

4.2 Расчет материального и теплового балансов

При разработке химико-технологических процессов проводятся разнообразные расчеты для количественной оценки протекающих операций, а также для определения оптимальных значений параметров технологического процесса. Во всех случаях при расчетах учитываются законы гидродинамики, тепло- и массопередачи и химической кинетики, поэтому расчеты материальных потоков обычно сочетаются с энергетическими расчетами, для этого составляют материальный и энергетический (тепловой) балансы.

Материальный баланс – это вещественное выражение закона сохранения массы, согласно которому во всякой замкнутой системе масса веществ, вступивших во взаимодействие, равна массе веществ, образовавшихся в результате этого взаимодействия, то есть приход веществ равен его расходу. Таким образом, уравнение материального баланса можно представить в виде

$$\sum G_{\text{прих}} = \sum G_{\text{расх}} \quad (25)$$

Для периодических процессов материальный баланс составляют в расчете на одну операцию, для непрерывных процессов – за единицу времени.

Материальный баланс составляют по уравнению основной суммарной реакции с учетом параллельных и побочных реакций. Он может быть составлен для всех веществ, участвующих в процессе, или только для одного какого – либо вещества. Обычно учитываются не все протекающие реакции и получаемые побочные продукты, а лишь те, которые имеют существенное значение, то есть материальный баланс носит приближенный характер.

Материальный баланс составляют для процесса в целом или для отдельных его стадий. При этом учет массы веществ производится отдельно для твердой, жидкой и газовой фаз, поэтому в общем виде материальные балансы выражаются обычно в виде уравнения

$$G_{\text{T}} + G_{\text{ж}} + G_{\text{Г}} = G'_{\text{T}} + G'_{\text{ж}} + G'_{\text{Г}} \quad (26)$$

где $G_{\text{T}}; G_{\text{ж}}; G_{\text{Г}}$ – массы твердых, жидких и газообразных веществ, поступающих в производство или данную операцию в единицу времени;

$G'_{\text{T}}, G'_{\text{ж}}, G'_{\text{Г}}$ – массы получаемых продуктов.

Иногда при проведении практических расчетов могут не приниматься во внимание отдельные фазы (твердая, жидкая или газообразная) либо в одной какой – либо фазе не учитывается существование несколько разных веществ, поэтому уравнение (26) соответственно упрощается или усложняется. При проектировании обычно задаются массой целевого продукта; массу сырья и массу побочных продуктов определяют по уравнению материального баланса. Материальный баланс считается верным, если невязка баланса (процент ошибки) составляет до 5 %. Все данные записываются в виде таблицы 1.

Таблица 1 – Материальный баланс

Приход			Расход		
Вещество	кг	μ	Вещество	кг	μ
Сырье 1			Целевой продукт		
A			BC		
B			Побочный продукт		
Сырье 2			AD		
C			Отходы		
D			BD		
			Потери		
Итого		1,0			1,0

На основе материального баланса рассчитываются расходные коэффициенты, определяются размеры аппаратов и устанавливаются оптимальные значения параметров технологического режима процесса.

Энергетический баланс составляют на основе закона сохранения энергии, согласно которому в замкнутой системе сумма энергий всех видов постоянна. Наиболее распространенным в химическом производстве видом энергетического баланса является тепловой баланс: приход тепла в данной технологической операции равен расходу тепла в ней, что записывается в форме уравнения теплового баланса

$$\sum Q_{\text{прих}} = \sum Q_{\text{расх}} \quad (27)$$

Применительно к тепловому балансу закон сохранения энергии формулируется следующим образом: приход теплоты в данном аппарате (или производственной операции) должен быть равен расходу теплоты в том же аппарате (или операции).

Для аппаратов (процессов) непрерывного действия тепловой баланс составляют на единицу времени, а для аппаратов (процессов) периодического действия – на время цикла (или отдельного периода) обработки.

Тепловой баланс рассчитывают по данным материального баланса с учетом тепловых эффектов химических реакций и физических превращений происходящих в аппарате, с учетом подвода тепла извне и отвода ее с продуктами реакции, а также через стенки аппарата.

Статьями прихода и расхода в тепловом балансе являются тепловые эффекты реакций ΔH , теплоты фазовых переходов (Q_1), теплосодержание веществ, участвующих в процессе (Q_2), теплота, подводимая в аппарат извне и выводимая из аппарата (Q_3), тепловые потери (Q_4) в данной технологической операции

$$\Delta H + Q_1 + Q_2 + Q_3 = \Delta H^1 + Q_1^1 + Q_2^1 + Q_3^1 + Q_4^1$$

где индекс (1) относится к статьям расхода.

Тепловые вклады в баланс рассчитывают по следующим формулам.
Тепловой эффект химической реакции

$$\Delta H = \sum \Delta H_{\text{продукты реакции}} - \sum \Delta H_{\text{исходные вещества}} \quad (28)$$

в которой значения энтальпии продуктов реакции и исходных веществ берутся из таблиц.

Теплосодержание веществ

$$Q = G \times c \times t \quad (29)$$

где G – количество вещества;

c – средняя теплоемкость этого вещества;

t – температура отсчитанная от какой-либо точки (обычно от 0°C).

Теплота фазовых переходов

$$Q_1 = G \times g \quad (30)$$

где G – масса вещества;

g – удельная теплота соответствующего фазового перехода (испарения, конденсации, растворения, кристаллизации).

Подвод и отвод теплоты в систему рассчитывают по потере тепла теплоносителем по формуле

$$Q_3 = G \times c \times (t_n - t_k) \quad (31)$$

где G – масса теплоносителя, кг;

c – теплоемкость теплоносителя, кДж/кг· $^\circ\text{C}$;

t_n, t_k – начальная и конечная температура теплоносителя.

И по формуле теплопередачи через стенку

$$Q_3 = K_m \times F \times (t_m - t_{np}) \times \tau \quad (32)$$

где K_m – коэффициент теплопередачи;

F – поверхность теплообмена;

t_m – температура теплоносителя, обогревающего аппарат;

t_{np} – температура обогреваемого продукта;

τ – время.

Теплоту разбавления, в кДж/кмоль, выделяющуюся при растворении 1 кмоль H_2SO_4 в n кмоль H_2O вычисляют по формуле

$$Q = \frac{n \times 74833}{n + 1,7983} \quad (33)$$

Дифференциальную теплоту разбавления серной кислоты с начальным содержанием n_1 H_2SO_4 до n_2 H_2SO_4 определяют по разности тепловых эффектов разбавления конечной (Q_2) и исходной (Q_1) кислот

$$Q_2 - Q_1 = \frac{n_2 \times 74833}{n_2 + 1,7983} - \frac{n_1 \times 74833}{n_2 + 1,7983} \quad (34)$$

Теплоту смешения двух кислот разной концентрации определяют по формуле

$$Q = Q_3(m_1 + m_2) - Q_1 m_1 - Q_2 m_2 \quad (35)$$

где Q_1 и Q_2 – теплоты разбавления для исходных кислот, а Q_3 – для конечной кислоты;

m_1 и m_2 – количество 100 % H_2SO_4 во взятых для смешения кислотах, КМОЛЬ.

Тепловой эффект разбавления серной кислоты зависит от температуры, поэтому для более точных расчетов используют уравнение учитывающее поправку на температуру

$$H = \frac{2113M}{M + 0,2013} + \frac{2,99(t - 15)}{M + 0,062} \quad (36)$$

где H – теплота растворения серного ангидрида в воде, т.е. теплота образования серной кислоты из SO_3 в и H_2O , кДж/кг SO_3 ;

M – количество воды в серной кислоте, кг/кг SO_3 ;

t – температура, $^{\circ}\text{C}$.

Значение M определяют по формуле

$$M = \frac{100 - C}{C_{\text{SO}_3}} \quad (37)$$

где C_{SO_3} – концентрация SO_3 в серной кислоте, %.

Для вычисления теплоты разбавления моногидрата до любой концентрации необходимо, используя формулу (29), определить образования разность теплот 100 % H_2SO_4 (из воды серного ангидрида) и кислоты заданной концентрации.

