

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный технический университет
имени К. И. Сатпаева

Т. С. Даулетбаков, Л. В. Соколовская

МЕТАЛЛУРГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ

Рекомендовано Научно-методическим советом университета
в качестве учебного пособия

Алматы 2014

УДК 669.2 (075.8)

ББК 34.33 я 73

М 54

Даулетбаков Т. С., Соколовская Л. В. Металлургические расчеты: Учеб. пособие. – Алматы: КазНТУ, 2014. – 208 с.

Ил. 4. Табл. 69. Список лит. – 18 назв.

ISBN 978-601-228-634-2

Учебное пособие составлено согласно Типовой учебной программе, утвержденной Министерством образования и науки Республики Казахстан, и в соответствии с требованиями ГОСО специальности, педагогико-психологических основ организации и проведения практических занятий. Учебное пособие предназначено для активизации учебного процесса и включает в себя принципы расчетов металлургических процессов, их взаимосвязь и уровни усвоения знаний, приобретаемых студентами при решении задач по дисциплине «Процессы металлургии цветных металлов». В учебном пособии приведены расчеты основных процессов производства тяжелых, легких, редких металлов. Даны расчетные формулы, рассмотрены примеры материальных и тепловых балансов, расчеты металлургического оборудования.

Учебное пособие предназначено для подготовки студентов по специальности 5В070900 «Металлургия».

УДК 669.2 (075.8)

ББК 34.33 я 73

Рецензенты:

Квятковский С. А., д-р техн. наук, зав. лаб. пирометаллургии тяжелых цветных металлов АО «ЦНЗМО»

Яр-Мухамедова Г. Ш., д-р физ.-мат. наук, Г.н.с. лаб. металловедения АО «ЦНЗМО», проф.

Смагулов Д. Я., д-р техн. наук, зав. каф. «Металловедение и термическая обработка»

Печатается по плану издания Министерства образования и науки Республики Казахстан на 2014 год

ISBN 978-601-228-634-2

© Даулетбаков Т. С.,
Соколовская Л. В., 2014
© КазНТУ, 2014

ВВЕДЕНИЕ

В широко известных пособиях по расчетам металлургических процессов рассматриваются только некоторые вопросы технологического проектирования – составление материальных и тепловых балансов, причем каждое из них предлагает расчеты по ограниченному количеству металлов. Однако при выполнении дипломных проектов и работ возникает необходимость в осмыслении расчетов сразу по нескольким металлургическим процессам получения тяжелых, легких, редких металлов, т. е. требуется решение вопросов комплексного подхода при выборе технологии переработки сырья, технологическом проектировании и проектировании оборудования.

Цель настоящего учебного пособия – дополнить имеющуюся литературу, расширив ее за счет примеров расчетов металлургических процессов и оборудования, свойственных производству тяжелых, легких и редких металлов.

При изложении материала использованы практические результаты проектных организаций и металлургических производств.

Приведенные металлургические расчеты могут быть использованы и при выполнении расчетов подобных процессов и оборудования для других промышленных производств.

По каждому рассмотренному процессу приводятся примеры и принципы металлургических расчетов, определяются рациональные составы исходного сырья, составы шихты, промежуточных продуктов, расчеты выхода и составов продуктов металлургических переделов, составляются материальные балансы переработки сырья, содержащего цветные металлы, и тепловые балансы процессов, рассчитываются параметры металлургических агрегатов, их количество в соответствии с определенной производительностью.

Примеры металлургических расчетов включают показатели и материальные балансы процессов медного, свинцового, цинкового, глиноземного, титанового, молибденового производств, которые охватывают пиро- и гидрометаллургические переделы получения цветных металлов, широко используемые в производственной практике металлургических предприятий. Кроме того, предложены расчеты процесса и агрегата для разложения шеелитового концентрата, расчеты процессов ионного обмена и экстракции для молибденового производства.

Использование расчетных формул и методов предполагает знание курсов «Металлургия тяжелых металлов», «Металлургия легких и редких металлов».

Учебное пособие предназначено для подготовки бакалавров, магистров и докторантов специальности «Металлургия».

1. ПРИНЦИПЫ РАСЧЁТА МЕТАЛЛУРГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ, ОПРЕДЕЛЕНИЕ СОСТАВА ИСХОДНОЙ ШИХТЫ, ПРОМПРОДУКТОВ

На основании знаний полученных при изучении технологических процессов и производств определяются: назначение процесса, место его в технологической схеме переработки, расходы реагентов, флюсов, топлива, выходов получаемых продуктов, извлечения металлов, условия осуществления процессов. Используя стехиометрические соотношения основных химических реакций, выполняются металлургические расчёты. Следует иметь в виду, что все металлургические расчёты основаны на допущении, что сумма всех компонентов любого материала или продукта принимается за 100 %. Соответственно состав металлургического материала рассчитывается по отношению 100 %. Состав шихты, шлаков, штейнов, пылей газов рассчитывается из такого допущения.

Для составления шихты, поступающей на агломерирующий обжиг, поступает концентрат, содержащий, %: Pb – 53,35; Zn – 6,38; Fe – 3,31; Cu – 1,5; S – 16,44; O₂ 9,83; SiO₂ – 2,3; CaO – 2,44; CO₂ 4,34; прочих – 4,34.

На заводе, перерабатывающем подобное сырьё, получают шлак следующего состава: 31–32 % FeO; 24–26 % SiO₂; 12–14 % CaO; до 15 % ZnO.

Выбираем для плавки шлак состава, %: FeO – 31; SiO₂ – 25; CaO – 14; ZnO – 13; прочих – 17.

Для того чтобы содержание оксида цинка в шлаке оставалось 13%, общее количество шлака с учетом извлечения цинка в шлак 95%, должно быть:

$$\frac{6,06 \cdot 100}{13} = 46,6 \text{ кг.}$$

Кремнезема в шлаке выбранного состава необходимо иметь: $46,6 \cdot 0,25 = 11,65$ кг.

Так как в концентрате имеется 2,3 кг кремнезема, то требуется вместе с флюсами ввести $11,65 - 2,3 = 9,35$ кг.

Для составления шихты на заводе имеется кварцевая руда следующего состава, %: SiO_2 – 92,3; FeO – 1,65; CaO – 0,7; прочие – 5,35.

Определяем флюсующую способность кварцевой руды:

25 кг SiO_2 связывает 31 кг FeO ;

x кг SiO_2 связывает 1,65 кг FeO ;

x = 1,33 кг.

Следовательно, свободного кремнезема будет $92,3 - 1,33 = 90,97$ кг.

Необходимо ввести кварцевой руды:

в 100 кг кварцевой руды – 90,97 кг свободного SiO_2 ;

в x кг кварцевой руды – 9,35 кг свободного SiO_2 ;

x = 10,3 кг руды.

С этим количеством кварцевой руды будет введено:

$10,3 \cdot 0,0165 = 0,17$ кг FeO ;

$10,3 \cdot 0,007 = 0,07$ кг CaO ;

$10,3 \cdot 0,0535 = 0,55$ кг прочих компонентов.

Высчитаем, какое количество оксида кальция потребуется для ошлакования SiO_2 . В шлаке выбранного состава на каждые 25 кг SiO_2 требуется 14 кг CaO , а для 11,65 SiO_2 требуется 6,55 кг CaO .

В шихте уже имеется оксида кальция: $2,44 + 0,07 = 2,51$ кг, значит, надо ввести $6,55 - 2,51 = 4,04$ кг CaO .

В качестве флюса по производственной практике применяем известняк следующего состава, %: SiO_2 1,7; FeO 0,64; CaO 46,24; прочие 51,42.

Определяем флюсующую способность известняка:

14 кг CaO – 31 кг FeO ;

x кг CaO – 0,64 кг FeO ;

x = 0,29 кг CaO .

Свободного оксида кальция будет $46,24 - 0,29 = 45,95$ кг в 100 кг известняка.

Для введения в шихту 4,04 кг оксида кальция необходимо добавить известняка:

100 кг известняка – 45,95 кг CaO ;

x кг известняка – 4,04 кг CaO ;

x = 8,8 кг известняка.

С этим количеством известняка будет введено:

$$8,8 \cdot 0,4624 = 4,07 \text{ кг CaO};$$

$$8,8 \cdot 0,0064 = 0,06 \text{ кг FeO};$$

$$8,8 \cdot 0,17 = 0,15 \text{ кг SiO}_2;$$

$$8,8 \cdot 0,5142 = 4,52 \text{ кг прочие.}$$

Рассчитываем, какое количество оксида железа необходимо для получения шлака выбранного состава. В шихте имеется SiO_2 : $11,65 + 0,15 = 11,8 \text{ кг}$.

Для его ошлакования потребуется оксида железа:

$$25 \text{ кг SiO}_2 - 31 \text{ кг FeO};$$

$$11,8 \text{ кг SiO}_2 - x \text{ кг FeO};$$

$$x = 14,65 \text{ кг FeO}.$$

Оксида железа уже присутствует в шлаке, кг: в концентрате – 4,26; в кварцевой руде – 0,17; в известняке – 0,05; итого: 4,48.

