

поэтому

$$k_2 = k_1 \cdot e^{E/R \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)}.$$

Подставляем числовые значения:

$$k_2 = 3,2 \cdot 10^5 \cdot 2,3^{87900/8,314 \left(\frac{1}{773} - \frac{1}{793} \right)},$$

$$k_2 = 3,2 \cdot 10^5 \cdot 2,3^{10572,52(0,00129 - 0,00126)},$$

$$k_2 = 4,25 \cdot 10^5.$$

§ 5. ГЕТЕРОГЕННЫЕ КАТАЛИТИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Мерой активности катализатора служит соотношение констант скоростей каталитической и некаталитической реакций в случае, если k_0 — предэкспоненциальный множитель уравнения (1.23 § 4) не изменится:

$$A_{\text{кат}} = \frac{k_{\text{кат}}}{k} = \frac{e^{-E_{\text{кат}}/RT}}{e^{-E/RT}} = e^{\Delta E/RT} \quad (1.24)$$

где $E = E - E_{\text{кат}}$ — снижение энергии активации каталитической реакции по сравнению с не каталитической. Время пребывания в каталитической зоне выражается формулой:

$$\tau = \frac{V^I_{\text{кат}}}{V_p} = \frac{h}{V_2}, \quad (1.25)$$

где τ — время контакта; V^I — полный объем катализатора, м³; V_p — расход газа, м/ч; h — высота слоя катализатора; V_2 — линейная скорость газа, отнесенная к полному сечению реактора, м/ч.

Пример 1. Энергия активации реакции $2A + B = 2C$, протекающей при температуре 1073 К $E = -89700$ кДж/кмоль, понизилась в результате применения катализатора до 59000 кДж/кмоль. При какой температуре реакция теперь может протекать с той же скоростью? Другие параметры остались неизменными.

Решение. По уравнению Аррениуса (§ 4 1.23) константа скорости реакции:

$$k = k_0 \cdot e^{-E/RT}.$$

По условиям задачи:

$$k_0 \cdot e^{-E_1/RT_1} = k_0 \cdot e^{-E_2/RT_2},$$

или

$$e^{-E_1/RT_1} = e^{-E_2/RT_2}$$

$$\frac{-89700}{8,31 \cdot 1073} \cdot \lg 2,3 = \frac{-59000}{8,31 \cdot T_2} \cdot \lg 2,3$$

отсюда:

$$T_2 = \frac{1073 \cdot 59000}{89700} = 705,76 \text{ К.}$$

Пример 2. Реакция протекает в присутствии катализатора с объемной скоростью $V_{об}=125 \text{ м}^3 (\text{м}^3 \cdot \text{ч})$. Диаметр реактора $d=1,52 \text{ м}$, высота $h=3,05 \text{ м}$. Считая, что катализатор занимает 0,75 объема реактора, определить время контакта газа с катализатором и объем газовой смеси, проходящей через реактор в 1 ч.

Решение. Определяем время контакта газа с катализатором τ

$$\tau = \frac{1}{V_{об}}; \quad \tau = 1/125 = 0,008 \text{ (ч)}.$$

Объем газа, проходящий через 1 м^3 катализатора, известен — $V_{об}$, а объем газа, проходящего через весь объем катализатора (расход газа), находим по формуле:

$$V' = V_{кат} \cdot V_{об}$$

Объем катализатора $V_{кат} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot h \cdot 0,75.$

Расход газа $V'_{газа} = V_{об} \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot h \cdot 0,75.$

Подставляем числовые значения:

$$V'_{газа} = 125 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot 1,52^2 \cdot 3,05 \cdot 0,75 = 518,59 \text{ (м}^3\text{)},$$

$$V'_{газа} = 518,59 \text{ м}^3.$$

Задачи

1-1. Вычислите теоретические расходные коэффициенты для получения сульфатным методом 1 т 30%-ной соляной кислоты.

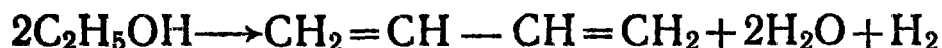
1-2. Определите расходный коэффициент технического ацетальдегида (99%-ной чистоты) для получения 1 т уксусной кислоты: $\text{CH}_3\text{CHO} + 0,5\text{O}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH}$, если выход кислоты по альдегиду 93,5%.

1-3. Определите расходные коэффициенты сырья для производства 1 т фосфата аммония $(\text{NH}_4)_3\text{PO}_4$, если исходные продукты: 55%-ная фосфорная кислота; 98%-ный аммиак, влаги — 2%.

1-4. Вычислите расходные коэффициенты на 1 т оксида серы (IV), если содержание серы в руде серного колчедана 45%, влаги — 1,5%, воздух на обжиг колчедана подают с избытком в 1,5 раза.

1-5. Для получения 1 т метилового спирта израсходовано 12065 м³ синтез-газа (CO:H₂=1:2). Рассчитайте выход метилового спирта при конверсии, если превращение за проход исходной смеси газов — 20%.

1-6. Суммарная реакция получения дивинила по способу С. В. Лебедева выражается уравнением



Выход дивинила составляет 80%. Вычислите, сколько кг дивинила можно получить из 2000 м³ 96%-ного спирта ($\rho=80,0$ кг/м³).

1-7. Годовая производительность установки по производству уксусной кислоты 20 тыс. т в год. Вычислите производительность в час, если цех работает 365 дней в году, из них 32 дня отводятся на ремонты, потери производства составляют 4%.

1-8. Подсчитайте интенсивность полимеризатора сополимеризации дивинила со стиролом, если объем его 20 м³, а производительность 2160 кг полимера в сутки.

1-9. Продукционная башня — денитратор в нитрозном способе производства серной кислоты имеет высоту 16 м и диаметр 5,5 м. Полезный объем башни составляет 85%. Башня подает в сутки 90 т H₂SO₄. Определите интенсивность процесса.

1-10. Стоимость установки производства синтетического аммиака под давлением $30,0 \cdot 10^6$ Па, мощностью 411 т/сут составляет 1950 тыс. руб. Определите удельные капитальные затраты.

1-11. Определите, на сколько снизятся капитальные затраты при увеличении единичной мощности установки производства метанола в 2,5 раза.

1-12. Определите, на сколько процентов снизится себестоимость серной кислоты с увеличением мощности установки в 3 раза, принимая $n = -0,2$.

1-13. Шинный завод выпускает $14 \cdot 10^4$ т автопокрышек в год. По современной технологии предусматривается введение 10% регенерата в резиновую смесь (от массы каучука). Рассчитайте годовую экономию каучука и экономический эффект от внедрения новой технологии, если применение 1 т регенерата (продуктов переработки вторичного резинового сырья) в шинном производстве дает экономию 450 кг каучука. Средняя себестоимость 1 т каучука 700 руб., а шинного регенерата

150 руб. Каждая тонна автопокрышек содержит в среднем 300 кг каучука. Сколько шин можно изготовить из сэкономленного каучука?

1-14. Составьте материальный баланс процесса упаривания 100 т раствора NaOH, если первоначальная концентрация его была 15%-ной, а упаренного раствора 60%-ной. Потери при упаривании составляют 0,3%.

1-15. Составьте материальный баланс на получение 1 т карбида кальция, содержащего 90% CaC_2 , сырье — антрацит марки АК с содержанием 96% углерода, а известь — 85% CaO .

1-16. Составьте материальный баланс производства 1000 м³ аммиака, если азотно-водородная смесь получается смешением сырого азота (N_2 — 99,6%, O_2 — 0,2%, Ar — 0,2%) и сырого водорода (H_2 — 99,6%, CH_4 — 0,2%, CO — 0,2%). Синтез ведут под давлением $30,3 \cdot 10^6$ Па, при температуре 673К. Концентрация аммиака в газах после колонны синтеза 18%, а в циркуляционном газе 4%, содержание других газов в циркуляционном газе 3%.

1-17. Составьте материальный баланс производства 1 т чистого метилового спирта, если исходная смесь газов состоит только из CO и H_2 в соотношении 1:2, конверсия синтез — газа 20%. Выход метилового спирта составляет 87% от теоретического.

1-18. Составьте упрощенный материальный баланс на получение 1 т уксусной кислоты (без учета побочных реакций), если выход кислоты по реакции



составляет 96% (от теоретического), технический ацетальдегид 99%-ной чистоты и реагирует на 98%, кислород связывается на 99%, непрореагировавшего ацетальдегида остается 2%, кислорода 1% (2% ацетальдегида расходуется на побочные реакции).

1-19. Определите энтальпию и тепловой эффект реакции газификации твердого топлива, если из генератора водяного газа выходит газ следующего состава (в % по объему): CO — 38, H_2 — 50; CO_2 — 6,2; N_2 — 5,8. Расчет следует вести на 1000 м³ генераторного газа. Теплота образования (в кДж/моль): CO — 110,580; H_2O (пар) — 242,0; CO_2 — 343,79.

1-20. Определите теплоту образования ацетилена, если известно, что при сгорании 1 моль его выделяет 1608,1 кДж теплоты, а теплоты образования воды и углекислого газа составляют соответственно 241,840 кДж/моль и 394,08 кДж/моль.

1-21. Составьте тепловой баланс реактора синтеза метанола, если исходный газ имеет состав (в % по объему): 20 СО и 80 Н₂, скорость его подачи 80000 м³/ч при температуре на входе в реактор 473 К, а на выходе 573 К. Конверсия СО 35%. Теплоемкость газа на входе и на выходе одинакова и равна 32,3 (кДж/моль·К). С помощью холодильника отводится 20 240 000 кДж.

1.22. Рассчитайте K_c реакции образования метилового спирта из формальдегида, протекающей по уравнению



если при температуре 298,1 К и давлении $1,05 \cdot 10^5$ Па K_p реакции составляет $2,02 \cdot 10^{13}$ Па.

1-23. Определите приблизительно K_p реакции синтеза метанола $\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OH}$ при температуре 673 К, используя термодинамические константы.

1-24. Константа равновесия реакции $2\text{H}_2 + \text{O}_2 \rightleftharpoons 2\text{H}_2\text{O}$ при температуре 1500 К $K_p = 7,6 \cdot 10^{-12}$. Подсчитайте K_p этой реакции при температуре 1560 К. Энтальпия реакции $\Delta H = -241828,7$ Дж/моль.

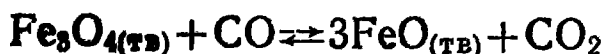
1-25. Константа равновесия реакции $2\text{SO}_2 + \text{O}_2 \rightleftharpoons 2\text{SO}_3$ при температуре 950 К равна $K_p = 1,06 \cdot 10^{-2}$. Определите K_p реакции при температуре 850 К. Энтальпия реакции $\Delta H = -92,623$ кДж/моль.

1-26. Исходные концентрации азота и водорода в газовой смеси, поступающей на синтез аммиака, равны: 0,01 кмоль/дм³ N₂ и 0,03 кмоль/дм³ H₂. Найти K_c и K_p реакции синтеза аммиака при температуре 673 К, если равновесный выход аммиака составляет $x = 20\%$.

1-27. Константа равновесия реакции прямой гидратации этилена, протекающей по уравнению $\text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2\text{O} = \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$, при температуре 573 К и давлении $80 \cdot 10^5$ Па составляет $K_p = 2,9 \cdot 10^{-8}$ Па. Определите равновесную степень превращения этилена.

1-28. Рассчитайте K_p реакции $\text{NO} + \text{NO}_2 \rightleftharpoons \text{N}_2\text{O}_4$ при $p = 10^6$ Па, если в исходной смеси содержится 5% NO₂, а масса полимеризовавшегося оксида азота (IV) составляет 16,5%.

1-29. При температуре 873 К и давлении $6 \cdot 10^7$ Па константа равновесия реакции



$K_p = 1,15$. Определите, сколько оксида железа может восстановить в этих условиях 1000 м^3 газа, содержащего 1 моль/дм^3 CO и $0,3 \text{ моль/дм}^3$ CO₂ при условии равновесия в системе.

1-30. Продолжив решение примера 1 (§ 4), рассчитайте движущую силу процесса окисления SO₂ в SO₃ на 2, 3, 4 слоях катализатора, если степени превращения равны соответственно 0,8; 0,95; 0,98, считая от первоначальной концентрации (в %): SO₂ — 10, O₂ — 11, N₂ — 79. Для каждого последующего они являются начальными. (Так, для 2-го слоя катализатора C_{SO_2} 3,42%; CO₂ 8,05%.)

1-31. Рассчитайте скорости реакции окисления SO₂ в SO₃ на ванадиевом катализаторе на 1—4-м слоях катализатора по следующим данным: на 1-м и 2-м слоях $k = 2,81 \cdot 10^5$, на 3-м слое $k = 3,20 \cdot 10^5$, на 4-м слое $k = 5,37 \cdot 10^5$. Соответствующие данные следует взять из примера 1 (§ 4) и задачи 1.30.

1-32. В башне, рассмотренной в примере 2 (§ 4), заменили керамическую насадку на более мелкую, так что 1 м^3 имеет поверхность 125 м^2 . Рассчитайте, как изменилась теперь скорость поглощения.

1-33. Рассчитайте объем керамической насадки сушильной башни для оксида серы (IV), если известно, что масса паров воды, поглощаемая башней в час, составляет 1360 кг, коэффициент скорости поглощения $k = 2,3 \cdot 10^{-4} \text{ Па}$, давление водяного пара после прохождения через башню понижается на $\Delta p = 773,26 \text{ Па}$. Коэффициент запаса насадки $\alpha = 1,2$; поверхность 1 м^3 насадки равна 110 м^2 .

1-34. Определите объем и высоту насадочной башни олеумного абсорбера, если известно, что в час башней поглощается 3300 кг SO₃. Коэффициент скорости $k = 1,53 \cdot 10^{-4} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{Па)}$. Движущая сила процесса $\Delta p = 5070 \text{ Па}$, удельная поверхность насадки $87,5 \text{ м}^2/\text{м}^3$, площадь поперечного сечения башни $S = 9,5 \text{ м}^2$. Коэффициент запаса 1,3.

1-35. Определите константу скорости реакции K_p окисления SO₂ в SO₃ при температуре $T_2 = 850 \text{ К}$. Кон-

станта скорости реакции при $T_1=793\text{ К}$ равна $5,45 \cdot 10^5$; $E_{\text{акт}}=87900\text{ кДж/кмоль}$.

1-36. Экзотермическая реакция первого порядка протекает при $T_1=573\text{ К}$. $E_{\text{акт}}=20\,000\text{ кДж/кмоль}$. В результате реакции температура повысилась до 678 К . Определите изменение скорости реакции.

1-37. Константа скорости реакции окисления SO_2 в SO_3 на ванадиевом катализаторе $k_1=2,8 \cdot 10^5\text{ с}^{-1}$ при $T_1=763\text{ К}$, а при $T_2=773\text{ К}$ и $k_2=3,20 \cdot 10^5\text{ с}^{-1}$. Определите кажущуюся энергию активации.

1-38. При температуре 673 К скорость реакции в 10 раз меньше, чем при 700 К . Рассчитайте энергию активации процесса, если движущая сила процесса не меняется с изменением температуры.

1-39. Определите реакционный объем реактора окисления SO_2 в SO_3 на ванадиевом катализаторе по следующим данным: расход газа $V_p=15\,500\text{ м}^3/\text{ч}$, коэффициент запаса $\alpha=1,3$, время контактирования $\tau=0,12\text{ с}$.

1-40. Определите объем катализатора и высоту его слоя однополочного реактора КС для окисления метанола в формальдегид, если расход газовой смеси $8960\text{ м}^3/\text{ч}$, а время контакта газа с катализатором, по экспериментальным данным, $\tau=5 \cdot 10^{-4}$. Диаметр реактора $2,3\text{ м}$.

1-41. Определите объем катализатора окисления SO_2 в SO_3 , если время контакта с катализатором $\tau=0,25\text{ с}$. Расход газа $10\,280\text{ м}^3/\text{ч}$.

1-42. Определите объемную скорость газа в реакторе окисления SO_2 в SO_3 , если линейная скорость $v=0,8\text{ м/с}$, высота слоя катализатора 300 см .

1-43. Рассчитайте время контакта газа на цинк-хромовом катализаторе установки синтеза метанола, если объемная скорость исходной смеси $20\,000\text{ ч}^{-1}$, температура контактирования $653,15\text{ К}$, давление в системе $3,03 \cdot 10^6\text{ Па}$, объем катализатора $1,5\text{ м}^3$.

1-44. Рассчитайте время контакта газовой смеси с катализатором в процессе дегидрирования n -бутана в n -бутилен, если температура процесса 847 К , объемная скорость исходного газа $950\text{ м}^3/\text{с}$, давление $1,5 \cdot 10^5\text{ Па}$, объем катализатора 1 м^3 .

ГЛАВА 2

СЫРЬЕ. ВОДА

Большинство технико-экономических расчетов, связанных с физико-химическими и химическими процессами переработки сырья и водоподготовки, сводятся либо к обычным стехиометрическим вычислениям, либо к определению уже известных (см. гл. 1) параметров эффективности химических производств (расходный коэффициент сырья, выход продукта, производительность аппаратов и т. д.). Вместе с тем расчеты многих специфических процессов требуют знания основных понятий и расчетных формул, помогающих вести вычисления. Остановимся на них более подробно.

Важнейшими экономическими показателями процесса обогащения сырья являются выход концентрата (η_k), степень извлечения целевого компонента (ε) и степень его концентрации (α). Вычисления выхода главного продукта обогащения сырья (концентрата) необходимо вести с учетом остаточного количества основного вещества в хвостах обогащения:

$$\eta_k = \frac{\omega_p - \omega_k}{\omega_k - \omega_x} \cdot 100,$$

где ω_p — массовая доля целевого компонента в руде, %; ω_k — массовая доля целевого компонента в концентрате, %; ω_x — массовая доля целевого компонента в хвостах, %.

Степень извлечения (ε) целевого компонента из сырья определяется по формуле:

$$\varepsilon = \frac{\eta_k \cdot \omega_k}{\omega_p} \cdot$$

Если известны массы целевого компонента в сырье (m_1) и в концентрате (m_2), то степень извлечения вычисляется по формуле:

$$\varepsilon = \frac{m_1}{m_2} \cdot 100.$$

Степень концентрации (α) основного компонента в продукте обогащения равна:

$$\alpha = \frac{\omega_k}{\omega_p}.$$

Пример 1. На обогатительной фабрике из 20 т медной сульфидной руды, содержащей 0,015 массовых долей Cu , получено 2 т концентрата, в котором обнаружено 14,4% CuS (по массе). Определите выход концентрата, степень извлечения и степень концентрации меди.

Решение. Определяем выход концентрата:

$$\eta_k = (2 : 20) \cdot 100 = 10 (\%).$$

Определяем массу меди в руде:

$$(20 \cdot 1,5) : 100 = 0,3 (\text{т}).$$

Масса сульфида меди в концентрате составит:

$$(2 \cdot 14,4) : 100 = 0,288 (\text{т}),$$

а масса меди:

$$(0,288 \cdot 64) : 96 = 0,192 (\text{т}).$$

Степень извлечения:

$$\varepsilon = (0,192 : 0,3) \cdot 100 = 64 (\%).$$

Массовая доля меди в концентрате:

$$\omega_k = (0,192 \cdot 100) : 2 = 9,6 (\%).$$

Степень концентрации:

$$\alpha = 9,6 : 1,5 = 6,4.$$

Одним из основных показателей качества воды является ее жесткость, которая в соответствии со стандартом (СЭВ 1052—78) выражается в ммоль/л. Обычно общая жесткость воды (J_o) определяется суммой карбонатной (J_k) и некарбонатной (J_n) жесткости:

$$J_o = J_k + J_n.$$

Если молярная концентрация ионов $C_{(\text{HCO}_3)^-} < \text{концентрации смеси ионов } (C_{\text{Ca}^{2+}} + C_{\text{Mg}^{2+}})$, то $J_k = C_{(\text{HCO}_3)^-}$.

При $C_{(\text{HCO}_3)^-} > C_{\text{Ca}^{2+}} + C_{\text{Mg}^{2+}}$ $J_k = J_o = C_{\text{Ca}^{2+}} + C_{\text{Mg}^{2+}}$.

Карбонатную жесткость можно определить титрованием пробы исследуемой воды раствором соляной кислоты. В этом случае расчет удобно вести по формуле:

$$Ж_K = \frac{V \cdot C_{HCl} \cdot 1000}{2 \cdot V_{H_2O}}, \quad (2.1)$$

где V — объем раствора соляной кислоты, мл; C_{HCl} — молярная концентрация соляной кислоты, моль/л; V_{H_2O} — объем воды, взятой для анализа, мл.

Окисляемость воды (O_v) характеризует содержание в ней органических веществ и выражается массой кислорода (мг), израсходованного на окисление органических примесей в 1 л воды при кипячении ее с перманганатом калия. Для вычисления значения O_v исследуемой воды можно использовать формулу:

$$O_v = \frac{V \cdot C_{KMnO_4} \cdot 158 \cdot 0,253 \cdot 1000}{V_{H_2O}}, \quad (2.2)$$

где V — число мл перманганата калия, прилитого к определенному объему воды (V_{H_2O}); C_{KMnO_4} — молярная концентрация перманганата калия, моль/л; 158 — относительная молекулярная масса перманганата калия; 0,253 — коэффициент пересчета окисляемости воды в мг/л кислорода.

Из способов умягчения воды наиболее распространены химические (реагентные) и физико-химические. Среди реагентных способов большое значение имеют фосфатный и известково-содовый. Расчеты по ним сводятся к обычным стехиометрическим вычислениям, причем, по последнему, нахождение дозы извести удобно вести по формуле:

$$D_{из} = \frac{M_r}{2} \cdot \left[\frac{C_{CO_2}}{22,1} + \frac{C_{(HCO_3)^-}}{61,02} + \frac{C_{Mg^{2+}}}{12,16} + \frac{D_K}{K} + 0,5 \right] \frac{100}{\omega}, \quad (2.3)$$

где $D_{из}$ — доза извести (для устранения карбонатной жесткости) в пересчете на CaO , мг/л; D_K — доза коагулянта в пересчете на безводное вещество, мг/л; C — массовая концентрация ионов в умягчаемой воде, мг/л; K — коэффициент пересчета концентрации коагулянта, равный для $FeCl_3$ 54, а для $FeSO_4$ 76; ω — массовая доля CaO в применяемой извести, %; M_r — относительная молекулярная масса CaO .

Широкое применение в практике в последнее время получил ионообменный метод умягчения воды. В этом случае расчеты обычно связаны с нахождением емкости поглощения (E_n) ионита, под которой понимают количество ионов, задержанное 1 м³ или 1 кг ионита. Емкость поглощения выражается в моль/м³ или моль/кг.

Пример 2. В 15 м³ природной воды содержится 700 г ионов кальция и 400 г ионов магния. Определите общую жесткость воды.

Решение. 1. Выразим концентрацию ионов в мг/л:

а) $700 \cdot 1000 / 15 \cdot 1000 = 46,7$ (мг/л ионов кальция);

б) $400 \cdot 1000 / 15 \cdot 1000 = 26,7$ (мг/л ионов магния).

2. Вычислим общую жесткость воды:

$$Ж_0 = C_{Ca^{2+}} + C_{Mg^{2+}} = (46,7 : 40) + (26,7 : 24,3) = 2,27 \text{ (ммоль/л)}.$$

Пример 3. Определите общую жесткость воды, если на титрование карбонатов, содержащихся в пробе объемом 75 мл, пошло 12 мл раствора HCl, молярная концентрация которой 0,03 моль/л. Постоянная жесткость воды равна 2,1 ммоль/л.

Решение. Расчеты ведем по формуле (2.1):

$$Ж_K = \frac{12 \cdot 0,03 \cdot 1000}{2 \cdot 75} = 2,4 \text{ (ммоль/л)},$$

$$Ж_0 = Ж_K + Ж_H = 2,4 + 2,1 = 4,5 \text{ (ммоль/л)}.$$

Пример 4. Вычислите окисляемость воды (в пересчете на кислород), если на окисление органических веществ в 300 мл анализируемой воды израсходовано 5 мл раствора перманганата калия концентрацией 0,005 моль/л.

Решение. Используя формулу (2.2), определяем окисляемость воды (O_v):

$$O_v = \frac{0,005 \cdot 5 \cdot 1000 \cdot 158 - 0,253}{300} = 3,33 \text{ (мг/л } O_2 \text{)}.$$

Пример 5. Определите жесткость воды ($Ж_0$, $Ж_K$ и $Ж_H$), поступающей на водоумягчительную станцию, если в ней содержится 180 мг/л Ca^{2+} , 335,66 мг/л HCO_3^- , 36,48 мг/л Mg^{2+} и 99,95 мг/л свободного углекислого газа. Рассчитайте дозу извести (в пересчете на CaO), если станция использует товарную известь, содержащую 0,65 массовых долей CaO. Дозу коагулянта ($FeCl_3$) принять равной 40 мг/л в пересчете на безводное вещество.

Решение. Определим дозу извести, используя формулу (2.3):

$$D_{\text{и}} = \frac{56}{2} \cdot \left(\frac{99,95}{22,1} + \frac{335,66}{61,02} + \frac{36,48}{12,16} + \frac{40}{54} + 0,5 \right) \frac{100}{65} =$$

$$= 592,8 \text{ (мг/л)}.$$

Выразим концентрацию ионов в ммоль/л:

$$C_{(\text{HCO}_3)^-} = 335,66 : 61,02 = 5,5 \text{ (ммоль/л)}; C_{\text{Ca}^{2+}} = 180 : 40,08 = 4,5 \text{ (ммоль/л)}; C_{\text{Mg}^{2+}} = 36,48 : 24,31 = 1,5 \text{ (ммоль/л)}.$$

$$\text{Поскольку } C_{(\text{HCO}_3)^-} < C_{\text{Ca}^{2+}} + C_{\text{Mg}^{2+}}, \text{ то } Ж_{\text{к}} = C_{(\text{HCO}_3)^-} = 5,5 \text{ ммоль/л. } Ж_{\text{о}} = C_{\text{Ca}^{2+}} + C_{\text{Mg}^{2+}} = 4,5 + 1,5 = 6 \text{ (ммоль/л)}.$$

$$Ж_{\text{в}} = Ж_{\text{о}} - Ж_{\text{к}} = 6 - 5,5 = 0,5 \text{ (ммоль/л)}.$$

Пример 6. Через катионитовый фильтр, рабочий объем которого 4,2 м³, пропускают воду с объемной скоростью течения 12 м³/ч. Определите емкость поглощения катионита, если жесткость исходной воды 6 ммоль/л, а умягченной — 0,01 ммоль/л. Фильтр работает без регенерации 64 ч.

Решение. За время работы фильтра через него проходит воды $64 \cdot 12 = 768$ (м³). Из этого объема воды фильтром задержано ионов: $768 \cdot (6,00 - 0,01) = 4600$ (моль), отсюда емкость поглощения катионита составляет:

$$E_{\text{к}} = 4600 : 4,2 = 1095 \text{ (моль/м}^3\text{)}.$$

Задачи

2-1. Массовая доля Fe₂O₃ в руде 70%, а Fe в концентрате 70%. Сколько концентрата может заменить 10 т такой руды?

2-2. Составьте материальный баланс термического обогащения 100 кг мирабилита, в составе которого, помимо кристаллизационной 6%-ной гигроскопической воды, в конечном продукте обнаружено 0,4% влаги (по массе).

2-3. Магнитный сепаратор горно-обогажительного комбината перерабатывает в час 160 т измельченного титаномагнетита. При этом получается магнитный продукт с выходом 38,1% и степенью извлечения железа 72,1%. Массовая доля железа в руде 16,9%, а в продук-

те — 32 %. Определите массу концентрата и массу отходов, а также массовую долю железа в них.

2-4. Из 100 т полиметаллической руды было получено 2240 кг медного концентрата со степенью концентрации 35,7 и 84 кг молибденового концентрата со степенью концентрации 8,33. Массовые доли меди и молибдена в концентратах равны соответственно 25 и 50 %. Определите выходы концентратов и степень извлечения металлов.

2-5. Белая глина, в составе которой 44,5 % SiO_2 и 31,31 % Al_2O_3 (по массе), предназначенная для получения тонкой керамики, подвергалась отмучиванию. После обогащения массовая доля SiO_2 повысилась на 3,37 %, а Al_2O_3 — на 4,82 %. Определите: 1) массовую долю минерала каолина в $(\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O})$ концентрате; 2) на сколько сократилось содержание примесей в результате обогащения.

2-6. Для перевода немагнитного бурого железняка (лимонита $2\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$) в магнитный оксид железа иногда применяют обжиг руды в смеси доменного и коксового газов при температуре 920—1020 К. Определите: 1) объемы вступивших в реакцию газообразных восстановителей при условии равных исходных соотношений; 2) массу магнитного оксида в конечном продукте, полученном из 1080 т исходной руды, в составе которой 30,74 % пустой породы.

2-7. При химическом обогащении марганцевой руды через шлам, в составе которого 15 % Mn (по массе), пропускают оксид серы (IV), затем добавляют дитионат кальция и в конечном итоге $\text{Ca}(\text{OH})_2$. При этом происходит следующее превращение



Напишите уравнения соответствующих реакций и определите расходные коэффициенты на реагенты этого процесса в расчете на 100 т шлама.

2-8. На некоторых обогатительных фабриках страны действуют установки для обогащения угля в тяжелых средах со следующими показателями: производительность установки 250 т/ч сырья и 150 т/ч концентрата; зольность концентрата (в массовых долях) 20 %, а сырья — 40 %. Определите: 1) массу концентрата, полученного за сутки; 2) выход концентрата; 3) степень извлечения угля; 4) массу отходов и массовую долю в них угля.

2-9. В составе железной руды обнаружено 0,5% цветного металла, себестоимость которого 420 руб/т, и 0,045% (по массе) другого цветного металла стоимостью 2500 руб/т. Какой экономический эффект даст комплексная переработка в течение года 5 млн. т этой руды, если дополнительные расходы на селективную флотацию составят 0,8 руб/т руды? Расходы на извлечение чистых цветных металлов из полученных концентратов составляют 60% от их конечной стоимости, а выход соответственно равен 90 и 75%.

2-10. Исходный раствор каустической соды с массовой концентрацией 79 кг/м³ подвергли упариванию, после чего его плотность при 303 К стала 1555 кг/м³, что соответствует концентрации 840 кг/м³ NaOH. Определите массу испарившейся воды в расчете на 1000 кг исходного раствора.

2-11. В калийной промышленности СССР важной проблемой является регенерация галитовых отходов обогащения руд. Рассчитайте массу исходного рассола для содового производства, содержащего по техническим условиям (кг/м³): 305 NaCl, 5 KCl и 2 других примесей. Такого состава рассол можно получить из отходов переработки 1 млн. т сильвинита. Сколько KCl может быть регенерировано при этом из отходов? Массовые доли KCl и NaCl в сильвините соответственно равны 32 и 64%. В процессе обогащения сильвинита образуется концентрат, в составе которого 95% KCl и 4% NaCl (по массе), а степень извлечения KCl 80%.

2-12. При производстве 2000 т туалетного мыла 25% естественного сырья заменили кислотами, полученными из жидких парафинов. На сколько снизились при этом расходы, если себестоимость парафина составляет 51% от себестоимости натуральных жиров? Сколько пищевого сырья было сэкономлено при этом, если жировой компонент составлял первоначально 85% от массы мыла?

2-13. Примером комплексного использования сырья является использование продуктов коксования каменного угля. Определите массу сырого бензола, объем коксового газа и массовую концентрацию в нем аммиака по следующим параметрам коксохимического производства: 1) выход сырого бензола составляет 1,2% от массы коксуемого угля; 2) массовая доля бензола в

сыром бензоле 70%, а степень его извлечения 95%; 3) при коксовании 1 т угля выделяется 340 м³ (н.у.) коксового газа; 4) производственные потери аммиака составляют 4%. Сколько угля подверглось коксованию, если в результате использования полупродуктов получено 2000 т бензола и 3300 т сульфата аммония?

2-14. Ориентировочные расчеты показывают, что только на крупных электростанциях страны в зольных отходах накапливается ежегодно около 3 млн. т оксида железа (III). Такую золу можно использовать как потенциальное сырье для получения железорудного концентрата. Какую массовую долю произведенного в СССР в 1982 г. чугуна (111 млн. т) можно было бы получить при использовании 10-летних запасов золы тепловых ГРЭС? Суммарные потери в производстве 25%, посторонних элементов в чугуне — 5% (по массе).