Теплоту разбавления растворов серной кислоты определяют как разность ΔH теплот разбавления 100 % H_2SO_4 до конечной концентрации C_2 и до начальной концентрации C_1

$$Q_p = \Delta H = H_2 - H_1 \quad (38)$$

Теплота смешения кислот различной концентрации

$$Q_{см} = H_3 + 2113 - H_1 - H_2 \quad (39)$$

где H_1 , H_2 и H_3 – теплоты разбавления 100 % H_2SO_4 до концентраций исходных кислот (H_1 и H_2) и кислоты после смешения (H_3).

Энтальпию образования серной кислоты по реакции



подсчитывают по уравнению

$$Q = Q_{H_2SO_4} - Q_{SO_2г} - H_2O_{ж} \quad (40)$$

Используя значения энтальпий образования исходных компонентов при 25⁰С (в кДж/кмоль)

$SO_{2газ}$297,3

$H_2O_{ж}$286,3

$H_2SO_{4ж}$802

При 25⁰С энтальпия образования $H_2SO_{4ж}$ равна

$$\Delta H = 802 - (297,3 + 286,3) = 218,4 \text{ кДж/моль}$$

Или

$$\Delta H = \frac{(218,4 \cdot 1000)}{98} = 2216 \text{ кДж/кг}$$

Пример 11

Для получения 75 % серной кислоты 1 т 95 % серной кислоты разбавляют 40 % серной кислотой. Сколько при этом выделиться теплоты?

Решение

Количество, кг добавляемой 40 % серной кислоты

$$G = \frac{1000 \times (0,95 - 0,75)}{0,75 - 0,40} = 571,4 \text{ кг}$$

Получаемой 75 % серной кислоты

$$G = 1000 + 571,4 = 1571,4$$

Используя литературные данные [7] находим энтальпии образования кислот, кДж. Тогда

Энтальпия образования 95 % H_2SO_4 равна

$$\Delta H_{95\%} = 1000 \times 0,95 \times 92,2 = 87571 \text{ кДж}$$

Энтальпия образования 40 % H_2SO_4 равна

$$\Delta H_{40\%} = 571,4 \times 0,4 \times 660,8 = 151024 \text{ кДж}$$

Энтальпия образования 75 % H_2SO_4 равна

$$\Delta H_{75\%} = 1571,4 \times 0,75 \times 406 = 478491 \text{ кДж}$$

Количество выделившейся теплоты

$$Q_p = \Delta H_{75\%} - (\Delta H_{95\%} + \Delta H_{40\%})$$

$$Q_p = 478491 - (87571 + 151024) = 239896 \text{ кДж}$$

Пример 12

За 1 час в смеситель поступает 3200 кг $SO_{3\text{жид}}$ и 360 кг H_2O . Сколько теплоты следует отводить, чтобы температура вытекающего олеума была 18 °С?

Решение

Общее содержание SO_3 в получаемом растворе

$$C = \frac{3200}{3200 + 360} \times 100 = 98 \%$$

Из справочника находим, что это соответствует олеуму с концентрацией ~ 45 % $SO_{3\text{своб}}$.

Интерполируя литературные данные [7, с. 115], находим, что при образовании 45 % олеума смешением жидкого серного ангидрида с водой на 1 кг SO_3 выделяется 645,3 кДж. Из смесителя следует отводить

$$645,3 \times 3200 = 2064832 \text{ кДж/ч}$$

4.2.1 Производство серной кислоты. Получение сернистого газа.

Сырьем в производстве серной кислоты могут быть элементарная сера и

различные серусодержащие соединения (сульфиды и сульфаты металлов). В общей схеме сернокислотного производства существенное значение имеют две первые стадии – подготовка сырья и его сжигание или обжиг.

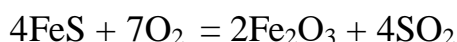
Процесс горения колчедан складывается из стадий:

- термического разложения колчедана $2\text{FeS}_2 = \text{FeS} + \text{S}_2$

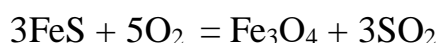
- горения серы $\text{S}_2 + 2\text{O}_2 = 2\text{SO}_2$

- окисления FeS,

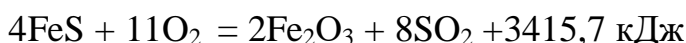
которое суммарно может быть описано уравнениями



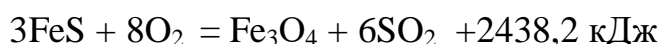
или



Окончательно горение колчедана представляют общими уравнениями: при образовании окиси железа -



при образовании закись-окись железа –



Выходящие из печей обжига колчедана газы содержат 10–15 % (об.) SO_2 и ~ 0,5 % (об.) SO_3 . Сера выгорает из колчедана не полностью и в огарке остается небольшое количество неразложившегося колчедана. В огарок переходят также содержащиеся в колчедане примеси (SiO_2 , CaSO_4 и др.).

Выход огарка χ , в долях единицы

$$\chi = \frac{C_{\text{Sтеор}} - (1 - \alpha)C_{\text{Sфакт}}}{C_{\text{Sтеор}} - (1 - \alpha)} \quad (41)$$

где $C_{\text{Sтеор}}$ – теоретическое содержание серы в сырье (в основном минерале), %;

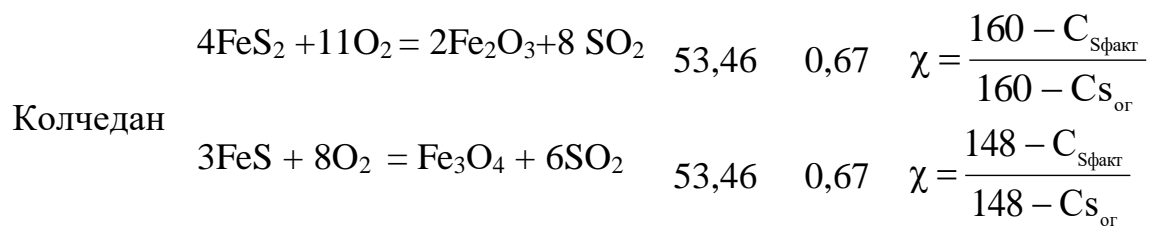
$C_{\text{Sфакт}}$ – фактическое содержание серы в сухом сырье, %;

$C_{\text{Sог}}$ – содержание серы в огарке, %;

α – теоретический выход огарка (при полном выгорании серы) в долях единицы.

Разделив числитель и знаменатель формулы (41) на $(1 - \alpha)$ и подставив значение $C_{\text{Sтеор}}$ и α , получим для различного сырья следующие расчетные формулы (42)

Сырье	Реакция горения	$C_{\text{Sтеор}}$	α	Формула
-------	-----------------	--------------------	----------	---------



При обжиге углистого колчедана выход огарка может быть подсчитан по формуле

$$X = \frac{160 - C_{\text{Sфакт}} - 1,6C_c}{160 - C_{\text{Sор}}} \quad (43)$$

где C_c - содержание углерода в сухом колчедане, %.
Количество выгоревшей серы [в % (масс.)]

$$C_{\text{S}_{\text{выг}}} = C_{\text{S}_{\text{факт}}} - X \times C_{\text{S}_{\text{ор}}} \quad (44)$$

Степень использования серы при обжиге, в %

$$\eta = \frac{C_{\text{S}_{\text{выг}}}}{C_{\text{S}_{\text{факт}}}} \times 100 \quad (45)$$

Потери серы с огарком, в процентах по отношению к сере, загруженной в печь

$$\eta = X \left(\frac{C_{\text{S}_{\text{ор}}}}{C_{\text{S}_{\text{факт}}}} \right) \times 100 \quad (46)$$

Объем (в м^3) воздуха $V_{\text{возд}}$ (сухого, при нормальных условиях – н.у.), который необходимо подать в печь на обжиг одной тонны сухого сернистого сырья, подсчитывают по формуле

$$V_{\text{возд}} = \left[\frac{700}{C_{\text{SO}_2}} + 7(m-1) \right] C_{\text{S}_{\text{выг}}} \quad (47)$$

где m – стехиометрическое отношение числа молекул кислорода к числу молекул двуокиси серы (по уравнению реакции);

C_{SO_2} – заданная концентрация двуокиси серы в обжиговом газе, % (об.)