Следовательно, надо добавить: $14,65 - 4,48 = 10,17 \text{ кг FeO}$.

На заводе имеется железная руда следующего состава, %: $\text{SiO}_2 - 5,7$; $\text{FeO} - 62,0$; $\text{CaO} - 0,58$; прочие – 30,72.

Определяем флюсующую способность железной руды:

$$31 \text{ кг FeO} - 25 \text{ кг SiO}_2;$$

$$x \text{ кг FeO} - 5,7 \text{ кг SiO}_2;$$

$$x = 7,06 \text{ кг SiO}_2.$$

Свободного оксида железа в 100 кг железной руды: $62 - 7,06 = 55 \text{ кг FeO}$.

Значит для того, чтобы ввести в шихту 10,17 кг FeO, надо железной руды:

$$100 \text{ кг железной руды содержит } 55,0 \text{ кг FeO};$$

$$x \text{ кг железной руды содержит } 10,17 \text{ кг FeO};$$

$$x = 18,49 \text{ кг}.$$

С этим количеством железной руды в шихту будет введено следующее количество компонентов, %: $\text{SiO}_2 - 1,06$; $\text{FeO} - 11,46$; $\text{CaO} - 0,11$; прочие 5,86.

На основании полученных результатов составляем таблицу шлакообразующих (табл. 1.1).

Таблица 1.1
Весовое и процентное содержание в шлаке компонентов

Наименование шлакообразующих	Вес шлакообразующих, кг	Количество, кг				
		SiO ₂	FeO	CaO	ZnO	проч.
Концентрат	15,06	2,3	4,26	2,44	6,06	-
Железная руда	18,49	1,06	11,46	0,11	-	5,86
Известняк	8,8	0,15	0,06	4,07	-	4,52
Кварцевая руда	10,3	9,51	0,17	0,07	-	0,55
Итого: кг	52,65	13,02	15,95	6,69	6,06	10,93
%	100	24,73	30,29	12,71	11,51	20,76

Как видно из табл. 1.1, в результате расчета получился шлак близкий по своему составу к принятому.

Шихта, поступающая на переработку, имеет следующий состав:

	кг	%
концентрат свинцовый	100,0	72,68
железная руда	18,49	13,44
известняк	8,8	6,4
кварцевая руда	10,3	7,48
ИТОГО:	137,59	100,00

2. РАСЧЁТ ВЫХОДА И СОСТАВА ПРОДУКТОВ ПЛАВКИ

Расчёт выхода и состава продуктов плавки основан на составлении стехиометрических соотношений, расчёте степени десульфуризации, извлечения.

Степенью десульфуризации называют отношение массы окисленной серы к массе серы в исходном материале

$$D = \frac{S_{ок}}{S_{исх}} \cdot 100\% .$$

Извлечением называют отношение массы компонента, содержащегося в конечном продукте к массе его в исходном сырье

$$E = \frac{a_{кон}}{a_{исх}} \cdot 100\% .$$

2.1. Расчет шихты

Медный концентрат содержащий, %: меди – 16,0; железа – 25,0; серы – 30,0; цинка – 1,0; кремнезема – 15,0; оксида кальция – 5,0; оксида алюминия – 3,0; остальное – плавят на штейн.

Принимаем степень десульфуризации 50 %, при этом в штейн перейдет серы $30 \cdot (1 - 0,5) = 15$ г.

Согласно правилу Мостовича, содержание серы в медных штейнах 25%, следовательно, выход штейна составит $15,0 : 0,25 = 60$ г.

В штейн при плавке переходят соединения меди, железа, сера, кислород и другие примеси. При плавке извлечение меди в штейн составляет 97–98 %, приняв его равным 98 %, находим количество меди в штейне $16 \cdot 0,98 = 15,7$ г.

Содержание кислорода зависит от содержания меди, если оно 25–27 %, то кислорода в штейне принимают 4,8%, что соответствует $60 \cdot 0,048 = 2,9$ г.

Количество прочих в штейне принимаем 3 %, т. е. $60 \cdot 0,03 = 1,8$ г; цинка 50 %, т. е. $1 \cdot 0,5 = 0,5$ г; количество железа определяем по разности. Результаты расчета состава штейна сводятся в табл. 2.1.

Таблица 2.1

Расчетный состав штейна

Компоненты	Вес, г	Содержание, %
Cu	15,7	26,2
Fe	24,1	41,8
S	15,0	25,0
Zn	0,5	0,9
O ₂	2,9	4,8
Прочие	1,8	1,3
ИТОГО:	60,0	100,0

2.2. Расчет состава отвального шлака

Шлаки плавки медных концентратов в соответствии с производственной практикой должны содержать определенное количество оксидов железа и кремния. Оптимальным составом шлака следует считать продукт, в котором присутствует 36–42 % SiO₂, 23–25 % FeO.

Для получения такого состава шлака необходимо определить возможность введения флюсов. В качестве флюсов чаще всего используют кварцевую руду и известняк. Кроме того, эффективным является введение конвертерного шлака.

Вначале определяем состав шлака без добавок при плавке концентрата (табл. 2.2).

Таблица 2.2

Состав шлака без флюсов

Компоненты	Вес, г	Содержание, %
Cu	0,3	0,9
Fe	4,9	15,0
SiO ₂	15,0	46,1
CaO	5,0	15,3
Al ₂ O ₃	3,0	9,2
O ₂ и прочие	4,5	13,5
ИТОГО:	32,7	100,0

Как видно из табл. 2.2 состав шлака не является оптимальным, поэтому необходимо введение добавок. В шлаке наблюдается значительный дефицит железа. Для его восполнения обычно вводят конвертерный шлак.

По практическим данным этот шлак содержит, %: меди – 2,0; железа – 50,0; кремнезёма – 25,0; оксида кальция – 2,0; серы – 2,0; кислорода и прочих – 19,0. В связи с тем, что количество железа необходимо увеличить до содержания 23–24 % (принимая 23,5 %), обозначаем количество конвертерного шлака через x .

Составим пропорцию соотношения веса отвального шлака и содержания в нем железа и, решая уравнение, находим количество конвертерного шлака x :

$$(32,7 + x) \cdot 23,5 = 100 (4,9 + 0,5x);$$

$$x = 10,5 \text{ г.}$$

После введения конвертерного шлака отвалный шлак будет иметь следующий состав (табл. 2.3).

Таблица 2.3

Состав шлака при плавке с конвертерным шлаком

Компоненты	Вес, г	Содержание, %
Cu	0,51	1,18
Fe	10,15	23,5
SiO ₂	17,625	40,8
CaO	5,21	12,06
Al ₂ O ₃	3,0	6,94
O ₂ и прочие	6,495	15,04
S ₂	0,21	0,48
ИТОГО:	43,2	100,0

3. РАСЧЕТ РАЦИОНАЛЬНОГО СОСТАВА ИСХОДНОГО СЫРЬЯ

Исходными данными для расчета являются химический состав и данные минералогического анализа сырья.

Расчет позволяет определить соотношение минералов в сырье, что важно при расчете степени десульфуризации, расхода дутья, распределения цветных металлов при гидрометаллургической переработке.

Количество прочих элементов, входящих в данный минерал, определяется из стехиометрического соотношения атомных весов компонентов. Если металл находится в составе нескольких минералов, необходимо определить при каком соотношении минералов все элементы будут полностью связаны. Кроме того, можно составить и решить систему уравнений с определением неизвестных количеств компонентов, связанных в соединения. Соотношением минералов задаются на основе литературных или практических данных, полученных на металлургическом производстве.

В переработку поступает медный концентрат с содержанием, %: Cu 13,5; Pb 0,5; Zn 1,5; Fe 35,0; S 40,0; SiO₂ 4,5; CaO 1,0; MaO 0,5; прочих 3,5.

На основании практических данных о минералогическом составе определяем присутствие в концентрате следующих сульфидных минералов: CuFeS₂, PbS, ZnS, FeS₂.

Остальные компоненты концентрата являются оксидами.