2-15. Жесткость природных источников имеют сезонные колебания. Так, в 2 м³ воды в среднем течении Волги в марте содержится 88 г-ионов Ca²⁺ и 51 г-ионов Mg²⁺, а в мае — 11 г-ионов Ca²⁺ и 6,4 г-ионов Mg²⁺. Определите общую жесткость волжской воды в эти месяцы года.

2-16. Анализ 25 мл природной воды показал наличие в ней 42,5 мг Ca²⁺, 6,25 мг Mg²⁺ и 60 мг HCO₃⁻. Рассчитайте некарбонатную жесткость воды.

2-17. На водоумягчительную станцию поступает вода, содержащая 200 мг/л Ca²⁺, 28 мг/л Mg²⁺, 110,5 мг/л свободного углекислого газа и 305,1 мг/л HCO₃⁻. Рассчитайте дозу извести (в пересчете на CaO), если станция имеет в наличии товарную известь второго сорта с массовой долей CaO 70%. Для осветления воды доза коагулянта FeCl₃ 35 мг/л в пересчете на безводное вещество. Определите карбонатную, некарбонатную и общую жесткость воды.

2-18. Определите постоянную жесткость воды (Ж_п), если на титрование карбонатов, содержащихся в 250 мл воды, израсходовано 14 мл раствора HCl, молярная концентрация которого 0,1 моль/л, а общая жесткость (Ж_о) равна 5,2 ммоль/л.

2-19. Общая потеря мыла при стирке в воде, содержащей 3 ммоль/л Ca²⁺, составила 64% (по массе). Сколько кусков 72%-ного натриевого мыла массой

200 г будет израсходовано на стирку при использовании 0,2 м³ такой воды?

2-20. Жесткость воды после ее обработки известковым молоком составляет 1,25 ммоль/л ионов Ca²⁺. Сколько тринатрийфосфата с массовой долей основного вещества 0,95 потребуется для полного умягчения 3000 м³ воды с учетом того, что остаточная концентрация реагента в ней не превышает санитарной нормы — 2,5 мг/л?

2-21. На окисление органических соединений, содержащихся в 250 мл исследуемой воды, израсходовано 2 мл раствора перманганата калия концентрацией 0,007 моль/л. Определите окисляемость воды (в пересчете на кислород).

2-22. На станцию водоочистки производительностью 30 000 м³/сут поступает вода с повышенной цветностью и мутностью. Определите недельный расход раствора коагулянта и флокулянта (полиакриламида) станцией, если расчетная доза первого 30 мг/л, второго — 0,8 мг/л, а производственные потери их составляют 8%. Рабочие концентрации коагулянта 15%, флокулянта 0,3% (по массе).

2-23. Определите суточную потребность станции водоочистки в коагулянте, содержащем 0,98 массовых долей FeSO₄·7H₂O, если расчетная доза безводного коагулянта (ГОСТ 2874—73 «Питьевая вода») 80 мг/л, производительность станции 100 000 м³/сут, а производственные потери коагулянта составляют 4%.

2-24. Концентрация коагулянта в расходных баках станции водоочистки равна 10% (считая на массу безводного продукта). Определите суточный расход раствора коагулянта, если его доза для данного типа воды 25 мг/л, производительность станции 30 000 м³/сут. (Коагулянт — железный купорос 95%-ной чистоты.)

2-25. Для предупреждения биологического обрастания водорослями градирен, брызгальных бассейнов и оросительных теплообменных аппаратов оборотную воду периодически хлорируют, а охладители воды обрабатывают раствором медного купороса. Вычислите годовую потребность предприятия для этих нужд в хлоре и медном купоросе, если общий объем оборотной воды составляет 500 000 т/г. Доза хлора — 8 мг/л, доза медного купороса (в расчете на кристаллогидрат) — 1,5 мг/л,

периодичность обработки — 3 раза в год. Технический купорос содержит 2% посторонних примесей (по массе).

2-26. Рассчитайте массу хлора, необходимую для хлорирования 5000 м³ питьевой воды, если допустимая остаточная концентрация его должна быть равной 0,4 мг/л. При расчетах принять во внимание, что 0,3 массовых долей хлора расходуется на окислительные процессы, а производственные потери его составляют 8%.

2-27. Цех карбидных смол на 1 т продукции расходует 30 м³ оборотной воды. Вычислите годовую потребность цеха в хлоре для предупреждения образования биологической пленки в теплообменных аппаратах, если доза хлора 8 мг/л, его производственные потери — 12%. Периодичность обработки два раза в год, а производительность цеха 9000 т/г.

2-28. Обеззараживание воды подземных источников осуществляют ее озонированием. Определите производительность озонаторной установки, если она в течение 3 ч непрерывной работы обеспечивает обеззараживание 6000 м³ воды. Необходимая доза озона для обеззараживания — 0,8 мг/л. Сколько израсходовано за это время воздуха, электроэнергии и воды для охлаждения оборудования озонаторной установки, если на 1 кг озона средний расчетный расход воздуха составляет 80 м³, электроэнергии — 35 кВт·ч, воды — 3 м³? Производственными потерями пренебречь.

2-29. Норма хозяйственно-питьевого водопотребления для городских и промышленных районов на одного жителя составляет 500 л в сутки (с учетом расходов на местную промышленность, коммунальные услуги, строительство, транспорт и т. д.). Какую суммарную производительность должны иметь все озонаторные установки города с населением 600 тыс. человек, обеззараживающие питьевую воду, если доза озона 0,8 мг/л, а обрабатывается им 60% всей воды?

2-30. Вода, используемая для хозяйственно-питьевых нужд, с содержанием фтора менее 0,5 мг/л должна подвергаться фторированию. Определите массу 2,5 %-ного раствора NaF, приготовленного из фторида натрия с массовой долей основного вещества 0,9, необходимого для фторирования 1000 м³ природной воды с содержанием фтора 0,4 мг/л до санитарной нормы 0,8 г/м³.

2-31. Определите время работы колонки с Na-катионитом до регенерации, если в нее поступает вода с жесткостью 5,0 ммоль/л и скоростью потока 10 м³/ч. Объем катионита 2 м³, его емкость поглощения 1200 моль/м³.

2-32. Сколько потребуется универсального катионита КУ-2, емкость поглощения (E_n) которого 2,2 моль/кг, для обеспечения (без учета регенерации) непрерывной двадцатидневной работы фильтров производительностью 70 080 м³ воды в год. Среднюю жесткость исходной воды принять равной 6,1 ммоль/л.

2-33. Определите емкость поглощения катионита (E_n), если высота его слоя в колонке 1,6 м, диаметр колонки 1,5 м, время работы без регенерации 75 ч. Жесткость поступающей в фильтр воды 5 ммоль/л, остаточная жесткость 0,02 ммоль/л, объемная скорость потока 8 м³/ч.

2-34. Вода из природного источника с общим содержанием 2000 мг/л опресняется путем фильтрования через высокоемкий водород-катионит и слабоосновной анионит. Остаточное солесодержание воды, подаваемой потребителям для хозяйственно-питьевых целей, 750 мг/л. Определите: 1) объемы исходной и опресненной воды, которые смешивают на станции водоочистки в течение суток, если ее производительность 82,29 м³/ч; 2) сколько солей задерживают фильтры станции в сутки?

2-35. Общая производительность всех выпарных установок опреснителя в г. Шевченко составляет 100 000 м³/сут. Определите: 1) сколько жителей можно обеспечить этой водой, если принять расход на 1 человека 600 л в сутки? 2) какова общая масса солей, выделяющихся из морской воды в сутки, если ее солесодержание 13,5 г/л? 3) какова была бы стоимость всей этой воды, если учесть, что до строительства опреснительной установки воду на восточное побережье Каспия доставляли танкерами и себестоимость 1 м³ ее составляла 5 руб.?

ГЛАВА 3

ПРОИЗВОДСТВО СЕРНОЙ КИСЛОТЫ

§ 1. СВОЙСТВА СЕРНОЙ КИСЛОТЫ

Оксид серы SO_3 , а также моногидрат H_2SO_4 растворяются в воде в любых соотношениях с выделением теплоты. Теплоту разбавления, выделяющуюся при растворении 1 кмоль H_2SO_4 в n кмоль H_2O , вычисляют по формуле:

$$Q = \frac{n \cdot 74833}{n + 1,7983} . \quad (3.1)$$

Тепловой эффект разбавления серной кислоты с начальным содержанием n_1 кмоль H_2O на 1 кмоль H_2SO_4 до содержания n_2 кмоль H_2O на 1 кмоль H_2SO_4 определяют по разности тепловых эффектов разбавления кислоты полученной концентрации (Q_2) в исходной концентрации (Q_1):

$$Q_2 - Q_1 = \frac{n_2 \cdot 74833}{n_2 + 1,7983} - \frac{n_1 \cdot 74833}{n_1 + 1,7983} . \quad (3.2)$$

Теплоту смешения двух кислот разной концентрации определяют по формуле:

$$Q_{\text{см}} = Q_3(m_1 + m_2) - Q_1 m_1 - Q_2 m_2, \quad (3.3)$$

где Q_1 и Q_2 — теплоты разбавления для исходных кислот, Q_3 — для полученной кислоты, m_1 и m_2 — массы 100%-ной H_2SO_4 во взятых для смешения растворах кислот, кмоль.

Пример 1. К 500 кг 85%-ной серной кислоты прибавили 30 кг воды. Определите концентрацию полученной кислоты и повышение температуры в результате разбавления.

Решение. Концентрация полученной кислоты:

$$\frac{500 \cdot 0,85}{500 + 30} \cdot 100 = 80,19 (\%) .$$

Содержание воды в исходной кислоте (в кмоль на 1 кмоль H_2SO_4):

$$n_1 = \frac{500 \cdot 0,15}{18} : \frac{500 \cdot 0,85}{98} = \frac{4,17}{4,34} = 0,96 .$$

Содержание воды в полученной кислоте:

$$n_2 = \frac{500 \cdot 0,15 + 30}{18} : \frac{500 \cdot 0,85}{98} = \frac{5,83}{4,34} = 1,34$$

(моль H_2O /кмоль H_2SO_4).

Определяем теплоту разбавления до 85%-ной H_2SO_4 :

$$Q_1 = \frac{0,96 \cdot 74833}{0,96 + 1,7983} = \frac{71839,6}{2,7583} = 26044,88 \text{ (кДж/кмоль)}.$$

Находим теплоту разбавления до 80,19 % H_2SO_4 :

$$Q_2 = \frac{1,34 \cdot 74833}{1,34 + 1,7983} = \frac{10027,62}{3,1383} = 31952,39 \text{ (кДж/кмоль)}.$$

Определяем теплоту разбавления 85%-ной серной кислоты до 80,19%:

$$Q_2 - Q_1 = 31952,39 - 26044,88 = 5907,51 \text{ (кДж/кмоль)}.$$

Рассчитываем содержание кислоты в 530 кг 80,19%-ного раствора в кмоль:

$$n = \frac{530 \cdot 0,8019}{98} = 4,34 \text{ (кмоль)}.$$

Следовательно, всего выделится теплоты:

$$Q_3 = 5907,51 \cdot 4,34 = 25619,73 \text{ (кДж)}.$$

Это количество теплоты пойдет на нагревание 530 кг 80,19%-ной серной кислоты. По справочным данным, удельная теплоемкость ее 1,83 кДж/(кг·К).

Отсюда $Q_3 = c \cdot m \cdot \Delta T = 1,83 \cdot 530 \cdot \Delta T$.

$$\Delta T = \frac{25619,73}{1,83 \cdot 530} = 26,4$$

$$\Delta T = 26,4 \text{ К}$$

§ 2. ПОЛУЧЕНИЕ SO_2

Расчеты, связанные с получением оксида серы (IV) из колчедана, серы, сероводорода, можно производить на основании материального и теплового балансов, рассмотренных в главе 1.

Пример 1. Рассчитайте объем сухого воздуха, необходимый для сжигания 100 кг колчедана, и объем полученного обжигового газа, если колчедан содержит 43% S; влажность колчедана 6,8%, SO_2 в обжиговом

газе 11% по объему. Коэффициент избытка воздуха $\alpha=1,5$. Состав воздуха: 21% кислорода и 79% азота по объему.

Решение. Определяем массу сухого колчедана:

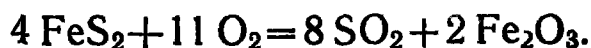
$$100 - (100 \cdot 0,068) = 93,2 \text{ (кг)}.$$

Пирит FeS_2 в колчедане составляет:

$$\frac{120 \cdot 43}{32 \cdot 2} = 80,62,$$

где 120 и 32—молекулярные массы FeS_2 и S.

Обжиг пирита протекает по реакции, выражаемой уравнением:



Рассчитаем, сколько оксида серы (IV) по массе и по объему получается при обжиге 100 кг колчедана, содержащего 80,62 кг пирита:

$$\frac{80,62 \cdot 8 \cdot 64}{4 \cdot 120} = 85,99 \text{ (кг)}$$

или

$$\frac{85,99 \cdot 22,4}{64} = 30,10 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Определяем объем обжигового газа:

$$30,1 : 0,11 = 273,64 \text{ (м}^3\text{)}$$

и объем кислорода, израсходованного на получение $30,1 \text{ м}^3 \text{SO}_2$

$$\frac{30,1 \cdot 11}{8} = 41,39 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Рассчитываем объем кислорода с учетом избытка воздуха ($\alpha=1,5$):

$$41,39 \cdot 1,5 = 62,08 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Тогда объем воздуха, поступающего на окисление, составляет:

$$62,08 : 0,21 = 295,63 \text{ (м}^3\text{)}.$$

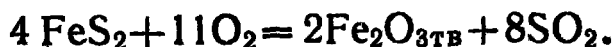
Пример 2. Определите массу огарка, удаляемого за час из печи КС производительностью 200 т колчедана в сутки. На обжиг поступает колчедан, содержащий

41% серы (в расчете на сухой), при условии, что сера выгорает полностью.

Решение. В час сгорает колчедана 8333,33 кг. Рассчитаем, сколько в нем содержится пирита FeS_2 :

$$\frac{120}{2 \cdot 32} \cdot 8333,33 \cdot 0,41 = 6406,27 \text{ (кг)}.$$

Уравнение реакции горения пирита:



Из 6406,27 кг пирита образуется огарка в виде Fe_2O_3 :

$$\frac{160 \cdot 2 \cdot 6406,2}{120 \cdot 4} = 4270,8 \text{ (кг)}.$$

Общая масса огарка составит: $(8333,33 - 6406,2) + 4270,8 = 6197,9 \text{ (кг)}$.

Пример 3. Определите теоретическую теплотворную способность (теплоту горения в кДж/кг) углистого колчедана, содержащего 42% серы и 5% углерода. Известно, что 1 кг чистого пирита при сгорании дает 7060 кДж/кг, а 1 кг углерода — 32 700 кДж/кг.

Решение. В 1 кг рассматриваемой руды содержится 0,42 кг серы, следовательно, пирита FeS_2

$$\frac{0,42 \cdot 120}{2 \cdot 32} = 0,79 \text{ (кг)},$$

углерода — 0,05 кг. Количество теплоты, которое выделится при их горении, составляет: $7060 \cdot 0,79 + 32\,700 \times 0,05 = 5577,42 + 1635 = 7212,4 \text{ (кДж/кг)}$.

§ 3. ПОЛУЧЕНИЕ SO_3 И ЕГО АБСОРБЦИЯ

Зависимость энтальпии реакции окисления ΔH оксида серы (IV) в оксид серы (VI) в некотором интервале температур от $T_{\text{нач}}$ до $T_{\text{кон}}$ выражается эмпирическим уравнением:

$$\Delta H = -(101420 - 9,26 T_{\text{ср}}) \text{ кДж/моль},$$

где

$$T_{\text{ср}} = \frac{T_{\text{кон}} - T_{\text{нач}}}{2,3 \lg \frac{T_{\text{кон}}}{T_{\text{нач}}}}.$$

Константа химического равновесия K_p реакции окисления оксида серы (IV) в оксид серы (VI) рассчитывается по уравнению:

$$K_p = \frac{P_{\text{SO}_3}}{P_{\text{SO}_2} \sqrt{P_{\text{O}_2}}}, \quad (3.5)$$

где P_{SO_3} , P_{SO_2} , P_{O_2} — равновесные парциальные давления газов, Па. Массу поглощаемого SO_3 в олеумном абсорбере рассчитывают по формуле:

$$m = k \cdot F \Delta P_{\text{ср}}, \quad (3.6)$$

где m — масса абсорбированного SO_3 , кг/ч, k — коэффициент скорости абсорбции, F — поверхность насадки абсорбционной башни, м^2 . $\Delta P_{\text{ср}}$ — средняя движущая сила абсорбции (средняя разность парциальных давлений SO_3 в газе и равновесное давление SO_3 над кислотой, Па).

Пример 1. В олеумный абсорбер поступает 30 500 $\text{м}^3/\text{ч}$ газа, содержащего 10% SO_3 . Абсорбер орошается олеумом, содержащим 19% SO_3 ; вытекающий олеум содержит 21,5 SO_3 . Определите массу олеума, необходимую для орошения абсорбера в кг/ч, если степень абсорбции SO_3 составляет 40%.

Решение. Определяем общий объем оксида серы (VI) в поступающем газе:

$$30500 \cdot 0,10 = 3050 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Рассчитываем его массу, поглощаемую в абсорбере:

$$\frac{3050 \cdot 40 \cdot 80}{22,4} = 4357,8 \text{ (кг)}.$$

Определяем массу 19%-ного олеума, поступающего на орошение.

Обозначим искомую массу m . Тогда относительно общего содержания оксида серы (VI) до поглощения его и после можно записать равенство:

$$m \cdot 0,19 + 4357,8 = (m + 4357,8) \cdot 0,21.$$

Отсюда: $m = 172141,5 \text{ (кг/ч)}$.

Задачи

3-1. На складе имеется 18%-ный олеум. 1. Сколько такого олеума соответствует 5 т 94%-ной кислоты? 2. Сколько 18%-ного олеума и оксида (VI) нужно для приготовления 1 т 24%-ного олеума?

3-2. В смеситель поступает 1000 кг олеума, содержащего 20 % $\text{SO}_{3(\text{своб})}$ и 500 кг 90%-ной по массе H_2SO_4 . Какова концентрация полученной смеси (в %) по массе?

3-3. Определите количество теплоты, которое выделяется при поглощении парами воды 1 кг оксида серы (VI). Теплота образования H_2SO_4 $Q = 175,2$ кДж/моль.

3-4. Сколько теплоты выделяется при конденсации 1 т серной кислоты, если $\text{H}_2\text{SO}_{4\text{г}} \rightarrow \text{H}_2\text{SO}_{4\text{ж}} + 50,28$ кДж/моль.

3-5. В смесителе 15 т 75%-ной серной кислоты разбавлено до концентрации 65%-ной. Сколько воды добавлено и сколько теплоты выделяется при этом?

3-6. В смесителе перемешивают 95%-ную кислоту с 65%-ной в соотношении 2:1. Какой концентрации кислота получилась и сколько теплоты выделится в расчете на 1 т?

3-7. В смеситель поступает 500 кг/ч 95%-ной серной кислоты. Сколько 35%-ной кислоты нужно добавить, чтобы получить 65%-ную кислоту? Определите повышение температуры в результате смешения.

3-8. В производстве фосфорных удобрений используется 68%-ная серная кислота. Сколько воды следует добавить к 75%-ной кислоте, чтобы получить 1 т 68 %-ной? Сколько теплоты нужно отводить, чтобы температура в смесителе осталась нормальной, комнатной?

3-9. Мировое производство серной кислоты составляет 100 млн/т в год. Рассчитайте, сколько основного сырья расходуется на производство, если известно, что доля колчедана в пересчете на 45% составляет 47% от общей массы, серы — 20%, сероводорода — 8%, отходящих газов различных производств — 25%, содержащих оксида серы (IV) — 0,3%.

3-10. Обжигают 1000 кг колчедана, содержащего 40% серы. Определите, сколько оксида серы (IV) и огарка получено, если степень выгорания пирита 99%.

3-11. Определите объем и состав обжигового газа

при сжигании 380 кг серы, коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,02$, степень выгорания серы 99,8%.

3-12. Определите объем воздуха, необходимый для сжигания 3000 м³ сероводородного газа, содержащего 80 % H₂S (по объему), в воздухе 26% кислорода.

3-13. Определите объемный состав исходной смеси, состоящей из сероводорода и воздуха (21 % кислорода, 79 % азота), если при сжигании сероводорода получено 400 м³ оксида серы (IV) и установлено, что 85 м³ кислорода не вступило в реакцию.

3-14. Определите условный тепловой эффект горения (энтальпию) ΔH_{298} реакций горения FeS₂, S, H₂S по известным энтальпиям образования их из простых веществ.

3-15. На основании энтальпий горения $\Delta H_{гор}$ определите теплоту сгорания, т. е. количество теплоты, выделяющееся при сгорании 1 кг сырья пирита, серы, сероводорода (кДж/кг):

$\Delta H_{FeS_2} = -3415,7$ кДж/моль; $\Delta H_{SO_2(r)} = -297$ кДж/моль;
 $\Delta H_{H_2S} = -1038,7$ кДж/моль.

3-16. Определите количество теплоты, выделяющееся при обжиге 1 т колчедана, содержащего 38% серы, если степень выгорания серы 0,96. $\Delta H_{FeS_2} = -3413,2$ кДж/моль.

3-17. Определите, сколько теплоты выделяется при сгорании 900 т серы. Степень выгорания 0,98.

3-18. Определите количество теплоты и теоретический расход воздуха при обжиге углистого колчедана, содержащего 35% серы и 5% углерода. Энтальпии горения колчедана и углерода соответственно равны 3415700 и 409872 кДж/кмоль. Расчет вести на 100 кг колчедана.

3-19. Определите максимальную производительность печи пылевидного обжига по переработке колчедана, если интенсивность ее работы $I = 1000$ кг/м³ в сутки; диаметр печи $d = 4$ м; высота $h = 10$ м.

3-20. Сколько оксида серы (IV) можно получить из колчедана, содержащего 42% серы, перерабатываемого за сутки в печи пылевидного обжига? Интенсивность работы печи 700 кг/м³ в сутки колчедана. Размеры печи: диаметр $d = 3,8$ м, высота $h = 10$ м.

3-21. Определите диаметр и высоту печи КС по переработке колчедана по следующим данным: интенсив-

ность печи $I_1 = 20000$ кг/(м³·сут), а $I_2 = 2000$ кг/(м²·сут). Производительность печи 200 т/сут (по колчедану).

3-22. Определите объем и состав обжигового газа, выходящего из печи КС за 1 ч. Производительность $P = 200$ т/сут сухого колчедана, если объем воздуха, подаваемого в час, составляет 2000 м³. Расчет вести на 45%-ный колчедан при условии, что колчедан выгорает полностью.

3-23. Составьте материальный баланс обжига колчедана, содержащего 41 % серы и 4,5 % воды. Концентрация оксида серы (IV) в обжиговом газе 11,5 % (по объему). Расчет вести на 100 кг колчедана.

3-24. Для получения оптимального соотношения оксида серы (IV), кислорода и азота в газовой смеси, равного 7% SO₂, 11% O₂ и 82% N₂ (по объему), к 100 объемам обжигового газа добавили 30 объемов воздуха. Каков состав исходной смеси?

3-25. Какой объем оксида серы (IV) нужно пропустить через контактный аппарат, чтобы получить 210 т 98%-ной серной кислоты? Степень контактирования 98%.

3-26. Производительность контактного аппарата 1080 т/сут моногидрата. Газ, поступающий в аппарат, содержит 7,5% (по объему) SO₂, коэффициент использования оксида серы (IV) SO₂ 98%. Определите объем газа (н. у.), поступающий в контактный аппарат за 1 ч.

3-27. Рассчитайте количество теплоты, выделяемой при окислении 1000 м³ SO₂ в SO₃:

$\text{SO}_2 + 1/2 \text{O}_2 \rightleftharpoons \text{SO}_3$ энтальпия реакции $\Delta H = -94207$ кДж/кмоль, если степень окисления составляет 60 %.

3-28. Рассчитайте тепловой эффект реакции окисления SO₂ в SO₃ при повышении температуры в контактном аппарате от 723 К по 853 К.

3-29. Степень окисления SO₂ в SO₃ составляет 0,86. Рассчитайте изменение температуры в зоне реакции, если средняя теплоемкость газовой смеси, содержащей SO₂ — 8%, O₂ — 11%, N₂ — 81% (по объему, условно принимается неизменной и составляет 1,382 (кДж/м³·К). Энтальпия реакции $\Delta H = -94400$ кДж/кмоль (расчет вести на 100 м³ газовой смеси).

3-30. Рассчитайте повышение температуры при окислении SO_2 в SO_3 на 1 % при 773 К для газовой смеси состава SO_2 —7 %, O_2 —12 %, N_2 —81 %. Энтальпия реакции окисления $\Delta H = -94\,400$ кДж/кмоль. Теплоемкость $C_{\text{SO}_2} = 2,082$ (кДж/м³·К). $C_{\text{O}_2} = 1,402$ кДж/м³·К; $C_{\text{N}_2} = 1,343$ кДж/м³·К.

3-31. Рассчитайте производительность катализатора (кг/м³·ч) четырехслойного контактного аппарата. Высота первого слоя 40 см, второго — 54 см, третьего — 52 см, четвертого — 60 см. Диаметр аппарата 3,8 м. В аппарате в течение суток образуется 240 т оксида серы (VI).

3-32. Скорость газа, поступающего в контактный аппарат, 11 500 м³/ч, время контакта 0,45 с. Коэффициент запаса $\alpha = 1,2$. Определите объем катализатора ($T = 800$ К).

3-33. Определите высоту слоя катализатора в контактном аппарате, площадь поперечного сечения которого 70,3 м², скорость газа, поступающего в аппарат, 210 м³/с, время контакта 0,50 с, коэффициент запаса $\alpha = 1,2$, температура в зоне реакции $T = 770$ К.

3-34. Подсчитайте объемную скорость газа в контактном аппарате, если объем катализатора в нем равен 15 м³, а расход газа 9000 м³/ч.

3-35. Определите предельно допустимую массу влаги на 1 кг SO_3 , которая может быть принесена с печным газом в сушильные башни, чтобы вся продукция серноокислотного завода могла быть выпущена в виде 20 %-ного олеума.

3-36. Определите объем и высоту насадочной башни олеумного абсорбера, если в час поглощается из поступающего газа 3300 кг SO_3 , коэффициент скорости абсорбции $1,58 \cdot 10^{-4}$ Па, движущая сила процесса 5070 Па, удельная поверхность насадки 87,5 м²/м³. Площадь поперечного сечения башни 9,5 м², коэффициент запаса 1,3.

3-37. Определите массу олеума, поступающего на орошение, если концентрация его $c_1 = 19,5$ %, степень абсорбции $\text{SO}_3 = 40$ %, концентрация олеума после абсорбции $c_2 = 21$ % $\text{SO}_{3(\text{своб})}$. В олеумный абсорбер поступает 30 800 м³/ч газа, содержащего 7,5 % SO_3 .

3-38. Рассчитайте, как изменится концентрация SO_2 , выбрасываемого в атмосферу в установке двойного

контактирования, если степень контактирования на выходе из третьего слоя катализатора составляет 0,900, а на выходе из четвертого слоя—0,995. Состав газа, получаемого при обжиге флотационного колчедана в печах КС, по объему следующий (в %): оксида серы (IV) 13,8; оксида серы (VI) 0,1; кислорода 2,0; азота 79,0; воды 5,1 (состав воздуха 21% O_2 ; 79% N_2 , коэффициент избытка воздуха $\alpha=1,2$).

3-39. Производительность единичного агрегата по производству серной кислоты контактным методом из флотационного колчедана на основе двойного контактирования 1000 т/сут H_2SO_4 (100 %). Степень превращения SO_2 в SO_3 $\alpha=0,997$. Выброс газов в атмосферу 16,7 м³/ч. Определите: 1. Сколько SO_2 (в кг) выбрасывается в атмосферу в сутки? 2. Сколько аммиачного поглотителя емкостью 40—50 кг/м³ газа необходимо, чтобы предотвратить выброс SO_2 в атмосферу?

ГЛАВА 4

СИНТЕЗ АММИАКА. ПРОИЗВОДСТВО АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ

§ 1. СИНТЕЗ АММИАКА

Концентрацию вновь образовавшегося аммиака C_3 в процентах по объему при синтезе его из эквимолекулярной смеси определяют по формуле:

$$C_3 = \frac{C_1 - C_2}{100 + C_2} \cdot 100. \quad (4.1)$$

Уменьшение объема газовой смеси вследствие реакции синтеза определяется по формуле:

$$\sigma = \frac{100 + C_2}{100 + C_1} (\%), \quad (4.2)$$

где C_1 и C_2 — концентрация аммиака на выходе и входе в колонну синтеза (в % по объему). Производительность катализатора, т. е. количество аммиака, снимаемого с 1 м³ катализатора в 1 ч, рассчитывается по формуле:

$$g = 0,758 \cdot V_{об} \cdot C_3 \sigma \text{ (кг/м}^3\text{)}, \quad (4.3)$$

где 0,758 — плотность газообразного аммиака; $V_{об}$ — объемная скорость газа на входе в колонну, ч⁻¹; C_3 — концентрация вновь образовавшегося аммиака в долях единицы; σ — уменьшение объема смеси вследствие реакции, доли единицы. Необходимый объем катализатора в колонне: $V_k = \Pi / g$, где V_k — объем катализатора; Π — производительность колонны; g — производительность катализатора. (4.4)

Кроме того, $V_k = V_c \cdot \tau \cdot \alpha$, или $V_k = \frac{V_c}{V_{об}} \alpha$; где V_c — расход газа, м³/с; $V_{об}$ — объемная скорость, с⁻¹; τ — время контакта, с; α — коэффициент запаса, равный 1,3—1,5. (4.5)

Пример 1. Рассчитайте состав газа на входе и выходе из колонны синтеза при производстве 1 т аммиака, если концентрация аммиака на входе и выходе соответственно равна 4 и 16% по объему.

Решение. Объем синтез-газа, поступающего на синтез аммиака:

$$V = \frac{1000 \cdot 22,4 \cdot (100 + (16 - 4))}{17 \cdot (16 - 4)} = 12\,300 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Рассчитаем состав газа на входе в колонну:

$$V_{\text{H}_2} = 12\,300 \cdot \frac{(100 - 4)}{100} \cdot \frac{3}{4} = 8858 \text{ (м}^3\text{)}, \text{ или } 72 (\%).$$

$$V_{\text{N}_2} = 12\,300 \cdot \frac{(100 - 4)}{100} \cdot \frac{1}{4} = 2950 \text{ (м}^3\text{)}, \text{ или } 24 (\%).$$

$$V_{\text{NH}_3} = 12\,300 \cdot \frac{4}{100} = 492 \text{ (м}^3\text{)}, \text{ или } 4 (\%).$$

Уменьшение объема газовой смеси за счет реакции:

$$\sigma = \frac{100 + C_2}{100 + C_1} = \frac{100 + 4}{100 + 16} = 0,896.$$

Определяем объем газа на выходе из колонны:

$$12\,300 \cdot 0,896 = 11\,000 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Состав газа после синтеза:

$$V_{\text{H}_2} = 11\,000 \cdot \frac{100 - 16}{100} \cdot \frac{3}{4} = 6930 \text{ (м}^3\text{)}, \text{ или } 63 (\%).$$

$$V_{\text{N}_2} = 11\,000 \cdot \frac{100 - 16}{100} \cdot \frac{1}{4} = 2310 \text{ (м}^3\text{)}, \text{ или } 21 (\%).$$

$$V_{\text{NH}_3} = 11\,000 \cdot 0,16 = 1760 \text{ (м}^3\text{)}, \text{ или } 16 (\%).$$

Пример 2. В аммиачный конденсатор поступает 3708 м³ азотоводородной смеси с содержанием аммиака 6,4% при температуре 303 К (30°C). Сколько жидкого аммиака (хладоагента) необходимо для конденсации всего аммиака из смеси и охлаждения смеси до 268 К (−5°C)? Температура конденсации аммиака 273 К (0°C). Средние удельные теплоемкости смеси газов до конденсации 29,68 кДж/(кмоль·К), после конденсации 28,90 кДж/(кмоль·К), жидкого аммиака 58,52 кДж/(кмоль·К). Теплота, поглощаемая при испарении 1 кмоль аммиака, составляет 20 315 кДж.