Как правило, содержание двуокиси серы в обжиговом газе задают

заранее или высчитывают по заданному коэффициенту избытка воздуха a с учетом используемого сырья и типа печи. Коэффициент a равен отношению количества фактически затраченного воздуха к теоретически необходимому

$$a = \frac{n}{mC_{SO_2}} + \frac{n(m-1)}{100} \quad (48)$$

где n – содержание кислорода в воздухе, % об.

Формулы для расчета объема воздуха, необходимого для обжига 1 т сухого сырья и для получения 1 т кислоты (моногидрата) для различных видов сырья (49)

Сырье	Реакция горения	m	Объем воздуха м ³ /т Для обжига сырья	для получ. H ₂ SO ₄
Колчедан	$4FeS_2 + 11O_2 = 2Fe_2O_3 + 8SO_2$	1,375	$\left[\frac{700}{C_{SO_2}} + 2,625 \right] C_{S_{\text{сыр}}}$	$\frac{22860}{mC_{SO_2}} + 86$
Сера	$S + O_2 = SO_2$	1,0	$\left[\frac{700}{C_{SO_2}} \right] C_{S_{\text{сыр}}}$	$\frac{22860}{mC_{SO_2}}$
Цинковая обманка	$2ZnS + 3O_2 = 2ZnO + 2SO_2$	1,5	$\left[\frac{700}{C_{SO_2}} + 3,5 \right] C_{S_{\text{сыр}}}$	$\frac{22860}{mC_{SO_2}}$

Объем обжигового газа (при н.у.), получаемого на 1 т сжигаемого сырья:
При отсутствии SO₃ в обжиговом газе

$$V_z = 700 \times \frac{C_{S_{\text{сыр}}}}{C_{SO_2}} \quad (50)$$

При наличии SO₃ в обжиговом газе

$$V_z = 700 \times \frac{C_{S_{\text{сыр}}}}{C_{SO_2}} + C_{SO_3} \quad (51)$$

В расчете на 1 т H₂SO₄ объем обжигового газа (при н. у.) равен:
При отсутствии SO₃ в газах

$$V_r = \frac{22860}{C_{SO_2}} \quad (52)$$

При присутствии SO_3 в газах

$$V_r = \frac{22860}{C_{SO_2} + C_{SO_3}} \quad (53)$$

где C_{SO_3} – содержание SO_3 в обжиговом газе, % (об.)

Соотношение между содержанием кислорода и содержаниями сернистого и серного ангидридов в обжиговом газе имеет вид

$$C_{O_2} = n \left[m - \frac{n(m-1)}{100} \right] C_{SO_2} - \left[m + 0,5 \frac{n(m-0,5)}{100} \right] C_{SO_3} \quad (54)$$

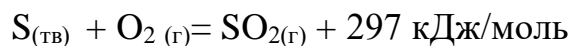
Формулы для вычисления содержания кислорода в обжиговом газе для различных видов сырья (55):

Сырье	Реакция горения	Формула
Колчедан	$4FeS_2 + 11O_2 = 2Fe_2O_3 + 8SO_2$ $3FeS + 8O_2 = Fe_3O_4 + 6SO_2$	$C_{O_2} = 21 - 1,296C_{SO_2}$
Сера	$S + O_2 = SO_2$	$C_{O_2} = 21 - 1,395C_{SO_2}$
Цинковая обманка	$2ZnS + 3O_2 = 2ZnO + 2SO_2$	$C_{O_2} = 21 - 1,395C_{SO_2}$
Сероводород	$2H_2S + 3O_2 = 2H_2O + 2SO_2$	$C_{O_2} = 21 - 1,395C_{SO_2}$

При обжиге колчедана на 4 моля FeS_2 ($M = 119,97$) выделяется 3415,7 кДж тепла, поэтому теплота горения химически чистого пирита составит

$$\frac{3415,7 \times 1000}{4 \times 119,97} = 7120 \text{ кДж/кг} \quad (56)$$

Тепловой эффект горения твердой серы согласно уравнению



составляет 9260 кДж/кг

Формулы для определения количества теплоты, выделяющейся при сжигании 1 кг сухого сырья (с учетом количества выгоревшей серы) (57):

Сырье	Реакция горения	Количество теплоты сырья, кДж/кг
-------	-----------------	----------------------------------

Колчедан	$4\text{FeS}_2 + 11\text{O}_2 = 2\text{Fe}_2\text{O}_3 + 8\text{SO}_2$	$133,2C_{\text{СВЫГ}}$
	$3\text{FeS}_2 + 8\text{O}_2 = \text{Fe}_3\text{O}_4 + 6\text{SO}_2$	$126,5C_{\text{СВЫГ}}$
Углистый колчедан	$4\text{FeS}_2 + 11\text{O}_2 = 2\text{Fe}_2\text{O}_3 + 8\text{SO}_2$	$133,2C_{\text{СВЫГ}} +$
	$\text{C} + \text{O}_2 = \text{CO}_2$	$+ 337,7C_{\text{СВЫГ}}$
Сера	$\text{S} + \text{O}_2 = \text{SO}_2$	$92,6C_{\text{СВЫГ}}$
Цинковая обманка	$2\text{ZnS} + 3\text{O}_2 = 2\text{ZnO} + 2\text{SO}_2$	$146,5C_{\text{СВЫГ}}$

Теоретическая температура горения колчедана равна

$$t = \frac{Q}{V_{\text{г}} \times C_{\text{г}} + G_{\text{ог}} \times C_{\text{ог}}} \quad (57)$$

где Q – общее количество теплоты, выделившееся при горении колчедана, а также вносимой в печь колчеданом и воздухом, кДж/кг;

$V_{\text{г}}$ – объем обжигового газа, полученного при сжигании 1 т колчедана, м³;

$C_{\text{г}}$ – теплоемкость газа, кДж/(м³·К);

$G_{\text{ог}}$ – масса огарка, кг;

$C_{\text{ог}}$ – теплоемкость огарка, кДж/(м³·К).

Поскольку количество теплоты, поступающей в печь с колчеданом и воздухом составляет 293% от количества теплоты реакции обжига, а с огарком выносятся 3-5% всей теплоты, постольку можно определить теоретическую температуру горения колчедана по приближенной формуле

$$t = \frac{Q_{\text{р}}}{V_{\text{г}} \times C_{\text{г}}} \quad (58)$$

где $Q_{\text{р}}$ – теплота реакции горения колчедана, кДж/т.

Практическая температура горения колчедана ниже рассчитываемой и определяется условиями обжига: часть теплоты отдается стенками печи в окружающее пространство (в зависимости от конструкции печи 5-30 % от прихода), а часть отводят охлаждающими агентами (водой или воздухом).

Для пересчета расхода натурального колчедана на 1 т 100 % H₂SO₄ в условный 45 % колчедан количество натурального колчедана следует на коэффициент K , определяемый по формуле

$$K = \frac{C_{\text{с}}(100 - C_{\text{H}_2\text{O}})}{45 \times 100} \quad (59)$$

где C_S и C_{H_2O} – содержания серы и влаги в колчедане, %.

Производительность B (в т/сут) печей для обжига колчедана (в пересчете на 45 %) определяют по следующим формулам:

Полочная печь

$$B = \frac{q \times F}{1000} \quad (60)$$

где q – интенсивность печи, равная 200-250 кг колчедана, сжигаемого на 1 м² пода в сутки;

F – площадь всех рабочих подов печи, м².

Печь пылевидного обжига

$$B = \frac{q \times V}{1000} \quad (61)$$

где q – интенсивность печи, равная 800 – 100 кг/(м³·сут) колчедана, сжигаемого на 1 м² пода в сутки;

V – объем печи, м³.

Печь для обжига колчедана в кипящем слое

$$B = q \times F \quad (62)$$

где q – интенсивность печи, равная 9 -10 т/(м³·сут) колчедана, сжигаемого на 1 м² пода в сутки;

F – площадь решетки, м².