Определяем количество сульфидных минералов на 100 кг концентрата.

$$\text{CuFeS}_2: \text{Cu} = 13,5 \text{ кг}; \text{Fe} = \frac{13,5 \cdot 56}{64} = 11,8 \text{ кг}; \text{S} = 13,5 \text{ кг}.$$

$$\text{PbS}: \text{Pb} = 0,5 \text{ кг}; \text{S} = \frac{0,5 \cdot 32}{207} = 0,077 \text{ кг}.$$

$$\text{ZnS}: \text{Zn} = 1,5 \text{ кг}; \text{S} = \frac{1,5 \cdot 32}{65} = 0,74 \text{ кг}.$$

Количество серы, которое будет связано в пирит:

$$\text{S}_2 = 40 - 13,5 - 0,077 - 0,74 = 25,683 \text{ кг};$$

$$\text{Fe} = \frac{56 \cdot 25,683}{64} = 22,47 \text{ кг.}$$

Остальное количество железа будет связано в магнетит Fe_3O_4 :

$$\text{Fe} = 23,2 - 22,47 = 0,73 \text{ кг;}$$

$$\text{O}_2 = \frac{0,73 \cdot 64}{168} = 0,28 \text{ кг.}$$

Кроме того, в концентрате присутствуют оксидные минералы CaCO_3 и MgCO_3 . Количество CO_2 в этих минералах равно:

$$\text{CO}_2 \text{ в } \text{CaCO}_3 = \frac{1,0 \cdot 44}{56} = 0,785 \text{ кг;}$$

$$\text{CO}_2 \text{ в } \text{MgCO}_3 = \frac{0,5 \cdot 84}{40} = 1,05 \text{ кг.}$$

Результаты расчетов сводят в табл. 3.1.

Таблица 3.1

Рациональный состав медного концентрата

Наимен.	Cu	Pb	Zn	Fe	S	O ₂	SiO ₂	Ca O	Mg O	CO ₂	Проч.	Итого
CuFe S ₂	13,5			11,8	13,5							38,8
PbS		0,5			0,077							0,577
ZnS			1,5		0,74							2,24
FeS ₂				22,47	25,68 3							48,153
Fe ₃ O 4				0,73		0,28						1,01
SiO ₂							4,5					4,5
Ca- CO ₃								1,0		0,785		1,785
MgC O ₃									0,5	0,55		1,05

Продолжение табл. 3.1

Наимен.	Cu	Pb	Zn	Fe	S	O ₂	SiO ₂	Ca O	Mg O	CO ₂	Проч.	Итого
Проч.											1,885	1,885
ИТО ГО:	13, 5	0,5	1,5	35,0	40,0	0,28	4,5	1,0	0,5	1,335	1,885	100

4. РАСЧЕТ МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА МЕТАЛЛУРГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

Составление материального баланса позволяет определить распределение всех компонентов исходного сырья по продуктам осуществляемого металлургического процесса. Материальный баланс составляют на 100 кг исходного сырья, за единицу времени (час, сутки), на одну операцию (для периодических процессов). Результаты расчёта материального баланса представляют, чаще всего, в виде таблицы, которая имеет две части: приход (или загружено) и расход (или получено). В приходную часть вносят все материалы, загружаемые в металлургический процесс: концентрат, руду, дутьё, флюсы, реагенты (растворы), восстановитель, оборотные продукты. В расходную часть входят все продукты, получаемые после осуществления металлургического процесса. Например: штейн, шлак, фاینштейн, пыль, газ, растворы, кеки, шламы и т. д. Материальный баланс составляют по всем компонентам или же по важным для данного процесса, но баланс по поступающим и получаемым продуктам обязателен.

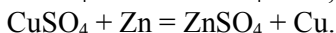
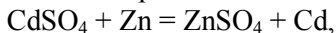
Невязка материального баланса не должна превышать 5 %, однако, оптимальным является уровень 1–2 %. Суммарная невязка баланса складывается из невязок по отдельным компонентам, составление материального баланса в форме таблицы позволяет определить причину возникновения невязки баланса в целом. На основании материального баланса может быть подготовлена таблица материальных потоков, которая используется для расчёта оборудования. По заданной производительности процесса и известному из материального баланса соотношению между количеством исходного сырья и количеством используемых реагентов, материалов и получаемых продуктов, определяют количество подаваемых и получаемых материалов в единицу времени.

На осаждение медно-кадмиевой губки поступает раствор состава, г/л: 105 Zn; 8,22 Cd; 0,51 Cu; 1,5 H₂SO₄.

Раствор, полученный после выщелачивания медно-кадмиевого кека, обычно непосредственно поступает на осаждение кадмиевой губки. Иногда такие растворы обрабатывают небольшим количеством цинковой пыли для удаления меди.

Примем, как это обычно делается на заводах, что отфильтрованные растворы поступают на осаждение губки и что переосаждение её не потребуется.

При осаждении кадмиевой губки цинковой пылью протекают следующие химические реакции:



Расчёт ведем на 100 кг раствора, занимающего объём $10/1,25 = 80$ л.

Подсчитаем теоретическое количество цинковой пыли, необходимое для полного осаждения меди и кадмия, г:

– для кадмия $(65,4 \cdot 8,22 \cdot 80)/112,4 = 382$ г;

– для меди $(64,5 \cdot 0,51 \cdot 80)/63,6 = 42$ г;

– итого 424 г.

При 25 %-ном избытке практический расход цинковой пыли составит $424 \cdot 1,25 = 530$ г.

Потеря кадмия при осаждении губки и фильтрации принимаем равными 1 %, или $8,22 \cdot 80 \cdot 0,01 = 6,6$ г.

После цементации в растворах остаётся кадмия (0,05 – 0,35 г/л), принимаем 0,2 г/л Cd, или всего $80 \cdot 0,2 = 16$ г.

В кадмиевую губку будет извлечено кадмия: $8,22 \cdot 80 - (6,6 + 16,0) = 635$ г.

Содержание кадмия в кадмиевой губке колеблется в больших пределах и при хорошей практике достигает 60–80 %. Примем, что в губке содержится 70 % Cd, тогда её выход составит $635/0,7 = 907$ г. В губку перейдёт избыточный цинк в количестве $530 - 424 = 106$ г. Количество меди, перешедшей в кадмиевую губку $0,51 \cdot 80 = 40,8$ г. Состав кадмиевой губки приведён в табл. 4.1.

Таблица 4.1

Состав кадмиевой губки

Компоненты	Вес, г	Содержание, %
Cd	635,0	70,0
Cu	40,8	4,5
Zn	106,0	11,7
Прочие	125,2	13,8
ИТОГО:	907,0	100,0

В растворе будет содержаться цинка, г: в исходном растворе $105 \cdot 80 = 8\,400$; растворится при цементации 424; итого 8 824. Состав раствора после цементации: $8\,824/80 = 110,3$ г/л Zn и 0,2 г/л Cd. Вес раствора в результате осаждения губки уменьшится за счёт выделения губки на 907 г, а увеличится за счёт растворения цинка на 424 г, в результате уменьшение веса раствора – 483 г. Количество раствора после осаждения губки $100,0 - 0,483 = 99,517$ кг.

Результаты подсчётов сведём в общую таблицу материального баланса (табл. 4.2).

Таблица 4.2

Материальный баланс осаждения кадмиевой губки

Приход	кг
Раствор для осаждения кадмиевой губки	100,0
Цинковая пыль	0,53
Итого	100,53
Расход	кг
Кадмиевая губка	0,907
Раствор после осаждения губки	99,517
Невязка	+ 0,106
ИТОГО:	100,53

5. РАСЧЁТ ТЕПЛОВОГО БАЛАНСА МЕТАЛЛУРГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

Количество физического тепла продуктов, поступающих в процесс или выходящих из него, Q_{ϕ} , кДж, определяется как

$$Q_{\phi} = mct, \quad (5.1)$$

где m – масса, кг;

c – теплоёмкость, кДж/(кг·К);

t – температура продукта, °С.

При отсутствии в справочниках данных о теплоёмкости продукта находят его среднюю теплоёмкость C_{cp} , кДж/(кг·К):

$$C_{cp} = C_{cp} = \sum m_i c_i / \sum m_i, \quad (5.2)$$

где m_i – масса составляющих, входящих в продукт, кг;

c_i – теплоёмкость, составляющих, входящих в продукт, кДж/(кг·К).

Количество тепла, расходуемого на нагрев продукта или аппарата

$$Q_n = mc (t_2 - t_1), \quad (5.3)$$

где t_1 и t_2 – начальная и конечная температуры продукта или аппарата, °С;

Количество тепла, расходуемого на испарение или конденсацию жидкости:

$$Q_{и} = mr, \quad (5.4)$$

где r – скрытая теплота испарения жидкости, кДж/кг.

При отсутствии в справочных данных о скрытой теплоте испарения жидкости её величину находят как

$$r = T / M, \quad (5.5)$$

где T – константа Трутона (берут из справочных данных);

M – молекулярная масса жидкости.

Количество тепла, расходуемого на дистилляцию и испарение:

$$Q_{д.и} = m (r + ct_k), \quad (5.6)$$

где t_k – температура кипения жидкости, °С.

Количество тепла, выделяемого при конденсации пара и охлаждении сконденсировавшейся жидкости

$$Q_{к.о} = m [r + (t_1 - t_2) c], \quad (5.7)$$

где m – количество дистиллята, кг/ч;

r – скрытая теплота конденсации дистиллята, кДж/кг;

t_1, t_2 – температура конденсата и охлажденной жидкости, °С;

c – теплоёмкость конденсата, кДж/(кг К).