Решение. Определяем теплоту, необходимую для охлаждения смеси газов до 273 К (0 °С):

$$\frac{3708}{22,4} \cdot 29,68 \cdot 30 = 147392,99 \text{ (кДж)}.$$

Количество аммиака в смеси:

$$\frac{3708 \cdot 0,064}{22,4} = 10,6 \text{ (кмоль)}.$$

Рассчитываем теплоту, выделяющуюся при конденсации аммиака:

$$20315 \cdot 10,6 = 215339 \text{ (кДж)}.$$

Определяем теплоту, выделяющуюся при охлаждении оставшейся смеси до 268 К (—5 °С):

$$\left(\frac{3703}{22,4} - 10,6 \right) \cdot 28,90 \cdot 5 = 22355,95 \text{ (кДж)},$$

и теплоту, выделяющуюся при охлаждении аммиака до 268 К (—5 °С):

$$10,6 \cdot 58,52 \cdot 5 = 3101,56 \text{ (кДж)}.$$

Следовательно, всего выделяется теплоты 388189,5 кДж. Для конденсации всего аммиака необходимо испарить аммиака:

$$388189,5 : 20315 = 19,11 \text{ (кмоль)}.$$

§ 2. ПРОИЗВОДСТВО АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ

Напряженность катализатора окисления аммиака кислородом воздуха характеризуется массой аммиака (кг), окисленного на 1 м² активной поверхности катализатора за сутки:

$$g_k = m_{\text{NH}_3} \cdot 24 / F_c, \quad (4.6)$$

где g_k — напряженность катализатора, кг/м²·ч; m_{NH_3} — часовой расход аммиака, кг/ч; F_c — активная поверхность катализаторной сетки, м².

Свободный объем $V_{\text{св}}$ катализатора в м³ равен:

$$V_{\text{св}} = v_{\text{об.}} \cdot \tau, \quad (4.7)$$

где $v_{\text{об.}}$ — объемная скорость газа в условиях контакта, м³/с; τ — время контакта газа с катализатором, с.

Объемная скорость газа ($\text{м}^3/\text{с}$) в условиях контакта рассчитывается по формуле:

$$v_c = \frac{v_{об} T_k \cdot p}{p_k \cdot 273}, \quad (4.8)$$

где $v_{об}$ — объемная скорость газа (при н. у.), $\text{м}^3/\text{с}$; T_k — температура контакта; p_k — давление в контактном аппарате, Па; p — давление атмосферное, Па.

Пример 3. Определите массу аммиака и воздуха, необходимую для производства 1000 кг азотной кислоты. Степень превращения аммиака в NO 0,97, степень абсорбции 0,92. Концентрация аммиака в аммиачно-воздушной смеси 11,5%.

Решение. Получение азотной кислоты из аммиака можно отразить схемой: $\text{NH}_3 \xrightarrow{\text{O}_2} \text{NO} \xrightarrow{\text{O}_2} \text{NO}_2 \rightarrow \text{HNO}_3$, из которой видно, что из 1 кмоль аммиака получается 1 кмоль азотной кислоты. Следовательно, масса аммиака, необходимая при производстве 1000 кг азотной кислоты с учетом степени превращения и степени абсорбции, равна:

$$\frac{17}{63} \cdot \frac{1000}{0,97 \cdot 0,92} = 302 \text{ (кг)},$$

где 17 и 63 — молекулярные массы аммиака и азотной кислоты.

Объем аммиака (н. у.) равен:

$$V_{\text{NH}_3} = \frac{22,4}{17} \cdot 302 = 398 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Определяем объем воздуха, необходимый для производства 1000 кг азотной кислоты:

$$398 \cdot \frac{100 - 11,5}{11,5} = 3060 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Пример 4. Рассчитайте диаметр сетки Pt/Rh катализатора для контактного аппарата, обеспечивающего получение 82 т в сутки азотной кислоты. Степень превращения аммиака в NO 0,96, а степень абсорбции NO_2 0,98. Окисление аммиака происходит при давлении 10^5 Па. Напряженность катализатора 605 $\text{кг}/\text{м}^2$ в сутки. Содержание аммиака в смеси 11,2% (по объему). Активная поверхность одного квадратного метра сетки 1,81 м^2 . В аппарате уложены вместе 3 сетки.

Решение. Определим, сколько аммиака необходимо подать на окисление для обеспечения производительности установки 82 т в сутки азотной кислоты (с учетом степени окисления и абсорбции):

$$\frac{8200 \cdot 17}{63 \cdot 0,96 \cdot 0,98} = 23519,3 \text{ (кг/сут)}. \quad (4.8)$$

Из формулы (4.6) находим активную поверхность катализаторной сетки:

$$F_0 = 23519,3 : 605 = 38,87 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Определяем площадь одной сетки:

$$S = \frac{38,87}{3 \cdot 1,81} = 7,15 \text{ (м}^2\text{)}$$

и диаметр сетки:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,15}{3,14}} = 3,02 \text{ (м)}.$$

Задачи

4-1. Определите концентрацию аммиака на входе в контактный аппарат, если уменьшение объема в результате реакции составляет 0,9. Концентрация аммиака на выходе составляет 16% (по объему).

4-2. Рассчитайте состав синтез-газа на выходе из колонны синтеза аммиака, если концентрация аммиака на входе в колонну 2% (по объему). Расчет вести на 100 кмоль газа. Уменьшение объема вследствие реакции $\Delta V = 0,89$.

4-3. Выразите состав эквимолекулярной смеси азота и водорода: а) моль/л; б) в процентах по массе; в) в процентах по объему.

4-4. Синтез аммиака осуществляется в колонне под давлением $3,03 \cdot 10^7$ Па и температуре 673 К. Газ, выходящий из колонны, имеет следующий состав (по объему в %): NH_3 — 17; N_2 — 11,0; H_2 — 72,0. Рассчитайте соотношение N_2 и H_2 в исходной смеси газов.

4-5. В колонну синтеза поступает азотоводородная смесь со скоростью 30 000 м³/с. Определите, сколько аммиака (в кг) образуется за один цикл, если концентрация аммиака на входе в колонну 4% (по объему), на выходе — 16% (по объему).

4-6. Энтальпия образования аммиака из азота и водорода при температуре 773 К и давлении $3 \cdot 10^7$ Па равна $\Delta H = -55,8$ кДж/моль. Определите, сколько теплоты выделится при синтезе 15 т аммиака в этих условиях.

4-7. Определите энтальпию образования аммиака (в кДж/кмоль) при температуре 773 К и давлении $1 \cdot 10^8$ Па, если при образовании 1 кг аммиака в этих условиях выделяется 4047,05 кДж теплоты.

4-8. Определите теоретическое повышение температуры за счет экзотермической реакции синтеза 20 м³ аммиака из азота и водорода при следующих условиях: температура 773 К, давление $3 \cdot 10^7$ Па. Содержание аммиака в газовой смеси на выходе из колонны 20% (по объему). Средняя удельная теплоемкость газа, выходящего из колонны, 32 кДж/(кмоль·К). Энтальпия реакции синтеза $\Delta H_{773} = -61,4$ кДж/моль.

4-9. Определите температуру, развиваемую в катализаторной коробке колонны синтеза аммиака, по следующим данным. В катализаторную коробку поступает 186,88 кмоль азотоводородной смеси с соотношением водорода и азота 3 : 1 при температуре 573 К (300 °С). Степень превращения азота 25%. Средняя удельная теплоемкость газа на входе в колонну 30,9 кДж/(кмоль·К), на выходе — 32,14 кДж/(кмоль·К). Энтальпия реакции синтеза аммиака $\Delta H_{573} = -40895$ кДж/кмоль.

4-10. Определите производительность колонны синтеза аммиака в т/сут, если в нее поступает 40 000 м³ (н. у.) азотоводородной смеси в 1 ч. Объем катализатора составляет $5,2 \cdot 10^{-5}$ объема азотоводородной смеси, поступающей в колонну в час. Интенсивность работы колонны 4,0 т/(м³·ч).

4-11. Определите производительность колонны синтеза аммиака, если объемная скорость газа 30 000⁻¹ ч, содержание аммиака в азотоводородной смеси на входе 4%, на выходе 20%, высота колонны 14 м, внутренний диаметр 850 мм, степень использования внутреннего объема 35%.

4-12. Определите интенсивность работы колонны синтеза аммиака в кг/кг/(м³·ч) при давлении $3 \cdot 10^7$ Па и массу непрореагировавшей азотоводородной смеси при следующих условиях: а) объемной скорости газа 20 000 ч⁻¹ и выходе аммиака 24%; б) объемной скорости газа

30 000 ч⁻¹ и выходе аммиака 21%; в) объемной скорости газа 120 000 ч⁻¹ и выходе аммиака 13 %.

4-13. Подсчитайте объемную скорость и производительность катализатора при синтезе аммиака, если через колонну пропускают 30 000 м³ в 1 ч (н. у.) азотоводородной смеси и содержание аммиака в газовой смеси на выходе из колонны 21%. Объем, занимаемый катализатором, равен 1,25 м³. Производительность катализатора выразить в кг/(м³·ч).

4-14. Через колонну синтеза аммиака в час пропускают 30 000 м³ (н. у.) азотоводородной смеси. Синтез осуществляется при давлении $3 \cdot 10^7$ Па и температуре 773 К. В колонне помещено 1,2 м³ катализатора, промежутки между кусками которого составляют 0,5 объема, занимаемого катализатором. Какова длительность реакции контактирования?

4-15. Производительность колонны синтеза аммиака 60 т/ч. Производительность катализатора 1400 кг/(м³·ч). Объемная скорость газа на входе в колонну 20 000 ч⁻¹. Определите объем катализатора и часовой расход газовой смеси.

4-16. Определите высоту колонны синтеза аммиака по следующим данным: производительность ее 165 т/сут, объемная скорость газа 25 500 ч⁻¹, концентрация аммиака на входе 4% (по объему), на выходе 18% (по объему), внутренний диаметр колонны 0,85 м. Коэффициент использования внутреннего объема 35 %. Плотность аммиака $\rho = 0,771$ кг/м³.

4-17. В водяной холодильник поступает 3944,27 м³ аммиачно-воздушной смеси с содержанием аммиака 12%. Определите, сколько теплоты выделяется в водяной холодильник при конденсации половины всего аммиака и какова его концентрация на выходе из колонны. При конденсации 1 кмоль аммиака выделяется 20 315 кДж теплоты.

4-18. На производство азотной кислоты подается $1,18 \cdot 10^4$ кг аммиака, $3,63 \cdot 10^4$ кг кислорода, $11,30 \cdot 10^4$ кг азота в час. Определите состав аммиачно-воздушной смеси в процентах (по объему).

4-19. На окисление поступает 26 000 м³ сухой аммиачно-воздушной смеси, содержащей 8% NH₃ (по объему). Степень превращения NH₃ в NO 0,98. Определите повышение температуры за счет реакции окисления.

Энтальпия реакции окисления $\Delta H = -226,45$ кДж/моль NH_3 . Средняя удельная теплоемкость нитрозного газа 32,34 кДж/(кмоль·К).

4-20. Определите температуру, развиваемую в контактном аппарате окисления аммиака, по следующим данным. В аппарат поступает 30 000 м³ аммиачно-воздушной смеси, содержащей 10% (по объему) аммиака, нагретой до 573 К (300 °С). Степень окисления аммиака 0,96. Энтальпия реакции окисления до NO $\Delta H = -226450$ кДж/кмоль. Средняя удельная теплоемкость газовой смеси до реакции 29,74 кДж/(кмоль·К), после реакции 32,34 кДж/(кмоль·К).

4-21. Рассчитайте объем нитрозных газов, пропускаемых через холодильник-конденсатор в сутки. Производительность конденсатора 14,9 т/ч HNO_3 . Концентрация NO_2 в нитрозном газе 8,9% (по объему). Степень абсорбции 0,97.

4-22. Определите концентрацию азотной кислоты, стекающей с первой тарелки абсорбционной колонны, если в колонну подается 1821 кг воды и 27 916 м³/ч нитрозных газов, содержащих (по объему) 9% оксида азота (IV) и 0,24% паров воды. Степень абсорбции NO_2 на первой тарелке 98%.

4-23. Составьте материальный баланс контактного аппарата окисления аммиака в расчете на 1000 кг аммиака. Концентрация аммиака в аммиачно-воздушной смеси 11,5% (по объему), 98% аммиака окисляется до NO, остальное количество до N_2 . Состав воздуха 79% азота и 21% кислорода.

4-24. На окисление 3785,6 м³/ч аммиака поступает 27 080 м³/ч воздуха. Определите коэффициент избытка воздуха и концентрацию аммиака в аммиачно-воздушной смеси.

4-25. В контактный аппарат окисления аммиака подается аммиачно-воздушная смесь, содержащая 9,75% аммиака. Определите состав нитрозных газов на выходе из контактного аппарата, если 97% аммиака окисляется до оксида азота (II), а остальная масса — до свободного азота. Состав воздуха 21% O_2 , 79% N_2 .

4-26. 20 000 м³ нитрозного газа при температуре 303 К и давлении $1 \cdot 10^5$ Па состава 7% NO и 5% O_2 за час окисляются на 90%. Сколько NO_3 48%-ной получается при этом? Степень абсорбции NO_2 0,79.

4-27. Определите производительность установки, на которой получают 100%-ную азотную кислоту (в т/сут), если в 1 ч подается 135 000 м³ аммиачно-воздушной смеси, содержащей 11% NH₃. Степень окисления аммиака 0,47, степень абсорбции оксидов азота 0,985.

4-28. Определите степень окисления аммиака, если для получения 1000 т/сут 100 %-ной азотной кислоты на окисление ежечасно подается 135 000 м³ аммиачно-воздушной смеси, содержащей 11,5% NH₃.

4-29. Определите массу аммиака и воздуха, необходимую для получения 4000 кг азотной кислоты 50%-ной концентрации, при следующих условиях: степень окисления аммиака $\alpha=0,97$, степень абсорбции оксидов азота $\beta=0,92$. Содержание аммиака и аммиачно-воздушной смеси 11,5 % (по объему).

4-30. Сколько кг азотной кислоты можно получить из 21 кмоль оксида азота (IV) NO₂? Сколько кислоты получается при абсорбции этой массы NO₂ водой и сколько воздуха (состава 21% O₂, 79% N₂) необходимо добавлять для доокисления образующегося оксида азота NO до оксида азота NO₂.

4-31. Составьте материальный баланс производства 1 т азотной кислоты. Производственными потерями пренебречь. Состав воздуха: 21 % O₂ и 79 % N₂.

4-32. Определите теоретически возможную концентрацию азотной кислоты при полном окислении аммиака.

4-33. Определите часовой расход воды на абсорбцию оксидов азота из нитрозного газа, содержащего 9,5% NO₂, поступающего в абсорбционную колонну со скоростью 48 000 м³/ч. Степень абсорбции 0,98.

4-34. Определите напряженность катализатора контактного аппарата окисления аммиака производительностью 3,0 т/ч азотной кислоты. Степень превращения NO и NO₂ 0,96, степень абсорбции 0,99. Общая активная поверхность всех сеток катализатора 3,94 м².

4-35. Аммиак окисляется на платинородиевом катализаторе в течение 0,0002 с. Объем промежутков между нитями в слое катализатора равен 0,00095 м³. Определите объемную скорость, с которой аммиачно-воздушная смесь проходит через слой катализатора м³/(м³·ч).

ПРОИЗВОДСТВО МИНЕРАЛЬНЫХ УДОБРЕНИЙ

Расчеты технико-экономических показателей в производстве фосфорных и азотных удобрений основаны главным образом на балансовых уравнениях химических реакций обменного разложения или окисления — восстановления гетерогенных некаталитических процессов.

В производстве фосфорной кислоты степень разложения фосфата серной кислотой характеризуется коэффициентом разложения:

$$K_{\text{разл}} = \frac{0,7}{C_{\text{CaO}}/C_{\text{SO}_3}} \cdot 100 \%, \quad (5.1)$$

где 0,7 — отношение молекулярных масс CaO/SO_3 в сульфате кальция CaSO_4 , C_{CaO} и C_{SO_3} — концентрации CaO и SO_3 в фосфогипсе¹.

Для облегчения расчетов по уравнениям используют следующие понятия. Нормой серной кислоты называют число массовых долей моногидрата H_2SO_4 , приходящихся на 100 масс. долей фосфата. Стехиометрическую норму H_2SO_4 определяют, исходя из общего содержания CaO в фосфате:

$$\frac{98}{56} \cdot C_{\text{CaO}} = 1,75 C_{\text{CaO}} \text{ масс. долей на } 100 \text{ масс. долей фосфата}, \quad (5.2)$$

где 98 и 56 — молекулярные массы H_2SO_4 и CaO ; C_{CaO} — содержание CaO в 100 масс. долях фосфата.

Если концентрация серной кислоты C , а коэффициент избытка ее (т. е. отношение фактического количества к стехиометрическому) составляет α , то расход кислоты равен:

$$m_k = 1,75 C_{\text{CaO}} \frac{\alpha}{c}. \quad (5.3)$$

¹ Фосфогипсом или фосфорополугидратом называют осадок сульфата кальция $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ или $\text{CaSO}_4 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$, содержащий неразложившиеся фосфаты.

Масса образовавшегося в результате реакции сухого фосфогипса ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) или фосфополугидрата ($\text{CaSO}_4 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$) в расчете на единицу массы фосфата оценивается гипсовым числом

$$g_r = \frac{m_r}{m_{\phi}},$$

где m_r и m_{ϕ} — массы фосфогипса (фосфорополугидрата) и фосфорита (апатита). В производстве суперфосфата стехиометрической нормой серной кислоты называют число массовых долей серной кислоты (моногидрата), приходящихся на 1 масс. долю P_2O_5 , рассчитанное по уравнению реакции:



исходя из предположения, что реакция идет до конца:

$$\frac{3,5M_{\text{H}_2\text{SO}_4}}{1,5M_{\text{P}_2\text{O}_5}} = \frac{343}{213} = 1,61, \quad (5.4)$$

Выход суперфосфата на 1 т сырья определяют по формуле:

$$m_c = \frac{C_{\phi}}{C_c} \cdot 1000,$$

где C_{ϕ} и C_c — содержание P_2O_5 соответственно в исходном фосфате и в полученном суперфосфате.

Процентное отношение усвояемого P_2O_5 к общему содержанию в продукте называют коэффициентом разложения сырья.

$$K = \frac{C_{\text{усв}} \text{P}_2\text{O}_5}{C_{\text{общ}} \text{P}_2\text{O}_5} \cdot 100. \quad (5.5)$$

Определение процентного содержания питательного компонента в удобрениях ведут в пересчете на содержание P_2O_5 в фосфорных удобрениях, азота — в азотных и K_2O — в калийных.

Пример 1. Определите коэффициент избытка α серной кислоты при получении простого суперфосфата, если норма серной кислоты (моногидрата) 68 масс. долей на 100 масс. долей апатитового концентрата с содержанием P_2O_5 39,4 %.

Решение. Стехиометрическую норму серной кислоты определяем, используя коэффициент 1,61 (формула

5.4). На 1 масс. долю P_2O_5 необходимо 1,61 масс. долей серной кислоты, следовательно, на 39,4 масс. долей P_2O_5 , содержащихся в 100 кг апатитового концентрата, нужно:

$$1,61 \cdot 39,4 = 63,4 \text{ (кг)}.$$

Отсюда коэффициент избытка равен:

$$\alpha = \frac{68}{63,4} = 1,07.$$

Пример 2. На разложение 1000 кг апатитового концентрата, содержащего 39,8% P_2O_5 , расходуется 1950 кг 54%-ной фосфорной кислоты (в пересчете на P_2O_5). Определите, сколько извести добавляют для полной нейтрализации избытка фосфорной кислоты и какова концентрация $P_2O_{5\text{общ}}$ и $P_2O_{5\text{усв}}$ в готовом продукте. Степень разложения апатитового концентрата 80%. Содержание $CaCO_3$ в известняке 95%. Степень использования его 90%. Фосфор в апатите находится в виде соли $Ca_5F(PO_4)_3$.

Решение. Процентное содержание $Ca_5F(PO_4)_3$ в апатите составляет:

$$\frac{2 \cdot 504 \cdot 39,8}{3 \cdot 142} = 94,2 \text{ (\%)}.$$

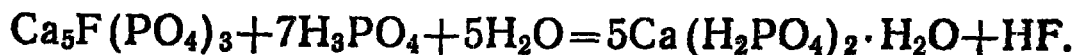
Масса $Ca_5F(PO_4)_3$, вступившего во взаимодействие с фосфорной кислотой, с учетом степени разложения:

$$1000 \cdot 0,942 \cdot 0,80 = 753,6 \text{ (кг)}$$

Масса P_2O_5 в фосфорной кислоте:

$$1950 \cdot 0,54 = 1053 \text{ (кг)}.$$

Рассчитаем, сколько фосфорной кислоты пошло на разложение 753,6 кг фторапатита в соответствии с уравнением реакции:



$$\frac{753,6 \cdot 7 \cdot 142}{2 \cdot 504} = 743,13 \text{ (кг)}.$$

При этом получается суперфосфата:

$$\frac{753,6 \cdot 5 \cdot 252}{504} = 1134 \text{ (кг)},$$

где 252 — молекулярная масса $\text{Ca}(\text{H}_2\text{PO}_4)_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$.
Избыток фосфорной кислоты (в пересчете на P_2O_5):

$$1053 - 743,13 = 309,9 \text{ (кг)}.$$

Масса известняка, необходимая для его нейтрализации, согласно уравнению реакции:



$$\frac{309,9 \cdot 100}{142} = 218,2 \text{ (кг)},$$

где 100 — молекулярная масса CaCO_3 .

При этой реакции образовалось $\text{Ca}(\text{H}_2\text{PO}_4)_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$:

$$\frac{309,9 \cdot 252}{142} = 549,96 \text{ (кг)}.$$

Всего суперфосфата вместе с неразложившейся частью апатита: $1134 + 549,96 + (1000 - 753,6) = 1930,36 \text{ (кг)}$

Определяем массу $\text{P}_2\text{O}_{5\text{усв}}$ в 1683,96 кг суперфосфата:

$$\frac{1683,96 \cdot 142}{252} = 948,9 \text{ (кг)}$$

и процентное содержание его в готовом продукте:

$$\frac{948,9}{1930,36} \cdot 100\% = 49,2 \text{ (\%)}.$$

Определяем массу P_2O_5 в неразложившемся апатите:

$$(1000 - 753,6) \cdot 0,398 = 98,07 \text{ (кг)}$$

и массу $\text{P}_2\text{O}_{5\text{общ}}$

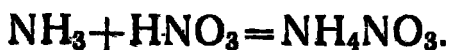
$$948,9 + 98,07 = 1046,97 \text{ (кг)}.$$

Процентное содержание $\text{P}_2\text{O}_{5\text{общ}}$ в готовом продукте составит:

$$\frac{1046,97}{1930,36} \cdot 100\% = 54,2\%.$$

Пример 3. Энтальпия реакции нейтрализации аммиака 52,5%-ной азотной кислотой $\Delta H = -106,09 \text{ кДж/моль}$. Определите, сколько воды может испариться за счет теплоты реакции нейтрализации 212,5 кг аммиака. Энтальпия парообразования воды $\Delta H = -2684 \text{ кДж/кг}$.

Решение. Уравнение реакции нейтрализации:



Находим количество теплоты, выделяющейся при нейтрализации 212,5 кг NH_3 :

$$\frac{106,09 \cdot 1000 \cdot 212,5}{17} = 1\,336\,250 \text{ (кДж)},$$

и массу воды, которую может превратить в пар это количество теплоты:

$$m = \frac{1\,336\,250}{2\,684} = 497,86 \text{ (кг)}.$$

Задачи

5-1. Определите процентное содержание P_2O_5 во флотационном фосфорите, перерабатываемом в простой суперфосфат. Процесс протекает в стандартной суперфосфатной камере диаметром 7,1 м, высотой 2,5 м и интенсивностью 600 кг/м³ в 1 ч суперфосфата, содержащего 15% P_2O_5 . В сутки перерабатывается 7130 т фосфорита.

5-2. Определите теоретический расход серной кислоты в расчете на моногидрат для разложения 5000 кг апатитового концентрата, содержащего 50,5% CaO .

5-3. Определите расход башенной (75%-ной) серной кислоты для обработки 1 т апатитового концентрата, содержащего 52,3% CaO , если норма серной кислоты составляет 98,9% от стехиометрической массы.

5-4. При разложении фосфорита, содержащего 25% P_2O_5 , образовалось 3850 кг фосфогипса. Считая, что разложение фосфорита произошло полностью, определите, сколько 35%-ной H_3PO_4 получено при этом. Гипсовое число $g_r = 1,6$.

5-5. 12 000 кг фосфорита обрабатывают серной кислотой. Анализ показал, что в полученном фосфогипсе содержание CaO 43,5%, SO_3 56,5%. Определите массу неразложившегося фосфата $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$.

5-6. Рассчитайте, сколько теоретически необходимо серной кислоты (73%-ной) и воды для обработки 100 кг апатитового концентрата, содержащего 72% $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$, с целью получения: а) экстракционной фосфорной кислоты полугидратным методом, т. е. с образованием $\text{CaSO}_4 \cdot 0,5 \text{ H}_2\text{O}$; б) простого суперфосфата. (Принять для упрощения, что разложение апатита происходит полностью).

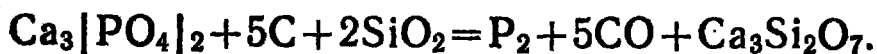
5-7. Из апатитового концентрата, содержащего 37% P_2O_5 , получают экстракционную фосфорную кислоту лигидратным способом. Полученная кислота 30 %-ная в пересчете на P_2O_5 , а после выпаривания содержащая 43,5% P_2O_5 . Сколько упаренной кислоты можно получить из 1000 кг апатитового концентрата? Сколько воды удаляется при выпаривании?

5-8. Обрабатывают 1500 кг апатитового концентрата (CaO 52%, P_2O_5 39,4%) башенной 75 %-ной серной кислотой. Сколько воды нужно добавить для получения 35 %-ной по содержанию P_2O_5 фосфорной кислоты (процесс полугидратный)? Норма серной кислоты 105% от стехиометрической.

5-9. 1000 кг апатитового концентрата (39,4% P_2O_5) обрабатывают серной кислотой. Коэффициент извлечения P_2O_5 при экстракции 98%, потери P_2O_5 при фильтрации 20%. Гипсовое число 1,6. В результате разбавления при экстракции и отмывке отношение жидкой фазы к твердой 3:1. Какова концентрация образующейся при этом фосфорной кислоты? Сколько воды нужно удалить, чтобы продукционная кислота имела концентрацию 32% по P_2O_5 ?

5-10. Составьте материальный баланс производства 500 кг экстракционной фосфорной кислоты 35 %-ной концентрации (P_2O_5) по следующим данным: апатитовый концентрат содержит CaO 51,3%, P_2O_5 39,1%. Концентрация серной кислоты 78%. Норма серной кислоты 98,8% от стехиометрической по CaO . Отношение жидкой фазы к твердой в пульпе 2,5:1. Потери P_2O_5 при экстракции и отмывке 4%. Выделение газообразной фазы за счет фтора в виде SiF_4 8,21 кг.

5-11. Сколько фосфорита 92 %-ной концентрации $Ca_3(PO_4)_2$ нужно разложить в электрической печи для получения 1000 кг 73 %-ной H_3PO_4 ? Сколько энергии для этого необходимо? Энтальпия реакции:



$$\Delta H = 1460 \text{ кДж/моль.}$$

5-12. Определите теоретический расход воздуха, необходимый для сжигания 500 кг жидкого фосфора (P), содержащего 0,98 % примесей. Коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,2$. Содержание влаги 10 %.

5-13. Сколько воды расходуется в 1 ч для образования и разбавления фосфорной кислоты в башне смешения, если масса сжигаемого фосфора 2350 кг/ч, в башне улавливается 53,2% от общей массы образующегося P_2O_5 , а концентрация полученной кислоты 73% H_3PO_4 .

5-14. Рассчитайте расходные коэффициенты сырья — апатитового концентрата, содержащего 86 % $Ca_3(PO_4)_2$, серной кислоты (моногидрата) и воды для получения 1 т простого суперфосфата.

5-15. Рассчитайте норму серной кислоты (моногидрата и 68%-ной кислоты) на разложение 100 масс. долей апатитового концентрата, содержащего 39,6% P_2O_5 . Коэффициент избытка $\alpha = 1,3$.

5-16. Рассчитайте расход серной кислоты и воды на разложение 350 кг апатитового концентрата. Нормы серной кислоты (моногидрата) 68 масс. долей на 100 масс. долей апатита. Концентрация кислоты 75%-ная. Разложение ведут 69%-ной кислотой.

5-17. При обработке 100 кг апатитового концентрата, содержащего 39,6% P_2O_5 , серной кислотой получен камерный суперфосфат, содержащий 20,5% P_2O_5 . После его вызревания на складе содержание P_2O_5 составило 20,63%. Определите, сколько суперфосфата получено. Сколько воды выделилось при его вызревании?

5-18. Составьте материальный баланс производства простого суперфосфата из 1000 кг апатитового концентрата по следующим данным: содержание P_2O_5 в апатитовом концентрате 41,2%, концентрация серной кислоты 78%-ная. Норма моногидрата 79 масс. долей на 100 масс. долей апатита. Разложение ведут 68%-ной кислотой. Камерный суперфосфат содержит 20,4% P_2O_5 , суперфосфат (вызревший на складе) — 20,65% P_2O_5 .

5-19. Определите коэффициент разложения сырья и выход камерного суперфосфата по следующим данным: в сырье содержится 39,4% P_2O_5 ; в суперфосфате — 20,15% $P_2O_{5общ}$ и 17,6 $P_2O_{5усв}$.

5-20. Определите теоретические расходные коэффициенты обогащенного фосфорита, содержащего 30% P_2O_5 и 70%-ной в пересчете на P_2O_5 фосфорной кислоты, на производство 1 т двойного суперфосфата.

5-21. Определите расход фосфорной кислоты для разложения фосфорита, содержащего 26% P_2O_5 . Фосфор в сырье содержится в виде $Ca_5F(PO_4)_3$.

5-22. Для получения 1000 кг двойного суперфосфата расходуется 370,7 кг фосфорной кислоты (в расчете на P_2O_5) и 350 кг апатитового концентрата. Определите избыток кислоты на 1000 кг апатитового концентрата по сравнению со стехиометрической массой.

5-23. Определите, сколько известняка необходимо для нейтрализации $P_2O_{5св}$ в 100 кг суперфосфата, если концентрация оксида 26,15%. В результате нейтрализации содержание $P_2O_{5своб}$ понижается до 2,92%. Содержание $CaCO_3$ в известняке 95%, степень использования его 75%. Сколько углекислого газа выделится при этом?

5-24. 192 кг апатитового концентрата, содержащего 61% гидроксилapatита $3Ca_3(PO_4)_2 \cdot Ca(OH)_2$, обрабатывают стехиометрической нормой фосфорной кислоты. Определите концентрацию (в %) $P_2O_{5общ}$ и $P_2O_{5усв}$ в полученном суперфосфате. Степень разложения сырья 85%.

5-25. 250 кг апатитового концентрата, содержащего фосфор в виде $Ca_5F(PO_4)_3$ (концентрация P_2O_5 39,2%), обрабатывают стехиометрической нормой фосфорной кислоты. При этом получается суперфосфат следующего состава: $P_2O_{5общ} = 50\%$, $P_2O_{5усв} = 46,2\%$, а $P_2O_{5своб}$ практически нет. Определите степень разложения апатитового концентрата.

5-26. 350 кг апатитового концентрата, содержащего 85% $Ca_5F(PO_4)_3$, разлагают фосфорной кислотой, норма которой составляет 120% от стехиометрической. Степень разложения 100%. Определите содержание P_2O_5 (свободного в %).

5-27. Определите выход аммиачной селитры, если на получение 18700 кг нитрата аммония израсходовано 19724 л 57%-ной азотной кислоты ($\rho = 1351 \text{ кг/м}^3$).

5-28. Определите расходные коэффициенты сырья на производство 1 кг 100%-ной гранулированной аммиачной селитры, если потери азотной кислоты в процессе производства составляют 5%, а аммиака 3,8%. Азотная кислота 58%-ной концентрации.

5-29. Сколько воды необходимо выпарить при получении 150 т 95%-ной аммиачной селитры, если исполь-

зуется азотная кислота 49%-ной концентрации, аммиак 100%-ный.

5-30. Составьте материальный баланс производства 1 т 70%-ной NH_4NO_3 по следующим данным: азотная кислота 51%-ной концентрации, аммиак 100%-ной; потери аммиака 1%, азотной кислоты 1,5%.

5-31. Составьте материальный баланс выпарки аммиачной селитры по следующим данным: на выпарку поступает 12 т 70%-ной аммиачной селитры; в результате выпаривания получается селитра, содержащая 89% NH_4NO_3 .