Форсуночные и циклонные печи для сжигания серы

$$B = \frac{R \times V \times 24}{1000 \times g} \quad (63)$$

где R – тепловое напряжение, равное 0,3-0,4 для форсуночной печи и 8-16 мДж/(м³·ч) для циклонной печи;

V – объем печи, м³;

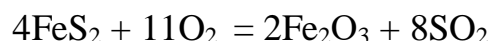
g – тепловой эффект сгорания серы, кДж/кг серы.

Пример 13

Определить выход огарка при обжиге колчедана, содержащего 45 % серы, если сера выгорает полностью.

Решение

Уравнение горения пирита



показывает, что из 1 кг чистого пирита получается огарка

$$\frac{2 \times 160}{4 \times 120} = 0,667 \text{ кг}$$

где 120 – молекулярный вес FeS_2 ;

160 – молекулярный вес Fe_2O_3 .

В 1 кг колчедана, содержащем 45 % серы, находится FeS_2

$$\frac{0,45 \times 120}{64} = 0,844 \text{ кг (84,4 \%)}$$

Остальные $100 - 84,4 = 15,6$ % составляют примеси (условно считают, что они целиком переходят в огарок). Теоретический выход огарка (Fe_2O_3 + примеси), получаемого при обжиге 1 кг колчедана, содержащего 45 % серы, составляет

$$0,667 \times 0,844 + 0,156 = 0,719 \text{ кг}$$

Тот же результат получим, подставив в формулу (42) $C_{S_{\text{факт}}} = 45$ % и $C_{S_{\text{ог}}} = 0$

$$X = \frac{160 - C_{S_{\text{факт}}}}{160 - C_{S_{\text{ог}}}} = \frac{160 - 45}{160 - 0} = 0,719 \text{ кг}$$

Пример 14

Печное отделение сернокислотного производства состоит из 2-х печей КС (кипящего слоя), каждая из которых имеет производительность 200 т колчедана в сутки. На обжиг поступает колчедан, содержащий 43 % серы (в расчете на сухой). Выходящий из печи огарок содержит 1 % серы.

Определить количество огарка, удаляемого из печного отделения за 1 час.

Решение

Выход огарка на 1 т колчедана может быть найден по формуле (42)

$$X = \frac{160 - 43}{160 - 1} = 0,736 \text{ кг/т}$$

Тогда часовое количество огарка составит

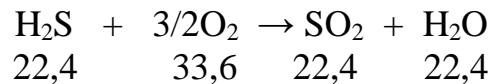
$$0,736 \frac{200 \times 2}{24} = 12,26 \text{ кг/т}$$

Пример 15

Определить состав газа, получаемого при сжигании сероводородного газа, содержащего 87 % H_2S и 5 % (об.) H_2O . Количество воздуха, подаваемого в горелку, равно десятикратному объему газа. Воздух содержит 2,5 % (об.) H_2O .

Решение

Напишем уравнение реакции горения сероводородного газа



Предположим, что объем сероводородного газа равен 1 м^3 . Тогда найдем количество H_2S и паров воды и примесей в газе

$$V_{\text{H}_2\text{S}} = 0,87 \text{ м}^3, \quad V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,05 \text{ м}^3$$

Тогда объем примесей равен

$$V_{\text{примес}} = 1 - 0,05 - 0,87 = 0,08 \text{ м}^3$$

Из уравнения найдем количество кислорода необходимого для реакции

$$V_{\text{O}_2} = \frac{0,87 \times 33,6}{22,4} = 1,305 \text{ м}^3$$

Также из уравнения найдем объем образующихся продуктов: паров воды и диоксида серы (их объемы равны)

$$V_{\text{SO}_2} = V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{0,87 \times 22,4}{22,4} = 0,87 \text{ м}^3$$

По условию на 1 м^3 газа подается 10 м^3 воздуха, тогда влаги в воздухе содержится

$$V_{\text{H}_2\text{O}_{\text{возд}}} = 0,025 \times 10 = 0,25 \text{ м}^3$$

Объем сухого воздуха равен

$$V_{\text{сух.возд}} = 10 - 0,25 = 9,75 \text{ м}^3$$

В воздухе содержится кислорода

$$V_{O_2} = \frac{9,75 \times 21}{100} = 2,05 \text{ м}^3$$

азота

$$V_{N_2} = \frac{9,75 \times 79}{100} = 7,7 \text{ м}^3$$

Найдем избыток кислорода и общую влагу выходящего газа

$$V_{O_2,ост} = 2,05 - 1,305 = 0,745 \text{ м}^3$$

$$V_{H_2,Общ} = 0,05 + 0,25 + 0,87 = 1,17 \text{ м}^3$$

Состав печного газа приведем в таблице 2

Таблица 2 – Состав печного газа

Наименование компонента	м ³	%
Диоксид серы	0,87	8,58
Пары воды (общие)	1,17	11,64
Кислород (не вступивший в реакцию)	0,745	3,03
Азот	7,7	75,96
Примеси (пришедшие с газом)	0,08	0,79
Всего	10,565	100

Пример 16

Подсчитать максимальное содержание двуокиси серы в обжиговом газе, полученном при сжигании колчедана, при условии, что весь кислород поступающего в печь воздуха расходуется на обжиг (состав сухого воздуха 21 % (об) O₂ и 79 % (об) N₂)

Решение

Согласно уравнению горения пирита при расходе 11 объемов кислорода расходуется всего 8 объемов SO₂, так как часть кислорода расходуется на образование окиси железа Fe₂O₃. В 100 объемах воздуха содержится 79 объемов азота и 21 объем кислорода, из которого образуется

$$\frac{21 \times 8}{11} = 15,27 \quad \text{объема SO}_2$$

Поэтому при расходе 100 объемов воздуха полученный обжиговый газ займет

$$15,27 + 79 = 94,27 \quad \text{объема}$$

Следовательно, максимальная концентрация SO_2 в газе, получаемом при обжиге пирита с образованием огарка Fe_2O_3 , может быть равной

$$\frac{15,27 \times 100}{94,27} = 16,2 \quad \% \text{ (об.)}$$

Если воздух поступает на обжиг с 50 % избытком, то с ним будет дополнительно введено

$$21 \times 0,5 = 10,5 \quad \text{объема кислорода}$$

$$79 \times 0,5 = 39,5 \quad \text{объема азота}$$

В этом случае содержание в газе, % (об.)

$$\text{SO}_2 \quad \frac{15,27}{94,27 + 50} \times 100 = 10,55$$

$$\text{O}_2 \text{ свободного} \quad \frac{10,5}{94,27 + 50} \times 100 = 7,27$$

Пример 17

Рассчитать количество сухого воздуха, необходимого для сжигания 1000 кг колчедана, и объем полученного обжигового газа, если колчедан содержит 41 % серы, а огарок – 0,5 %. Влажность колчедана 7,4 %. Концентрация SO_2 в обжиговом газе равна 10 % (об.).

Решение

Найдем содержание серы в сухом колчедане

$$C_s = \frac{41}{100 - 7,4} \times 100 = 44,4 \quad \%$$

Количество получаемого огарка найдем (42)

$$X = \frac{160 - C_{s_{\text{факт}}}}{160 - C_{s_{\text{оз}}}} = \frac{160 - 44,4}{160 - 0,5} = 0,725 \quad \text{т}$$

Количество выгоревшей серы найдем по формуле (43)

$$C_{s_{\text{выг}}} = C_{s_{\text{факт}}} - X \times C_{s_{\text{оз}}} = 44,4 - 0,725 \times 0,5 = 44 \quad \%$$

Объем воздуха для сжигания 1000 кг колчедана рассчитываем по формуле (47)

$$V_{\text{возд}} = \left[\frac{700}{C_{\text{SO}_2}} + 7(m-1) \right] C_{\text{серы}} = \left[\frac{700}{10} + 2,625 \right] \times 44 = 3190 \text{ м}^3$$

Найдем объем получаемого обжигового газа по формуле (50)

$$V_z = 700 \times \frac{C_{\text{обж}}}{C_{\text{SO}_2}} = \frac{(700 \times 44)}{10} = 3090 \text{ м}^3$$