Количество тепла, выделяемого при конденсации пара, охлаждении сконденсировавшейся жидкости и её затвердении

$$Q_{к.т} = m [r + c_1 (t_1 - t_2) + L + c_2 (t_2 - t_3)], \quad (5.8)$$

где c_1, c_2 – теплоёмкость расплавленного и твёрдого вещества, кДж/(кг К);

L – скрытая теплота плавления вещества, кДж/кг;

t_1 – исходная температура пара, °С;

t_2 и t_3 – температура плавления вещества и конечная температура твёрдого вещества, °С;

m – количество конденсирующегося вещества, кг.

Количество тепла отходящих газов или шлака

$$Q_r = mI, \quad (5.9)$$

где I – энтальпия газа или шлака, кДж/м³ или кДж/кг.

При отсутствии в справочниках данных об энтальпии газа или шлака находят её среднее значение

$$I_{ср} = \sum m_i I_i, \quad (5.10)$$

где m_i – объём составляющих газа или масса составляющих шлака, м³ или кг;

I_i – энтальпия составляющих газа или шлака при заданной температуре, кДж/м³ или кДж/кг.

Количество тепла, полученного от сгорания газов

$$Q_{гор} = Q_n^p V, \quad (5.11)$$

где Q_n^p – низшая теплопроводность газа, кДж/м³;

V – объём сжигаемого газа, м³.

Расчёт процесса горения газообразного топлива ведут следующим образом.

Перерасчёт состава сухого газа (CH_4 , C_2H_2 , ..., %) на рабочее топливо (влажный газ) CH_4^B , C_2H_2^B , об.%, осуществляют по формулам:

$$\text{CH}_4^B = \text{CH}_4 \frac{100}{100 + 0,124 W}; \quad (5.12)$$

$$\text{C}_2\text{H}_2^B = \text{C}_2\text{H}_2 \frac{100}{100 + 0,124 W}; \quad (5.13)$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{0,124 W \cdot 100}{100 + 0,124 W}, \quad (5.14)$$

где W – содержание влаги в газе, г/м³.

Низшая теплопроводность газа:

$$Q_H^P = 359\text{CH}_4^B + 712\text{C}_2\text{H}_2^B + 712\text{C}_3\text{H}_8^B.$$

Практический расход воздуха L_n (м³), для горения расчетного количества газа:

$$L_n = L_{та}, \quad (5.15)$$

где L_T – теоретический расход воздуха, м³;

α – коэффициент, учитывающий избыток воздуха.

Теоретический расход воздуха

$$L_T = L_T = \frac{(O_B + N_B)}{100}, \quad (5.16)$$

где O_B и N_B – теоретические расходы (при $\alpha = 1$) кислорода и азота, м³.

Теоретический расход кислорода находится по реакциям горения составляющих газа.

Практически количество образующихся продуктов сгорания газа, м³:

$$V_{II} = \frac{(V_T + O_{II} + N_B)}{100}, \quad (5.17)$$

где O_{II} , N_B – кислород и азот избыточного воздуха, м³;

V_T – теоретическое количество образующихся газов (при $\alpha = 1$), м^3 .

Теоретическое количество образующихся газов

$$V_T = \frac{(V_{\Gamma} + N_B)}{100}, \quad (5.18)$$

где V_{Γ} – количество газа, образующегося по реакциям горения составляющих исходного газа, м^3 .

При отсутствии справочных данных о тепловых эффектах реакций при температуре процесса Q_T (Дж) их определяют по следующему уравнению:

$$Q_T = Q_{298} + \alpha(T - 298) + \beta(T^2 - 298^2) + \gamma(T^3 - 298^3), \quad (5.19)$$

где $\alpha = \sum na$; $\beta = \sum \frac{1}{2} nb$; $\gamma = \sum \frac{1}{3} nc$ (a , b , c – постоянные коэффициенты в уравнениях температурной зависимости истинной молекулярной теплоёмкости для каждого из компонентов, участвующих в реакции);

n – количество молей каждого компонента;

T – абсолютная температура процесса, К;

Q_{298} – тепловой эффект реакции при 298 К, Дж.

Для определения Q_{298} (кДж), используют формулу

$$Q_{298} = \sum \Delta H_{298\text{кон}}^0 - \sum \Delta H_{298\text{исх}}^0; \quad (5.20)$$

где $\Delta H_{298\text{исх}}^0$ и $\Delta H_{298\text{кон}}^0$ – энтальпия образования исходных и конечных соединений реакции в стандартных условиях, кДж/моль.

Поглощение или выделение тепла за 1 час в результате реакции определяют из выражения

$$Q_{T_{\text{ч}}} = \frac{\sum m_i}{M_i Q_i \tau}, \quad (5.21)$$

где m_i – количество исходного соединения, вступающего в реакцию, кг;

M_i – молекулярная масса соединения; τ – время переработки исходного соединения, ч.

Потери тепла во внешнюю среду определяют следующим образом. Потери тепла теплопроводностью

$$Q_{\tau} = k F (t_2 - t_1) \tau, \quad (5.22)$$

где k – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К);

F – поверхность теплопередачи, м²;

$(t_2 - t_1)$ – температурный перепад между поверхностями стенок, °С;

τ – время теплопередачи, ч.

Коэффициент теплопередачи для многослойной плоской стенки

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{S}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (5.23)$$

где α_1 и α_2 – коэффициенты теплоотдачи от печного газа к стенке печи и от стенки печи в окружающую среду, соответственно, Вт/(м²·К);

S – толщина слоёв футеровки печи, м;

λ – коэффициент теплопроводности слоёв футеровки, Вт/(м²·К).

Коэффициент теплоотдачи

$$\alpha = 2,56 \alpha_0 = 2,56 \sqrt[4]{t_2 - t_1},$$

α_0 – коэффициент теплопроводности материала

$$\lambda = a + b t_{cp}, \quad (5.24)$$

где a и b – экспериментально определяемые коэффициенты (находят в справочниках);

t_{cp} – средняя температура слоя футеровки, °С.

Средняя температура слоя футеровки

$$t_{cp} = \frac{t_B - t_H}{2}, \quad (5.25)$$

где t_B и t_H – температуры внутренней и наружной стенок слоя футеровки, °С.

Потери тепла через многослойную цилиндрическую стенку, Вт:

$$Q_{\text{ц}} = \frac{2,73(t_1 - t_2)h}{\frac{1}{\lambda_1} \lg \frac{d_2}{d_1} + \dots + \frac{1}{\lambda_n} \lg \frac{d_{n+1}}{d_n}}, \quad (5.26)$$

где h – высота цилиндрической стенки, м;

$\lambda_1, \dots, \lambda_n$ – коэффициенты теплопроводности слоёв стенки, Вт/(м²·К);

$d_1, \dots, d_n$ – внутренний и внешний диаметры слоёв стенки, м.

Потери тепла через многослойную цилиндрическую стенку с двумя торцовыми плоскостями, Вт:

$$Q_{\text{ц.п}} = \frac{2,73(t_1 - t_2)h}{\frac{1}{\lambda_1} \lg \frac{d_2}{d_1} + \dots + \frac{1}{\lambda_n} \lg \frac{d_{n+1}}{d_n}} + \frac{2F(t_1 - t_2)}{\sum \frac{S}{\lambda}}, \quad (5.27)$$

где F – поверхность торцевых плоскостей, м².

Количество тепла, аккумулируемого кладкой печи

$$Q_{\text{к}} = mc\Delta t_{\text{ср}}, \quad (5.28)$$

где $\Delta t_{\text{ср}}$ – средняя температура кладки, °С.

Потери тепла через подпечи

$$Q_{\text{п}} = k'F_{\text{п}}\tau, \quad (5.29)$$

где k' – опытный коэффициент потерь тепла через подпечи, кДж/(м²·ч) (находят в справочниках);

$F_{\text{п}}$ – площадь пода печи, м²;

τ – время переработки расчётного количества материала, ч.

Потери тепла через стенки печи

$$Q_{\text{с}} = qF\tau, \quad (5.30)$$

где q – удельные потери тепла через стенку печи, Вт/м²;

F – поверхность стенки, м².

Для определения удельных потерь тепла находят величину

$\sum \frac{S}{\lambda}$, по которой с помощью графика при известной температу-

ре внутренней стенки печи устанавливают q .

Потери тепла излучением определяют следующим образом.

Потери тепла излучением между двумя параллельными поверхностями, Вт:

$$Q_{\text{п}} = e_{\text{пр}} C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \quad (5.31)$$

где $e_{\text{пр}}$ – приведённая степень черноты системы;

C_0 – коэффициент излучения абсолютно чёрного тела;

T_1 и T_2 – температуры излучающей поверхности и поверхности, на которую излучается тепло, К.

При излучении тепла между двумя параллельными поверхностями

$$e_{\text{пр}} = \frac{1}{\frac{1}{e_1} + \frac{1}{e_2} - 1}, \quad (5.32)$$

где e_1 и e_2 – степень черноты каждой поверхности.