5-32. На основании материального баланса (табл. 3) составьте тепловой баланс процесса нейтрализации в производстве аммиачной селитры.

Таблица 3

Приход		Расход	
Исходное вещество	<i>m</i> , кг	Продукт	<i>m</i> , кг
Аммиак	214,6	NH_4NO_3 70%-ный	1428,6
Азотная кислота	1590,8	Соковый пар	366,8
50%-ная		Потери NH_3	10
Всего:	1805,4		1805,4

Удельные теплоемкости

$$C_{\text{HNO}_3}(50\%) = 2,763 \text{ кДж (кг} \cdot \text{К)};$$

$$C_{\text{NH}_3} = 2,186 \text{ кДж (кг} \cdot \text{К)};$$

$$C_{\text{NH}_4\text{NO}_3} = 2,302 \text{ кДж (кг} \cdot \text{К)}.$$

Энтальпии реакции нейтрализации 50%-ной кислотой $\Delta H = -105,09$ кДж/моль, парообразования воды $\Delta H = 2684$ кДж/моль.

Температура вводимых компонентов аммиака 303 К (30 °С), азотной кислоты 323 К (50 °С), 70%-ной NH_4NO_3 396 К (123 °С).

5-33. Определите расходные коэффициенты сырья на синтез 1 т мочевины. Избыток аммиака составляет 125% от стехиометрической массы. Углекислый газ содержит 4% примесей.

5-34. Сколько мочевины получится из 1000 л аммиака, если синтез осуществляется под давлением $2 \cdot 10^7$ Па? Избыток аммиака составляет 100 %, степень превращения карбамата в карбамид 70 %, потери при упаривании 5,8 %.

5-35. Синтез мочевины осуществляется 120 %-ным избытком аммиака. Достаточно ли воды, выделяющейся в результате реакции, на связывание всего избытка аммиака в NH_4OH ? Сколько непрореагировавшего аммиака остается? Степень превращения карбамата в карбамид 88,5 %. Расчет следует произвести на 1000 кг аммиака.

5-36. Составьте материальный баланс производства 1250 кг мочевины (в виде сухого продукта) по следующим данным: избыток аммиака составляет 100 % от стехиометрического. Углекислый газ содержит 6 % примесей в виде инертных газов. Степень превращения карбамата в мочевины составляет 70 %.

5-37. Сколько серной кислоты (моногидрата) и коксового газа необходимо для получения 1000 кг сульфата аммония, содержащего 20,5 % азота? Содержание аммиака в коксовом газе 1,02 %.

5-38. Сколько известняка, содержащего 95 % CaCO_3 , необходимо для нейтрализации разбавленной азотной кислоты в производстве 1 т кальциевой селитры $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$? Выход селитры составляет 85 %.

5-39. Определите, какая масса нитрата натрия (NaNO_3), сульфата аммония $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, нитрата кальция $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$ эквивалентно 1 т чистой аммиачной селитры NH_4NO_3 по содержанию связанного азота.

5-40. Определите расход экстракционной фосфорной кислоты, содержащей 25 % P_2O_5 и 3,75 % SO_3 , и аммиака на производство 1000 кг сухого аммофоса, состоящего наполовину из монофосфата аммония $\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$, наполовину из гидрофосфата аммония $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$.

5-41. Производительность цеха 34,1 т/ч нитроаммофоски, содержащей 16,6 % P_2O_5 . Определите часовой расход цехом термической фосфорной кислоты (52 % P_2O_5) и аммиака, содержащего 99 % NH_3 и 1 % H_2O . Аммонизацию проводят до мольного отношения $\text{NH}_3 : \text{H}_3\text{PO}_4 = 0,7 : 1$.

5-42. В смеситель поступает 99 %-ный аммиак и 45 %-ная фосфорная кислота в мольном отношении 0,7 : 1, где происходит дальнейшая нейтрализация ам-

миаком до мольного соотношения $\text{NH}_3 : \text{H}_3\text{PO}_4 = 1,05 : 1$. Определите процентный состав гидрофосфатов в начальном и конечном растворе. Расчет вести на 1000 кг раствора.

5-43. В производстве нитроаммофоски азотнокислым разложением фосфатов 1000 кг апатитового концентрата, содержащего фосфор в составе $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$, обрабатывают 45 %-ной азотной кислотой. Определите расход кислоты, состав и массу азотнокислой вытяжки. Фторапатит содержит 39,4 P_2O_5 .

5-44. Рассчитайте соотношение питательных элементов $\text{N} : \text{P}_2\text{O}_5$ в нитроаммофоске, полученной в результате нейтрализации аммиаком обесфторенной азотнокислотной вытяжки. На 2000 кг вытяжки израсходовано 98,5 кг аммиака, состава 93% NH_3 , 7% H_2O .

5-45. В цехе грануляции производительностью 40 т/ч получается нитроаммофоска состава 17% N , 17% P_2O_5 , 17% K_2O . Определите часовой расход аммиака, содержащего 99,3% NH_3 , аммиачной селитры состава 97% NH_4NO_3 , фосфорной кислоты (52% P_2O_5), хлорида калия, содержащего 98% KCl . Известно, что 10% азота поступает с плавом аммиачной селитры.

ГЛАВА 6

ЭЛЕКТРОХИМИЧЕСКИЕ ПРОИЗВОДСТВА

Расчеты в этой главе сводятся к определению важнейших показателей эффективности электролиза и основываются на законах электричества. Кратко остановимся на характеристике этих показателей.

Выход по току (η) рассчитывается как отношение массы $m_{\text{пр}}$ продукта, полученного практически при электролизе, к массе $m_{\text{т}}$ теоретически ожидаемой в соответствии с законами Фарадея:

$$\eta = \frac{m_{\text{пр}}}{m_{\text{т}}} \cdot 100 (\%). \quad (6.1)$$

Массу $m_{\text{т}}$ определяем по формуле:

$$m_{\text{т}} = \frac{I \cdot \tau \cdot k}{1000}, \quad (6.2)$$

где I — сила тока, А; τ — продолжительность электролиза, ч; k — электрохимический эквивалент, г/(А·ч), представляющий собой массу данного вещества, выделившуюся на электроде за 1 ч при прохождении тока силой 1 А. Значения k для любых веществ можно рассчитать по формуле:

$$k = \frac{M_{\text{г}}}{26,8 \cdot n} \quad (6.3)$$

где $M_{\text{г}}$ — относительная молекулярная масса вещества; n — заряд иона (абсолютное значение), в виде которого вещество находится в растворе или расплаве. С учетом выхода по току величину $m_{\text{пр}}$ находим из равенства:

$$m_{\text{пр}} = \frac{I \cdot T \cdot k \cdot \eta}{1000}. \quad (6.4)$$

Напряжение разложения ($E_{\text{разл}}$), перенапряжение (h). В результате образования при электролизе гальванических пар возникает ток противоположного направления. Это явление называется электрохимической поляризацией, а возникающая ЭДС между электродами в ре-

зультате электролиза называется ЭДС поляризации ($E_{\text{п}}$). Минимальная разность потенциалов внешнего тока, необходимая для преодоления ЭДС поляризации, называется потенциалом разложения (напряжением разложения, $E_{\text{разл}}$). Зависимость между этими величинами выражается равенством:

$$E_{\text{разл}} = E_{\text{п}} + h, \quad (6.5)$$

где h — перенапряжение, т. е. добавочное напряжение внешнего тока для преодоления поляризации электродов, В; $E_{\text{п}}$ — электродвижущая сила (ЭДС) поляризации, В.

Значение $E_{\text{разл}}$ может быть использовано при расчетах теоретического удельного расхода электроэнергии ($W_{\text{т}}$) и коэффициента полезного использования электроэнергии (выход по энергии M в %):

$$W_{\text{т}} = \frac{E_{\text{разл}} \cdot 1000}{k}, \quad (6.6)$$

$$M = \frac{E_{\text{разл}}}{v}, \quad (6.7)$$

где v — напряжение на электролизере, В. Для расчета практического удельного расхода электроэнергии ($W_{\text{пр}}$) на 1 т произведенного электролизом продукта используют формулу:

$$W_{\text{пр}} = \frac{v \cdot 10^6}{k \cdot 1000 \cdot \eta} \quad (6.8)$$

где η — выход по току, доли единицы; k — электрохимический эквивалент, г (А·ч); 1000 — коэффициент для перевода Вт·ч в кВт·ч; v — рабочее напряжение, В.

Пример 1. С хлорного электролизера диафрагменного типа нагрузкой 40 кА за сутки получен щелок объемом 10,6 м³, содержащий 130 кг/м³ едкого натра. Определите выход щелочи по току.

Решение. Массу щелочи, которая теоретически должна образоваться, находим по формуле (6.2):

$$m_{\text{т}} = 40\,000 \cdot 24 \cdot 1,49 / 1000 = 1430 \text{ (кг)},$$

где 1,49 — электрохимический эквивалент для едкого натра, определенный по формуле (6.3):

$$k = \frac{40,0}{26,8 \cdot 1} = 1,49.$$

Фактически получена масса щелочи:

$$m_{\text{пр}} = 130 \text{ кг/м}^3 \cdot 10,6 \text{ м}^3 = 1378 \text{ (кг)}.$$

Отсюда выход щелочи по току составит:

$$\eta = (1378 : 1430) \cdot 100 = 96,4 \text{ (\%)}.$$

Пример 2. Определите выход по току и напряжение разложения в алюминиевом электролизере, если за десять суток он выдал металл массой 5 т, а коэффициент использования энергии составил 50 %. Электролизер работает под нагрузкой 70 кА и напряжении 4,6 В.

Решение. $k = 0,335 \text{ г/А} \cdot \text{ч}$ (из формулы 6.3). За десять суток работы электролизер теоретически должен выдать: $m_{\text{т}} = (70\,000 \cdot 10 \cdot 24 \cdot 0,335) : 1\,000 = 5,63 \text{ (т)}$. Определяем выход по току: $\eta = (5 : 5,63) \cdot 100 \% = 88,8 \text{ (\%)}$. Напряжение разложения находим из формулы (6.7):

$$E_{\text{разл}} = (50 \cdot 4,6) : 88,8 = 2,6 \text{ (В)}.$$

Пример 3. Теоретическое напряжение разложения ($E_{\text{разл}}$) в диафрагменном электролизере равно 2,3 В, выход по току хлора и едкого натра составил 95 %, а выход по энергии 57,5 %. Определите: а) теоретический и практический расход электроэнергии на 1 т едкого натра и 1 т хлора; б) рабочее напряжение на электролизере.

Решение. Вычислим теоретический расход электроэнергии для производства 1 т едкого натра и хлора:

$$W_{\text{т}} = (2,3 : 1,49) \cdot 1000 = 1643 \text{ (кВт} \cdot \text{ч/т NaOH)},$$

$$W_{\text{т}} = (2,3 : 1,325) \cdot 1000 = 1742 \text{ (кВт} \cdot \text{ч/т Cl}_2\text{)}.$$

Напряжение на электролизере определяем по формуле (6.7):

$$U = \frac{E_{\text{разл}} \cdot 100}{\mu} = \frac{2,3 \cdot 100}{57,5} = 3,8 \text{ (В)}.$$

Практический расход электроэнергии составит (6.8):

$$W = \frac{3,8 \cdot 10^6}{0,95 \cdot 1,49 \cdot 1000} = 2684 \text{ (кВт} \cdot \text{ч/т NaOH)},$$

$$W_{\text{пр}} = \frac{3,8 \cdot 10^6}{0,95 \cdot 1,325 \cdot 1000} = 3248 \text{ (кВт} \cdot \text{ч/т Cl}_2\text{)}.$$

Пример 4. Рассчитайте коэффициент использования энергии в электролизере БГК-17-25, если при электролизе водного раствора поваренной соли при токе 25 кА за сутки был получен объем электролитического щелока 7,19 м³ с содержанием едкого натра 120 кг/м³. Потенциалы анода и катода равны соответственно 1,32 и 0,82 В, перенапряжение выделения хлора 0,17 В, а водорода 0,42 В. Потери напряжения в подводящих шинах, растворе электролита и другие омические потери 1,1 В.

Решение. Теоретически должен быть получен едкий натр по формуле (6.2):

$$m_T = (25\,000 \cdot 24 \cdot 1,49) : 1\,000 = 895,2 \text{ (кг)}.$$

Практический выход щелочи составил (из формулы 6.1):

$$m_{\text{пр}} = 120 \cdot 7,19 = 863 \text{ (кг)}.$$

Определяем выход по току: $\eta = (863 : 895,2) \cdot 100\% = 96,4\%$.

Рассчитаем коэффициент использования энергии:

$$\mu = \frac{E_{\text{разл}}}{v} = \frac{(1,32 + 0,82) \cdot 96,4\%}{(1,32 + 0,682 + 0,617 + 0,42 + 1,1)} = 53,86\%.$$

Задачи

6-1. Сколько ванн должно быть в цехе рафинирования меди производительностью 182,5 тыс. т в год катодной меди, если ванны работают с нагрузкой 12 кА, а выход по току для меди составляет 96%? Коэффициент использования ванн 0,96.

6-2. На заводе медицинских инструментов поверхность большинства изделий покрывают слоем никеля толщиной $5 \cdot 10^{-5}$ м из электролита на основе NiSO₄. Определите продолжительность электролиза для получения покрытия необходимой толщины на пинцете, поверхность которого $4,3 \cdot 10^{-3}$ м², если плотность металлического никеля 8,9 т/м³, а выход по току 96%. Сила тока при электролизе 1,9 А.

6-3. Вытекающий из диафрагменного хлорного электролизера щелок содержит 130 кг/м³ щелочи. Ванна работает с нагрузкой 25 кА, выходом по току для Cl₂

и NaOH 96%, а для водорода 98%. Рассчитайте: а) суточную производительность ванны по хлору и водороду (по массе и объему) и по щелочи; б) объем щелока, вытекающего за 1 ч из ванны. Условия нормальные.

6-4. Сколько часов должен работать электролизер БГК-17-25 для получения хлора объемом 800 м^3 , если выход по току составляет 96%, сила тока 30 кА? Условия нормальные.

6-5. Рассчитайте теоретическое значение (В) напряжения разложения при электролизе водного раствора хлорида натрия. Концентрация анолита 270 кг/м^3 , католита 120 кг/м^3 .

6-6. Рассчитайте коэффициент использования энергии для электролизера, снабженного железным катодом, где теоретическое напряжение разложения 2,16 В, а практическое 3,55 В при электролизе водного раствора хлорида натрия. Выход по току 93%.

6-7. Определите выход по току для электролизера БГК-17-50, где в течение суток при силе тока 40 кА было получено 9821 м^3 электролитического щелока, содержащего 140 кг/м^3 едкого натра.

6-8. В диафрагменном способе получения едкого натра процесс электролиза заканчивают, когда массовая доля едкого натра в растворе достигает 10%. Рассчитайте, какая массовая доля хлорида натрия подверглась электролизу, если первоначальная концентрация рассола была 310 кг/м^3 , а плотность $1,197 \text{ т/м}^3$.

6-9. Определите степень превращения для католита, содержащего 120 кг/м^3 едкого натра, если первоначальное содержание хлорида натрия составило 293 кг/м^3 . Потерями в производстве пренебречь.

6-10. Определите дополнительный расход электроэнергии на получение водорода массой 1 т, вызываемый перенапряжением выделения газа $\eta = 0,2 \text{ В}$.

6-11. Вычислите расход энергии на получение хлора массой 1 т в электролизере БГК-17-50, если сила тока на зажимах 25 кА, напряжение 3,6 В, выход по току 96%.

6-12. Определите выход по току для электролизера фирмы «Хукер», в котором получается $225 \text{ м}^3/\text{ч}$ католита, содержащего 135 кг/м^3 едкого натра. Электролизер работает с нагрузкой 40 кА.

6-13. Определите недельную потребность предприятия в железнодорожных цистернах грузоподъемностью 50 т для перевозки жидкого хлора, если на предприятии действуют 3 серии электролизеров БГК-17-50, по 68 штук в каждой серии. Нагрузка электролизера 50 кА, выход по току 96 %.

6-14. Рассчитайте теоретический расход электроэнергии для получения едкого натра массой 1 т и хлора массой 1 т в диафрагменном электролизере, если теоретическое напряжение разложения раствора хлорида натрия равно 2,2 В.

6-15. Вычислите расход энергии на производство 1 т едкого натра в электролизере с ртутным катодом типа «Сольве» V-200, если напряжение на электродах составляет 4,56 В, выход по току 96 %, сила тока 190 кА.

6-16. В цехе электролиза имеется 66 ванн с ртутными катодами. От источника постоянного тока на них подается напряжение 250 В при силе тока 30 кА. Определите производительность такого цеха в сутки по щелочу с концентрацией едкого натра 140 кг/м³ и хлору при выходе по току 96 %; напряжение на каждой ванне и расход энергии на 1 т хлора и 1 т едкого натра (в отдельности).

6-17. По днищу ртутного электролизера, имеющего длину 10 м, ширину 1,5-м, протекает ртуть слоем 5 мм. При входе в электролизер массовая доля натрия в ртути равна 0,01 %, а на выходе 0,2 %. Выход по току 95 %. Катодная плотность тока 5000 А/м². Определите массу 40 %-ного раствора едкого натра, которую можно получить с 1 м² ртутного катода, и линейную скорость течения ртути. Изменением плотности ртути при образовании амальгамы пренебречь.

6-18. Определите выход по энергии для ртутного электролизера Р-101, если здесь: потенциал анода 1,42 В; потенциал катода 1,84 В; напряжение на ванне 3,55 В; выход по току 93,7 %.

6-19. Рассчитайте объемную скорость циркуляции ртути в хлорном электролизере, если в поступающей ртути массовая доля натрия равна 0,015 %, а в выходящей из электролизера 0,21 %. Выход по току натрия равен 97 %, нагрузка электролизера 25 кА.

6-20. В горизонтальном разлагателе, куда поступает в час 23 т амальгамы натрия, выделился водород объе-

ном 56 м^3 . Определите массовую долю натрия в амальгаме (при н. у.).

6-21. Проектная годовая мощность одного из предприятий по производству соляной кислоты составляет 80 тыс. т продукта с массовой долей хлороводорода 34 %. Обеспечит ли это предприятие хлором и водородом цех с 84 ваннами типа Р-30, работающий по графику предприятия? Выход по току 96 %, нагрузка одного электролизера 30 кА. Выход кислоты составляет 95 % от теоретического.

6-22. Динафрагменный хлорный электролизер имеет следующие показатели работы: выход по току хлора 95 %; выход по току водорода 99 %; нагрузка 20 кА. Какую массу соляной кислоты с массовой долей хлороводорода 35 % можно получить из всего произведенного хлора за 30 дней работы электролизера? Какой объем водорода в м^3 должен произвести электролизер для получения этой массы кислоты, если объемная доля водорода на 5 % больше против стехиометрии?

ГЛАВА 7

МЕТАЛЛУРГИЯ

Помимо уже известных показателей технологических процессов (см. гл. 1), в металлургии используются специфические, к которым относятся:

1. Коэффициент использования полезного объема (КИПО) — относительный показатель производительности доменной печи $\text{м}^3 \cdot \text{сут}/\text{т}$, представляющий собой отношение полезного объема доменной печи (V), выраженного в м^3 , к ее среднесуточной производительности (Π), выраженной в $\text{т}/\text{сут}$.

$$\text{КИПО} = V/\Pi.$$

Чем ниже КИПО, тем выше производительность печи.

2. Объем домны можно представить в виде суммы объемов двух усеченных конусов по формуле:

$$V = \frac{\pi}{3} \cdot h (R^2 + r^2 + Rr),$$

где R — радиус нижнего основания; r — радиус верхнего основания; h — высота.

3. Интенсивность плавки (I_n) — отношение массы топлива, израсходованного за сутки, к полезному объему печи, $\text{т}/\text{м}^3 \cdot \text{сут}$

$$I_n = \frac{w_k m_k - w_y m_y}{100 \cdot V}, \quad (7.1)$$

w_k и w_y — массовая доля углерода соответственно в коксе и углеродсодержащих добавках (%), m_k и m_y — суточный расход соответственно кокса и углеродсодержащих добавок (т); V — полезный объем доменной печи (м^3).

4. Производительность конвертора в слитках (Π , $\text{т}/\text{год}$) можно подсчитать по формуле:

$$\Pi = m \frac{1440}{100 \cdot \tau} \cdot \eta \cdot n, \quad (7.2)$$

где m — масса металлической шихты (т); τ — длительность плавки (мин); n — число рабочих дней в году; η — выход годных слитков из металлической шихты (%); 1440 — число минут в сутках.

Б. Съём продукта с единицы площади рабочей поверхности аппарата (интенсивность):

$$I = \frac{m_s}{S}, \quad (7.3)$$

где I — интенсивность аппарата (т/м²); m_s — масса продукта со всей рабочей поверхности аппарата (т); S — площадь рабочей поверхности аппарата (м²). Обычно этот показатель используется для определения производительности аглоленты и мартеновской печи.

Пример 1. Metallургический комбинат имеет 5 домен с общим полезным объемом 12 000 м³. В результате интенсификации производства за последние 10 лет средний коэффициент использования полезного объема снизился с 0,9 до 0,55. На сколько возросла среднесуточная производительность домен?

Решение.

$$\text{КИПО} = \frac{V}{\Pi}, \quad \text{отсюда } \Pi = \frac{V}{\text{КИПО}};$$

$$\Pi_1 = 12\,000 : 0,9 = 13\,333 \text{ (т/сут)}.$$

$$\Pi_2 = 12\,000 : 0,55 = 21\,818 \text{ (т/сут)}.$$

$$\Pi_2 - \Pi_1 = 21\,818 - 13\,333 = 8485 \text{ (т/сут)}.$$

Пример 2. Определите интенсивность плавки домны с полезным объемом 5000 м³, если суточный расход кокса и углеродсодержащих добавок составил соответственно 5400 т и 3200 т. Массовая доля углерода в коксе 85%, в добавках 12%.

Решение. По формуле (7.1):

$$I_n = \frac{85 \cdot 5\,400 - 12 \cdot 3\,200}{100 \cdot 5000} = 0,841 \text{ (т/м}^3 \cdot \text{сут)}.$$

Пример 3. Рассчитайте годовую производительность конвертора в слитках, исходя из следующих данных: масса металлической шихты одной плавки 200 т, продолжительность плавки 30 мин, число рабочих суток 350, масса годных слитков одной плавки 180 т.

Решение. Первоначально определим выход годных слитков (η):

$$\eta = \frac{180}{200} \cdot 100 (\%) = 90 (\%);$$

а затем производительность (Π) по формуле (7.2):

$$\Pi = \frac{200 \cdot 1440}{100 \cdot 30} \cdot 90 \cdot 350 \approx 2,93 \cdot 10^6 \text{ (т/г)}.$$

Пример 4. Площадь пода 250-тонной мартеновской печи составляет 75 м^2 , печь дает 4 плавки в сутки. Определите: а) съём стали в сутки с единицы площади; б) часовую производительность печи; в) годовую производительность печи. За каждую плавку бракуется в среднем 2% слитков. Продолжительность горячих и холодных ремонтов составляет 7% годового времени.

Решение. 1. Масса годных слитков равна $250 \cdot 0,98 = 245 \text{ (т)}$.

2. Число рабочих дней в году равно $365 \cdot 0,93 = 340 \text{ (сут)}$.

3. Съём стали составляет $245 \cdot 4 / 75 \approx 13 \text{ (т/м}^2 \cdot \text{сут)}$.

4. Часовая производительность $245 / 6 \approx 41 \text{ (т/ч)}$.

5. Годовая производительность $245 \cdot 4 \cdot 340 = 333\,200 \text{ (т/г)}$.

Задачи

7-1. Используя данные диаграммы состояния железо—углерод, определите структурные изменения в сплаве при 1173 К и снижении массовой доли углерода с 5 до 0,5 %. Что обозначают эти компоненты структуры? Сколько цементита содержится в 1 т сплава, в котором обнаружено 2,6% углерода (по массе), причем $\frac{3}{4}$ его связано химически?

7-2. Вычислите расход руды для выплавки 1000 кг чугуна, массовая доля железа в котором 93% с использованием: а) магнетита, в котором 25% пустой породы; б) гематита, в котором 27% пустой породы; в) лимонита $2\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, в котором 30% пустой породы; г) гетита $2\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, в котором 29% пустой породы; д) сидерита FeCO_3 , в котором 32% пустой породы. При расчетах принять во внимание, что во всех

случаях из руды в чугун переходит 97% железа (по массе).

7-3. Рассчитайте 30-суточную производительность агломерационной машины в расчете на 1 м² площади спекания, если в сутки машина производит 3600 т агломерата, а площадь аглоленты 252 м².

7-4. Сколько чугуна, в составе которого 92% железа (по массе), можно получить из окатышей, которые производит в течение 30 дней установка мощностью 2500 т/сут. Массовая доля Fe₃O₄ в окатышах 85%, а в чугун переходит 98% железа (по массе).

7-5. Домна с полезным объемом 2000 м³ расходует на 1 т чугуна 395 кг кокса, 140 м³ природного газа, 161 м³ кислорода, а домна объемом 5000 м³ соответственно 374 кг кокса, 127 м³ природного газа, 146 м³ кислорода. Определите сокращение удельных затрат сырья и прирост выплавки чугуна в массовых долях, если первая печь производит чугуна 1,6 млн. т/г, а вторая — 4,6 млн. т/г.

7-6. Массовые доли CaO и SiO₂ в офлюсованном агломерате соответственно равны 0,1 и 0,12. Сколько известняка необходимо добавить к 1000 т такого агломерата, чтобы связать остаточный кремнезем в моносилкат кальция? Массовая доля CaCO₃ в известняке 90%.

7-7. Диаметр колошника домны 8 м, распара 12 м и дна горна 10 м. Высота от верхнего уровня засыпки до распара 20 м, а от распара до дна горна 5 м. В сутки из печи производят 6 выпусков чугуна, по 600 т каждый. Определите: а) полезный объем печи; б) КИПО; в) интенсивность домны (т/м³).

7-8. Какая масса оксида железа (II) вступила в процессе мартеновской плавки в реакцию дефосфоризации 1200 т чугуна, в составе которого 0,5% P, если в основном продукте было обнаружено 0,001% фосфора (по массе)? Выход стали 90% от чугуна.

7-9. Какой объем оксида углерода (II) (н. у.) вступает в реакцию полного восстановления 3200 т гематита? Сколько кокса необходимо для образования такого объема газообразного восстановителя? Массовая доля углерода в коксе 90%.

7-10. На металлургическом заводе первоначальный КИПО трех доменных печей объемом 1300 м³, 1400 м³

и 1719 м³ равнялся 0,7. Сколько чугуна выплавил завод за последующий год, если перед этим удалось увеличить массовую долю агломерата в шихте с 70 до 80%; снизить массовую долю в коксе серы на 0,2%, а золы на 2%. Примечание: 1) снижение массовой доли серы в коксе на 0,1% увеличивает производительность печи на 7%; снижение доли золы на 1% — соответственно на 1,5%, а увеличение доли агломерата на 1% увеличивает производительность на 1%; 2) первая и вторая печь останавливались на 30-суточный капитальный ремонт, кроме того, в течение года каждая печь на третьи сутки останавливалась на планово-предупредительный ремонт.

7-11. Доменный газ состава (в % по объему) 28 CO; 2,7 H₂; 58,5 N₂; 10,5 CO₂; 0,3 CH₄ сгорает в воздухонагревателе при избытке воздуха 20%. Определите: а) расход воздуха на сжигание 10 000 м³ доменного газа; б) состав газа, выходящего из воздухонагревателя; в) теплоту, выделяемую при сжигании этого объема газа ($Q = 3935$ кДж/м³).

7-12. Определите интенсивность плавки домы с полезным объемом 2500 м³ и производительностью 2,19 млн. т/г, если известно, что расход кокса на 1 т чугуна составил 500 кг, а углеродсодержащих добавок 417 кг. Массовая доля углерода в коксе и в добавках составляет соответственно 0,9 и 0,1.

7-13. В 1960 г. в СССР в дутье 13 доменных печей добавляли кислород из расчета 44 м³ на 1 т чугуна. Эти печи выплавляли тогда 1,8 млн. т чугуна. В 1974 г. удельный расход кислорода возрос в два раза по сравнению с 1960 г., при этом 83 домы выдали 68,3 млн. т чугуна в год. Определите: а) суммарный расход чистого кислорода для доменного производства в 1960 и 1974 гг.; б) прирост продукции (в %) за счет кислородного дутья в 1960 и 1974 гг., если 1 млн. м³ O₂ обеспечивает добавку или прирост выплавки в среднем 800 т чугуна; в) среднегодовую производительность одной домы в 1960 и 1974 гг.

7-14. В доменном цехе старого металлургического завода у печей с общим объемом 2200 м³ трудилось 980 человек. После реконструкции объем печей возрос до 2600 м³, а число работников уменьшилось на 75 человек. Определите суточный прирост выплавки чугуна.

на 1 работника, если в результате реконструкции КИПО в среднем снизился с 0,8 до 0,6.

7-15. Первоначальный расход кокса в доменной плавке составлял 600 кг/т чугуна, при замене сырой руды на офлюсованный агломерат расход кокса сократили на 15 %. Еще на 8% сократился расход кокса при повышении концентрации металла в шихте. Определите первоначальный и конечный среднесуточный расход кокса для домны с $V=2700 \text{ м}^3$, если $\text{КИПО}_1=0,58$, а $\text{КИПО}_2=0,52$.

7-16. Напишите уравнения реакций, происходящих в мартеновской печи в слоях шлака и металла. Какой объем оксида углерода (II) при нормальных условиях образуется в мартеновской печи, если массовая доля углерода в 600 т металла снизилась с 5 до 1 %?

7-17. Часто во время доводки в расплавленную сталь прибавляют алюминиевые чушки. Напишите уравнения происходящих при этом химических реакций. Сколько алюминия необходимо внести в 50 т стали для снижения массовой доли кислорода с 0,1 до 0,008 %?

7-18. Годовой план мартеновского цеха 1345 тыс. т стали. В составе шихты мартеновских печей 63% чугуна (по массе). Выход стали из шихты 90 %. Определите годовой расход металлолома и руды, если их массовое отношение в шихте 2:1.

7-19. Определите состав шихты для получения в мартеновской печи стали-40, если известно, что при завалке и расплавлении выгорает 35% углерода шихты. Массовая доля углерода: в плаве 0,9%, в чугуне 4%, в скрапе 0,3%.

7-20. Средняя скорость окисления углерода в 900-тонной мартеновской печи составляет от массы расплава 0,2% в 1 ч. Сколько CO (в кг и м^3 при н. у.) образуется за плавку продолжительностью 7 ч? Какой объем кислорода (н. у.) расходуется за это время на окисление углерода?

7-21. Рассчитайте годовую производительность крупнотоннажного конвертора в слитках, если известно, что разовая загрузка в него металлической шихты 250 т, продолжительность плавки 45 мин, бракованные слитки составляют 5% (от массы шихты). Конвертор работает 320 суток в году.

7-22. Сколько 500-тонных мартеновских печей или 250-тонных конверторов необходимо для обеспечения работы доменной печи, полезный объем которой 3200 м^3 , КИПО 0,48 и время ремонта 25 суток в 5 лет? Длина плавильного пространства мартеновской печи 19 м, ширина 6 м, съём стали 9 т/м^2 пода в сутки, время работы 330 суток в году. Конвертор выдает 1 плавку за 0,75 ч и работает 320 суток в году. На 1 т мартеновской стали расходуется 0,9 т чугуна, а на 1 т конверторной стали 0,95 т чугуна.

7-23. Определите объем кислорода (н. у.), необходимого для окисления примесей при переделе 1000 т чугуна в сталь, если массовые доли углерода снизились с 4,5 до 0,3 %, кремния с 1,5 до 0,3 % и марганца с 1,7 до 0,4 %.

7-24. Кислородно-конверторный цех имеет два крупнотоннажных конвертора производительностью по 400 т в 1 ч. Определите годовую производительность цеха, расход и себестоимость металлической шихты (на 1 плавку), годовой расход кислорода (н. у.), если известно, что продолжительность плавки 40 мин, среднегодовой брак слитков 8 %, себестоимость 1 т стали 65 руб., себестоимость металлошихты 80 % от стоимости стали, удельный расход кислорода $50 \text{ м}^3/\text{т}$, цех работает бесперебойно 330 дней в году.

7-25. Сколько стали, в составе которой 99 % железа (по массе), теоретически можно получить методом прямого восстановления в электропечах из 1000 т металлургических окатышей? Массовая доля железа в сырье 70,29 %.