В пересчете на 1 т натурального (влажного) колчедана

$$V_{\text{возд}} = 3190 \frac{100 - 7,4}{100} = 2945 \text{ м}^3/\text{т}$$

$$V_{\text{обж}} = 3090 \frac{100 - 7,4}{100} = 2850 \text{ м}^3/\text{т}$$

Расчет может быть произведен и другим способом. Количество серы оставшейся в огарке равно

$$m_{\text{остаток}} = 0,725 \times 0,005 = 3,6 \text{ кг}$$

Тогда количество выгоревшей серы составит

$$m_{\text{выг.серы}} = 410 - 3,6 = 406,4 \text{ кг}$$

Рассчитаем объем SO_2 в обжиговом газе

$$V_{\text{SO}_2} = \frac{(406,4 \times 22,4)}{32} = 285 \text{ м}^3$$

Содержание кислорода в обжиговом газе найдем по формуле (55)

$$C_{\text{O}_2} = 21 - 1,296 C_{\text{SO}_2} = 21 - 1,296 \times 10 \approx 8 \% (\text{об.})$$

Тогда объем сухого обжигового газа равен

$$V_{\text{с.г.}} = \frac{285}{0,1} = 2850 \text{ м}^3$$

Содержание кислорода в нем составит

$$V_{O_2} = 2850 \times 0,08 = 227 \text{ м}^3$$

Тогда количество азота будет равно

$$V_{N_2} = V_{\text{с.г.}} - V_{SO_2} - V_{O_2} = 2850 - 285 - 227 = 2338 \text{ м}^3$$

Тогда количество сухого воздуха, требуемого для сжигания 1 т колчедана, составит

$$V_{\text{сух.воз.}} = \frac{V_{N_2}}{0,79} = \frac{2338}{0,79} = 2945 \text{ м}^3$$

Пример 18

Составить материальный баланс сушильной башни для осушки 25300 м³/ч воздуха, поступающего в форсуночную печь для сжигания серы. Температура воздуха 20 °С. Для осушки применяют 98 % серную кислоту. Из сушильной башни вытекает кислота, содержащая 96 % серную кислоту. Содержание насыщенного водяного пара в воздухе при 20 °С равно 17,3 г/м³.

Решение

При степени насыщения воздуха 0,54. Количество водяного пара, поступающего с ним, равно

$$m_{\text{вод.пар.}} = 0,0173 \times 0,54 \times 25300 = 238 \text{ кг}$$

где 0,0173 – содержание насыщенного водяного пара в воздухе, кг/ м³.
Переведем массу водяного пара в объем

$$V_{\text{вод.пар.}} = 238 \frac{22,4}{18} = 296 \text{ м}^3$$

Количество 98 % серной кислоты подаваемой на сушильную башню при разбавлении до 96 % концентрации согласно уравнению баланса моногидрата в поступающей и уходящей кислот

$$0,98 \times X = 0,96(X + 238)$$

Из уравнения $X = 11424 \text{ кг / ч}$

Составляем материальный баланс сушильной башни и приводим его в таблице 3

Таблица 3 – Материальный баланс сушильной башни

Приход	м ³	кг	Расход	м ³	Кг
Воздух (сухой)	25300	32612	Воздух (сухой)	25300	32612
Влага воздуха	296	238	96 % H ₂ SO ₄	-	11662
98 % H ₂ SO ₄	-	11424			
Итого		44274	Итого		44274

Пример 19

Расчет материального баланса печи КС-450

Исходные данные для расчета

Производительность печи (100 % H₂SO₄) G_{H₂SO₄}, т/ч20,833

Степень использования серы β0,885

Расход сухого колчедана (45 % S) на 1 т H₂SO₄ α, т0,82

Содержание, %

серы в колчедане C_s41

влаги в колчедане C_{вл}6

серы в огарке C_{S_{ог}}1

SO₂ в сухом обжиговом газе C_{SO₂}14,5

SO₃ в сухом обжиговом газе C_{SO₃}0,1

Температура °С:

Колчедана t_{колч}20

Воздуха t_{воз}20

Обжигового газа на выходе из печи t₂850

Огарка t_{ог}850

Относительная влажность воздуха φ, %50

Процесс горения колчедана описывается уравнением



Решение

Общее содержание серы в колчедане

$$C_s = \frac{Ar_s \times G_{H_2SO_4} \times 1000}{Mr_{H_2SO_4} \times \beta} = \frac{32,06 \times 20,833 \times 1000}{98,08 \times 0,885} = 7695 \text{ кг/ч}$$

Количество сухого колчедана

$$G_{\text{колч}} = \frac{G_s \times 100}{C_s} = \frac{7695 \times 100}{41} = 18768 \text{ кг/ч}$$

Количество влаги в колчедане

$$G_{вл} = \frac{G_{колч} \times C_{вл}}{100 - C_{вл}} = \frac{18768 \times 6}{100 - 6} = 1198 \text{ кг/ч}$$

Количество огарка найдем из формулы (42)

$$G_{ог} = \frac{160 - C_S}{160 - C_{S(ог)}} \times G_{колч} = \frac{160 - 41}{160 - 1} \times 18768 = 0,748 \times 18768 = 14038 \text{ кг/ч}$$

Количество серы в огарке

$$G_{S(ог)} = \frac{G_{ог} \times C_{S(ог)}}{100} = \frac{14038 \times 1}{100} = 140 \text{ кг/ч}$$

Потери серы с огарком

$$C_{потерь} = \frac{G_{S(ог)} \times 100}{G_S} = \frac{140 \times 100}{7695} = 1,82 \%$$

Количество выгоревшей серы

$$G_{Sвы} = G_S - G_{S(ог)} = 7695 - 140 = 7555 \text{ кг/ч}$$

Общий объем $SO_2 + SO_3$

$$V_{SO_2+SO_3} = \frac{(G_S - G_{S(ог)}) \times 22,4}{Ar_S} = \frac{7555 \times 22,4}{32,06} = 5279 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объем найдем из формулы SO_2

$$V_{SO_2} = \frac{V_{SO_2+SO_3} \times C_{SO_2}}{C_{SO_2} + C_{SO_3}} = \frac{5279 \times 14,5}{14,5 + 0,1} = 5243 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объем SO_3

$$V_{SO_3} = V_{SO_2+SO_3} - V_{SO_2} = 5279 - 5243 = 36 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Концентрация кислорода в обжиговом газе определяется по формуле

$$C_{O_2} = n - \left[m - \frac{n(m-1)}{100} \right] \times C_{SO_2} - \left[m + 0,5 \frac{n(m-0,5)}{100} \right] \times C_{SO_3}$$

где n – содержание кислорода в воздухе (21 %);

m – стехиометрическое соотношение числа молекул кислорода к числу молекул диоксида серы, по балансовому уравнению ($m=11:8=1,375$)

$$C_{O_2} = 21 - \left[1,375 - \frac{21(1,375-1)}{100} \right] \times 14,5 - \left[1,375 + 0,5 \frac{21(1,375-0,5)}{100} \right] \times 0,1 = 2,06$$

Объем сухого обжигового газа

$$V_{\text{с}} = \frac{V_{SO_2} \times 100}{C_{SO_2}} = \frac{5243 \times 100}{14,5} = 36159 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объем азота в обжиговом газе составит

$$V_{N_2} = V_{\text{с}} - (V_{SO_2} + V_{SO_3} + V_{O_2}) = 36159 - (5243 + 36 + 744) = 30144 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объем сухого воздуха, поступающего на обжиг колчедана (воздух содержит 79 % N_2) найдем из уравнения

$$V_{\text{возд}} = \frac{V_{N_2} \times 100}{C_{N_2}} = \frac{30136 \times 100}{79} = 38147 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объем паров в воздухе (при 20°C и относительной влажности воздуха $\varphi = 50$ % давление паров воды в нем равно $P_{H_2O} = 11,802$ кПа)

$$V_{H_2O} = \frac{V_{\text{с}} \times P_{H_2O}}{P_0 - P_{H_2O}} = \frac{38147 \times 1180,2}{(1,013 - 0,0118) \times 10^5} = 445 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Общий объем паров в обжиговом газе

$$V_{H_2O} = \frac{G_{\text{вл}} \times 22,4}{M_{H_2O}} + V_{H_2O} = \frac{1198 \times 22,4}{18} + 445 = 1936 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Данные расчетов сведем в таблицу материального баланса 4.