Потери тепла излучением между двумя цилиндрическими поверхностями, из которых одна диаметром D_2 окружает другую диаметром D_1 :

$$Q'_{\text{и}} = e_{\text{пр}} C_0 F_3 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \quad (5.33)$$

где F_3 – поверхность излучения, м^2 .

При излучении тепла между двумя цилиндрическими поверхностями

$$e_{\text{пр}} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{D_1}{D_2} \cdot \frac{1}{\varepsilon_2} - 1}, \quad (5.34)$$

где ε_1 и ε_2 – степень черноты поверхностей диаметрами D_1 и D_2 соответственно.

При наличии в системе цилиндрических поверхностей – экранов

$$e_{\text{пр}} = \frac{1}{(n+2) \cdot \frac{2}{e-1}} = \frac{e-1}{2(n+2)}, \quad (5.35)$$

где n – количество экранов;

e – степень черноты экраны.

Потери тепла излучением при произвольном расположении поверхностей, Вт:

$$Q''_{\text{п}} = e_{\text{пр}} C_0 \Phi F_{\text{п}} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \quad (5.36)$$

где Φ – коэффициент диафрагмирования;

$F_{\text{п}}$ – условная расчётная поверхность теплообмена, м².

При произвольном расположении поверхностей

$$e_{\text{пр}} = e_1 e_2. \quad (5.37)$$

Потери тепла конвекцией (Вт) определяют следующим образом:

$$Q_{\text{к}} = \alpha F (t_2 - t_1), \quad (5.37)$$

где α – коэффициент теплоотдачи конвекцией, Вт/(м²·К).

При относительно низких температурах

$$\alpha = k^{\text{к}} \sqrt[4]{t_2 - t_1}, \quad (5.38)$$

где $k^{\text{к}}$ – коэффициент конвекции (для вертикальных поверхностей составляет 2,56; для горизонтальных поверхностей, обращённых вверх, 3,26 и для горизонтальных поверхностей, обращённых вниз, 1,63);

t_1 – температура окружающей среды, °С,

t_2 – температура поверхности, отдающей тепло, °С.

При определении совместных потерь тепла конвекцией и излучением коэффициент теплоотдачи находят по формуле

$$\alpha = k^{\text{к}} \sqrt[4]{t_2 - t_1} + C \frac{\left(\frac{T_2}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_1}{100} \right)^4}{t_2 - t_1}, \quad (5.39)$$

где C – коэффициент излучения тепла.

Суммарные потери тепла конвекцией и излучением, Вт:

$$Q_{\text{к.и}} = \alpha_{\text{п}} F (t_2 - t_1) + e_{\text{пр}} F C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \quad (5.40)$$

где α_{Π} – коэффициент теплопередачи в зазоре между греющей и нагреваемой поверхностями, Вт/(м²·К).

Коэффициент теплопередачи от греющей поверхности к нагреваемой поверхности через зазор между ними определяется по формулам:

$$\alpha_{\Pi} = \text{Nu} \frac{\lambda}{d_{\text{ЭКВ}}}; \quad (5.41)$$

$$\text{Nu} = 0,018 \text{ Re}^{0,18}; \quad (5.42)$$

$$\text{Re} = \frac{w d_{\text{ЭКВ}}}{\nu}; \quad (5.43)$$

$$w = w_0 \left(1 + \frac{1}{273} t_{\text{ср}} \right); \quad (5.44)$$

$$w_0 = \frac{V}{3600} F_{\text{ср}}; \quad (5.45)$$

$$d_{\text{ЭКВ}} = D_{\text{вн}} - d_{\text{сн}}, \quad (5.46)$$

где Nu – критерий Нуссельта;

λ – теплопроводность теплоносителя, Вт/(м²·К);

$d_{\text{ЭКВ}}$ – определяющий геометрический размер, м;

Re – критерий Рейнольдса;

w и w_0 – массовая скорость теплоносителя при рабочей температуре и при нормальных условиях, м/с;

V – расход воздуха, м³/ч;

F – средняя площадь кольцевого зазора, м²;

ν – кинетическая вязкость теплоносителя, м²/с;

$D_{\text{вн}}$ – внутренний диаметр печи, м;

$d_{\text{сн}}$ – средний наружный диаметр реактора, м.

Коэффициент теплопередачи K'' , Вт/(м²·К), в теплообменных аппаратах с плёночным охлаждением

$$K'' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{в}}} + \frac{1}{r_3}}, \quad (5.47)$$

где α_v – коэффициент теплоотдачи от конденсируемого пара или охлаждаемой жидкости к стенке теплообменника, Вт/(м² · К);

γ_3 – тепловая проводимость загрязнения теплообменника, Вт/(м² · К).

При конденсации пара в конденсаторе с ламинарным стеканием плёнки ($Re < 2000$):

$$\alpha_v = 2,04 \sqrt{\frac{r p^2 \lambda^2}{\mu \Delta t_k L}}, \quad (5.48)$$

$$\lambda = 1,77 \cdot 10^{-4} \sqrt[3]{\frac{\gamma}{M}}, \quad (5.49)$$

$$Re = \frac{4m}{\pi d n \mu \cdot 3600}, \quad (5.50)$$

где m – количество конденсирующей жидкости, кг/ч;

λ – коэффициент теплопроводности жидкости, Вт/(м² · К);

ρ – плотность жидкости, кг/м³;

μ – динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с;

Δt – разность температур между конденсатом и водой при выходе из конденсатора, °С;

L – длина трубок теплообменника, м;

c – теплоёмкость флегмы, Дж/(кг · К);

M – молекулярная масса жидкости;

d – внутренний диаметр трубок теплообменника;

r – скрытая теплота испарения жидкости, кДж/кг;

Re – критерий Рейнольдса;

n – число трубок теплообменника;

$\gamma = 1/3 \Sigma n c$;

c – постоянный коэффициент в уравнениях температурной зависимости истинной молекулярной теплоемкости для каждого из компонентов, участвующих в реакции;

n – количество молей каждого компонента.

При прохождении жидкости в холодильнике с ламинарным стеканием плёнки ($Re < 2000$) коэффициент теплоотдачи определяется по следующей формуле:

$$\alpha'_b = 2,04 \sqrt{\frac{\lambda^3 \rho^2 r_\partial}{L(t_n - t_{ct})\mu}}, \quad (5.51)$$

где λ – коэффициент теплопроводности охлаждаемой жидкости, Вт/(мК);

ρ – плотность охлаждаемой жидкости, кг/м³;

r_∂ – скрытая теплота конденсации жидкости, Вт/(мК);

L – длина трубок холодильника, м;

t_n и t_{ct} температуры охлаждаемой жидкости и стенки холодильника, °С;

μ – динамический коэффициент вязкости охлаждаемой жидкости, Па·с.

Коэффициент теплоотдачи α'' в холодильнике с турбулентным стеканием плёнки ($Re < 2000$) находят как

$$\alpha'' = 0,01 \frac{\lambda}{h} (Re \cdot Pr \cdot Ga)^{1/3}, \quad (5.52)$$

$$Re = \frac{4G}{\Pi\mu}, \quad (5.53)$$

$$Ga = gh^3 \frac{\rho^2}{\mu^2}, \quad (5.54)$$

где λ – коэффициент теплопроводности воды, Вт/(мК);

h – высота зоны охлаждения аппарата, м;

Re – критерий Рейнольдса;

Pr – критерий Прандтля;

Ga – критерий Галилея;

G – расход охлаждающей воды, кг/с;

Π – средний периметр орошения, м;

μ – динамический коэффициент вязкости воды, Па·с;

ρ – плотность охлаждающей жидкости, кг/м³;

g – ускорение свободного падения, м/с².

Определение средней разности температур Δt_{cp} для противотока и прямотока в конденсаторе между температурой конденсируемого пара и охлаждающей воды проводится по формулам:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_H - \Delta t_K}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta t_H}{\Delta t_K}}, \quad (5.55)$$

$$\Delta t_H = t'_H - t''_H, \quad (5.56)$$

$$\Delta t_K = t'_K - t''_K, \quad (5.57)$$

где Δt_H – разность температур между паром и охлаждающей водой при входе в конденсатор, °C;

Δt_K – разность температур между конденсатом и охлаждающей водой при выходе из конденсатора, °C;

t'_H – температура пара при входе в конденсатор, °C;

t''_H – температура охлаждающей воды, °C;

t'_K – температура конденсата, °C;

t''_K – температура воды после охлаждения, °C.

6. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПЛАВКИ МЕДНОГО КОНЦЕНТРАТА НА ШТЕЙН

Расчёт проводится для медного концентрата, который плавится с получением штейна и шлака в отражательной печи.

Состав исходного медного концентрата следующий, %: меди – 16,0; железа – 25,0; серы – 30,0; цинка – 1,0; кремнезема – 15,0; оксида кальция – 5,0; оксида алюминия – 3,0.

Расчёт рационального состава концентрата приведен в табл. 6.1.