7-26. Сколько ферросплавов нужно взять для получения в дуговой электропечи 500 т стали марки 45Х2НЗ, если степень использования ферросплавов 90 %, а массовая доля легирующих металлов в каждом 50 %?

7-27. Сколько едкого натра вступит в реакцию при мокром щелочном обогащении 1 т диаспора, в составе которого 56 % Al_2O_3 , 26 % Fe_2O_3 и 3,7 % SiO_2 (по массе)? Какова массовая доля железа в красном шламе, если в него перешло $\frac{4}{5}$ SiO_2 в виде алюмосиликата?

7-28. Сколько кальцинированной соды, в составе которой 5 % некарбонатных примесей и 7 % известняка (по массе), необходимо для извлечения сухим щелоч-

ным способом глинозема из 120 т гидрагиллитового боксита, в составе которого 40% Al_2O_3 и 12% SiO_2 (по массе). Сколько глинозема можно получить при этом, если выход его составляет 85%? Примечание: известняк взаимодействует с кремнеземом боксита с образованием двухкальциевого силиката.

7-29. Сколько глинозема, двухкальциевого силиката, соды и поташа можно получить при комплексной переработке 20 т нефелина путем спекания его с известняком, если в составе нефелинового концентрата 12% Na_2O ; 7% K_2O ; 29% Al_2O_3 и 43% SiO_2 (по массе)? Какая масса известняка потребуется для спекания с нефелином? Массовая доля CaCO_3 в известняке. 0,9. Производственные потери не учитывать.

7-30. Наиболее распространенные типы электролизеров, эксплуатирующиеся в настоящее время на заводах СССР, обладают следующими технологическими характеристиками:

Сила тока, кА	50	75	130	150
Суточная производительность по алюминию, кг	340	515	900	1100

Определите расход глинозема, в составе которого, 4,5% (по массе) примесей для каждого типа, если массовая доля алюминия 99,65%, а выход по току 90%. Постройте график изменения удельной производительности агрегатов (кг/кА) в зависимости от силы тока.

7-31. На 1 т технического алюминия, в составе которого 0,4% примесей (по массе), расходуется 1,93 т глинозема, 22 кг свежего и 13 кг оборотного криолита, 27 кг AlF_3 и 535 кг анодной массы. Определите: а) степень извлечения алюминия из ванны (с учетом металла разложившейся части электролита); б) объем газов, образующихся при окислении углерода анода, если в их состав входят 60% CO_2 и 40% CO (по объему). Примечание: массовые доли углерода в аноде 95% и примесей в глиноземе 1,5%.

7-32. Определите коэффициент использования энергии для электролизера с самоспекающимися анодами при производстве алюминия, если рабочее напряжение 4,6 В, напряжение разложения 1,12 В, выход по току 80%.

ГЛАВА 8.

ПРОИЗВОДСТВО СИЛИКАТНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Для общей характеристики состава и свойств силикатных материалов в заводской практике пользуются модулями, показывающими соотношения главных оксидов в них. Гидравлический модуль (m) определяет соотношения извести и компонентов глины. Часто этот модуль называется основным:

$$m = \frac{\% \text{ CaO}}{\% (\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3)} .$$

Силикатный модуль (n) характеризует соотношение кремнезема и совокупности оксидов алюминия и железа (III):

$$n = \frac{\% \text{ SiO}_2}{\% (\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3)} .$$

Глиноземный модуль (P) показывает соотношения глинозема и оксида железа (III):

$$P = \frac{\% \text{ Al}_2\text{O}_3}{\% \text{ Fe}_2\text{O}_3} .$$

Для портландцемента значения этих модулей колеблются в следующих пределах: $m = 1,9—2,4$; $n = 1,7—3,5$; $p = 1,0—3,0$.

Основной характеристикой состава портландцемента является коэффициент насыщения (КН) кремнезема известью. Он показывает отношение массы извести, оставшейся в клинкере после полного связывания Al_2O_3 и Fe_2O_3 , к массе извести, необходимой для связывания кремнезема в виде трехкальциевого силиката:

$$\text{КН} = \frac{(\text{CaO}_{\text{общ}} - \text{CaO}_{\text{своб}}) - (1,65 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 0,3 \text{ Fe}_2\text{O}_3 + 0,7 \text{ SO}_3)}{2,8 (\text{SiO}_2_{\text{общ}} - \text{SiO}_2_{\text{своб}})} .$$

Для портландцемента КН составляет 0,8—0,95. Помимо нахождения модулей и КН, при решении задач этой главы часто приходится определять массы исходных сырьевых материалов и продуктов по совокупности

оксидов, с помощью которых обычно выражаются формулы силикатов.

Пример 1. В составе клинкера портландцемента 54 % $3\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$, 21 % $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$, 12 % $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$, 10 % $4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$, 2 % CaO , 0,5 % SiO_2 и 0,5 % SO_3 (по массе). Рассчитайте значения коэффициента насыщения и модулей n , m , p .

Решение. Определяем массовые доли оксидов в клинкере:

$$M_r = \frac{3\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2}{228} \quad \text{для } \text{CaO}: \frac{168 \cdot 54}{228} = 40 (\%)$$

$$\text{для } \text{SiO}_2: (54 - 40) = 14 (\%)$$

$$M_r = \frac{2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2}{172} \quad \text{для } \text{CaO}: \frac{112 \cdot 21}{172} = 13,7 (\%)$$

$$\text{для } \text{SiO}_2: (21 - 13,7) = 7,3 (\%)$$

$$M_r = \frac{3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3}{270} \quad \text{для } \text{CaO}: \frac{168 \cdot 12}{270} = 7,5 (\%)$$

$$\text{для } \text{SiO}_2: (12 - 7,5) = 4,5 (\%)$$

$$M_r = \frac{4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3}{486} \quad \text{для } \text{CaO}: \frac{224 \cdot 10}{486} = 4,6 (\%)$$

$$\text{для } \text{Al}_2\text{O}_3: \frac{102 \cdot 10}{486} = 2,1 (\%)$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 10 - (4,6 + 2,1) = 3,3 (\%)$$

$$\text{Всего } \text{CaO} - (40 + 13,7 + 7,5 + 4,6 + 2) = 67,8 (\%)$$

$$\text{Всего } \text{SiO}_2 - (14 + 7,3 + 0,5) = 21,8 (\%)$$

$$\text{Всего } \text{Al}_2\text{O}_3 - (4,5 + 2,1) = 6,6 (\%)$$

$$\text{Гидравлический модуль } m = \frac{67,8}{21,8 + 6,6 + 3,3} = 2,14$$

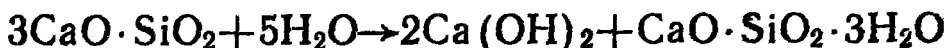
$$\text{Силикатный модуль } n = \frac{21,8}{6,6 + 3,3} = 2,20$$

$$\text{Глиноземный модуль } P = \frac{6,6}{3,3} = 2$$

$$\text{КН} = \frac{(67,8 - 2) - (1,65 \cdot 6,6 + 0,3 \cdot 3,3 + 0,7 \cdot 0,5)}{2,8(21,8 - 0,5)} = 0,9$$

Значения модулей и КН портландцемента находятся в пределах допустимых значений.

Пример 2. При смешивании портландцемента с водой главная его составная часть трехкальциевый силикат, массовая доля которого в цементе 60%, подвергается гидролизу, а один из продуктов гидратируется



Определите массу воды, вступившей в реакцию с этим минералом в расчете на 1000 кг цемента. Сколько щелочи образуется при этом?

Решение:

$$\begin{array}{ccccccc} 600 \text{ кг} & & x & & y & & \\ 3 \text{ CaO} \cdot \text{SiO}_2 + 5\text{H}_2\text{O} & = & 2\text{Ca}(\text{OH})_2 & & & & \\ 228 \text{ кг} & & 5 \cdot 18 \text{ кг} & & 2 \cdot 74 \text{ кг} & & \\ x = \frac{600 \cdot 90}{228} = 236,8 \text{ (кг)}, & y = \frac{600 \cdot 148}{228} = 389,5 \text{ (кг)}. \end{array}$$

Задачи

8-1. В процессе обогащения угля образуется большая масса алюмосиликатных отходов, которые могут составлять до 70 % (по массе) от шихты для получения строительного кирпича. Определите экономию природных материалов при производстве 1 млн. штук кирпичей, если для получения 1000 кирпичей расходуется 2,3 м³ глины, 0,8 м³ древесных опилок и 245 кг топлива; при использовании углеотходов надобность в опилках отпадает и расход топлива снижается на 10 % (по массе).

8-2. Рассчитайте состав шихты (по SiO₂ и CaO) для производства 2000 т портландцемента; если по результатам анализа известны массовые доли компонентов известняка 93,2% CaCO₃; 2,1% MgCO₃ и 4,7% прочих примесей; глины 46,4% SiO₂; 35% Al₂O₃; 6,6% Fe₂O₃; 12% H₂O, полученного клинкера 66% CaO; 23% SiO₂; 6% Al₂O₃; 2,5% Fe₂O₃; 1% MgO и других 1,5% (по массе).

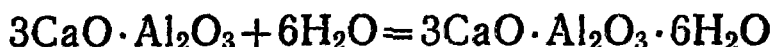
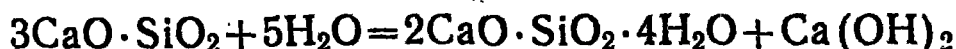
8-3. В составе портландцемента 55% алита, 20% белита, 12% трехкальциевого алюмината, 10% четырехкальциевого алюмоферрита (по массе). Определите силикатный и глиноземный модуль цемента.

8-4. Вычислите коэффициент насыщения (КН) по следующим данным состава цемента: $3\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ 53 %; $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ 17 %; $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$ 12 %; $4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ 13 %; свободный кремнезем 4 %; свободный CaO 0,47 %; SO_3 0,53 %.

8-5. Определите выход цементного клинкера из 5000 м³ исходного шлама, плотность которого 1680 кг/м³, влажность 36 %, унос пыли 7 % от сухого вещества в массе. Печь работает на газовом топливе.

8-6. Цементный завод имел три вращающиеся печи, производительностью 236000 т в год каждая. В результате реконструкции с 1 апреля демонтировали первую печь и вновь ввели в строй с 1 июля четвертую печь, а с 1 августа — пятую печь, производительностью 570 000 т в год каждая. Определите массу клинкера, полученную предприятием в год реконструкции.

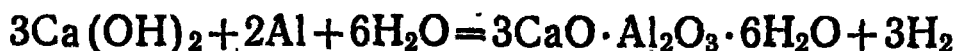
8-7. Сколько воды потребуется для гидролиза и гидратации трех важнейших минералов 200 кг цемента, в составе которого 50 % C_3S , 20 % C_2S и 12 % C_3A (по массе), если уравнения реакций имеют следующий вид:



Сколько свободной щелочи образуется при этом?

8-8. Для получения 1000 м³ керамзитобетона пошло 250 т цемента, 680 т керамзитового гравия, 150 кг перлитового песка и 336 м³ воды. Определите плотность полученного бетона, если 25 % воды испаряется в процессе созревания. К какой группе (по плотности) относится подобный бетон?

8-9. При производстве газобетона в качестве газообразователя применяют алюминиевую пудру. В бетонной смеси при этом происходит следующая реакция:



Определите примерную пористость бетонной массы при расходе 270 г алюминия на 1 м³ газобетона.

8-10. Для получения 1 т стекла расходуется 650 кг песка, 185 кг соды, 109 кг сульфата натрия, 68 кг известняка, 165 кг доломита, 103 кг пигмента и 15 кг угля.

Определите общую массу сырья для суточной работы печи, которая производит 200 т стекломассы, причем 20% продукта (по массе) наваривается из обратного стеклобоя. Какой объем занимает шихта, если плотность песка 1800 кг/м^3 , соды 900 кг/м^3 , сульфата натрия 1000 кг/м^3 , известняка 1700 кг/м^3 , доломита 1700 кг/м^3 , пигмента 1800 кг/м^3 и угля 400 кг/м^3 ?

8-11. Для удешевления производства тарного стекла вместо соды используют смесь минерала мирабилита с углем. Вычислите расходные коэффициенты для сырьевых материалов с учетом вышеуказанной замены для получения 1 т стекла следующего состава: SiO_2 72%; Na_2O 16%; CaO 5,2%; Al_2O_3 3,5% и MgO 3,3% (по массе).

8-12. Для получения жидкого стекла используют так называемую силикат-глыбу общего состава $\text{R}_2\text{O} \cdot n\text{RO}_2$, где n колеблется от 2,65 до 4. Определите расходные коэффициенты карбоната натрия и кремнезема для получения 1 т силикат-глыбы с $n=3$.

8-13. Печь для варки стекла, производящая в сутки 300 т стекломассы, имеет ванну, длина которой 60 м, ширина 10 м и глубина 1,5 м. Определите: а) годовую производительность, если 15 суток в году печь находится в ремонте; б) интенсивность печи за сутки работы (в т/м^2 пода); в) сколько листов оконного стекла, которое можно получить за год работы печи, если стандартный размер листа $1250 \times 700 \times 2$ мм, а плотность 2500 кг/м^3 .

8-14. Для получения шлакоситаллов была использована шихта, в составе которой 60% доменного шлака, 20% кварцевого песка, 6% глины, 4% сульфата натрия и 10% каталитических добавок (сульфидов и фторидов марганца и железа) по массе. Выразите в виде оксидов примерный качественный состав шлакоситаллов. Определите массовые доли CaO , SiO_2 , Al_2O_3 в 1 т продукта, если в составе шлака 10% Al_2O_3 , 40% CaO и 35% SiO_2 , а в глине 50% SiO_2 , 20% Al_2O_3 и 1,5% CaO (по массе). Производственные потери не учитываются.

ХИМИЧЕСКАЯ ПЕРЕРАБОТКА ТОПЛИВА

При расчете площади поверхности теплообмена в установках для нагрева жидкого топлива пользуются среднелогарифмической разностью температур, которая вычисляется по формуле:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2,3 \lg \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}, \quad (9.1)$$

где $\Delta t_{\text{ср}}$ — среднелогарифмическая разность температур, К; Δt_1 — разность температур теплоносителя (на входе) и нагреваемого вещества (на выходе); Δt_2 — разность температур теплоносителя (на выходе) и нагреваемого вещества (на входе).

Относительное движение теплоносителя и нагреваемого вещества рассматривается здесь и далее только противоточное, ибо это наиболее распространенный случай в процессах химической переработки топлива. Аналогично рассчитывается движущая сила адсорбции при улавливании продуктов химической переработки топлив.

В промышленности данные материального баланса процессов химической переработки топлив принято приводить в массовых долях, а состав образующейся при этом газовой фазы в объемных долях. Для того чтобы эти данные были сопоставимы, надо сначала найти среднюю молярную массу газа (по аддитивности, с учетом доли каждого компонента), затем условное число молей газовой смеси.

$$M = \sum \omega_i \cdot M_i, \quad (9.2)$$

где M — молярная масса газа, выраженная в кг/кмоль; ω_i — массовая доля компонента в газе, выраженная в долях единицы; M_i — молярная масса компонента, выраженная в кг/кмоль.

$$n = \frac{m \cdot \omega}{M}, \quad (9.3)$$

где n — условное число молей: m — масса вещества, из которого получается газ, кг; ω — массовая доля газа, выраженная в долях единицы; M — средняя молярная масса газа (выраженная в кг/кмоль). Природный и попутный нефтяной газы широко используются как топливо. Для расчетов в этом случае пользуются правилом аддитивности:

$$q_H = \omega_i \cdot q_i, \quad (9.4)$$

где ω_i — массовая или объемная доля газа от исходного сырья, выраженная в долях единицы; q_i — удельная или объемная теплота сгорания компонента газа, выраженная в кДж/кг или кДж/м³.

Зная теплоту сгорания топлива, можно рассчитать нужную его массу или объем для обеспечения того или иного процесса по формуле:

$$m = \frac{q}{\eta \cdot q_i} \quad (9.5)$$

где m — масса или объем топлива, кг или м³; q — необходимое количество теплоты для обеспечения процесса, кДж; η — коэффициент полезного действия установки, в долях от единицы; q_i — удельная или объемная теплота сгорания топлива, кДж/кг или кДж/м³.

Пример 1. Определите среднелогарифмическую разность температур для второй ступени АВТ, где нефть нагревается от 380 К до 630 К дымовыми газами, имеющими на входе температуру 1200 К, а на выходе 620 К.
Решение.

$$1200 \xrightarrow[\text{газы}]{\text{дымовые}} 620; \Delta t_1 = 1200 \text{ К} - 630 \text{ К} = 570 \text{ К}$$

$$630 \xleftarrow[\text{нефть}]{\text{}} 380; \Delta t_2 = 620 \text{ К} - 380 \text{ К} = 240 \text{ К}$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{570 - 240}{2,3 \lg \frac{570}{240}} = \frac{330}{2,3 \cdot 0,376} = 382 \text{ К}.$$

Пример 2. При каталитическом крекинге керосина массовая доля газа равна 18 % от сырья. Определите массу метана, которая получится из 1 т керосина, если объемные доли компонентов газа крекинга: H_2 — 9, CH_4 — 27, C_2H_6 — 12, C_3H_8 — 3,5; C_2H_4 — 25, C_3H_6 — 15, C_4H_{10} — 8,5 %.

Решение. Среднюю молярную массу смеси определяют по формуле (9.2):

$$M = 0,09 \cdot 2 + 0,27 \cdot 16 + 0,12 \cdot 30 + 0,035 \cdot 44 + 0,25 \cdot 28 + 0,15 \times \\ \times 42 + 0,085 \cdot 56 = 27,7 \text{ (кг/кмоль)}.$$

Условное число молей смеси:

$$n = \frac{1000 \text{ кг} \cdot 0,18}{27,7 \text{ кг/кмоль}} = 6,5 \text{ (кмоль)}.$$

Масса метана в смеси:

$$m(\text{CH}_4) = 6,5 \text{ кмоль} \cdot 16 \text{ кг/кмоль} \cdot 0,27 = 28,08 \text{ (кг)}.$$

Задачи

9-1. Проектная производительность Канско-Ачинского топливно-энергетического комплекса (КАТЭК) — 1 млрд. т. бурого угля в год. Планируется построить на базе КАТЭК несколько тепловых электростанций общей мощностью 43 млн кВт. Полагая КПД тепловой электростанции 22%, рассчитайте, какая масса топлива будет использована для других целей.

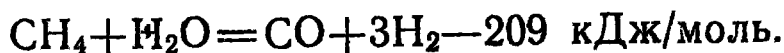
9-2. Балансовые запасы углей Боготольского месторождения КАТЭК составляют 6937 млн. т. Определите объем оксида серы SO_2 (н. у.), который будет загрязнять воздух при полном использовании всех запасов этого угля в качестве энергетического топлива. Массовая доля серы в угле в среднем 0,8%. Какую массу 100%-ной серной кислоты можно получить из дымовых газов, если бы 15 % всего оксида удалось уловить? Какую массовую долю, выраженную в процентах, от выпуска кислоты в 1978 г. (22,4 млн. т) составит утилизированная серная кислота?

9-3. Определите, какую массу пыли за год рассеет на прилегающих площадях тепловая электростанция мощностью 0,5 млн. кВт, работающая на буром угле КАТЭК, если ее КПД 15%. Потери с уносом составляют 1,5% от массы угля. Сколько железнодорожных вагонов грузоподъемностью 60 т необходимо для перевозки этой пыли?

9-4. Определите, какая масса бромида свинца (II) будет выброшена в атмосферу города за год всеми автомашинами таксомоторного парка, если здесь 150 автомобилей ГАЗ-24 «Волга». В сутки 1 автомобиль про-

ходит в среднем 400 км, расход топлива А-76 15 л на 100 км. По ГОСТ 13 210—72 в топливе этой марки содержание тетраэтилсвинца (ТЭС) 0,41 г/кг. Плотность топлива 0,73 г/см³.

9-5. При получении водорода парокислородной конверсией метана часть сырья сгорает в самом реакторе. Процессы здесь могут быть выражены уравнениями:



Следует подобрать состав трехкомпонентной газовой фазы в молях ($x \text{ CH}_4 : y \text{ O}_2 : z \text{ H}_2\text{O}$) так, чтобы суммарная удельная теплота реакции была близка к нулю.

9-6. В 1975—1977 гг. в мире производили ежегодно 30 млн. т водорода. При этом около 70% получали из природного газа. Если известно, что за данный период добывали 700 млрд. м³ природного газа, рассчитайте, какая массовая доля его шла на производство водорода. Реальный выход водорода при паровой конверсии метана 2,3 моль/моль CH_4 . Необходимо принять во внимание, что объемная доля метана в природном газе равна 90%.

9-7. Торфяной воск получают экстрагированием торфа. Расходный коэффициент сырья 16,7 кг/кг. Какую массу кускового торфа в (т) с влажностью 40% надо добыть, чтобы получить массу воска 500 т?

9-8. Возможно получение метана из бурого угля с использованием теплоты ядерного реактора. Переработка такого угля массой 660 т с массовой долей углерода в угле 55,6% дает метан объемом $1,1 \cdot 10^5 \text{ м}^3$. Определите выход метана в процентах от теоретического.

9-9. Один ядерный реактор мощностью 3000 кВт может обеспечить работу семи газогенераторов с массовым расходом 40 т/ч буроугольного полукокса с массовой долей углерода 72%. При этом получается синтез-газ для производства метанола, объемная доля CO в котором 31,5, а водорода 66,3%. Приняв выход метанола 80% от теоретического, а степень превращения полукокса в газ 90%, рассчитайте массу метанола, которую можно получить на установке за сутки.

9-10. Определите объемные доли компонентов воздушного генераторного газа в процентах, если реакция

газификации углерода дойдет до конца. При расчете принять состав воздуха таким: O_2 —21 % (по объему), остальное — азот.

9-11. Определите производительность по газу, $m^3/ч$, полумеханизированного газогенератора с вращающейся шахтой диаметром 3,315 м, высотой 0,785 м, если интенсивность процесса по топливу (кокс) $200 \text{ кг}/m^2 \cdot ч$, а выход воздушного газа $4 \text{ м}^3/\text{кг}$.

9-12. При газификации кокса в полумеханизированных газогенераторах выход сухого водяного пара составляет $1,5 \text{ м}^3/\text{кг}$. Объемная теплота сгорания $Q = 11\,430 \text{ кДж}/m^3$ для газа и удельная теплота сгорания $28\,050 \text{ кДж}/\text{кг}$ для кокса. Определите КПД газификации.

9-13. Рассчитайте, какой объем аммиака в год может быть получен при совместной работе коксохимического завода, перерабатывающего в год шихту массой 6 млн. т, и кислородно-конверторного цеха, где в сутки подвергают разделению $1,88 \cdot 10^6 \text{ м}^3$ воздуха. Принять выход газа от шихты $300 \text{ м}^3/\text{т}$. Объемная доля водорода в газе равна 55%, объемная доля азота в воздухе 78%.

9-14. При полукоксовании торфа получается газ, в котором объемные доли компонентов равны: H_2 —16; CH_4 —18; CO_2 —41; азот—11,5; CO —13,5%. Выход газа 18% от массы исходного сырья. Рассчитайте, какую массу торфа следует подвергнуть полукоксованию для заполнения газом газгольдера диаметром 18 м и высотой 6 м (н. у.).

9-15. Энерготехнологический комбинат, где в год перерабатываются сланцы массой 16 млн. т, обеспечивается электроэнергией от собственной ТЭЦ установленной мощностью 240 тыс. кВт. ТЭЦ работает на газе, получающемся при термической переработке сланца. Выход газа $240 \text{ м}^3/\text{т}$, его теплота сгорания $51\,500 \text{ кДж}/m^3$. Коэффициент полезного действия ТЭЦ 10%. Определите массовую долю сланца в процентах, расходующегося на производство электрической и тепловой энергии.

9-16. Продолжительность коксования в камерных печах может быть вычислена по упрощенному уравнению:

$$T = \frac{b^2 \cdot t_y}{4 \cdot a \cdot t_k},$$

где T — период коксования, ч; b — ширина камеры, м; t_y — температура угольной загрузки, К; t_k — температура в обогревательном канале, К; a — коэффициент температуропроводности, равный $0,0024 \text{ м}^2/\text{ч}$. Определите период коксования для обычных и большегрузных печей и производительность камер по шихте в 1 ч, если высота подсводового пространства 0,3 м.

Тип камерной печи	Характеристика печи				
	длина камеры, м	ширина камеры, м	высота камеры, м	t_y , К	t_k , К
Обычные	14,08	0,407	4,3	1373	1673
Большегрузные	15,04	0,450	5,0	1673	1723

9-17. Для определения объема выработанного коксового газа пересчитывают фактически полученный объем газа на газ с объемной теплотой сгорания 16740 кДж/м^3 . Определите приведенный объем газа для завода, где фактически получается $290 \text{ м}^3/\text{т}$ шихты газа, в котором объемные доли компонентов (в %): CO —2; C_2H_4 —2,6; CO —7; CH_4 —30,4; H_2 —53; N_2 —5%.

9-18. Смолоразгонный цех коксохимического производства перерабатывает в 1 ч смолу массой 25 т. Какая масса 20%-ного раствора едкого натра в сутки понадобится для извлечения одноатомных фенолов из нафталиновой и фенольной фракций, если массовая доля фенолов в них 6,6 и 48%, а массовые доли фракций смолы 10 и 3%?

9-19. Феноляты натрия, получаемые при извлечении фенолов из фракций каменноугольной смолы, разлагаются до свободных фенолов продувкой углекислым газом. Рассчитайте минимальный объем оксида углерода (IV), необходимый для разложения одной железнодорожной цистерны фенолят грузоподъемностью 50 т, если чистота продукта 25%, массовая доля свободной щелочи (едкого натра) 0,6%.

9-20. Пиридин, образующийся при коксовании угля, является сырьем для производства сульфамидных препаратов, в частности сульфидина, формула которого $\text{C}_{11}\text{H}_{11}\text{N}_3\text{O}_2\text{S}$. Какая масса сухой шихты пойдет для производства препарата массой 1 кг, если массовая до-

ля пиридина в сырых пиридиновых основаниях равна 45%, а массовая доля оснований в шихте 0,02 %?

9-21. Через сатуратор для улавливания аммиака проходит в 1 ч коксовый газ объемом 40 000 м³. В соответствии с материальным балансом сатуратора по воде с газом за 1 ч должна уноситься вода массой 2 471,5 кг. Найдите объемную долю водяных паров в выходящем из сатуратора газе в процентах. (Объем поглощенного NH₃ не учитывать.)

9-22. Рассчитайте площадь поверхности орошения насадки бензольного скруббера, где в 1 ч улавливается бензол массой 1800 кг. Упругость паров бензола в газе 10³ Па и 10² Па, над маслом 38 и 410 Па (соответственно в начале и конце процесса). Коэффициент абсорбции бензола 0,00012 кг/м²·ч Па. В общем виде процесс абсорбции подчиняется уравнению:

$$k_{аб} = m \cdot 1000 / F \Delta p_{ср},$$

где $k_{аб}$ — коэффициент абсорбции; F — поверхность орошения, м². $\Delta p_{ср}$ — среднелогарифмическая разность давлений, Па; m — масса бензола, кг.

9-23. Какой объем 20%-ной серной кислоты плотностью 1,14 т/м³ потребуется для извлечения пиридиновых оснований в виде сульфата пиридина (C₆H₅NH)₂SO₄ из нафталиновой и поглотительной фракций смолы, если массовая доля в них оснований 7 и 12%, а массовая доля фракций от смолы 10 и 15% соответственно? В сутки в цехе перерабатывается смола массой 560 т.

9-24. В соединениях, входящих в состав нефтей, на 1 массовую долю элементов приходится 10 таких долей углерода и водорода (в среднем). Определите, какова массовая доля моноатомных сернистых соединений по отношению к другим видам находится во фракции, средняя относительная молекулярная масса которой 300. Элементный анализ показывает массовую долю серы, равную 1%.

9-25. Массовая доля азота в нефтях в среднем 0,2%. Из всех азотсодержащих соединений 30% составляют азотистые основания, которые могут быть выделены обработкой 40%-ным спиртовым раствором серной кислоты. При перегонке нефти все эти основания переходят в дистиллаты. Рассчитайте, сколько же-

лезнодорожных цистерн вместимостью 32 м³ 92%-ной серной кислоты потребуется нефтеперерабатывающему заводу производительностью (по сырью) 500 тыс. т/г. Массовая доля дистиллятов прямой гонки равна 45 % от сырья, азотистые основания пиридин и хинолин (1 : 1).

9-26. Рассчитайте поверхность теплопередачи (м²) конвективной камеры трубчатой печи для нагрева нефти с 443 до 523 К. Производительность печи 20 м³/ч, плотность нефти 0,85 т/м³; теплоемкость 2,05 кДж/(кг·град). Коэффициент теплопередачи 150 кДж/(м²·град·ч). Температура газов на входе в камеру 1123 К, а на выходе 693 К.

9-27. Определите массу этаноламина, необходимую для приготовления раствора, который может поглотить в виде кислой соли весь сероводород из попутного газа Марковского месторождения Иркутской области объемом 10 000 м³.

9-28. Какая масса низкооктанового бензина в год потребуется для установки, производящей этилен массой 450 тыс. т, если потери в производстве составляют 0,5 %?

9-29. Масса бензина для пиролиза в 1980 г. составила 11,1 млн. т. Рассчитайте объем пиролизных газов, который получен из этой массы бензина, и массу синтез-газа, если на нее расходовалось 18% ресурсов метана пиролизного газа.

9-30. В XI пятилетке мощности технологических линий по производству полиэтилена низкого давления составят 150 тыс. т в год. Какую минимальную массу керосина следует подвергнуть пиролизу для обеспечения бесперебойной работы такой линии?

9-31. Какая масса канальной сажи может быть получена из газов прямой гонки нефти, если на нефтеперегонном заводе разгоняется 6 млн. т нефти и при этом образуется газ, массовая доля которого составляет 8,5%? Выход сажи от углерода газа 22%. Массовые доли компонентов газа: C₂H₆—12; CH₄—28; C₃H₈—10; C₂H₁₀—26; C₅H₁₂—24 %.

9-32. В 1980 г. масса светлых нефтепродуктов как сырья для пиролиза составила 16,5 млн. т. Валовой выход этих нефтепродуктов увеличивался за счет каталитического крекинга, коксования и гидрокрекинга

мазута. Выход в этих процессах составляет соответственно 34,15 и 42% светлых нефтепродуктов. Определите потребность в мазуте для получения светлых нефтепродуктов массой 7,6 млн. т. Доля каждого из процессов одинакова.

9-33. При получении бутадиена одностадийным окислительным дегидрированием бутана КПД процесса составляет 40%. Масса бензина для пиролиза в XI пятилетке 15 млн. т. Рассчитайте массу бутадиена, которую можно получить при этом, если объемные доли компонентов газа окислительного пиролиза: H_2 —24,8; CH_4 —17,1; C_2H_4 —19,4; C_2H_6 —3,1; C_3H_8 —3,3; C_4H_{10} —15,4; CO и CO_2 —16,9%. Выход газа 72% от массы сырья.

9-34. Для увеличения ресурсов бензина керосиногазойлевую фракцию подвергают жидкофазному крекингу, одним из продуктов которого является газ, в котором объемные доли компонентов: H_2 —5; CH_4 —39; C_2H_6 —19; C_3H_8 —16; C_4H_{10} —6; C_2H_4 —6; C_3H_6 —9. Определите выход газа в процентах от сырья, если на массу фракции 1 т получается объем газа 100 м³.

9-35. Какой объем природного газа необходим на неделю непрерывной работы котельной, обеспечивающей нагрев 1,5 м³/мин воды от 315 до 365 К? КПД котельной 15%.

9-36. Рассчитайте объемную теплоту сгорания смеси природного газа Аргединского месторождения Волгоградской области и доменного, в котором объемные доли компонентов CO —30; H_2 —3; CO_2 —9; азот 58%. Газы взяты в объемных долях 1:2.

9-37. Ежедневно на Кубани добывается природный газ объемом 50 млн. м³. Рассчитайте, какую массу антрацита в год можно заменить этим газом, если использовать его как энергетическое топливо.

9-38. Себестоимость добычи природного газа составляет 0,5, а угля 12 руб. за 1 т условного топлива. Определите, какую годовую экономию может дать перевод ТЭЦ мощностью 1,2 млн. кВт с каменного угля марки Д на газ КПД ТЭЦ 20%.