Таблица 4 – Материальный баланс печи КС-450

Приход	Количество		Расход	Количество	
	кг	м ³		кг	м ³

Колчедан	18768	-	Огарок	140038	-
Влага колчедана	1198	-	Обжиговый газ:		
Сухой воздух	49400	38147	SO ₂	15337	5243
Влага с воздухом	358	445	SO ₃	129	36
			O ₂	1063	744
			N ₂	37600	30136
			H ₂ O	1556	1936
Всего	69724	38592	Всего	69724	38095

Пример 20

Составить материальный баланс первой промывной башни производства серной кислоты контактным методом.

Исходные данные

Состав и количество газа (при н. у.), поступающего в промывное отделение:

	%(об)	м ³ /ч
SO ₂	13	15470
SO ₃	0,3	357
O ₂	3,4	4050
N ₂	83,1	99000
H ₂ O.....	-	7250

Башню орошают 60% серной кислотой с температурой 50⁰С. Газ покидает башню с температурой 115⁰С.

Решение

Для расчета условно принимаем:

- в башне полностью поглощается серный ангидрид с образованием 60 % серной кислоты;

- половина образовавшейся кислоты уносится в виде брызг во вторую башню и возвращается в цикл 1-й промывной башни в виде 30 % серной кислоты;

- количество влаги, уносимой газом из башни, определяем, исходя из средней температуры между орошающей кислотой и выходящим газом, т.е.

$$t_{cp} = \frac{(115 + 50)}{2} = 82,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Давление паров воды над 60 % серной кислотой при этой температуре равно 11452,2 Па (85,9 мм рт. ст.) [10, с. 107].

Объем сухого газа равен

$$V_{\text{сух.газа}} = 15470 + 357 + 4050 + 99000 = 118877 \text{ м}^3$$

Следовательно, из первой промывной башни с газом уходит влаги

$$m_{H_2O} = \frac{V_{\text{сух.газа}} \times P_{H_2O}}{P_0 - P_{H_2O}} = \frac{118877 \times 11452,2}{101323,2 - 11452,2} = 15150 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где P_0 – атмосферное давление.

Масса уходящей влаги равна

$$m = \frac{15150 \times 18}{22,4} = 12174 \text{ кг/ч}$$

Из цикла орошения 1-й промывной башни выводиться 60 % серная кислота в количестве

$$\frac{357 \times 80}{22,4} \times \frac{98}{80 \times 0,6} = 2603 \text{ кг/ч}$$

где 357 – объем SO_3 $\text{м}^3/\text{ч}$;

0,6 – концентрация серной кислоты, доли единицы;

80 и 90 – молекулярные массы SO_3 и серной кислоты.

Содержание воды в ней составит

$$2603 - \frac{357 \times 80}{22,4} = 1328 \text{ кг}$$

Во 2-ю промывную башню с брызгами поступает 60 % серной кислоты

$$2603 \times 0,5 = 1301,5 \text{ кг}$$

В которой содержится SO_3

$$m_{SO_3} = 1301,5 \times 0,6 \times \frac{80}{98} = 637,5 \text{ кг}$$

Воды

$$m_{H_2O} = 1301,5 - 637,5 = 664 \text{ кг}$$

Эта кислота разбавляется во 2-й промывной башне и в виде 30% возвращается в цикл орошения 1-й промывной башни.

Всего возвращается в процесс: SO_3 – 637,5 кг

$$m_{H_2O} = \frac{(1301,5 \times 0,6)}{0,3} - 637,5 = 1965,5 \text{ кг}$$

Баланс первой промывной башни по воде приведен в таблице 5.

Таблица 5 – Баланс первой промывной башни по воде

Приход	кг	Расход	кг
С газом	5800	С газом во 2-ю промывную башню	12174
Из 2-й промывной башни в виде 30 % H ₂ SO ₄	1965,5	С брызгами в виде 60 % H ₂ SO ₄	664
Добавляется вода в 1-ю промывную башню (по разности между приходом и расходом)	6400,5	Выводится в составе продукционной 60 % H ₂ SO ₄	1328
Итого	14166	Итого	14166

Пример 21

Составить таблицу материального баланса контактного отделения, если состав и количество компонентов (на 1 т колчедана) поступающего газа следующие:

	% (об.)	кг	м ³
SO ₂	7,1	749,4	262,2
O ₂	11,0	579,6	406
N ₂	81,9	3782	3024

Степень превращения 0,98.

Решение

Процесс протекающий в контактном отделении можно представить следующим уравнением



Количество сернистого ангидрида, полученного из 1000 кг колчедана с учетом степени превращения, составит

$$m_{\text{SO}_3} = \frac{749,4 \times 80 \times 0,98}{64} = 919 \text{ кг}$$

Переведем в объем

$$V_{\text{SO}_3} = \frac{919 \times 22,4}{80} = 257,5 \text{ м}^3$$

Расход кислорода на окисление SO₂ из уравнения составит:

$$m_{O_2} = \frac{749,4 \times 0,98 \times 0,5 \times 32}{64} = 183,6 \text{ кг}$$

Переведем в объем

$$V_{O_2} = \frac{183,6 \times 22,4}{32} = 128,8 \text{ м}^3$$

Тогда в газе останется

$$m_{SO_{2\text{непр.}}} = 749,4 \times 0,02 = 15 \text{ кг}$$

$$V_{SO_{2\text{непр.}}} = \frac{15 \times 22,4}{64} = 5,25 \text{ м}^3$$

$$m_{O_{2\text{непр.}}} = 579,6 \times 183,6 = 396 \text{ кг}$$

$$V_{O_{2\text{непр.}}} = \frac{396 \times 22,4}{32} = 277,2 \text{ м}^3$$

Материальный баланс контактного отделения приведен в таблице 6.

Таблица 6 – Материальный баланс контактного отделения

Приход	кг	м ³	% (об.)	% (масс.)	Расход	кг	м ³	% (об.)	% (масс.)
SO ₂	749,4	262,2	7,1	14,7	SO ₃	919	257,5	7,23	18
O ₂	579,6	406	11,0	11,3	O ₂ непр.	396	77,2	7,79	6,77
N ₂	3782	3024	81,9	74,0	N ₂	3782	3024	84,8	74,0
					SO ₂ непр.	15	5,25	0,15	0,29
Всего	5112				Всего	5112			

Пример 22

Составить тепловой баланс обжига колчедана в печи с кипящим слоем КС 200 по данным материального баланса.

Материальный баланс

Приход	кг	м ³	Расход	кг	м ³
Колчедан сухой	8084	-	Огарок	6000	-
Влага	250	-	SO ₂	6740	2360
колчедана	22900	17700	O ₂	572	400
Воздух сухой	164	204	N ₂	17400	12900
Влага воздуха			H ₂ O	414	516
Итого:	31398		Итого:	31126	

Температура в кипящем слое 800 °С. Потери теплоты 4 % от прихода.

Теплоемкость (кДж/м³×К) при 20 °С: колчедана – 0,538 кДж/кг×К; воздуха – 1,3097 (1,0119 кДж/кг×К); Н₂О – 2,006; при 800 °С: огарка – 0,883 кДж/кг×К; SO₂ – 4,187 (0,437 + 0,0000847Т) = 2,428; O₂ – 1,571; N₂ – 1,63; Н₂О – 1,844.

Решение

Приход и расход теплоты с компонентами рассчитываем по формуле (29)

$$Q = m \times c \times t$$

где G – количество вещества;

c – средняя теплоемкость этого вещества;

t – температура.