Таблица 6.1

Рациональный состав медного концентрата

Наименование	Cu	Fe	S	Zn	SiO ₂	CaO	Al ₂ O ₃	Проч.	Итого
CuFeS ₂	16,0	14,0	16,0						46,0
ZnS			0,49	1,0					1,49
FeS ₂		11,0	13,51						24,51
SiO ₂					15,0				15,0
CaO						5,0			5,0
Al ₂ O ₃							3,0		3,0
Прочие								5,0	5,0
ИТОГО:	16,0	25,0	30,0	1,0	15,0	5,0	3,0	5,0	100

Принимаем степень десульфуризации 50 %, при этом в штейн перейдет серы $30 \cdot (1 - 0,5) = 15$ кг.

Согласно правилу Мостовича, содержание серы в медных штейнах 25 %, следовательно, выход штейна составит

$$\frac{5,0}{0,25} = 60 \text{ кг.}$$

В штейн при плавке переходят соединения меди, железа, сера, кислород и другие примеси. При плавке извлечение меди в штейн составляет 97–98 %, приняв его равным 98 %, находим количество меди в штейне

$$16 \cdot 0,98 = 15,7 \text{ кг или } Cu = Cu = \frac{15,7}{60} \cdot 100 = 26,16 \text{ \%}$$

Содержание кислорода зависит от содержания меди, если оно 25–27 %, то кислорода в штейне принимают 4,8 %, что соответствует $60 \cdot 0,048 = 2,9$ кг.

Количество прочих в штейне принимаем 3 %, т. е. $60 \cdot 0,03 = 1,8$ кг; цинк переходит в штейн на 50 %, т. е. $1 \cdot 0,5 = 0,5$ г; количество железа определяем по разности. Результаты расчета состава штейна сводятся в табл.6.2.

6.1. Расчет состава отвального шлака

Шлаки плавки медных концентратов в соответствии с производственной практикой должны содержать определенное количество оксидов железа и кремния. Оптимальным составом шлака следует считать продукт, в котором присутствует 36–42 % SiO_2 , 23–25 % FeO .

Таблица 6.2

Расчетный состав штейна

Компоненты	Вес, г	Содержание, %
Cu	15,7	26,2
Fe	24,1	41,8
S	15,0	25,0
Zn	0,5	0,9
O ₂	2,9	4,8
Прочие	1,8	3,0
ИТОГО:	60,0	100,0

Для получения такого состава шлака необходимо определить возможность введения флюсов. В качестве флюсов чаще всего используют: кварцевую руду и известняк. Кроме того, эффективным является введение конвертерного шлака.

Вначале определяем состав шлака без добавок при плавке концентрата (табл. 6.3).

Таблица 6.3

Состав шлака без флюсов

Компоненты	Вес, кг	Содержание, %
Cu	0,3	1,09
Fe	0,9	3,28
SiO ₂	15,0	54,74
CaO	5,0	18,25
Al ₂ O ₃	3,0	10,05
Прочие	3,2	11,69
ИТОГО:	27,4	100,0

Как видно из табл. 6.2, состав шлака не является оптимальным, поэтому необходимо введение добавок. В шлаке наблюдается значительный дефицит железа. Для его восполнения обычно вводят конвертерный шлак.

По практическим данным этот шлак содержит, %: меди – 2,0; железа – 50,0; кремнезёма – 25,0; оксида кальция – 2,0; серы – 2,0; кислорода и прочих – 19,0. В связи с тем, что количество железа необходимо увеличить до содержания 23–24 %, (принимая 23,5 %), обозначаем количество конвертерного шлака (x).

Составим пропорцию соотношения веса отвалного шлака и содержания в нем железа и, решая уравнение, находим количество конвертерного шлака (x):

$$(27,4 + x) \cdot 25 = 100 (0,9 + 0,5x); x = 23,8 \text{ кг.}$$

После введения конвертерного шлака отвалный шлак будет иметь следующий состав (табл. 6.4).

Таблица 6.4

Состав шлака при плавке с конвертерным шлаком

Компоненты	Вес, кг	Содержание, %
Cu	0,776	1,51
Fe	12,800	25,00
SiO ₂	20,950	40,92
CaO	5,476	10,69
Al ₂ O ₃	3,000	5,85
O ₂ и прочие	7,772	15,10
S ₂	0,476	0,93
ИТОГО:	51,2	100,0

Следует отметить, что состав шлака может корректироваться при составлении материального баланса с учётом пылеуноса и состава золы каменного угля.

6.2. Расчёт пыли

Механический унос в пыль в отражательной плавке на практике составляет 0,5–1 % от загружаемой шихты. Количество и состав пыли, образовавшейся при механическом уносе, г: Cu – 0,16; Fe – 0,25; Zn – 0,01; SiO₂ – 0,15; S – 0,3; CaO – 0,05; Al₂O₃ – 0,03; прочие – 0,05; итого 1,0.

Принимаем пылевынос для исходного концентрата 1 %.

Химический унос при отражательной плавке происходит обычно за счёт легколетучих компонентов, например, цинка. Состав и количество пыли при отражательной плавке, %: Cu – 0,16; Fe – 0,25; Zn – 0,16; O₂ – 0,036; S – 0,3; SiO₂ – 0,15; CaO – 0,05; Al₂O₃ – 0,03; прочие – 0,05; итого – 1,186.

На практике химический унос цинка в пыль составляет 10–15 %, примем его равным 15 %.

Химический унос цинка составляет 0,15 кг

Цинк улетучивается в виде ZnO, т. е 0,15 кг Zn и 0,036 O₂.

6.3. Расчет газов

Газы технологического процесса отражательной плавки включают SO₂, образующего при реакции окисления $S + O_2 = SO_2$.

При плавке, если степень десульфуризации 50 %, образуется 30 кг SO₂, кислорода O₂ – 15 кг или воздуха 65, 2 кг (азота – 50,2 кг).

6.4. Расчёт топлива

В качестве топлива можно использовать мазут, природный газ и каменный уголь. На основе практических данных, приведённых в технической литературе, принимаем расход каменного угля от веса твёрдой шихты 9 %. Вес шихты 100, количество каменного угля 9 кг. Состав угля принимаем на основании практических данных. Теоретически необходимое количество ки-

слорода на реакции горения 100 кг составит 228,49 кг. При коэффициенте избытка $\alpha = 1,1$ необходимое количество кислорода 251,34, количество воздуха 1092,8. Для каменного угля в количестве 9 кг воздуха потребуется 98,31 кг, в нём содержится 22,61 O_2 и 75,7 N_2 .

Результаты расчётов сводятся в таблицу материального баланса (табл. 6.5).

Таблица 6.5
Материальный баланс распределения компонентов при отражательной плавке медного концентрата

Материалы, продукты	Количес- тво, кг	Компоненты, кг										
		Cu	Fe	S	Zn	SO ₂	CaO	Al ₂ O ₃	O ₂	N ₂	C	проч. и O ₂
Приход												
Концентрат	100	16	25	30	1,0	15	5,0	3,0				5,0
Конвертерный шлак	23,8	0,476	11,9	0,476		5,95	0,476					4,522
Каменный уголь (пыль)	9,0		0,127			0,408	0,09	0,181	0,508	0,24	7,29	0,156
Воздух	163,51								37,61	125,9		
ИТОГО:	296,31	16,476	37,027	30,476	1,0	21,358	5,566	3,181	38,118	126,14	7,29	9,678
Расход												
Штейн	60	15,7	24,1	15,0	0,5				2,9			1,8
Шлак	51,513	0,616	12,677	0,176	0,34	21,208	5,516	3,152				7,828
Пыль	1,18	0,16	0,25	0,3	0,16	0,15	0,05	0,03	0,0306			0,05
Газ	183,617			15,0					35,187	126,14	7,29	
ИТОГО:	296,31	16,476	37,027	30,476	1,0	21,358	5,566	3,181	38,118	126,14	7,29	9,678

7. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ЭЛЕКТРОЛИТИЧЕСКОГО РАФИНИРОВАНИЯ МЕДИ

Составить материальный баланс процесса и определить объем электролита, выводимого на регенерацию при электролизе меди. На электролитическое рафинирование поступает медь следующего состава %: 99,2 Cu, 0,32 Ni, 0,018 Fe, 0,052 As, 0,041 Sb, 0,005 Bi, 0,068 Se, 0,028 Te, 0,057 Pb, 0,037 O₂, 0,174 Ag + Au. Для выполнения расчета задаемся по практическим данным работы заводов следующими примерными величинами.

Выход анодного скрапа 15 %. Переходит в раствор (% от веса растворенного анода): 100 Ni, 100 Fe, 80 As, 15 Sb, 20 Bi, 1,2 Cu. В шлам переходит 100 % Se, Te, Pb, O₂ и Ag + Au. В шламе содержится 61 % Se, Te, Pb, O₂ и Ag + Au, 30,5 % Cu; 8,5 % As, Sb, Bi и пр. (по разности). Пренебрегаем в расчете содержанием примесей на катоде и считаем его на 100 % из Cu. На основе приведенных данных нетрудно составить материальный баланс электролиза (табл. 7.1).