9-39. Какую массу изопрена и дивинила можно получить из попутного нефтяного газа объемом 4,5 млрд. м³, сжигаемого в настоящее время в факелах, если первый из них получается преимущественно из

пентана, а второй из бутана? Руководствоваться данными для Западной Сибири.

9-40. В 1980 г. в СССР использован попутный нефтяной газ объемом 45 млрд. м³. Какая масса 96%-ного этанола может быть получена из этана, содержащегося в этом газе (объемная доля 11%), если потери в производстве составляют 15%?

9-41. Полагая, что объемная доля метана в природном газе равна 94%, рассчитайте, какую массу кокса как восстановителя позволит заменить такой газ объемом 1 м³. Массовая доля углерода в коксе 85%.

9-42. За 1965 г. в СССР сожжен в факелах и выпущен в атмосферу попутный газ объемом примерно 10,5 млрд. м³. Какую массовую долю от угля, добытого в этом году (578 млн. т.), можно было бы заменить этим газом, если бы использовать его как топливо? Для расчета принять газ Серафимовского месторождения Коми АССР, уголь каменный и бурый (1:2) длиннопламенный и челябинский.

9-43. Минеральные удобрения могут быть получены из попутного газа по схеме водород — аммиак — мочеви́на. Определите, какая масса мочевины может быть получена из попутного газа объемом 15 млрд. м³. Какую массовую долю от выпуска минеральных удобрений в 1980 г. (143 млн. т) составляет эта мочеви́на? При расчете принять, что в попутном газе объемная доля метана в среднем 80%, пиролизом которого и получают водород. Суммарный выход всех процессов метан — мочеви́на составляет 60%.

9-44. Если перевести в жидкое состояние попутный газ месторождения Русский хутор Ставропольского края, то какую массу бензина как топлива может заменить такой сжиженный газ массой 1 кг?

9-45. Газ сжатый для газобаллонных автомобилей по ГОСТ 6763—53 готовится сжижением природного и должен содержать 98% по объему метана. Определите, как изменится компонентный состав газа в объемных долях Аргединского месторождения Волгоградской области после извлечения из него фракции для автомобилей.

ПРОМЫШЛЕННЫЙ ОРГАНИЧЕСКИЙ СИНТЕЗ

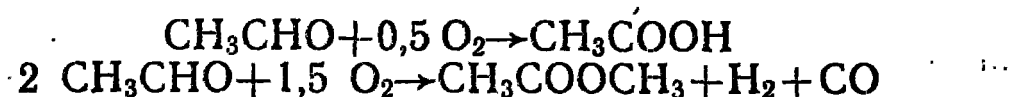
Расчеты большинства технико-экономических показателей проводят, как показано в главе 1. В связи с тем, что наряду с основной реакцией протекают и другие, приводящие к образованию ряда побочных продуктов, имеющих самостоятельное значение, процессы органического синтеза ведут селективно. Поэтому часто рассчитывают не только основной продукт, но и побочные. Специфической особенностью промышленного органического синтеза является также многостадийность большинства его процессов. В связи с этим можно рассчитать расходные коэффициенты по сырью:

$$A_{\text{пр}} = \frac{m_{\text{т}}}{a_1 \cdot a_2 \cdot a_3 \cdot \dots \cdot a_n},$$

где $m_{\text{т}}$ — теоретический расход сырья (в кг, т, м³ и др.); $a_1 \dots a_n$ — выходы продуктов по стадиям (в %); $A_{\text{пр}}$ — расходный коэффициент на единицу продукции.

Пример 1. В качестве побочных продуктов при окислении ацетальдегида в уксусную кислоту получают метилацетат, этилидендиацетат, муравьиная кислота, оксид углерода (II) и др. Рассчитайте массу метилацетата, которая получается в сутки на установке производительностью 2000 кг/ч уксусной кислоты, если в метилацетат превращается 1% ацетальдегида, а выход уксусной кислоты на стадии окисления составляет 97% на ацетальдегид.

Решение. Составим уравнения реакций получения уксусной кислоты и метилацетата



Относительные молекулярные массы: уксусного альдегида 44, метилацетата 74. Теоретически получается ацетальдегид:

$$\frac{44 \cdot 2000}{60} = 1466,7 \text{ (кг)},$$

а практический выход:

$$1466,7 : 0,96 = 1527,8 \text{ (кг)}.$$

Масса ацетальдегида, превращенного в метилацетат, составляет:

$$1527,8 \cdot 0,01 = 15,28 \text{ (кг)}.$$

Исходя из уравнения реакции, находим массу метилацетата:

$$\frac{15,28 \cdot 74}{2 \cdot 44} = 12,8 \text{ (кг)}.$$

В сутки его получается 307,2 кг.

Пример 2. Рассчитайте расходный коэффициент для 98%-ного изопентана на 1 т изопрена, если выход изоамиленов 37% и изопрена 45% от теоретического.

Решение. Получение изопрена из изопентана состоит из двух стадий: 1. Каталитическое дегидрирование изопентана происходит по схеме



2. Смесь трех изомеров дегидрируют в изопрен



Относительная молекулярная масса: изопентана 72, амиленов 70, а изопрена 68. Обе стадии процесса можно изобразить схемой



Для получения 1 кмоль изопрена необходимо 1 кмоль изопентана, таким образом теоретический расход изопентана на 1 т изопрена:

$$\frac{72 \cdot 1000}{68} = 1,06 \text{ (т)},$$

с учетом выхода по стадиям и чистоты исходного изопентана:

$$A_{\text{пр}} = \frac{1,06}{0,45 \cdot 0,37 \cdot 0,98} = 6,51 \text{ (т)}.$$

Задачи

10-1. Газ, образующийся при термоокислительном крекинге (пиролизе) метана, имеет состав: C_2H_2 —

8,5%, C_2H_4 — 0,6%, CH_4 — 6%, H_2 — 54%, CO — 26%, CO_2 — 3,7%, других продуктов 1,2%. При обработке диметилформамидом из газа извлекаются ацетилен, этилен и оксид углерода (IV). Отходящие газы содержат в основном водород и оксид углерода (II). Рассчитайте содержание CO и H_2 в газе после очистки.

10-2. На получение 1 т метилового спирта расходуется 2500 м³ синтез-газа (смеси CO и H_2 в соотношении 1 : 2). Найдите выход метанола.

10-3. Рассчитайте объем синтез-газа (м³), необходимого для получения 1 т метанола 98%-ной чистоты, если в присутствии катализатора и при оптимальных условиях можно достичь 87% выхода метанола.

10-4. Константа равновесия обратимой реакции получения метилового спирта из синтез-газа при температуре 573,15 К равна $K_p^I = 2,316 \cdot 10^{-4}$, а при 673 К $K_p^{II} = 1,091 \cdot 10^{-5}$. Подсчитайте стандартную теплоту реакции (тепловой эффект) и объясните, почему значение константы равновесия процесса падает с повышением температуры.

10-5. Вычислите среднюю объемную скорость и удельную производительность катализатора процесса синтеза метанола, если в колонну синтеза загружено 1,5 м³ катализатора, производительность колонны 100 т в сутки CH_3OH , в 1 ч через катализатор проходит 75 000 м³ газовой смеси.

10-6. Рассчитайте объем синтез-газа ($CO : 2H_2$, н. у.), который необходимо пропустить через колонну синтеза в сутки, если производительность реактора 100 т в сутки CH_3OH и выход 85% от теоретического.

10-7. Рассчитайте теплоту, которую нужно отвести с помощью холодильника из реактора синтеза метанола, если тепловой эффект реакции $Q_p = 90\,085$ кДж/моль; исходный синтез-газ имеет состав 20% CO и 80% H_2 (по объему), скорость подачи его 80 000 м³/ч при температуре на входе в реактор 473 К, а на выходе 573 К. Конверсия CO 35%. Теплоемкость газа на входе и на выходе одинакова и равна $C_p = 32,3$ кДж/(кмоль·град). Тепловыми потерями пренебречь.

10-8. Синтез метилового спирта ведут под давлением $3 \cdot 10^7$ Па и при температуре 623—673 К. Выходящий из реактора газ имеет состав (в % по объему):

CH_3OH —16, CO —12, H_2 —72. Рассчитайте соотношение CO и H_2 в исходном газе, поступающем в колонну синтеза.

10-9. Рассчитайте часовую производительность ректификационной колонны для смеси метанол — вода, если колонна работает 365 дней в году (из них 10 дней отводится на плановый ремонт и 18 дней на капитальный) и перерабатывает 13 000 т смеси в год.

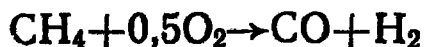
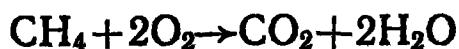
10-10. В настоящее время в промышленности внедрены четыре метода получения ацетилена. Напишите уравнения реакции синтеза C_2H_2 из разного сырья и объясните, почему стоимость ацетилена по способу окислительного пиролиза на 35 % ниже, чем по карбидному методу.

10-11. Состав газа (в % по объему), образующегося при электрокрекинге метана: C_2H_2 —13,3; C_2H_4 —0,9; CH_4 —27,5; H_2 —48,4, других ацетиленовых углеводородов и бензола 9,9%. Из газа выделяют ацетилен абсорбцией диметилформамидом. При этом происходит отделение этилена и других органических примесей. Отходящие газы содержат в основном водород и метан. Вычислите: 1) состав газа после обработки диметилформамидом; 2) сколько аммиака (теоретически) можно получить из 1000 м³ газа электрокрекинга метана?

10-12. Вычислите расходный коэффициент на 1 т CH_3COOH для карбида кальция, содержащего 85 % CaC_2 , если выход ацетилена 97 %, уксусного альдегида 95 % и уксусной кислоты 96 %.

10-13. Определите теплоту реакции образования ацетилена из карбида кальция, если теплоты образования (в кДж/кмоль) составляют: CaC_2 —(—62 700); H_2O —(—241 840); CaO —(—635 100); C_2H_2 —226 700.

10-14. При окислительном пиролизе природного газа с целью получения ацетилена необходимая теплота получается за счет сжигания части метана. Подсчитайте общий тепловой эффект реакций термоокислительного крекинга (пиролиза) метана, если основные реакции пиролиза следующие:



На основании расчетов докажите, что необходимая теплота для реакции получения ацетилена выделяется при сжигании части метана.

10-15. Ацетилен, получаемый карбидным методом, имеет высокую концентрацию 99 (по объему), но небольшие примеси соединений азота, фосфора и серы оказываются очень вредными для дальнейшей химической переработки ацетилена. Для очистки от них используют растворы гипохлорита натрия. Сколько гипохлорита натрия надо взять, чтобы полностью удалить все вредные примеси из 1000 м³ C₂H₂? Содержание их следующее: 500 мг/м³ PH₃, 300 мг/м³ H₂S и 200 мг/м³ NH₃. Практически найдено, что для удаления 1 г примесей требуется 5,5 г гипохлорита натрия.

10-16. Технический карбид кальция содержит 90% CaC₂, найдите его литраж (т. е. объем ацетилена в 1 л при н. у., выделяющегося из 1 кг CaC₂).

10-17. Рассчитайте расходные коэффициенты природного газа (при н. у.) и кислорода, необходимые для получения 1 м³ ацетилена термоокислительным крекингом (пиролизом) метана, если кислорода берут в объеме 65% от метана, конверсия метана в ацетилен составляет 30%, а содержание метана в природном газе 98%. Основная реакция термоокислительного крекинга следующая:



10-18. Вычислите объем ацетилена, который получается из 1 т карбида кальция, содержащего 92% CaC₂, если карбид на 98% превращается в ацетилен.

10-19. Рассчитайте теоретический расходный коэффициент для ацетилена и выход ацетальдегида при получении 1 т ацетальдегида на основе реакции Кучерова, если конверсия ацетилена 50%, выход в расчете на прореагировавший C₂H₂ 90%, практический расход ацетилена 680 кг на 1 т ацетальдегида.

10-20. При получении ацетальдегида по реакции Кучерова протекают побочные реакции уплотнения (конденсации) ацетальдегида в кротоновый альдегид, образования уксусной кислоты, ацетона и полимерных соединений. Вычислите массу ацетальдегида и кротонового альдегида, которую можно получить из 1 т ацетилена, если чистота ацетилена 99%, конверсия 50%,

выход ацетальдегида 89%, а кротонового альдегида 7% на прореагировавший ацетилен.

10-21. Метод получения ацетальдегида прямым каталитическим окислением этилена имеет большие экономические преимущества: себестоимость ацетальдегида на 40% ниже, чем при прямой гидратации ацетилена.

Рассчитайте выход ацетальдегида по этому способу, если практически получается 1,5 т CH_3CHO на 1 т 99,5%-ного этилена.

10-22. Рассчитайте тепловой эффект реакции получения ацетальдегида на основе реакции Кучерова, если теплота образования (в кДж/кмоль) составляет: C_2H_2 —(—226 750); H_2O —(—241 840); CH_3CHO —(—166 590). Рассчитайте теплоту, выделяющуюся при образовании 1 т альдегида.

10-23. Вычислите расходный коэффициент для природного газа, содержащего 98% (по объему) метана для производства 1000 т уксусной кислоты из ацетальдегида, если выход ацетилена при термическом крекинге природного газа 10%, выход ацетальдегида 90% и уксусной кислоты 95%.

10-24. В качестве побочных продуктов при окислении ацетальдегида в уксусную кислоту получают метилацетат, этилидендиацетат, муравьиная кислота, оксид углерода (IV) и др. Рассчитайте массу метилацетата, которая получается в сутки на установке производительностью 2000 кг/ч уксусной кислоты, если в метилацетат превращается 1% ацетальдегида, а выход уксусной кислоты на стадии окисления составляет 97% на ацетальдегид.

10-25. «Ледяную» (безводную) уксусную кислоту (99,8%-ной концентрации) можно использовать для получения уксусной эссенции (75%-ной концентрации CH_3COOH). Сколько воды и «ледяной» кислоты CH_3COOH надо взять, чтобы приготовить 2 т уксусной эссенции?

10-26. Рассчитайте степень окисления ацетальдегида в уксусную кислоту (по формуле $x = (C_1 - C_2) : C_1 \cdot 100\%$, где C_1, C_2 — концентрации в исходном и конечном продуктах), если концентрация CH_3CHO в исходном техническом продукте 99,5%, на побочные реакции окисления израсходовано ацетальдегида 2% и остается непрореагировавшего 2%.

10-27. Окислительная колонна в производстве уксусной кислоты имеет размеры $d=900$ мм, $h=16$ м, внутри нее находится змеевик (с охлаждающим агентом) в виде трех секций объемом 2 м^3 . Вычислите выход уксусной кислоты, считая ее 100%-ной концентрации, с 1 м^3 окислительной колонны. Колонна производит $20\,000$ т кислоты в год.

10-28. Рассчитайте расходный коэффициент для карбида кальция, содержащего 65% CaC_2 , на 1 т хлоропрена, если выход ацетилена из карбида кальция составляет 98% от теоретически возможного, винилацетилена из ацетилена 30%, а хлоропрена (на стадии жидкофазного гидрохлорирования винилацетилена) 80%.

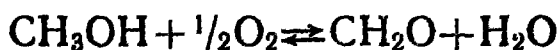
10-29. Винилхлорид в промышленности получают разными способами: дегидрохлорированием 1,2-дихлорэтана, гидрохлорированием ацетилена, комбинированными методами (например, одновременное хлорирование этилена с дегидрохлорированием дихлорэтана и гидрохлорированием ацетилена). Напишите химические реакции промышленных способов получения винилхлорида и рассчитайте массу мономера, которая получится по комбинированному методу из 100 м^3 газовой смеси, состоящей из 70% этилена и 30% ацетилена, если выход дихлорэтана 90%, винилхлорида при дегидрохлорировании дихлорэтана 40%, а при гидрохлорировании ацетилена 98%.

10-30. Составьте материальный баланс получения 1 т винилхлорида гидрохлорированием ацетилена, если конверсия ацетилена 98%, избыток HCl — 10%, выход винилхлорида 93%. Ацетилен принять 100%-ным, побочными реакциями пренебречь.

10-31. Вычислите объем природного газа (н. у.), необходимый для получения 50 т муравьиной кислоты путем каталитического окисления метана, если в природном газе содержится 98% по объему метана.

10-32. Синтез безводной муравьиной кислоты состоит из двух стадий: нагревание твердой щелочи с оксидом углерода (II) и действие серной кислоты на формат натрия. Рассчитайте расходный коэффициент оксида углерода (II) (н. у.) на получение 1 т безводной муравьиной кислоты, если выход на второй стадии составляет 88%.

10-33. Рассчитайте массу 40%-ного формалина, который можно получить из 1 т метанола методом каталитического окисления на твердом серебряном катализаторе при 873 К, если реакция окисления



идет на 55%, а протекающая одновременно реакция дегидрирования на 45%. Конверсия метанола в формальдегид 70%.

10-34. При неполном окислении метана природного газа с целью получения формальдегида (при температуре процесса 1023 К и в присутствии серебряного катализатора на носителях во взвешенном слое) основные реакции: синтез формальдегида и метанола. Вычислите массу CH_2O и CH_3OH , которая получается, если через реактор пропустить 1000 м³ природного газа с содержанием 98% метана, общая степень конверсии 8%, степень превращения в формальдегид 45%, в метанол 5%.

10-35. Рассчитайте производительность реактора в 1 ч (по формальдегиду) на установке неполного окисления метана природного газа с целью получения формальдегида, если в сутки расходуется 5650 м³ природного газа (содержание метана 98%), конверсия метана 5%, степень превращения в формальдегид 42%.

10-36. При окислительном дегидрировании метилового спирта протекают одновременно две реакции: дегидрирование и окисление метанола. Выход формальдегида 90% при степени конверсии метанола 85%. Вычислите расход метанола на 1 т формальдегида, если производительность установки 2000 кг/ч, формалина с концентрацией 37% CH_2O .

10-37. При получении этилового спирта методом прямой гидратации этилена можно использовать этилен 96%-ной чистоты. Степень превращения эквимольной смеси составляет 5% за проход. Сколько спирта можно получить из 1000 м³ исходного этилена за однократный проход газовой смеси над катализатором?

10-38. Вычислите стандартный тепловой эффект реакции (при $p = \text{const}$, $T = 298 \text{ K}$) прямой гидратации этилена.

10-39. Вычислив константу равновесия реакции прямой гидратации этилена по уравнению:

$$\lg K_p = \frac{2100}{T} - 6,195$$

при температурах 373 К и 573 К и тепловой эффект реакции, объясните, каким путем можно увеличить степень конверсии этилена в этиловый спирт в данной реакции.

10-40. Рассчитайте объемную скорость процесса прямой гидратации этилена, если в реактор загружено 12 м³ катализатора, а расход газовой смеси 5000 м³ за 10 мин.

10-41. При прямой гидратации этилена наряду с основной реакцией присоединения воды протекают побочные реакции. Так, 2% (от массы) этилена расходуется на образование простого диэтилового эфира, 1% — ацетальдегида, 2% — низкомолекулярного жидкого полимера. Общий выход спирта при многократной циркуляции составляет 95%. Напишите уравнения химических реакций образования перечисленных выше соединений и подсчитайте расход этилена на 1 г этилового спирта и сколько диэтилового эфира может при этом получиться.

10-42. За сутки на установке прямой гидратации этилена получено около 50 т этилового спирта. Рассчитайте: а) производительность установки в 1 ч; б) производительность катализатора (его объем 11 м³); в) интенсивность работы гидрататора, если его размеры $d = 1,5$ м, $h = 10$ м.

10-43. Определите температуру на выходе из реактора синтеза метанола, если стандартная теплота реакции $Q_p = 90085$ кДж/кмоль. В реактор поступает 35 000 м³/ч исходного газа состава 20% СО и 90% Н₂, температура на входе в реактор 473 К, конверсия СО $\alpha = 25$ %. Средняя теплоемкость газа на входе и выходе (условно считают ее неизменной) $C_p = 32,3$ кДж/(кмоль·К). Количество теплоты, отводимое из зоны реакции с помощью холодильника $3,6 \cdot 10^6$ кДж/ч.

10-44. Рассчитайте расходные коэффициенты для бензола и этилена при получении 1 т стирола, если выход этилбензола 95%, а стирола 90%, считая

на прореагировавший этилбензол, конверсия которого 40%.

10-45. Рассчитайте тепловой эффект и энтальпию реакции дегидрирования этилбензола и объясните, почему оптимальными условиями синтеза стирола являются $T=873-903\text{ K}$, давление $10,1 \cdot 10^4\text{ Па}$, катализатор средней активности — «стирол — контакт» (состоящий главным образом из оксидов цинка и железа) и применяют пары этилбензола, разбавленные водяным паром в соотношении 3:1. Теплоты образования соединений (в кДж/моль) составляют: стирола +104,04; этилбензола — 12,474.

10-46. Дегидрирование этилбензола сопровождается образованием ряда побочных продуктов, главные из которых бензол, толуол, этилен, метан, этан. Напишите уравнения химических реакций образования этих соединений и рассчитайте массу стирола, бензола, толуола, этилена, если выход их на прореагировавший этилбензол составляет соответственно: 90%; 7,1%; 3,22%; 0,5%. Через реактор прошло $0,2\text{ м}^3$ этилбензола, а конверсия его 40%.

10-47. Рассчитайте выход стирола на пропущенный и прореагировавший этилбензол, если получено 70 дм^3 стирола, через контактный аппарат пропущено $0,2\text{ м}^3$ этилбензола, конверсия 40%, а селективность 95%. Побочные реакции не учитываются.

10-48. Рассчитайте массу и выход капролактама, который получается из 1 т фенола, если выход циклогексанола (на стадии гидрирования фенола) 96%, циклогексанола 98,5%, циклогексаноноксима 99% и капролактама 99,5%.

10-49. Рассчитайте расходный коэффициент для бензола при синтезе 1 т капролактама, если выход циклогексана на стадии гидрирования бензола 99%, при окислении циклогексана до циклогексанола выход 40%, при дегидрировании циклогексанола в циклогексанон — 98,5%, на стадии оксимирования — 99% и при бекмановской перегруппировке циклогексаноноксима в капролактамы — 99,5%.

10-50. Рассчитайте выход бутиленов при дегидрировании *n*-бутана на пропущенное сырье и на прореагировавший *n*-бутан, если известно, что пропуше-

но $0,935 \text{ м}^3$ *н*-бутана, конверсия его 47%, увеличение объема газа после контактирования составляет 1,82% и содержание бутиленов в контактном газе 22%.

10-51. При дегидрировании *н*-бутилена в дивинил содержание его в контактном газе 20%, выход на про-реагировавший *н*-бутилен 85%, экспансия (увеличение объема газа после контактирования) 1,5%, контактного газа получено 2 м^3 . Рассчитать конверсию *н*-бутилена.

10-52. При дегидрировании *н*-бутилена в дивинил объемная скорость газа равна 800 ч^{-1} . Рассчитайте объем катализатора К-24, если известно, что в течение суток пропущено через реактор $38\,400 \text{ м}^3$ *н*-бутилена (при н. у.).

10-53. Оптимальное время контактирования в адиабатическом контактном реакторе со стационарным катализатором при дегидрировании *н*-бутилена в дивинил 0,5 с. Определите объемную скорость процесса, если объем катализатора (К-24) 1 м^3 , температура реакции 923 К .

10-54. В настоящее время в промышленности один из важнейших мономеров для СК — дивинил получается тремя способами. Напишите уравнение реакции получения дивинила по способу С. В. Лебедева, двухстадийному и одностадийному дегидрированию *н*-бутана и рассчитайте стоимость 1 т дивинила. Известно, что в процессе одностадийного дегидрирования *н*-бутана получается самый дешевый мономер — 200 руб за 1 т, а в остальных — в два и три раза больше.

10-55. Изопрен получают в промышленности разными способами, и стоимость его зависит от метода получения: а) из изобутилена и формальдегида через диметилдиоксан; б) из изопентанов двухстадийным дегидрированием; в) из изопентанов одностадийным дегидрированием; г) окислительным дегидрированием изопентана. Напишите уравнения химических реакций получения изопрена и рассчитайте его стоимость. По первому способу стоимость изопрена 880—830 руб за 1 т продукта, по второму — на 100 руб меньше, при одностадийном дегидрировании — в два раза меньше, а

по последнему — на 100 руб меньше, чем по третьему способу.

10-56. Одним из промышленных способов получения изопрена является двухстадийный синтез его из изобутилена и формальдегида через 4,4-диметил-1,3-диоксан. Рассчитайте расходные коэффициенты по сырью для получения 1 т изопрена, если выход диметилдиоксана составляет 85% (на формальдегид), а изопрена 90% в расчете на прореагировавший диоксан. Формальдегид берут в виде 40%-ного водного раствора ($\rho = 111 \text{ кг/м}^3$), а изобутилен 100%.

10-57. Окислением очищенного (рафинированного) парафина получают синтетические жирные кислоты $C_{10} — C_{20}$ (СЖК), применяемые для получения мыла, синтетических моющих средств, смазочных масел, пленкообразующих веществ и др. Одновременно получается 9% синтетических жирных спиртов (СЖС). Рассчитайте, сколько СЖК и СЖС получается в сутки на установке производительностью 2,5 т/ч, если выход СЖК 55%.

10-58. Степень окисления жидкого парафина ($C_{16} — C_{20}$, температура кипения 548—593 К) при получении синтетических жирных спиртов (СЖС) 40%, выход СЖС 67% от массы окисленного парафина. Рассчитайте суточную потребность в жидком парафине установки окисления, если за 1 ч получается 500 кг СЖС.

10-59. При жидкофазном окислении *n*-парафинов $C_{10} — C_{20}$ мягкий парафин (с температурой кипения 548—593 К) в присутствии борной кислоты и при пониженной концентрации кислорода в газе-окислителе получают высшие спирты $C_{10} — C_{20}$ (СЖС). Рассчитайте массу *n*-парафина, необходимую для получения 10 т СЖС, если выход их составляет 68% при степени превращения исходного сырья 40%. Состав спиртов для расчетов принять — $C_{15}H_{31}OH$.

10-60. Из первичных высших спиртов $C_{12} — C_{18}$ получают поверхностноактивные и моющие средства типа алкилсульфатов (до 30% от общей массы СМС). Для этого спирты этерифицируют серной или хлорсульфоновой кислотой, например



Полученные сульфэфиры нейтрализуют водным раствором едкого натра



Рассчитайте массу спирта (считая в среднем на C_{15}) и теоретический расходный коэффициент 98 %-ной серной кислоты, которые необходимы для получения 1 т натрийалкилсульфата (СМС), если конверсия спирта 90 %, выход на первой стадии 70 %, выход конечного продукта 80 %, серную кислоту берут в избытке 70 %.

ВЫСОКОМОЛЕКУЛЯРНЫЕ СОЕДИНЕНИЯ

Большинство расчетных задач по технологии высокомолекулярных соединений (ВМС) решают с помощью известных приемов, рассмотренных в главе первой. Поскольку ВМС не являются химически индивидуальными веществами, а представляют собой смесь полимергомологов, то обычно они характеризуются средней молекулярной массой \bar{M}_n (произведение относительной молекулярной массы на число элементарных звеньев n):

$$\bar{M}_n = M_r \cdot n.$$

Многие процессы производства продуктов и изделий на основе ВМС (пластмасс, каучуков, волокон и др.) проводят в присутствии различных вспомогательных и участвующих в реакции веществ: инициаторов, эмульгаторов, стабилизаторов и др. В таких случаях исходную сырьевую смесь дают из расчета на 100 массовых долей основного компонента.

Пример 1. Вычислите степень полимеризации полипропилена, если средняя молекулярная масса его образца равна $357 \cdot 10^3$.

Решение. Элементарное звено полипропилена $[\text{CH}_3-\text{CH}-\text{CH}_2-]$: $M_r = 42$; $n = \bar{M}_n : M_r = 357 \cdot 10^3 : 42 = 8500$.

Пример 2. Для производства поливинилхлорида суспензионным методом использованы следующие вещества (в массовых долях): винилхлорида 100, воды 150, других ингредиентов 2. Рассчитайте массовую долю полимера в латексе, если конверсия составила 85%, а в автоклав загружено 24 т сырьевых компонентов.

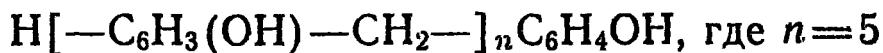
Решение. Продукт полимеризации в сумме составляет 252 массовые доли. Масса мономера в суспензии равна $24 \cdot 100 : 252 = 9,5$ (т), а масса полимера в латексе $9,5 \cdot 0,85 = 8,08$ (т). Отсюда массовая доля поливинилхлорида в латексе составит $8,08 : 24 = 0,336$ (или 33,6%).

Задачи

11-1. Рассчитайте степень поликонденсации новолачной фенолформальдегидной смолы, если средняя молекулярная масса $\bar{M}_n = 648$.

11-2. Какая получается смола: резольная или новолачная, если для поликонденсации израсходовано 15 кг фенола и 7,5 л формалина (содержание CH_2O в формалине ≈ 40 г в 100 мл).

11-3. Рассчитайте теоретические расходные коэффициенты сырья при производстве 1 т новолачной фенолформальдегидной смолы, если фенол берут 97%-ной чистоты, а формалин содержит (по массе) 37% формальдегида (плотность его $1,1 \cdot 10^3$ кг/м³). Формулу смолы принять



11-4. При образовании новолака выделяется 0,6 кг воды и 36 кДж теплоты из расчета на 1 кг прореагировавшего фенола. Определите выделившуюся теплоту и массу воды, если для получения новолака израсходовано 200 кг формалина, а мольные соотношения фенола и формальдегида 7:6. Массовая доля формальдегида в формалине 0,37.

11-5. Рассчитайте массы компонентов, необходимых для получения фаолитовых плит общим объемом 300 м³, если в смеситель подают шихту следующего состава (в масс. долях): смолу резольную 100; асбест 150; стеарин 2. Производственные потери составили 2%. Плотность фаолита «А» 1800 кг/м³.

11-6. Металлургический текстолит марки «Б», применяемый для изготовления вкладышей подшипников прокатных станков, выпускается в виде плит размером $0,8 \times 0,5 \times 0,07$ м. Сколько 55%-ного спиртового раствора резольной фенолформальдегидной смолы израсходовано для получения 100 плит текстолита «Б» указанного размера? Плотность текстолита «Б» 1400 кг/м³. В исходной смоле находится 6% свободного фенола, который полностью удаляется в процессе сушки. Массовая доля смолы в ткани после прессования 54%.

11-7. Клей БФ-5, представляющий собой спиртовой раствор резольной фенолформальдегидной смолы и поливинилбутираля, применяется в качестве связующего в

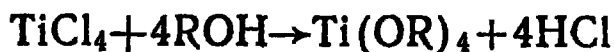
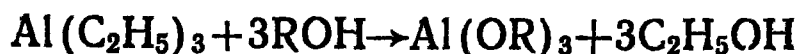
производстве стеклотекстолита. Рассчитайте массы компонентов для получения 500 кг клея состава (в масс. долях): поливинилбутираль 26; фенолформальдегидная смола 7; этанол 240 ($\rho = 800 \text{ кг/м}^3$).

11-8. Производительность агрегата для производства полиэтилена «НД» в растворе с участием катализатора Циглера (триэтилалюминий и тетрахлорид титана) 20 тыс. т в год. Съем полимера с 1 м^3 полимеризатора 50 кг/м^3 в час. Рассчитайте вместимость основного аппарата для проведения ионной полимеризации этилена, если полимеризатор работает 348 дней в году.

11-9. Трубчатый реактор большой единичной мощности для получения полиэтилена «ВД» имеет общую длину труб 1500 м при их среднем диаметре 0,05 м. Рассчитайте количество этилена и кислорода, находящихся в реакторе, если в данный момент давление в нем 245 мПа, а температура 493 К. Концентрация кислорода 0,004% (по объему). Определите количество этилена, вступившего в полимеризацию в первом цикле, если конверсия этилена за цикл составила 0,18 масс. долей.

11-10. Определите объемы этилена и кислорода (м^3 , н. у.), необходимые для обеспечения непрерывной работы в течение 20 дней потока по производству полиэтилена «ВД» мощностью 50 тыс. т в год (по полимеру). Суммарная степень конверсии этилена 0,96, а концентрация кислорода 0,005% (от объема мономера).

11-11. При производстве полиэтилена «НД» для разрушения остатков катализаторного комплекса используется метанол, с которым он образует растворимые продукты, удаляемые при промывке полимера водой. Рассчитайте объем метанола (м^3), необходимый для этих целей, если для полимеризации использовали 20 т 1%-ной бензиновой суспензии катализатора Циглера (триэтилалюминий и тетрахлорид титана 1:1 в молях). Реакция идет по схеме



Остаток катализаторного комплекса в полимере после удаления из него бензина составил 40% от массы его загрузки, а соотношение компонентов в нем не изменилось. Плотность метанола 800 кг/м^3 .