Количества тепла, поступаемого с сухим колчеданом равно

$$Q_{\text{колч.}} = 8084 \times 0,538 \times 293 = 1274,31 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Количества тепла, поступаемого с влагой колчедана

$$Q_{\text{вл.колч.}} = 250 \times 4,187 \times 293 = 306,7 \times 10^3 \text{ кДж}$$

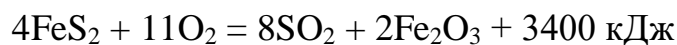
Количества тепла, поступаемого с сухим воздухом

$$Q_{\text{возд.}} = 17700 \times 1,3097 \times 293 = 6792,24 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Количества тепла, поступаемого с водяными парами

$$Q_{\text{вод.пары}} = 204 \times 2,006 \times 293 = 119,9 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Теплота экзотермической реакции обжига определяется по реакции



Определяется по ее тепловому эффекту. При образовании 8 моль или 8·22,4 м³ SO₂ (по суммарной реакции обжига колчедана) выделяется 3400 кДж. Следовательно, при 2360 м³ SO₂

$$Q_p = \frac{3400 \times 2360}{8 \times 22,4} \times 1000 = 44776,79 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Весь приход теплоты составит

$$Q_{\text{пр}} = Q_{\text{колч.}} + Q_{\text{вл.колч.}} + Q_{\text{вод.пары}} + Q_{\text{возд.}} + Q_p$$

$$Q_{\text{пр}} = (1274,31 + 306,7 + 6792,24 + 119,9 + 44776,79) \times 10^3 = 53269,94 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Расход теплоты

Количества тепла, уходящего с огарком

$$Q_{\text{ог}} = 6000 \times 0,883 \times 1073 = 5684,75 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Количества тепла, уходящего с обжиговым газом

$$Q_{\text{об.газ.}} = Q_{\text{SO}_2} + Q_{\text{N}_2} + Q_{\text{O}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}}$$

Рассчитаем количества тепла, уходящего с каждым компонентом

$$Q_{\text{SO}_2} = 2360 \times 2,428 \times 1073 = 6148,38 \times 10^3 \text{ кДж}$$

$$Q_{\text{O}_2} = 400 \times 1,571 \times 1073 = 674,27 \times 10^3 \text{ кДж}$$

$$Q_{\text{N}_2} = 12900 \times 1,463 \times 1073 = 20250,41 \times 10^3 \text{ кДж}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 516 \times 1,844 \times 1073 = 1020,96 \times 10^3 \text{ кДж}$$

$$Q_{\text{об.газ.}} = (6148,38 + 674,27 + 20250,41 + 1020,96) \times 10^3 = 28094,02 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Потери тепла примем равными 4 % от прихода (по условию)

$$Q_{\text{пот}} = Q_{\text{пр}} \times 0,04 = 53269,94 \times 10^3 \times 0,04 = 2130,8 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Тогда отвод тепла на выработку пара будет составлять

$$Q_{\text{отв.тепла}} = Q_{\text{пр}} - (Q_{\text{ог}} + Q_{\text{об.газ.}} + Q_{\text{пот.}})$$

$$Q_{\text{отв.тепла}} = 53269,94 \times 10^3 - (5684,75 + 28094,02 + 2130,8) \times 10^3 =$$

$$= 17360,37 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Данные расчетов сведем в таблицу 7.

Таблица 7 – Тепловой баланс печи КС200

Приход тепла	кДж	Расход тепла	кДж
$Q_{\text{колч.}}$	$1274,31 \times 10^3$	$Q_{\text{ог}}$	$5684,75 \times 10^3$
$Q_{\text{вл.колч.}}$	$306,7 \times 10^3$	$Q_{\text{об.газ.}}$	$28094,02 \times 10^3$
$Q_{\text{возд.}}$	$6792,24 \times 10^3$	$Q_{\text{пот.}}$	$2130,8 \times 10^3$
$Q_{\text{вод.пары}}$	$119,9 \times 10^3$	$Q_{\text{отв.тепла}}$	$17360,37 \times 10^3$
$Q_{\text{р}}$	$44776,79 \times 10^3$		
Итого:	$53269,94 \times 10^3$	Итого:	$53269,94 \times 10^3$

Пример 23

Составить материальный баланс (1000 кг колчедана) сушильно-абсорбционного отделения.

Исходные данные

Продукция выпускается в виде олеума с концентрацией $SO_{3\text{своб}} = 20\%$.

Олеумный абсорбер орошается олеумом, содержащим $20\% SO_{3\text{своб}}$, за один цикл он закрепляется на 1% . В олеумный абсорбер поступает с газом $919\text{ кг } SO_3$ на 1000 кг колчедана. С серной кислотой из сушильного отделения вносится $119,3\text{ кг } H_2O$ на 1000 кг колчедана.

Моногидратный абсорбер орошается $98\% H_2SO_4$, которая за один цикл закрепляется на $0,5\%$.

На сушильную башню подается $94\% H_2SO_4$ в количестве 22400 кг на 1000 кг колчедана, выходящая кислота содержит $94,5\% H_2SO_4$.

Решение

Для более четкого представления материальных потоков в сушильно-абсорбционном отделении рекомендуется до решения задачи составить схему.

Состав 20% олеума: $85,3\% SO_3$ и $14,7\% H_2O$.

Количество воды, которое необходимо ввести в процесс

$$m_{H_2O} = \frac{(919 \times 147)}{853} = 158 \text{ кг}$$

где 919 – количество поступающего SO_3 , кг;

147 – количество воды на 1000 кг продукта, кг;

853 – количество SO_3 на 1000 кг продукта, кг.

С учетом воды, поступающей из сушильного отделения, количество добавляемой воды равно

$$m_{H_2O\text{вввв}} = 158 - 119,3 = 38,7 \text{ кг}$$

Поступающая в моногидратный абсорбер $98\% H_2SO_4$ содержит $80\% SO_3$ и $20\% H_2O$. Для превращения $158\text{ кг } H_2O$ в $98\% H_2SO_4$ необходимо ввести следующее количество SO_3

$$m_{SO_3\text{ввод}} = \frac{(158 \times 80)}{20} = 632 \text{ кг}$$

Эти $632\text{ кг } SO_3$ в виде $98\% H_2SO_4$ передаются в сборник олеума.

Количество SO_3 поглощаемое в олеумном абсорбере составит

$$m_{SO_3\text{погл.}} = 919 - 632 = 287 \text{ кг}$$

Количество, поглощаемого SO_3 равно

$$C_{\text{пол.}} = \frac{287}{919} \times 100 = 31,2$$

Определим количество 20 % олеума, поступающего на орошение олеумного абсорбера. Зная, что вытекающий из абсорбера олеум (21 % $\text{SO}_{3\text{своб}}$) содержит 85,5 % SO_3 и 14,5 % H_2O , и обозначив количество 20 % олеума, поступающего на абсорбер, через x , находим через уравнение

$$\frac{0,853x + 287}{x + 287} = 0,855$$

Из уравнения $x = 20800$ кг или $x = 11,12$ м³

В этом количестве 20 % олеума содержится

$$m_{\text{SO}_3\text{олеум}} = 20800 \times 0,853 = 17740 \text{ кг}$$

$$m_{\text{H}_2\text{Oолеум}} = 20800 \times 0,147 = 3060 \text{ кг}$$

Аналогичным образом определяем количество 98 % H_2SO_4 , подаваемой на орошение моногидратного абсорбера. Вытекающая из моногидратного абсорбера 98,5 % кислота содержит 80,4 % SO_3 и 19,6 % H_2O . Обозначив количество 98 % кислоты через x , находим по уравнению

$$\frac{0,8x + 632}{x + 632} = 0,804$$

Из уравнения $x = 31000$ кг или $x = 17,3$ м³

В этом количестве 98 % H_2SO_4 содержится

$$m_{\text{SO}_3\text{кислоты}} = 31000 \times 0,8 = 24800 \text{ кг}$$

$$m_{\text{H}_2\text{Oкислоты}} = 31000 \times 0,2 = 6200 \text{ кг}$$

В 98,5 % H_2SO_4 вытекающей из моногидратного абсорбера, содержится

$$m_{\text{SO}_3\text{абсорб}} = 24800 + 632 = 25432 \text{ кг}$$

$$m_{\text{H}_2\text{Oкислоты}} = m_{\text{H}_2\text{Oабсорб}} = 6200 \text{ кг}$$

Для составления сводной таблицы материального баланса сушильно-абсорбционного отделения необходимо учесть содержание SO_3 и H_2O в

сушильной кислоте. 94 % H_2SO_4 , подаваемая в сушильные башни, содержит 76,73 % SO_3 и 23,27 % H_2O . Количество этой кислоты 22400 кг, тогда в ней содержится

$$m_{SO_3\text{суш}} = 22400 \times 0,7673 = 17170 \text{ кг}$$

$$m_{H_2O\text{суш}} = 22400 \times 0,23273 = 5230$$

В уходящей из сушильной башни 93,5 % H_2SO_4 содержится

$$m_{SO_3\text{суш}} = m_{SO_3\text{вых.суш}} = 17170 \text{ кг}$$

$$m_{H_2O\text{вых.суш}} = 5230 + 119,3 = 5349,3 \text{ кг}$$

Данные расчетов сводим в таблицу 8 и составляем материальный баланс сборников кислоты моногидратного абсорбера и сушильной башни.