Таблица 7.1

Материальный баланс электролиза меди на 100 т анодов

Компоненты	Поступило с анодами, т	Перешло, т			
		в скрап	в шлам	в раствор	на катод
Cu	99,200	14,880	0,1557	1,0118	83,1525
Ni	0,320	0,0480	—	0,2720	—
Fe	0,018	0,0027	—	0,0153	—
As	0,052	0,0078	0,0088	0,0354	—
Sb	0,041	0,0062	0,0296	0,0052	—
Bi	0,005	0,0008	0,0034	0,0008	—
Se	0,068	0,0102	0,0578	—	—
Te	0,028	0,0042	0,0238	—	—
Pb	0,057	0,0085	0,0485	—	—
O ₂	0,037	0,0055	0,0315	—	—
Ag+Au	0,174	0,0261	0,1479	—	—
Итого:	100,0	15,000	0,5070	1,3405	83,1525

Для составления материального баланса в табл. 7.1 сначала выписывают весь состав анодов, скрапа по принятому его выхо-

ду на основе данных практики, а затем остаток элементов, переходящих целиком в шлам. По практическим данным суммарное количество этих элементов в шламе принимается в данном примере 61 %. Отсюда общий вес шлама будет

$$(0,0578 + 0,0238 + 0,0485 + 0,0315 + 0,1479) : 0,61 = 0,5070 \text{ кг.}$$

По общему весу шлама и содержанию в нем меди получаем вес меди, перешедшей в шлам: $0,507 \cdot 0,305 = 0,1557 \text{ кг.}$

Остальные компоненты шлама As, Sb и Bi берутся по разности после расчета их количеств, перешедших в раствор согласно принятым коэффициентам. Следует помнить, что представленный баланс всегда примерный. Фактически в катодах постоянно имеется небольшое количество примесей, коэффициенты перехода примесей в раствор и шлам и выход анодного скрапа не остаются постоянными, а сильно колеблются даже на одном и том же заводе в зависимости от состава анодов и многих других причин. Например, при повышенном содержании кислорода в анодах никель переходит частично (до 20 %) в шлам и т. д.

Поэтому перед составлением баланса необходимо тщательно проверить по данным практики или лабораторных исследований все исходные данные: состав анодов, которые будут получены, проценты перехода в шламы, раствор, выход скрапа и состав шлама.

Далее для расчета объема электролита, выводимого на регенерацию, нужно задаться предельным содержанием элементов в электролите. На основе практических данных принимаем следующее предельное содержание элементов в электролите, г/л: 34 Cu, 20 Ni, 3 As, 0,5 Sb. Объем электролита, выводимого на регенерацию, должен обеспечить постоянство состава электролита при разведении его водой до прежнего объема. Этого можно добиться в том случае, если выводимый электролит будет содержать такое же количество примесей, которое вносится растворяющимся анодом. Принимая состав электролита предельным и рассчитывая на 100 т анодной меди, получаем нужный объем выводимого раствора в соответствии с табл. 7.1:

– по Cu	$1\,011\,800 \text{ г} : 34 = 29\,758 \text{ л;}$
– по Ni	$272\,000 \text{ г} : 20 = 13\,600 \text{ л;}$

- по Fe 15 300 г : 3 = 5 100 л;
- по As 35 400 г : 3 = 11 800 л;
- по Sb 5 200 г : 0,5 = 10 400 л.

Поддерживать заданное содержание меди, выводя раствор для получения медного купороса, невыгодно. Поэтому останавливаемся на отборе 13 600 л электролита на 100 т перерабатываемых анодов, что обеспечивает содержание 20 г/л никеля в растворе. Из этого количества раствора выделяется $13\,600 \cdot 34 = 462\,400$ г Cu; остальные $1\,011\,800 - 462\,400 = 549\,400$ г Cu на каждые 100 т анодов следует выделять электролизом с нерастворимыми анодами.

Содержание железа, мышьяка и сурьмы в электролите составит, г/л:

- Fe $15\,300 : 13\,600 = 1,1$;
- As $35\,400 : 13\,600 = 2,6$;
- Sb $5\,200 : 13\,600 = 0,38$.

Для определения количества кристаллической водной соли медного купороса, выделяющейся при охлаждении раствора от 100 до 20°, нужно знать зависимость растворимости соли от температуры раствора данного состава, т. е. в присутствии тех примесей, которые содержатся в растворе, кроме основной, выделяемой кристаллизацией соли. Такие таблицы растворимости солей применительно к электролиту определенного состава, применяемого на данном заводе, можно составить на основе лабораторного опыта по насыщению электролита солью при разных температурах с последующим анализом раствора и определением его удельного веса. Из-за отсутствия в литературе соответствующих подробных сведений разберем в данном примере кристаллизацию медного купороса ($\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$) из его раствора в чистой воде, без других солей и кислоты, по данным, приведенным в табл. 7.2.

Как видно из таблицы, 1 м³ горячего насыщенного раствора при 100° весит 1525 кг и содержит 625 кг CuSO_4 и 900 кг воды. Если всю эту соль пересчитать на водную соль выделяющихся кристаллов ($\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$), то при полном выделении такой соли из 1 м³ раствора получится (табл. 7.2) 977 кг соли, а 548 кг чистой воды следует удалить.

Таблица 7.2

Растворимость медного купороса в воде

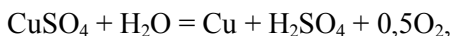
Температура, °C	Удельный вес раствора	Содержание CuSO_4 в растворе, г/л	Состав раствора, %		Содержание Cu в растворе, г/л	В растворе содержится кг/м^3	
			CuSO_4	H_2O		$\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$	H_2O
0	1,190	182	15,3	84,7	72,5	284	906
10	1,220	205	18,5	81,5	82	320	900
20	1,240	256	20,6	79,4	102	400	840
30	1,246	266	21,3	78,7	106,5	416	830
40	1,240	295	23,8	76,2	118	460	780
50	1,320	362	27,4	72,6	144	565	75S
60	1,390	448	32,3	67,7	179	700	690
70	1,420	471	33,3	66,7	188	735	685
80	1,450	534	36,9	63,1	213	835	615
90	1,505	589	39,2	60,8	234	920	585
100	1,525	625	41,0	59,0	249	977	548

При охлаждении раствора до 20° часть кристаллов купороса выделится, а часть останется в растворе в пропорции, соответствующей растворимости соли в воде, т. е. 400 кг $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ на 840 кг воды. Отсюда, составляя соответствующую пропорцию, находим, что в растворе после его охлаждения останется $400 : 840 \cdot 548 = 261$ кг соли.

Следовательно, выделится $977 - 261 = 716$ кг кристаллов.

После отделения кристаллов в кристаллизаторе останется $1525 - 716 = 809$ кг маточного раствора, в котором содержится 261 кг $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ и 548 кг воды. Удельный вес этого маточного раствора 1,24 (табл. 7.2), откуда его объем равен 652 л; содержание CuSO_4 равно 256 г/л. В итоге получаем баланс кристаллизации (табл. 7.3).

Электролиз с нерастворимыми анодами проводится для выделения меди из растворов и регенерации серной кислоты. Конечный результат электролиза определяется суммарной реакцией процесса



по которой можно выполнять все расчеты по определению изменения в составе электролита при его прохождении через ванну.

Таблица 7.3

Баланс кристаллизации

Введено	Всего, л	В том числе Cu		Получено	Всего, л	В том числе Cu	
		г/л	кг			г/л	кг
Раствор при 100°	1000	249	249	Маточный раствор при 20°	652	102	66,5
				Кристаллы (716 кг)	—	—	182,5
Итого	—	—	249	Итого	—	—	249,0

В электролитную ванну при силе тока 15 000 А поступает 3,5 м³ раствора в час, содержащего 25 г/л Cu и 25 г/л H₂SO₄. Примем в данном примере выход по току 70 %.

Тогда за 1 час выделится $15000 \cdot 1,185 \cdot 1 \cdot 0,7 = 12443$ г Cu.

В поступающем за 1 час растворе содержится $3500 \cdot 25 = 87\,500$ г Cu и остается в стекающем из ванны растворе $87500 - 12443 = 75057$ г Cu. Содержание меди в отработанном электролите $75057 : 3500 = 21,4$ г/л.

На 63,3 г Cu, осаждающейся на катоде, на аноде выделяется 98 г H₂SO₄ (см. выше суммарную реакцию).

На $25 - 21,4 = 3,6$ г/л Cu выделится $3,6 : 63,6 \cdot 98 = 5,5$ г/л H₂SO₄, следовательно, в отработанном электролите будет содержаться $25 + 5,5 = 30,5$ г/л H₂SO₄.

Для расчета количества раствора, которое следует подавать на одну ванну, можно вывести приведенную ниже формулу.