11-12. Интенсивность реактора получения полиэтилена «НД» 54 кг/м^3 за час (по полимеру). Определите расход этилена (м^3 , н. у.), если известно, что: 1) суммарная степень конверсии этилена 80%; 2) объем реактора 12 м^3 , а коэффициент его заполнения 0,8; 3) время полимеризации 20 ч; 4) плотность этилена (н. у.) $1,26 \text{ кг/м}^3$.

11-13. Кабельный полиэтилен (плотность 921 кг/м^3) содержит 0,65 масс. долей полиэтилена «НД» и 0,35 масс. долей полиизобутилена. Определите расход (кг) полиэтилена для обеспечения непрерывной работы в течение 8 ч шнек-машины производительностью $20\,000 \text{ м/ч}$. Кабель — круглая медная проволока диаметром $5 \cdot 10^{-4} \text{ м}$ с толщиной покрытия $4 \cdot 10^{-4} \text{ м}$.

11-14. Рассчитайте массу полиэтиленовой пленки, необходимой для двухслойной гидроизоляции десятикилометрового участка оросительного канала, длина профиля которого 10 м. Какое время должен работать аппарат непрерывного действия по производству полиэтилена «НД», чтобы из него можно было изготовить необходимую пленку? Мощность аппарата 72 т/сут . При производстве пленки в сырьевую смесь вводят 0,025 масс. долей пластификатора. Потери при производстве, транспортировке, раскрое пленки составили 5%. 1 м^2 пленки имеет массу 200 г.

11-15. В качестве инициатора полимеризации винилхлорида эмульсионным способом используется 1,2%-ный водный раствор персульфата калия, загрузка которого в автоклав составляет 1,5% от массы мономера. Рассчитайте массу персульфата калия, введенного в полимеризатор, производительность которого 625 кг/ч (в расчете на полимер). Продолжительность процесса 20 ч, а конверсия винилхлорида составила 92% (по массе).

11-16. Рецепт эмульсионной периодической полимеризации винилхлорида следующий: водная фаза $3,7 \text{ м}^3$, винилхлорид $4,2 \text{ м}^3$ ($\rho = 969,2 \text{ кг/м}^3$), инициатор (40%-ный раствор H_2O_2) 18 кг, эмульгатор 182 кг. Вычислите выход полимера, если через 20 ч полимеризации и удаления незаполимеризовавшегося винилхлорида на коагуляцию подано $7767,1 \text{ кг}$ латекса.

11-17. Сколько взято для полимеризации эмульсионным методом винилхлорида и водной фазы, если объем автоклава 25 м^3 , а коэффициент его заполнения 0,9. Ла-

текс, выходящий из полимеризатора, имеет плотность 1150 кг/м^3 и содержит 0,42 массовые доли поливинилхлорида. Конверсия мономера 92 %.

11-18. Определите суточную производительность реактора суспензионной полимеризации винилхлорида, используя следующие исходные данные: объем полимеризатора 65 м^3 ; коэффициент загрузки 0,9; объемный модуль загрузки (отношение мономера к воде) 1:1,2; продолжительность полимеризации 10 ч; выход полимера 95% (от массы винилхлорида); плотность жидкого винилхлорида, подаваемого в реактор, 937 кг/м^3 .

11-19. Рассчитайте рабочий объем автоклава эмульсионной полимеризации винилхлорида, если из него за один цикл выгружено 24,44 т латекса плотностью 1150 кг/м^3 . Коэффициент загрузки автоклава 0,85.

11-20. Рассчитайте расход (м^3 , н. у.) винилхлорида для получения 15 т полимера суспензионным методом, если выход поливинилхлорида, содержащего 3 % примесей (по массе), составил 95 %.

11-21. Производительность автоклава суспензионной полимеризации винилхлорида составляет 20 т/сут (в расчете на винилхлорид). Определите объем сжиженного винилхлорида, воды и массу инициатора (перекиси бензоила) для разовой загрузки реактора, если продолжительность полимеризации 12 ч. При расчетах учесть, что для данного типа полимера расход воды и инициатора составляет соответственно 100 и 0,5% от массы мономера. Плотность жидкого винилхлорида 973 кг/м^3 . Конверсия винилхлорида 90%. Рассчитайте объем автоклава, если коэффициент его загрузки составил 0,91.

11-22. Плиты из пенопласта ПХВ-1 широко используются для термо- и звукоизоляции. Рассчитайте массу компонентов, необходимых для производства 200 пенопластовых плит ПХВ-1, израсходованных для термоизоляции одного авторефрижератора. Рецептuru пенопласта ПХВ-1 (масс. доли): поливинилхлорида 100; метилметакрилата 25; карбоната аммония 15. Размеры плит $0,5 \times 0,5 \times 0,05 \text{ м}$, а их объемная масса 70 кг/м^3 .

11-23. Рассчитайте массу суспензионного поливинилхлорида и стабилизатора (стеарат калия) для получения 1500 м каландрированного пленочного винилпласта, используемого в качестве электроизоляционного

материала. Ширина пленки 0,8 м, толщина $8 \cdot 10^{-4}$ м, плотность 1400 кг/м^3 . Потери при вальцевании и каландрировании 3%. Массовая доля стабилизатора в пленке 4%.

11-24. Для реконструкции кислотопровода завод израсходовал 1550 кг винипластовых труб и 80 м пластикового сварочного прутка диаметром $3 \cdot 10^{-3}$ м. Определите массу поливинилхлорида, необходимого для получения методом непрерывной экструзии этих винипластовых изделий, если рецептура их приготовления следующая (масс. доли): поливинилхлорида 100; меланина 2; трансформаторного масла 2; стеарина 1. Потери при экструзии 2%. Плотность винипласта 1400 кг/м^3 .

11-25. Рассчитайте массы компонентов, необходимых для получения 31 т кабельного пластика, если для его производства используются следующие вещества (масс. доли): поливинилхлорида 100; диоктилфталата (пластификатор) 45; среднего стеарата свинца (стабилизатор) 8; каолина (наполнитель) 2. Потери при производстве пластика 3%.

11-26. При составлении рецептуры пленочного ПВХ пластиката исходят из того, что 1 моль пластификатора должен приходиться на 15 мономерных звеньев ПВХ. Рассчитайте теоретические массы полимера и диоктилфталата (пластификатора), необходимые для получения 20 т пластиката. Средняя молекулярная масса (\bar{M}_n) исходного поливинилхлорида 18750.

11-27. Перхлорвинил получают хлорированием поливинилхлорида (ПВХ) в хлорбензоле. Рассчитайте массу полученного перхлорвинила, объем хлор-газа (м^3 , н. у.) и число баллонов со сжиженным хлором, необходимых для обработки 200 т 12%-ного раствора ПВХ, содержащего 56% связанного хлора (по массе). Полученный перхлорвинил содержит 0,72 массовые доли хлора. Плотность хлора (н. у.) $3,21 \text{ кг/м}^3$, плотность сжиженного хлора 1500 кг/м^3 . Объем газового баллона $0,04 \text{ м}^3$.

11-28. Вычислите массу фторопласта 4, которую теоретически можно получить полимеризацией тетрафторэтилена, содержащего 14,7 кг связанного фтора. Анализ образца фторопласта показал наличие в нем 0,033 масс. долей нефторсодержащих примесей.

11-29. Определите съём полимера с 1 м^3 колонны непрерывной полимеризации стирола в блоке, если в нее поступает сироп из двух реакторов предварительной полимеризации со скоростью 40 и 39 кг/ч. Полимер на выходе из колонны содержит 0,05 масс. долей мономера. Размеры колонны: $d=0,7 \text{ м}$, $h=7 \text{ м}$.

11-30. Определите расход компонентов (м^3 , кг) для получения 25 т полистирола водоземulsionным способом, если объемный модуль загрузки следующий: стирол, вода, касторовое масло (эмульгатор) в соотношении 1 : 2,5 : 0,03. В реакционную смесь добавляют 0,0025 масс. долей (от массы мономера) персульфата калия (инициатор). Плотность стирола 905, а касторового масла 962 кг/ м^3 . Полимер содержит 1 % примесей (по массе).

11-31. Какую поверхность можно облицевать декоративной полистироловой плиткой, если для ее приготовления использована масса, содержащая 1,5 т полистирола и 20 % (от массы полимера) наполнителя и красителя? Потери при производстве плиток составили 4 %, размер плитки $0,15 \times 0,15 \text{ м}$, масса одной плитки 45 г.

11-32. Рассчитайте массы метилметакрилата, пластификатора (дибутилфталата) и инициатора для получения 250 блоков полиметилметакрилата, если в стеклянные формы размером $1,2 \times 1,8 \times 5 \times 10^{-3} \text{ м}$ заливается метакрилат, содержащий 0,5 % инициатора и 4 % пластификатора (от массы мономера). Плотность метилметакрилата 924 кг/ м^3 .

11-33. Древесина сосны с влажностью 60 % содержит 50 % целлюлозы в расчете на сухую массу. Сколько воздушно-сухой целлюлозы 94 %-ной чистоты может быть получено из 20 т такой древесины при сульфатной варке, если степень извлечения целлюлозы 55 %?

11-34. Определите суточную производительность и интенсивность многотрубного реактора непрерывной варки целлюлозы, если в течение 1 ч он перерабатывает 80 м^3 еловой щепы. Расходный коэффициент еловой древесины составляет 5 м^3 на каждую тонну целлюлозы, а производственные потери 7 %. Реактор имеет 8 труб длиной 10 м и диаметром 0,8 м каждая.

11-35. Примером комплексного использования древесины является получение этанола из щелока, оста-

ющегося после варки целлюлозы. Сколько можно получить 95%-ного этанола и целлюлозы при комплексной переработке 96 м³ древесины, если известно, что после сульфитной варки 1 т целлюлозы остается 12 т щелока, в составе которого находится 0,02 масс. доли сахаров (в виде сахарозы)? Производственные потери при варке целлюлозы составили 5%, а в процессе сбраживания используется 65% сахаров (по массе). Расход древесины принять 4,8 м³ на 1 т целлюлозы.

11-36. При получении вискозного волокна происходит изменение степени полимеризации и молекулярной массы целлюлозы ($C_6H_{10}O_5$). Подсчитайте молекулярные массы исходной целлюлозы и вискозного волокна, если средняя степень полимеризации исходной целлюлозы $n \approx 900$, а волокна $n \approx 350$.

11-37. При ксантогенировании целлюлозы израсходовано 38 % сероуглерода от массы α -целлюлозы. Четвертая часть его идет на образование побочных продуктов (тиокарбонатов). Определите степень этерификации (до моноксантогената), если масса удаленного при продувке аппарата сероуглерода составила 5% (от взятого в реакцию).

11-38. При непрерывной мерсеризации целлюлозы в бак-мерсеризатор объемом 22 м³ поступает пульпа, содержащая 0,05 масс. долей α -целлюлозы. Рассчитайте суточную производительность бака по целлюлозе, если коэффициент его заполнения 0,8, продолжительность мерсеризации 50 мин, плотность пульпы 1100 кг/м³.

11-39. В осадительной ванне при формировании волокна происходит коагуляция вискозы и регенерация целлюлозы в результате разложения ксантогената в кислой среде. Рассчитайте массу реактивов и воды для приготовления 1 м³ осадительной ванны с плотностью 1290 кг/м³. В состав осадительной ванны входят следующие компоненты (кг/м³): раствор 92%-ной серной кислоты 150; сульфат цинка 20; сульфат натрия 270. Технический цинковый купорос содержит 0,55 масс. доли безводного сульфата цинка, а 1 кг технического сульфата натрия 0,95 кг безводного Na_2SO_4 .

11-40. При ксантогенировании щелочной целлюлозы расходуется 40 масс. долей сероуглерода на 100 масс. долей α -глюкозы. По современной технологии, 0,6 масс. долей сероуглерода регенерируется. Определите рас-

ходный коэффициент сероуглерода в производстве вискозного волокна, если товарная целлюлоза содержит 12% влаги и 96% α -целлюлозы (в расчете на массу абсолютно сухой целлюлозы). Расходный коэффициент товарной целлюлозы 1,07.

11-41. Определите расходный коэффициент товарной целлюлозы в производстве вискозного волокна, если суммарные потери ее на всех стадиях производства составили 3%, а готовое волокно содержит 12% кондиционной влаги и 1% других ингредиентов (по массе). Массовые доли β -целлюлозы и влаги в товарном продукте 0,05 и 0,13 (соответственно).

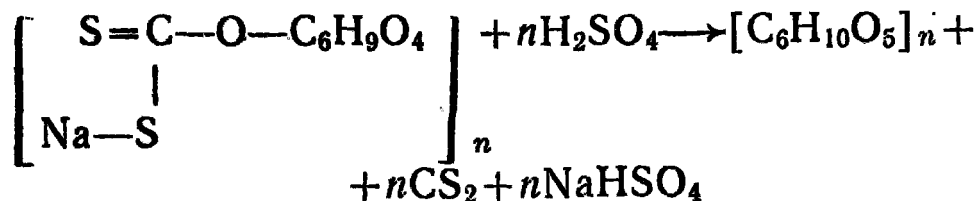
11-42. Комбинат по производству штапельного вискозного волокна производительностью 300 тыс. т в год в результате совершенствования технологического процесса снизил нормы расхода целлюлозы с 1,25 до 1,14 т на каждую тонну волокна. Определите эффект экономии средств на комбинате за пятилетку, если планово-заготовительная цена 1 т целлюлозы 410 руб. Сколько дополнительно волокна за пятилетку может изготовить комбинат из сэкономленной целлюлозы?

11-43. Вискоза, поступающая в осадительную ванну, содержит (масс. доли): α -целлюлозы 8%, едкого натра 7%, воды 83%. Какая масса 100%-ной серной кислоты потребуется для нейтрализации щелочи, содержащейся в вискозе, необходимой для выработки 5 кг волокна? По расчетам на 1 кг волокна расходуется 0,98 кг абсолютно сухой целлюлозы, содержащей 92% α -целлюлозы (по массе).

11-44. Определите расход (м^3) сероуглерода ($\rho = 1260 \text{ кг/м}^3$) для ксантогенирования 800 кг щелочной целлюлозы, содержащей 0,28 масс. долей α -целлюлозы. Для получения ксантогената заданного состава требуется ввести 36% сероуглерода от массы α -целлюлозы.

11-45. Рассчитайте расход целлюлозы, серной кислоты, едкого натра, сероуглерода и электроэнергии для изготовления 450 тыс. м вискозного шелка, если на производство 1 т вискозной ткани затрачивается: целлюлозы 1,1 т, серной кислоты 1,35 т, едкого натра 0,9 т, сероуглерода 200 кг, электроэнергии 7000 кВт·ч. 6000 м вискозного шелка имеет массу 1 т.

11-46. Определите объем раствора серной кислоты, необходимой для разложения ксантогената целлюлозы, находящегося в прядильном растворе массой 2 т. Концентрация серной кислоты в осадительной ванне 120 г/л, массовая доля ксантогената в прядильном растворе 7%. Разложение ксантогената идет по схеме:



11-47. Рассчитайте расходный коэффициент уксусного ангидрида на 1 т триацетилцеллюлозы, если потери на этой стадии производства составляют 3%.

11-48. Прядильный раствор, поступающий в машину для формирования ацетатной текстильной нити, имеет состав (масс. доли): ацетона 68, ацетата целлюлозы 27, воды 5. Производительность машины 120 г/ч. Состав нити, выходящий из шахты (масс. доли): ацетата целлюлозы 80, воды 19, ацетона 1. Определите: а) расход воздуха ($\text{м}^3/\text{ч}$ и $\text{м}^3/\text{кг}$ нити), подаваемого в прядильную шахту машины для формирования нити; б) массу ацетона и воды, испаряющихся в шахте ($\text{г}/\text{ч}$). Паровоздушная смесь, подаваемая на рекуперацию и ректификацию, содержит $25 \text{ г}/\text{м}^3$ ацетона.

11-49. В производстве мощностью 70 т/сут поликапроамида используются аппараты непрерывного полиамидирования АНП-10, вместимостью 10 м^3 каждый. Рассчитайте число аппаратов, необходимых для производства, если общий расход капролактама, поступающего на полиамидирование, 80 т/сут, продолжительность процесса 25 ч, а плотность расплава $1100 \text{ кг}/\text{м}^3$. Коэффициент полезного времени аппарата (отношение количества дней работы аппарата в году к общему числу дней в году) составляет 0,95.

11-50. Определите годовую потребность в капролактаме и условном топливе (в перерасчете на 1 м^3 природного газа) цеха по производству капронового шелка мощностью 2 тыс. т в год, если расходный коэффициент капролактама 1,2, а на 1 т капроновой ткани затрачивается 12 т условного топлива. Рассчитайте годовые денежные затраты завода по перевозке готовой

продукции, если радиус перевозок 200 км, а их себестоимость 0,3 коп/т·км.

11-51. В качестве регулятора молекулярной массы поликапроамида используют уксусную кислоту. Рассчитайте расход технической (99 %-ной) кислоты на 1 кг поликапроамида, если в реакцию вступает 65% ее масс. долей, а на 1 моль полимера расходуется 1 моль кислоты. Молекулярная масса поликапроамида 22 000.

11-52. Определите расходный коэффициент капролактама в производстве текстильной капроновой нити, если в сутки выпускается 7000 кг нити, содержащей 4 % влаги и 6 % замасливателя (по массе). Безвозвратные потери производства равны 17 %.

11-53. Рассчитайте производительность и интенсивность автоклава для полимеризации капролактама по следующим параметрам: вместимость автоклава 2,5 м³, коэффициент его заполнения 0,75, содержание воды (по массе) 3 %, плотность расплавленного капролактама 1020 кг/м³, продолжительность полимеризации 12 ч, производственные потери 2 %.

11-54. Рассчитайте число автоклавов полимеризации капролактама, производительностью 3000 кг/сут каждый, для цеха, выпускающего 8000 кг текстильной капроновой нити в сутки. Норма расхода полимера на 1 кг волокна составляет 1,11 кг.

11-55. Определите расход диметилтерефталата (ДМТФ) для производства 1 кг волокна лавсан, если изменение массы волокна за счет увлажнения, замасливания и добавок составило 2%, а технологические потери 5 %. Рассчитайте массу выделившегося в этом случае метанола.

11-56. Определите степень поликонденсации полиэтилентерефталата молекулярной массой 19000 и рассчитайте теоретический расход диметилтерефталата, этиленгликоля и раствора 100 %-ной ортофосфорной кислоты для получения 2 т смолы. Ортофосфорная кислота используется в качестве стабилизатора (0,01 % от массы диметилтерефталата).

11-57. Латекс гевеи бразильской содержит (масс. доли): каучука 34; белков и сахара 4,5; воды и других ингредиентов 61,5. Перед коагуляцией его разбавляют водой (1 : 1). Рассчитайте массу сырого товарного каучука с содержанием 92% основного вещества, который

может быть теоретически получен из 50 т раствора латекса.

11-58. Рассчитайте расход соли NaCl и 98%-ной серной кислоты на 1 т каучука, который выделяется при коагуляции латекса СКС-30, если содержание полимера в нем 60% (по массе). Коагуляцию проводят насыщенным раствором NaCl и 5%-ным раствором H_2SO_4 , а лабораторный анализ показал, что на 10 г латекса требуется 2,69 г NaCl и 5,38 мл 5%-ного раствора H_2SO_4 .

11-59. При перекисной вулканизации этиленпропиленовых и кремнийорганических каучуков на 100 масс. долей каучука берут 3 масс. доли перекиси бензола. Сколько массовых долей гидроперекиси изопропилбензола надо взять для вулканизации 106 масс. долей каучука вместо перекиси бензола, чтобы вызвать такой же эффект сшивания?

11-60. В результате совершенствования технологии производства шин, улучшения качества автомобильных дорог и других факторов в СССР за IX и X пятилетки пробег шин увеличился на 20 %, что эквивалентно $4 \cdot 10^5$ т автопокрышек в год. Рассчитайте годовую экономию основных материалов и сырья шинного производства от этого эффекта, если на каждую тонну автопокрышек в среднем расходуется 300 кг кордного волокна, 300 кг каучука, 160 кг высокодисперсной сажи, 65 кг пластификаторов.

11-61. Составьте формулу для расчета и определите коэффициент вулканизации (k_v) мягкой резины, если образец вулканизата массой 250 г содержит 3 г связанной серы ($S_{св}$), а содержание каучука (A) в вулканизате 60 % (по массе).

11-62. Шинный завод выпускает $14 \cdot 10^4$ т шин в год. По современной технологии, предусматривается введение в резиновую смесь 10 % регенерата (от массы каучука). Рассчитайте годовую экономию каучука и экономический эффект от внедрения новой технологии, если применение 1 т регенерата в шинном производстве дает экономию 450 кг каучука. Средняя себестоимость 1 т каучука 700 руб., а шинного регенерата 150 руб. Расходный коэффициент каучука в производстве шин 0,3. Сколько шин (т) можно изготовить из сэкономленного каучука?

ПРИЛОЖЕНИЕ

Т а б л и ц а 1. Основные обозначения

Наименование	Буквенное обозначение	Наименование	Буквенное обозначение
Масса сырья или продукта	m	Площадь	S
Массовая доля компонента	ω	Полезная площадь	$S_{\text{п}}$
Выход продукта	η	Объем	V
Расходный коэффициент сырья	A	Полезный объем аппарата	$V_{\text{п}}$
Производительность аппарата	P	Время	τ
Интенсивность процесса	J	Давление	p
Капитальные затраты	K	Температура	T
Удельные капитальные затраты	K_y	Общее количество теплоты	Q
Себестоимость	C	Теплота реакции	Q_p
Длина	l	Теплота сгорания	q
Ширина	b	Скорость химической реакции	v
Высота	h	Плотность	ρ
Радиус	r	Молярная концентрация	C
Диаметр	d	Емкость поглощения	E_n
Константа химического равновесия	K	Жесткость воды	J
		Константа скорости реакции	k

Т а б л и ц а 2. Термодинамические константы некоторых веществ

Вещество	ΔH_{298}^0 , кДж/моль	ΔG_{298}^0 , кДж/моль	S_{298}^0 , Дж/(моль · К)
C	0	0	5,75
CO (г)	-110,5	-137,27	197
CO ₂ (г)	-393,51	-394,38	213,6
C ₂ H ₂ (г)	226,75	209,2	200,8
C ₂ H ₄ (г)	52,28	68,12	219,4
CH ₄ (г)	-74,85	-50,79	186,19
C ₂ H ₆ (г)	-84,67	-32,89	229,5
CH ₃ OH (ж)	-238,7	-166,31	126,7

Вещество	ΔH_{298}^0 кДж/моль	ΔG_{298}^0 кДж/моль	S_{298}^0 Дж/(моль · К)
C ₂ H ₅ OH (ж)	-227,6	-174,77	160,7
CH ₃ COOH (ж)	-484,9	-392,46	159,8
CuS (т)	-48,5	-48,95	65,5
Fe (т)	0	0	27,15
FeO (т)	-263,68	-244,35	58,79
FeCl ₂ (т)	-341,0	-302,08	119,66
Fe ₂ O ₃ (т)	-821,32	-740,99	89,96
Fe(OH) ₃ (т)	-824,25	-694,54	96,23
FeCO ₃ (т)	-744,75	-637,88	92,9
FeS ₂ (т)	-177,2	—	—
H ₂ (г)	0	0	130,6
H ₂ O (г)	-241,84	-228,8	188,74
H ₂ O (ж)	-285,84	-237,5	69,96
H ₂ O ₂ (ж)	-187,36	-117,57	105,86
N ₂ (г)	0	0	191,5
N ₂ O (г)	81,55	103,6	220,0
NO ₂ (г)	33,89	51,84	240,45
N ₂ O ₄ (г)	9,37	98,28	304,3
NH ₃ (г)	-46,19	-16,64	192,5
HNO ₃ (ж)	-173,0	-79,91	156,16
NH ₄ OH (ж)	-366,69	-263,8	179,9
O ₂ (г)	0	0	205,03
P (т) (красный)	-18,41	-13,81	22,8
H ₃ PO ₄ (ж)	-1271,94	-1147,25	200,83
S (т) (ромб.)	0	0	31,88
SO ₂ (г)	-296,9	-300,37	248,1
SO ₃ (г)	-395,2	-370,37	256,23
H ₂ S (г)	-20,15	-33,02	205,64
H ₂ S (ж)	-39,33	-27,36	122,2
H ₂ SO ₄ (ж)	-811,3	-742,0	156,9
SiO ₂ (т)	-859,3	-803,75	42,09
Zn (т)	0	0	41,59

Таблица 3. Связь между константой химического равновесия K_p и равновесным выходом продукта для некоторых типов реакций

Тип реакции	Константа химического равновесия K_p	Равновесная степень превращения x_p
$A_2 \rightleftharpoons 2A$	$K_p = \frac{p_{A_2}}{p_A} = \frac{4x_p^2}{1-x_p} p$	$x_p = \frac{1/2 p_{A_2}}{1/2 p_{A_2} + 1/2 p_{A_2}} \times$ $\times \sqrt{\frac{K_p}{K_p + 4p}}$

Тип реакции	Константа химического равновесия K_p	Равновесная степень превращения x_p
$AB \rightleftharpoons \frac{1}{2}A_2 + \frac{1}{2}B_2$	$K_p = \frac{\sqrt{p_{A_2} p_{B_2}}}{p_{AB}} =$ $= \frac{x_p}{2(1-\alpha)}$	$x_p = \frac{p_{A_2} + p_{B_2}}{p_{A_2} + p_{B_2} + p_{AB}} =$ $= \frac{2k_p}{2K_p + 1}$
$AB \rightleftharpoons A + B$	$K_p = \frac{p_A p_B}{p_{AB}} \cdot \frac{x_p^2}{1-x_p^2} \cdot p$	$x_p = \frac{p_A}{p_{AB} + \frac{1}{2}p_A + \frac{1}{2}p_B}$ $\sqrt{\frac{K_p}{K_p + p}}$
$A + B \rightleftharpoons C$	$K_p = \frac{4x_p}{(1-x_p)p}$	$\alpha = 1 - \sqrt{\frac{1}{1+p \cdot K_p}}$
$A + B \rightleftharpoons 2C$	$K_p = \frac{x_p^2}{(1-x_p)^2}$	$\alpha = \frac{\sqrt{K_p}}{1 + \sqrt{K_p}}$
$A_2 + B_2 \rightleftharpoons 2C$	$K_p = \frac{4x^2}{(1-x)^2}$	$\alpha = \frac{\sqrt{K_p}}{2 + \sqrt{K_p}}$

Таблица 4. Влияние природы сырья на выход и состав газа пиролиза

Показатели	Сырье			
	керосин	пропан	бензин	мазут
Выход газа, масс. доли, %	50,4	80,2	53,2	46,7
Жидкие продукты, масс. доли, %	49,0	19,0	36,3	41,8
Кокс пиролизный, масс. доли, %	0,6	0,8	0,5	2,5
Состав газа, объемные доли, %				
H_2	10,2	24,2	22,5	26,6
CH_4	40,2	48,3	48,2	43,0

Показатели	Сырье			
	керосин	пропан	бензин	мазут
C_2H_6	6,0	2,6	2,8	2,7
C_2H_4	28,1	21,7	23,5	23,7
C_3H_6	15,0	1,0	0,8	2,0
C_4H_{10}	0,5	0,2	0,2	—

Таблица 5. Удельные и объемные теплоты сгорания некоторых топлив

Вид топлива	Теплота сгорания, кДж/кг, кДж/м ³	
	высшая	низшая
Бензин	47 310	49 360
Керосин	46 270	43 130
Мазут	43 130	40 610
Этанол	27 100	25 600
Коксовый газ	17 100	16 500
Генераторный газ	4 800	4 300
Водород	12 750	10 785
Оксид углерода (II)	12 630	12 630
Метан	39 760	35 800
Этан	69 670	63 770
Пропан	99 150	91 280
Бутан	128 500	118 680
Пентан	157 910	146 130
Этилси	63 010	59 080
Ацетилен	58 010	56 800
Бурий уголь		
КАТЭК	16 960	15 910
Челябинский	16 870	17 780
Александрийский	8 250	6 910
Каменный уголь		
Длиннопламенный	21 440	20 260
Тощий	28 300	27 420

Т а б л и ц а 6. Состав природных горючих газов месторождений СССР

Месторожде- ние	Состав газа, объемные доли, %							
	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	C_4H_{10}	C_5H_{12}	CO_2	N_2	H_2S
Аргедни- ское, Волго- градской обл.	95,8	1,9	0,6	0,3	0,6	0,2	1,1	—
Русский ху- тор, Ставро- польск. кр.	23,2	15,5	18,8	13,8	25,9	2,8	—	—
Серафимов- ское, Коми АССР	37,0	18,5	20,0	8,4	5,0	0,1	11,0	—
Марковское, Иркутской обл.	57,0	9,6	7,1	5,3	4,4	1,1	9,8	5,7
Северо-Сур- гутское, Тю- менской обл.	87,6	2,8	2,3	1,9	4,8	0,6	—	—
Локосов- ское, Тюмен- ской обл.	85,5	2,4	4,3	3,2	3,5	1,1	—	—
Прикумское, Ставро- польск. кр.	97,0	—	—	—	—	1,4	1,6	—

Т а б л и ц а 7. Стандартные электродные потенциалы при стандартных условиях

Реакция	φ° , В
$\text{Li}^+ + e^- \rightleftharpoons \text{Li}$	—3,05
$\text{Cs}^+ + e^- \rightleftharpoons \text{Cs}$	—2,92
$\text{Rb}^+ + e^- \rightleftharpoons \text{Rb}$	—2,92
$\text{K}^+ + e^- \rightleftharpoons \text{K}$	—2,92
$\frac{1}{2}\text{Ba}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Ba}$	—2,9
$\frac{1}{2}\text{Sr}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Sr}$	—2,89
$\frac{1}{2}\text{Ca}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Ca}$	—2,87
$\text{Na}^+ + e^- \rightleftharpoons \text{Na}$	—2,712
$\frac{1}{3}\text{Al}(\text{OH})_4^- + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{3}\text{Al} + \frac{4}{3}\text{OH}^-$	—2,35
$\frac{1}{2}\text{Mg}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Mg}$	—2,34
$\frac{1}{2}\text{Be}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Be}$	—1,85
$\frac{1}{3}\text{Al}^{3+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{3}\text{Al}$	—1,67
$\frac{1}{2}(\text{Zn})\text{OH}_4^{2-} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Zn} + 2\text{OH}^-$	—1,216
$\frac{1}{2}\text{Mn}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Mn}$	—1,18

Реакция	φ° , В
$\frac{1}{2}\text{Zn}(\text{NH}_3)_4^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Zn} + 2\text{NH}_3$	-1,03
$\text{Co}(\text{CN})_6^{3-} + e^- \rightleftharpoons \text{Co}(\text{CN})_6^{4-}$	-0,83
$\frac{1}{2}\text{Zn}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Zn}$	-0,762
$\frac{1}{3}\text{Cr}^{3+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{3}\text{Cr}$	-0,74
$\text{CO}_2 + \text{H}^+ + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{H}_2\text{C}_2\text{O}_4$ (водн.)	-0,49
$\frac{1}{2}\text{Fe}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Fe}$	-0,44
$\frac{1}{2}\text{Cd}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Cd}$	-0,402
$\frac{1}{2}\text{Co}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Co}$	-0,277
$\frac{1}{2}\text{Ni}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Ni}$	-0,250
$\frac{1}{2}\text{Sn}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Sn}$	-0,136
$\frac{1}{2}\text{Pb}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Pb}$	-0,126
$\text{H}^+ + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{H}_2$	0,000
$\frac{1}{2}\text{S} + \text{H}^+ + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{H}_2\text{S}$	+0,141
$\frac{1}{2}\text{SO}_4^{2-} + 2\text{H}^+ + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O} + \frac{1}{2}\text{H}_2\text{SO}_3$	+0,17
$\frac{1}{2}\text{Cu}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Cu}$	+0,345
$\frac{1}{2}\text{O}_2 + \text{H}_2\text{O} + 2e^- \rightleftharpoons 2\text{OH}^-$	+0,40
$\frac{1}{2}\text{I}_2$ (кр.) $+ e^- \rightleftharpoons \text{I}^-$	+0,53
$\frac{1}{2}\text{O}_2 + \text{H}^+ + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}_2$	+0,682
$\text{Fe}^{3+} + e^- \rightleftharpoons \text{Fe}^{2+}$	+0,771
$\frac{1}{2}\text{Hg}^{2+} + e^- \rightleftharpoons \text{Hg}$	+0,799
$\text{Ag}^+ + e^- \rightleftharpoons \text{Ag}$	+0,800
$\text{NO}_3^- + 2\text{H}^+ + e^- \rightleftharpoons \text{H}_2\text{O} + \text{NO}_2$	+0,81
$\frac{1}{2}\text{Hg}_2^{2+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{Hg}$	+0,854
$\frac{1}{2}\text{MnO}_2 + 2\text{H}^+ + e^- \rightleftharpoons \text{H}_2\text{O} + \frac{1}{2}\text{Mn}^{2+}$	+1,23
$\frac{1}{2}\text{Cl}_2 + e^- \rightleftharpoons \text{Cl}^-$	+1,358
$\frac{1}{3}\text{Au}^{3+} + e^- \rightleftharpoons \frac{1}{3}\text{Au}$	+1,5
$\frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}_2 + \text{H}^+ + e^- \rightleftharpoons \text{H}_2\text{O}$	+1,77
$\text{Co}^{3+} + e^- \rightleftharpoons \text{Co}^{2+}$	+1,84
$\frac{1}{2}\text{F}_2 + e^- \rightleftharpoons \text{F}^-$	+2,65