Таблица 8 – Материальный баланс сборников кислоты моногидратного абсорбера и сушильной башни

Приход	кг	Расход	кг
93,5 % H_2SO_4 из сушильной башни: SO_3	17170	94 % H_2SO_4 в сушильную башню: SO_3	17170
H_2O	5349,3	H_2O	5230
Всего	22519,3	Всего	22400
98,5 % H_2SO_4 из моногидратного абсорбера: SO	25432	98 % H_2SO_4 в моногидратный абсорбер: SO	24800
H_2O	6200	H_2O	6200
Всего	31632	Всего	31000
Вода добавляемая в сборник моногидратного абсорбера	38,7	98% H_2SO_4 в сборник моногидратного абсорбера :	
		SO_3	632
		H_2O	158
Итого	54190	Итого	54190
В том числе		В том числе	
SO_3	42602	SO_3	42602
H_2O	11588	H_2O	11588

Составляем материальный баланс сборника олеумного абсорбера и данные расчетов сводим в таблицу 9.

Таблица 9 – Материальный баланс сборника олеумного абсорбера

Приход	кг	Расход	кг
21% олеум из олеумного абсорбера		20% олеум в олеумный абсорбер	
SO ₃	18027	SO ₃	17740
H ₂ O	3060	H ₂ O	3060
Всего	21087	Всего	20800
98% H ₂ SO ₄ из моногидратного сборника		Продукция в виде 20% олеума	
SO ₃	632	SO ₃	919
H ₂ O	158	H ₂ O	158
Всего	790	Всего	1077
Итого	21877	Итого	21877
В том числе		В том числе	
SO ₃	18659	SO ₃	18659
H ₂ O	3218	H ₂ O	3218

Пример 24

Составить тепловой баланс обжига колчедана на основе материального баланса обжига 1 т влажного колчедана.

Температура колчедана и воздуха 20 °С, огарка 750 °С, обжигового газа 850 °С. Расчет ведем на 1000 кг влажного колчедана. Теплоемкость колчедана равна 0,515 кДж/(кг × К); теплоемкость воздуха – 1,3 кДж/(кг × К); теплоемкость влаги колчедана равна 4,19 кДж/кг×К; 1,51 – теплоемкость водяного пара, кДж/(м³×К). Количество выгоревшей серы 43 %.

Тепло уходит с огарком (10 % огарка уходит из кипящего слоя при 750 °С и 90 % уносится газами при 850 °С). Теплоемкость огарка равна 0,84 кДж/(кг×К); средняя теплоемкость обжигового газа составляет 1,43 кДж/(кг × К).

Приход	кг	м ³	Расход	кг	м ³
1 колчедан сухой	960	-	1 огарок	703	-
2 влага колчедана	40	-	2 печной газ:	3025,7	1869
3 сухой воздух:			- SO ₂	820	287
O ₂	2704	2100	- SO ₃	7,1	2
N ₂	629	441	- O ₂	60	42
4 влага воздуха	2075	1659	- N ₂	2075	1650
	23,6	29,3	- H ₂ O	63,6	79
Итого:	3727,6	2129,3	Итого:	3728,7	2068

Решение

Приход теплоты

Приход и расход теплоты с компонентами рассчитываем по формуле

(29)

$$Q = m \times c \times t$$

где G – количество вещества;

c – средняя теплоемкость этого вещества;

t – температура.

Количество тепла приходящего с сухим колчеданом равно

$$Q_{\text{сух.колч.}} = 960 \times 0,515 \times 294 = 145,35 \times 10^3 \text{ кДж}$$

где 0,515 – теплоемкость колчедана, кДж/(кг × К).

Количество тепла приходящего с сухим воздухом равно

$$Q_{\text{сух.воз.}} = 2100 \times 1,3 \times 293 = 799,89 \times 10^3 \text{ кДж}$$

где 1,3 – теплоемкость воздуха, кДж/(кг × К).

Количество тепла поступающего с влагой колчедана равно

$$Q_{\text{вл.колч.}} = 40 \times 4,19 \times 293 = 49,11 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Количество тепла поступающего с влагой воздуха

$$Q_{\text{вод.пары}} = 24,3 \times 1,51 \times 293 = 10,75 \times 10^3 \text{ кДж}$$

где 1,51 – теплоемкость водяного пара, кДж/(м³ × К).

Тепловой эффект реакции горения рассчитаем по формуле (57)

$$Q_p = 133,2 C_{\text{Свыг}} \times m_{\text{сух.колч.}}$$

$$Q_p = 133,2 \times 43 \times 960 = 5498,5 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Общий приход теплоты равен

$$Q_{\text{пр}} = Q_{\text{сух.колч.}} + Q_{\text{вл.колч.}} + Q_{\text{вод.пары}} + Q_{\text{возд.}} + Q_p$$

$$Q_{\text{пр}} = (799,89 + 145,35 + 49,11 + 10,75 + 5498,5) \times 10^3 = 6503,6 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Расход теплоты

Количество тепла уходящего с огарком (10 % огарка уходит из кипящего слоя при 750 °С и 90 % уносится газами при 850 °С)

$$Q_{\text{ог.}} = 0,1 \times m_{\text{ог.}} \times c_{\text{ог.}} \times (750 + 273) + 0,9 \times m_{\text{ог.}} \times c_{\text{ог.}} \times (850 + 273)$$

$$Q_{\text{ог.}} = 0,1 \times 703 \times 0,84 \times 1023 + 0,9 \times 703 \times 0,84 \times 1123 = 60,41 \times 10^3 + 596,84 \times 10^3 = 657,25 \times 10^3 \text{ кДж}$$

где 0,84 – теплоемкость огарка, кДж/(кг × К).

Количество тепла уходящего с обжиговым газом равно

$$Q_{\text{обж.газ.}} = 2063 \times 1,43 \times 1123 = 3312,95 \times 10^3 \text{ кДж}$$

где 1,43 – средняя теплоемкость обжигового газа кДж/(кг × К).

Теплопотери печи принимаем равными 1 % от прихода теплоты

$$Q_{\text{пот.}} = Q_{\text{пр}} \times 0,01 = 6503,6 \times 10^3 \times 0,01 = 65,04 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Расход теплоты по вычисленным статьям составит

$$Q_{\text{рас.}} = Q_{\text{обж.газ.}} + Q_{\text{ог.}} + Q_{\text{пот.}}$$

$$Q_{\text{рас.}} = 657,25 \times 10^3 + 3312,95 \times 10^3 + 65,04 \times 10^3 = 4035,24 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Количество теплоты, используемой для испарения воды и получения пара, составит

$$Q_{\text{исп.воды}} = Q_{\text{пр}} - Q_{\text{рас.}}$$

$$Q_{\text{исп.воды}} = 6503,6 \times 10^3 - 4035,24 \times 10^3 = 2468,36 \times 10^3 \text{ кДж}$$

Тепловой баланс обжига 1000 кг влажного колчедана представлен в таблице 10.

Таблица 10 – Тепловой баланс обжига 1 т влажного колчедана

Приход тепла	кДж×10 ³	Расход тепла	кДж×10 ³
Тепло приходящее с сухим колчеданом	145,35	Тепло уходящее с огарком	657,25
Тепло приходящее с сухим воздухом	799,89	Тепло уходящее с обжиговым газом	3312,95
Тепло приходящее с влагой колчедана	49,11	Тепловые потери	65,04
Тепло приходящее с влагой воздуха	10,75	Теплота используемая для получение пара	2468,36
Тепловой эффект реакции	5498,5		
Итого:	6503,6×10 ³	Итого:	6503,6×10 ³