Т а б л и ц а 8. Электрохимические эквиваленты простых веществ

Элемент	Сим-вол	Изменение валентности		Элемент	Сим-вол	Изменение валентности	
Алюминий	Al	3	0,3355	Бром	Br	1	2,98
Барий	Ba	2	2,56	Водород	H	1	0,0376
Бериллий	Be	2	0,168	Вольфрам	W	6	1,143
Железо	Fe	2	1,042	Олово	Sn	2	2,21
		3	0,695			4	1,105
Золото	Au	1	7,35	Палладий	Pd	2	1,985
		3	2,45	Платина	Pt	4	1,82
Индий	In	3	1,427	Ртуть	Hg	1	7,70
Иод	I	1	4,73			2	3,35

Элемент	Сим-вол	Изменение валентности		Элемент	Сим-вол	Изменение валентности	
Кадмий	Cd	5	0,946	Свинец	Pb	2	3,87
Калий	K	2	2,10			4	1,935
Кальций	Ca	1	1,459	Сера	S	2	0,600
Кислород	O	2	0,747	Серебро	Ag	1	4,025
Кобальт	Co	2	0,298			2	2,012
Литий	Li	2	1,099	Сурьма	Sb	3	1,515
Магний	Mg	1	0,259			5	0,909
Марганец	Mn	2	0,454	Титан	Ti	4	0,446
		1	2,05	Углерод	C	2	0,224
		2	1,025			4	0,112
		4	0,512	Фтор	F	1	0,709
		7	0,293	Хлор	Cl	1	1,325
Медь	Cu	1	2,37			2	0,662
		2	1,185			6	0,2207
Мышьяк	As	3	0,932	Хром	Cr	3	0,647
Натрий	Na	1	0,858			6	0,323
Никель	Ni	1	2,19	Цинк	Zn	2	1,22
		2	1,095				

Т а б л и ц а 9. Плотность некоторых веществ

Наименование вещества	Плотность	Наименование вещества	Плотность
I. Твердые тела, кг/м³			
Алюминий	2700	Огнеупоры	1900—2900
Медь	8960	Бетон	2 300
Чугун	7500	Древесный уголь	500—800
Сталь	7850	Апатит	3 190
Колчедан 50	5000	Стекло оконное	2 500
Известняк	2650	Стекло органическое	1 200
Песок	1500	Полиэтилен	900
Глина (каолин)	2200	Пенопласт	20
Каменный уголь	1350	Пробка	200
Жоке	1250	Платина	21 450
II. Жидкости, кг/м³			
Вода (4 °C)	1000	Толуол	870
Нефть	800	Ртуть (0 °C)	13 600
Бензин	700	Спирт этиловый	800
Керосин	800	Глицерин	1 260
Бензол	880	Эфир	720

Наименование вещества	Плотность	Наименование вещества	Плотность
III. Газы, кг/м ³ при н. у. Плотность сжиженного газа, кг/л			
Азот	1,25/0,81	Оксид углерода (II)	1,25/0,8
Аммиак	0,77/0,66	Оксид серы (IV)	2,93/1,46
Воздух	1,29/0,86	Сероводород	1,54/0,96
Кислород	1,43/1,14	Оксид углерода (IV)	1,98/1,19
Водород	0,09/0,07	Хлор	3,21/1,47

ОТВЕТЫ

Глава 1

1-1. 480 кг; 404 кг. 1-2. 792,12 кг. 1-3. 1196 кг; 349 кг.
1-4. 1111 кг; 3435 м³. 1-5. 87%. 1-6. 72,12 т. 1-7.
2602,6 кг/ч. 1-8. 4,5 кг/(м³·ч). 1-9. 11,6 кг/(м³·ч). 1-10.
130 р/(т·г). 1-11. 30%. 1-12. 19%. 1-13. 1890 т каучу-
ка; экономия 693 тыс. р/г; 6300 автопокрышек. 1-14.
Приход и расход 100 т. 1-15. Приход и расход 1489 кг.
1-16. Приход (N₂, H₂, Ar, CH₄) 876,6 кг. Расход (N₂,
H₂, Ar, CH₄, NH₃) 876,6 кг. 1-17. Приход и расход
5746,9 кг. 1-18. Приход и расход 1040,97 кг. 1-19. $\Delta H =$
 $= -2476000$ кДж; $Q_p = 2476000$ кДж. 1-20. $Q_p =$
 $= -263,75$ кДж/моль. 1-21. Приход и расход
45 593 000 кДж. 1-22. $1,7 \cdot 10^{-11}$. 1-27. 10%. 1-28. 0,435.
1-30. 1,7; 0,4; 0. 1-31. $30,3 \cdot 10^3$; $7 \cdot 10^5$; $1,6 \cdot 10^5$; $0,7 \cdot 10^5$.
1-32. 1437,78 кг/ч. 1-33. 83,41 м³. 1-34. 63,5 м³; 6,7 м.
1-35. $13,7 \cdot 10^5$. 1-36. Возрастет в 29 раз. 1-37.
67 556 кДж/моль. 1-38. 333 957 кДж/моль. 1-39. 0,675 м³.
1-40. 4,48 м³; 1,08 м. 1-41. 0,71 м³. 1-42. 96001 ч⁻¹. 1-43.
0,14 с. 1-44. 0,49 с.

Глава 2

2-1. 7 т. 2-3. Масса концентрата 60,96 т; масса отхо-
дов 99,04 т; железа в отходах 7,62%. 2-4. Для молиб-
дена $\eta_k = 0,084\%$; $\varepsilon = 70\%$; для меди $\eta_k = 2,24\%$; $\varepsilon =$
 $= 80,4\%$. 2-5. а) 98,9%; б) на 4,53%. 2-6. 1) По
14 933 м³ H₂ и CO; 2) 618,6 т. 2-7. 32,25 т SO₂; 53,55 т
CaS₂O₄; 23,58 т Ca(OH)₂. 2-8. 3600 т; 60%; 80%;
2400 т; 30%. 2-9. 1 467 500 руб. 2-10. 865 кг. 2-11.
1) 53638,5 т; 2) 2 063 298 м³ рассола. 2-12. 1) 12,75%;
2) 425 т жира. 2-13. 3007 т; $852 \cdot 10^5$ м³; 10,5 г/м³;
250 583 т. 2-14. 13,24%. 2-15. В марте — 2,15 ммоль/л,
в мае — 0,270 ммоль/л. 2-16. 1,37 ммоль/л. 2-17. $J_{O_2} =$
 $= 6,15$ ммоль/л; $J_K = 5$ ммоль/л; $J_H = 1,15$ ммоль/л;
 $D_K = 492$ мг/л. 2-18. 2,4 ммоль/л. 2-19. 4 куска. 2-20.
438,6 кг. 2-21. 2,24 мг/л кислорода. 2-22. 45,36 т раствора

коагулянта; 60,48 т раствора флокулянта. 2-23. 1,55 т. 2-24. 7,9 т. 2-25. 12 т хлора, 2,3 т медного купороса. 2-26. 3,22 т. 2-27. 4,84 т. 2-28. 1,6 кг/ч.; воздуха 384 м³; электроэнергии 168 кВт·ч; воды 14,4 м³. 2-29. 144 кг/сут. 2-30. 39,3 кг. 2-31. 48 ч. 2-32. 10,6 т. 2-33. 1055 моль/м³. 2-34. 725 м³ исходной и 1250 м³ опресненной воды; 39 т солей. 2-35. 160 тыс. человек; 1350 т/сут; 0,5 млн. р.

Глава 3

3-1. 1) 4,5 т олеума; 2) 927 кг олеума и 73 кг оксида серы (VI). 3-2. 99,67 %. 3-3. 1562,35 кДж/кг. 3-4. 512 204 кДж. 3-5. 2,31 т воды; 8798,9 кДж. 3-6. 85%-ная H₂SO₄; 56842,8 кДж. 3-7. 611,11 кг; 62,65 К. 3-8. 93,38 кг воды; 6241,59 кДж. 3-9. 64 млн. т колчедана; 6,53 млн. т серы; 2,78 млн. т сероводорода; 4552,1 млн. т отходящих производственных газов. 3-10. 792 кг или 277,2 м³; 502,5 кг. 3-11. 1516,96 м³; 79 % N₂, 3,5 % O₂, 17,5 % SO₂. 3-12. 17142,86 м³. 3-13. 400 м³ сероводорода и 2857,14 м³ воздуха. 3-14. — 3306 кДж/моль; — 296,9 кДж/моль; — 518,59 кДж/моль. 3-15. 7116 кДж/кг; 9280 кДж/кг; 30 550 кДж/кг. 3-16. 5226·10³ кДж. 3-17. 818,5·10⁷ кДж. 3-18. 637 730 кДж; 204,3 м³. 3-19. 125,6 т/сут. 3-20. 66,6 т. 3-21. $h=10$ м; $d=11,27$ м. 3-22. 21 312 м²; 12 % SO₂, 14 % O₂; 74 % N₂. 3-23. Приход: 100 кг колчедана, 78,1 кг кислорода, 257,06 кг азота; расход: 82 кг оксида серы (IV), 69,97 кг огарка, 257,96 кг азота, 21,73 кг кислорода. 3-24. 9,10 % SO₂, 8 % O₂, 82,92 % N₂. 3-25. 48000 м³ (у. н.). 3-26. 139 941 м³/ч. 3-27. 2523,4·10³ кДж. 3-28. 94150 кДж/моль. 3-29. 217,3 К. 3-30. 7,15 К. 3-31. 428,3 кг/(м³·ч). 3-32. 0,58 м³. 3-33. 0,51 м. 3-34. 625 ч⁻¹. 3-35. Не более 218 г воды на 1 кг оксида серы (IV). 3-36. 61,2 м³; 6,4 м. 3-37. 180 500 кг/ч. 3-38. Концентрация оксида серы (IV) снизилась с 1,13 до 0,06 %. 3-39. 1962,86 кг/сут SO₂; 12 024 кг.

Глава 4

4-1. 4,4 % по объему. 4-2. 14,6 %. 4-3. а) 0,0335 моль/л, 0,0115 моль/л; б) 17,65 %, 82,35 % (по объему); в) 75 %, 25 % (по объему). 4-4. 16,7 %, 83,3 % (по объему). 4-5. 2355,61 кг. 4-6. 49 235 280 кДж. 4-7. 68800 кДж/моль. 4-8.

383,7 К. 4-9. 750 К. 4-10. 199,7 т/сут. 4-11. 239,13 т/ч. 4-12. а) 3642,85 кг/м³, 6206,9 кг; б) 4781,25 кг/м³, 8993,3 кг; в) 11839 кг/м³, 39590 кг. 4-13. 24 000 м³/(м³ · ч); 3825 кг/м³ · ч. 4-14. 7,6 с. 4-15. 42,9 м³; 858 000 м³/ч. 4-16. 13,14 м. 4-17. 214 623,13 кДж; 6,4 %. 4-18. 11,5% аммиака; 18,8% кислорода; 69,7% азота. 4-19. 504,4 К. 4-20. 1161,83 К (888,83 °С). 4-21. 613665,89 м³. 4-22. 79%. 4-23. Приход: 1317 м³ аммиака, 10140,2 м³ воздуха. Расход: 1291,3 м³ оксида азота (II), 13,18 м³ кислорода, 1976,47 м³ воды, 8010,76 м³ азота. 4-24. 1,2; 12,2%. 4-25. 9,14% оксида азота (II); 7,64% кислорода; 14,15% воды, 69,9% азота. 4-26. 5254,95 кг. 4-27. 464,5 т. 4-28. 0,954. 4-29. 604 кг; 6132 м³. 4-30. 1323 кг; 882 кг; 373,3 м³. 4-31. Приход: 269,8 кг аммиака, 4359,05 кг воздуха. Расход: 1000 кг азотной кислоты, 285,67 кг воды, 3343,35 кг азота. 4-32. 77,8%. 4-33. 1197 кг. 4-34. 801,15 кг/(м³ · ч). 4-35. 17100 ч⁻¹.

Глава 5

5-1. 30% Р₂О₅. 5-2. 4419 кг. 5-3. 1206,9 кг. 5-4. 2372 кг. 5-5. 1092 кг. 5-6. а) 91 кг; 6,27 кг; б) 60,70 кг; 4,18 кг. 5-7. 849,4 кг; 382,2 кг. 5-8. 746,25 кг. 5-9. 7,8%; 3617,5 кг. 5-10. Приход: 466,22 кг апатитового концентрата, 511,10 кг серной кислоты, 1551,2 кг воды. Расход: 500 кг фосфорной кислоты, 746,6 кг фосфогипса; 8,21 кг потери. 5-11. 1154,59 кг; 5438 · 10³ кДж. 5-12. 2580,6 м³. 5-13. 2406,33 кг. 5-14. 7836,2 кг; 426 кг; 39,1 кг. 5-15. 82,88 кг; 121,88 кг. 5-16. 317,3 кг; 32,7 кг. 5-17. 191,09 кг; 2,8 кг. 5-18. Приход: 1000 кг апатитового концентрата, 1012,8 кг воды. Расход: 1995,16 кг суперфосфата, 14,6 кг воды. 5-19. 87,3%; 1955,33 кг. 5-20. 563,5 кг; 563,5 кг. 5-21. 837 кг. 5-22. 7,4%. 5-23. 24,65 кг; 7,20 кг. 5-24. 54%; 51,2%. 5-25. 85,71%. 5-26. 3,6%. 5-27. 96,96%. 5-28. 220,56 кг, 1425 кг. 5-29. 109,31 кг. 5-30. Приход: 150,24 кг аммиака, 1097,07 кг азотной кислоты. Расход: 1000 кг аммиачной селитры, 133,48 кг воды. Потери: 1,49 кг аммиака, 8,27 кг кислоты. 5-31. Приход: 12 000 кг селитры. Расход: 9438,2 кг селитры, 2563 кг сокового пара. 5-32. Расход и приход теплоты 1468,94 кДж. 5-33. 1275,07 кг; 763,85 кг. 5-34. 87,43 кг. 5-35. 344,34 кг. 5-36. Приход и расход равны 3416,93 кг. 5-37. 717,48 кг;

3200 м³. 5-38. 755,1 кг. 5-39. 1,65 т (NH₄)₂SO₄; 2,05 т Ca(NO₃)₂; 2,13 т NaNO₃. 5-40. 2310,6 кг; 239,82 кг. 5-41. 15 025 кг; 957 кг. 5-42. 35 % NH₄H₂PO₄; 12,8 % H₃PO₄; 48,77 % NH₄HPO₄; 25,86 (NH₄)₂HPO₄. 5-43. 2589,67 кг H₃PO₄; 1516,8 кг Ca(NO₃)₂. 5-44. 9:10. 5-45. 6,95 т KCl; 78 т NH₄NO₃; 2,82 т NH₃; 18,05 т H₃PO₄ (52 % P₂O₅).

Глава 6

6-1. 1588 ванн. 6-2. 57 мин. 6-3. Хлор 763,2 кг/сут.; 240,8 м³/сут; водород 22,4 кг/сут; 245,8 м³/сут; щелочь 858,2 кг/сут; 0,275 м³/ч. 6-4. 66,5 ч. 6-5. 2,14 В. 6-6. 56,59 %. 6-7. 96 %. 6-8. 56,47 %. 6-9. 60 %. 6-10. 5700 кВт·ч. 6-11. 2830 кВт·ч. 6-12. 95,6 %. 6-13. 49. 6-14. 1477 кВт·ч/т; 1660 кВт·ч/т. 6-15. 3188 кВт·ч. 6-16. 527,5 м³; 65570 кг Cl₂; расход энергии 2436 кВт·ч/т NaOH; 2745 кВт·ч/т Cl₂. 6-17. 0,32 кг; 322,6 м/ч. 6-18. 86,04 %. 6-19. 0,642 м³/ч. 6-20. 0,5 %. 6-21. Обеспечит. 6-22. 53,2 т; 6000 м³.

Глава 7

7-1. 292,5 кг. 7-2. а) 1765,8 кг; б) 1876,7 кг; в) 2287,4 кг; г) 2122,5 кг; д) 2921,3 кг. 7-3. 428,6 т/м². 7-4. 49174 т. 7-5. а) Сокращение расхода кокса на 5,06 %; б) сокращение расхода природного газа на 9,29 %; в) сокращение расхода кислорода на 9,32 %; г) прирост выплавки чугуна 13,04 %. 7-6. 23,8 т. 7-7. а) 2066,8 м³; б) 0,574 м³/т; в) 1,74 т/м³. 7-8. 331,3 т. 7-9. а) 134 400 м³; б) 800 т. 7-10. 2 613 971 т. 7-11. а) 9114,2 м³; б) состав отходящего газа: 75,13 % N₂; 22,49 % CO₂; 1,85 % O₂; 0,63 % инертного и других газов. 7-12. 0,98 т/(м³·сут). 7-13. а) 79,2 млн. м³ в 1960 г., 60 164 млн. м³ O₂ в 1974 г.; б) 3,25 % в 1960 г., 7,04 % в 1974 г.; в) 138 462 т в 1960 г., 822 892 т в 1974 г. 7-14. На 41,4 %. 7-15. 2793,1 т и 2398,8 т. 7-16. 44 800 м³ (н. у.). 7-17. 51,75 кг. 7-18. 184 315 т руды; 268 530 т лома. 7-19. 29,4 % чугуна, 70,6 % скрапа. 7-20. 29,4 т; 23 520 м³; 11 760 м³. 7-21. 2,43·10⁶ т. 7-22. 8 мартеновских печей или 1 конвертор. 7-23. 51 447 м³. 7-24. 6,34·10⁶ т/год; 580 т; 30 160 р.; 317·10⁶ м³. 7-25. 710 т. 7-26. 22,222 т феррохрома и 33,333 т ферроникеля. 7-27. 239,33 кг NaOH; 47,69 % железа в красном шламе. 7-28. 52,5 т соды; 51,6 т известняка; 40,8 т глинозема. 7-29. 4,1 т соды; 2,05 т

поташа; 5,8 т глинозема; 24,65 т двукальцевого силиката, 31,84 т известняка. 7-30. 744,6 кг; 1127,5 кг; 1970,3 кг; 2409 кг. 7-31. а) 97,7; б) 948,74 м³. 7-32. 19,9%.

Глава 8

8-1. 1610 м³ глины; 800 м³ опилок; 24,5 т топлива. 8-2. 2529,1 т известняка; 991,4 т глины. 8-3. $n=2,16$; $p=2,02$. 8-4. $KH=0,88$. 8-5. 89%. 8-6. 1053500 т. 8-7. 65,8 кг воды; 32,46 кг $Ca(OH)_2$. 8-8. $\rho=1182$ кг/м³. 8-9. 22,4%. 8-10. 207,2 г; 326,51 м³. 8-11. 720 кг SiO_2 ; 35 кг Al_2O_3 ; 92,86 кг $CaCO_3$; 69,3 кг $MgCO_3$; 366,4 кг Na_2SO_4 ; 30,97 кг углерода (в составе угля). 8-12. 438 кг; 743,8 кг. 8-13. а) 105 000 т, б) 0,5 т/м²·сут; в) 24 млн. шт. 8-14. 240,9 кг CaO ; 240 кг SiO_2 ; 72 кг Al_2O_3 .

Глава 9

9-1. $6,1 \cdot 10^8$ т. 9-2. $3,88 \cdot 10^{10}$ м³; 11,4%. 9-3. $9,9 \cdot 10^7$ кг; 1650 вагонов. 9-4. 1117 кг. 9-5. $7CH_4:3O_2:1H_2O$. 9-6. 16%. 9-7. 13917 т. 9-8. 10,09%. 9-9. 9289 т. 9-10. 34,5% CO ; 65,5% N_2 . 9-11. 6900 м³/ч. 9-12. 61,1%. 9-13. $1,5 \cdot 10^9$ м³. 9-14. 10 689 кг. 9-15. 38,25%. 9-16. 16 ч; производительность 1,82 и 1,99 м³/ч. 9-17. 329 м³/т. 9-18. 26 810 кг. 9-19. 1291 м³. 9-20. 35,25 кг. 9-21. 7,14%. 9-22. 63 938 м². 9-23. 38 м³. 9-24. 10%. 9-25. 1188. 9-26. 46,5 м². 9-27. 1550 кг. 9-28. 1,75 млн. т. 9-29. $8,25 \cdot 10^9$ м³ синтез-газа; $9,78 \cdot 10^8$ м³ газов. 9-30. $8,75 \cdot 10^5$ т. 9-31. 89 980 т. 9-32. 30,37 млн. т. 9-33. $1,38 \cdot 10^6$ т. 9-34. 12,5%. 9-35. $5,93 \cdot 10^5$ м³. 9-36. 16 561 кДж/м³. 9-37. 10 418 т. 9-38. 74 млн 200 тыс. руб. 9-39. 574 тыс. т изопрена; 377 тыс. т дивинила. 9-40. $9 \cdot 10^6$ т. 9-41. 0,59 кг. 9-42. 6,3%. 9-43. $1,285 \cdot 10^7$ т; 9%. 9-44. 1,025 кг. 9-45. $CH_4=28,8$; $C_2H_6=28,8$; $C_3H_8=9,1$; $C_4H_{10}=4,5$; $C_5H_{12}=9,1$; $CO_2=3,0$; $N_2=16,7$.

Глава 10

10-1. 61,9% H_2 ; 29,8% CO . 10-2. 84%. 10-3. 2365,5 м³. 10-4. 90,8 кДж/моль. 10-5. 2777,8 кг/м³·ч; 50 000 ч⁻¹. 10-6. 247 060 м³. 10-7. $20,24 \cdot 10^6$ кДж/моль. 10-8. 21,2% CO ; 78,8% H_2 . 10-9. 1,6 т/ч. 10-11.

а) 63,80% H_2 ; 36,2% CH_4 ; б) 244,88 кг NH_3 . 10-12. 1418,6 кг CaC_2 . 10-13. 103,759 кДж/моль. 10-14. 802 кДж/моль; 35 кДж/моль; —376 кДж/моль. 10-15. 5,5 кг. 10-16. 315 л. 10-17. 6,8 м³ природного газа; 4,42 м³ кислорода. 10-18. 316 м³. 10-19. 1131,3 м³; 87%. 10-20. 745,55 кг. ацетальдегида; 46,64 кг кротонового альдегида. 10-21. 96%. 10-22. 3443 МДж. 10-23. 8,9·10⁶ м³. 10-24. 305,16 кг. 10-25. 1,5 т уксусной кислоты, 0,5 т воды. 10-26. 96%. 10-27. 6,7 т/(м³·сут). 10-28. 9460,5 кг. 10-29. 150 кг. 10-30. Приход и расход 1147,2 кг. 10-31. 24,845 м³. 10-32. 553,37 м³. 10-33. 1,64 т. 10-34. 47,25 кг CH_2O ; 5,6 кг CH_3OH . 10-35. 6,48 кг/ч. 10-36. 1,03 т/ч. 10-37. 0,1 т. 10-38. 46 кДж/моль. 10-39. 46 кДж/моль; $K_{p_{573}}=6,8 \cdot 10^3$; $K_{p_{273}}=2,163 \cdot 10^{-1}$. 10-40. 2500 ч⁻¹. 10-41. 640 кг этилена; 12,8 кг эфира. 10-42. а) 2,1 т/ч; б) 189 кг/(м³·ч); в) 118,9 кг/(м³·ч). 10-43. 601 К. 10-44. 2,19 т; 629,8 м³. 10-45. —116,48 кДж/моль. 10-46. 61,35 кг стирола; 3,59 кг бензола; 1,93 кг толуола и 1,288 кг этилена. 10-47. А на пропущенный этилбензол 37,303%; А на прореагировавший этилбензол 98,44%. 10-48. 1119,74 т; 93%. 10-49. 1,8 т C_6H_6 . 10-50. 40%; 85,2%. 10-51. 35,4%. 10-52. 2 м³. 10-53. 2130 ч⁻¹. 10-56. 430,6 м³; 25,954 м³ 40%-ного формалина. 10-57. 33 т; 5,4 т. 10-58. 44,8 т/сут. 10-59. 34,18 т. 10-60. 1,370 т; 0,281 м³.

Глава 11

11-1. $n=6$. 11-2. Новолачная. 11-3. 930 кг фенола; 0,588 м³ формалина. 11-4. 162 кг воды; 9684 кДж. 11-5. 218,6 т смолы; 328 т асбеста; 4,4 т стеарина. 11-6. 4,09 т. 11-7. 47,6 кг поливинилбутираля; 12,8 кг смолы; 0,55 м³ этанола. 11-8. 48 м³. 11-9. 7,14 моль кислорода; 176287,5 моль этилена, прореагировало 31732 моль C_2H_2 . 11-10. 2283·10³ м³ этилена; 11416 м³ кислорода. 11-11. 0,085 м³. 11-12. 10286 м³. 11-13. 108 кг. 11-14. 42,1 т пленки; 13,7 ч. 11-15. 2,45 кг. 11-16. 95%. 11-17. 11,8 т винилхлорида; 14,1 т водной фазы. 11-18. 59 т/сут. 11-19. 25 м³. 11-20. 5489 м³. 11-21. 11,4 м³ винилхлорида; 11,4 м³ воды; 55,5 кг инициатора; объем автоклава 25 м³. 11-22. 125 кг ПХВ-1, 31,25 кг метилметакрилата; 18,75 кг карбоната аммония. 11-23. 1330,2 кг ПВХ и 55,4 кг стеарата. 11-24. 1507 кг. 11-25. 20,6 т

ПВХ; 9,3 т пластификатора; 1,6 т стабилизатора; 0,4 т наполнителя. 11-26. 14,12 т.; 5,88 пластификатора. 11-27. 37,7 т; 8536 м³; 457 баллонов. 11-28. 20 кг. 11-29. 27,8 кг/(м³·ч). 11-30. 27,3 м³ стирола; 68,4 м³ воды; 0,28 м³ эмульгатора; 61,9 кг инициатора. 11-31. 90 м². 11-32. 2383 кг мономера; 11,9 кг инициатора; 95,3 кг пластификатора. 11-33. 2,07 т. 11-34. 357 т/сут; 7,1 т/(м³·сут). 11-35. 1,68 т; 19 т. 11-36. ~ 146 000 и ~ 57 000. 11-37. 56,6 %. 11-38. 27,9 т/сут. 11-39. 163 кг технической кислоты; 63,3 кг технического сульфата цинка; 284,2 кг технического сульфата натрия; 806,5 кг воды. 11-40. 0,14. 11-41. 1,066. 11-42. 67.65 млн. руб, 145 тыс. т. 11-43. 4,8 кг. 11-44. 0,064 м³. 11-45. 82,5 т целлюлозы; 101,25 т серной кислоты; 67,5 т гидроксида натрия; 15 т сероуглерода, 525 тыс. кВт/ч электроэнергии. 11-46. 0,044 м³. 11-47. 1,0954. 11-48. 13,3 м³/ч; 110,9 м³/кг нити; 332,6 г/ч ацетона и 19,4 г/ч воды. 11-49. 8 аппаратов. 11-50. 2,4 тыс т; 20,9·10⁶ м³; 1200 р. 11-51. 4,24 т. 11-52. 1,05. 11-53. 3,6 т/сут; 1,92 т/(м³·сут). 11-54. 3 автоклава. 11-55. 1,04 кг ДМТФ; 0,34 кг метанола. 11-56. $n \approx 99$; 2,02 т ДМТФ; 1,29 т этиленгликоля; 20,2 кг ортофосфорной кислоты. 11-57. 9,24 т. 11-58. 449 кг NaCl и 28,77 кг H₂SO₄. 11-59. 6 масс. долей. 11-60. Экономия 1,2·10⁵ т корда; 1,2·10⁵ т каучука; 6,4·10⁴ т сажи; 2,6×10⁴ т пластификатора. 11-61. $k_b = 2\%$. 11-62. 1890 т каучука; 693 тыс. руб.; 6300 т шин.

ЛИТЕРАТУРА

Амелин А. Г. Общая химическая технология. М., Химия, 1977.

Белоцветов А. В., Бесков С. Д., Ключников Н. Г. Общая химическая технология. М., Просвещение, 1976.

Казанская А. С., Скобло В. А. Расчеты химических равновесий. М., Высшая школа, 1974.

Кожин В. Ф. Очистка питьевой и технической воды. М., Высшая школа, 1971.

Литвин О. Б. Основы технологии синтеза каучуков. М., Химия, 1972.

Мухленов И. П., Авербух А. Я. и др. Общая химическая технология, т. I и II. М., Высшая школа, 1977.

Лебедев П. Г. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза. М., Химия, 1976.

Нагибин Г. В. Основы технологии строительных материалов. М., Высшая школа, 1969.

Николаев А. Ф. Синтетические полимеры и пластмассы на его основе. М., Химия, 1977.

Позин М. Е., Копылев Б. А., Бельченко Т. В. и др. Расчеты по технологии неорганических веществ. Л., Химия, 1977.

Технология металлов /Под ред. Кнорозова Б. В. 2-е изд. М., Металлургия, 1978.

Туболкин А. Ф., Тумаркина В. С., Мухленов И. П. Расчеты химико-технологических процессов. Л., Химия, 1976.

Эрих В. Н. и др. Химия и технология нефти и газа. Л., Химия, 1972.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	3
Глава 1. Теоретические основы химической технологии . . .	5
§ 1. Техничко-экономические показатели химико-технологических процессов	—
§ 2. Материальный и тепловой балансы химико-технологических процессов	11
§ 3. Константа химического равновесия	18
§ 4. Скорость и движущая сила химико-технологического процесса	21
§ 5. Гетерогенные каталитические процессы	24
Глава 2. Сырье, вода	31
Глава 3. Производство серной кислоты	42
§ 1. Свойства серной кислоты	—
§ 2. Получение SO_2	43
§ 3. Получение SO_3 и его абсорбция	45
Глава 4. Синтез аммиака. Производство азотной кислоты . .	52
§ 1. Синтез аммиака	—
§ 5. Производство азотной кислоты	54
Глава 5. Производство минеральных удобрений	61
Глава 6. Электрохимические производства	72
Глава 7. Металлургия	79
Глава 8. Производство силикатных материалов	87
Глава 9. Химическая переработка топлива	92
Глава 10. Промышленный органический синтез	102
Глава 11. Высокомолекулярные соединения	115
Приложение	127
Ответы	135
Литература	142

*Инна Игнатьевна Беляева
Владимир Андреевич Трофимов
Маргарита Юльевна Тихвинская
Александр Семенович Семенов
Владимир Афанасьевич Попов*

**СБОРНИК ЗАДАЧ
ПО ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

**Редактор О. П. Федорович
Художник Н. Бареданова
Художественный редактор В. Г. Ежков
Технический редактор Л. М. Абрамова
Корректоры Л. П. Михеева и К. А. Иванова**

ИБ № 5969

Сдано в набор 20.01.82. Подписано к печати 19.11.82. Формат 84×108¹/₃₂. Бум. типограф. № 2. Гарнит. литератур. Печать высокая. Усл. печ. л. 7,56. Усл. кр.-отт. 7,69. Уч.-изд. л. 6,86. Тираж 25 000 экз. Заказ № 1311. Цена 25 коп.

Ордена Трудового Красного Знамени издательство «Просвещение» Государственного комитета РСФСР по делам издательств, полиграфии и книжной торговли. Москва, 3-й проезд Марьиной рощи, 41.

Областная типография управления издательств, полиграфии и книжной торговли Ивановского облисполкома, г. Иваново-8, ул. Типографская, 6.