Если Q – количество раствора, поступающего в ванну, л/ч; I – сила тока на ванну, А; q – электрохимический эквивалент (для меди 1,185 г/А·ч); η – коэффициент использования тока (выход по току); p₁ – содержание металла в растворе, поступающем в 1 ванну, г/л; p₂ – содержание металла в растворе, вытекающем из ванны, г/л, то по закону Фарадея количество выделяющегося за один час на катоде металла определится из произ-

ведения $Iq\eta$, с другой стороны, это количество металла должно быть равно $Q(p_1 - p_2)$, откуда

$$Q = \frac{Iq\eta}{p_1 - p_2}.$$

В примере имеем, $I = 5000$, $q = 1,185$, $\eta = 0,9$, $p_1 = 45$ и $p_2 = 42$.

$$Q = \frac{5000 \cdot 1,185 \cdot 0,9}{45 - 42} = 1775 \text{ л/ч.}$$

8. РАСЧЕТ СОСТАВА ШИХТЫ АГЛОМЕРИРУЮЩЕГО ОБЖИГА СВИНЦОВЫХ КОНЦЕНТРАТОВ

Под расчетом шихты следует понимать определение количественного соотношения материалов (руд, концентратов и флюсов) в смеси, которая подвергается спекающему обжигу. При спекающем обжиге свинцовых шихт на большинстве заводов получают самоплавкий агломерат. Поэтому при расчете шихты спекающего обжига предусматривается добавка флюсов в таком количестве и соотношении, чтобы при последующей шахтной плавке получать заданное количество шлака заранее выбранного состава. Вследствие этого расчет шихты для спекающего обжига фактически является и расчетом шихты для плавки.

Средний состав свинцового концентрата, %: 50,2 Pb, 14,5 SiO₂, 7,5 Fe, 2,5 CaO, 3,0 Zn, 1,25 Cu, 15,2 S, 0,5 Al₂O₃.

Завод располагает такими флюсами: железная руда, содержащая 55 % Fe (или 70,7 % FeO) и 15,0 % SiO₂, и известняк, содержащий 54,2 % CaO и 0,4 % SiO₂.

Требуется рассчитать шихту спекающего обжига для получения самоплавкого агломерата.

8.1. Подсчет штейна

Расчет будем вести на 100 кг концентрата. Примем десульфуризацию при плавке 30 %, а содержание меди в штейне 10 %. В столь бедный штейн удастся перевести много меди из шихты. Предположим, что 80 % меди перейдет в штейн ($1,25 - 0,80 = 1,0$ кг Cu). Тогда выход штейна определится в 10 кг.

Состав штейна принимаем следующий, %: 10 Cu, 10 Pb, 20 S, 5 Zn и 55 Fe (по разности).

Приняв во внимание десульфуризацию, подсчитаем количество серы, которое должно содержаться в агломерате, полученном из 100 кг концентрата: $(10 \cdot 0,2 \cdot 100)/70 \approx 2,9$ кг S.

Приняв выход агломерата от сырого концентрата 90 %, определим содержание серы в агломерате: $(2,9 \cdot 100)/90 \approx 3,2$ %.

Таким образом, обжиг нужно вести с 15,2 % S в концентрате до 3,2 % S в агломерате. Десульфуризация при обжиге составит $((15,2 - 2,9)/15,2) \cdot 100 \approx 81 \%$.

8.2. Подсчет шлака

Предварительно подсчитаем состав шлака при условии самоплавкости концентрата, т. е. при плавке без всяких флюсов.

В шлак полностью перейдут из концентрата SiO_2 , CaO и Fe за вычетом перешедшего в штейн, т. е. $7,5 - 5,5 = 2,0$ кг Fe, или, в пересчете на закись железа (FeO), $(2 \cdot 71,8)/55,8 \approx 2,6$ кг.

Подсчитаем состав шлака и сведем результаты в табл. 8.1.

Таблица 8.1

Состав шлака

Компоненты	кг	%
SiO_2	14,5	66,7
FeO	2,6	11,7
CaO	2,5	11,6
ИТОГО:	19,6	90,0

При плавке без флюсов получается очень кислый шлак с малым содержанием FeO и CaO; следовательно, концентрат несамоплавкий, и требуются флюсы: железная руда и известняк.

Для подсчета количества флюсов нужно задаться типом шлака. Так как концентраты, принятые в расчете, довольно чистые от загрязнений (мало цинка и глинозема), то при выборе шлака можно воспользоваться таблицей типичных шлаков. Чтобы как можно меньше расходовать флюсов, необходимо в данном случае выбрать тип шлака с максимальным содержанием SiO_2 :

- тип М, содержащий 36 % SiO_2 , 31 % FeO и 23 % CaO;
- тип Р, содержащий 35 % SiO_2 , 27 % FeO и 28 % CaO;
- тип П, содержащий 35 % SiO_2 , 38 % FeO и 17 % CaO.

Шлаки М и Р имеют весьма ограниченную растворяющую способность для цинка (в них много CaO). Так как в нашем концентрате цинк все же присутствует, то выбираем шлак известковый, а именно тип П.

Подсчитаем флюсующую способность железной руды по выбранному типу шлака исходя из следующего соотношения:

на 35 кг SiO_2 в шлаке требуется – 38 кг FeO ,

на 15 кг SiO_2 в железной руде – x кг FeO :

$$x = (38 \cdot 15) / 35 = 16,3 \text{ кг FeO.}$$

Свободной FeO остается $70,7 - 16,3 = 54,4$ кг, или флюсующая способность железной руды равна 54,4 %.

Необходимое количество железной руды определится таким путем:

на 35 кг SiO_2 в шлаке требуется – 38 кг FeO ,

на 14,5 кг SiO_2 в концентрате – x кг FeO :

$$x = (38 \cdot 14,5) / 35 = 15,8 \text{ кг FeO.}$$

За вычетом FeO , переходящей в шлак из концентрата, необходимо добавить $15,8 - 2,6 = 13,2$ кг FeO или железной руды $(13,2 \cdot 100) / 54,4 = 24,3$ кг.

Подсчитаем флюсующую способность известняка по следующему соотношению:

на 35 кг SiO_2 в шлаке требуется – 17 кг CaO ,

на 0,4 кг SiO_2 – x кг CaO :

$$x = (17 \cdot 0,4) / 35 = 0,2 \text{ кг CaO.}$$

Свободной CaO остается $54,2 - 0,2 = 54$ кг, или флюсующая способность известняка равна 54%.

SiO_2 в концентрате 14,5 кг, в железной руде: $24,3 - 0,15 = 3,6$ кг. Итого 18,1 кг.

Нужное количество известняка определится таким путем:

на 35 кг SiO_2 в шлаке требуется – 17 кг CaO ,

на 18,1 кг SiO_2 в железной руде и концентрате – x кг CaO :

$$x = (17 \cdot 18,1) / 35 = 8,8 \text{ кг CaO.}$$

За вычетом CaO , переходящей в шлак из концентрата, требуется добавить $8,8 - 2,5 = 6,3$ кг CaO или известняка $(6,3 \cdot 100) / 54 = 11,7$ кг.

Теперь все полученные результаты расчета сведем в общую табл. 8.2, произведя следующие дополнительные расчеты:

– $\text{Fe} = 20,9 - 5,5 = 15,4$ кг, или FeO $15,4 \cdot 71,8 : 55,8 = 19,8$ кг;

– $\text{SiO}_2 + \text{FeO} + \text{CaO} = 18,2 + 19,8 + 8,8 = 46,8$ кг, что составляет 90 % от шлака; выход шлака равен $46,8 \cdot 100 : 90 = 52$ кг;

- $Zn = 3 - 0,5 = 2,5$ кг; в шлак перейдет 80 %, или $2,5 \cdot 0,80 = 2$ кг Zn, что составляет $2 \cdot 81,4 : 65,4 = 2,4$ кг ZnO;
- принимаем, по данным практики, содержание 2 % S в шлаке;
- предполагаем, что 3 % Pb уйдет с газами, или $50,20,03 = 1,5$ кг Pb;
- остальной свинец перейдет в черновой свинец: $50,2 - (1 + 0,5 + 1,5) = 47,2$ кг Pb;
- принимаем, что в черновом свинце содержится 99 % Pb (чистый концентрат, нет As, Sb, Sn, плавка с образованием штейна).

Из табл. 8.2 видно, что состав шлака, полученного в результате расчета шихты, точно совпал с тем, которым задавались ранее. Это говорит о том, что расчет шихты произведен правильно. По данным таблицы 8.2 подсчитаем распределение свинца (табл. 8.3) и состав агломерата после второго обжига, задаваясь выходом агломерата 90 %; например, 13,4 кг SiO₂ полностью перешли при обжиге в 90 кг агломерата, а потому и составляют в нем $(13,4 \cdot 100)/90 = 14,9$ % и т. д. Состав агломерата после второго обжига, %: 41 Pb, 14,9 SiO₂, 17,6 Fe, 7,2 CaO, 2,45 Zn, 1,1 Cu, 0,5 Al₂O₃, 3,2 S.

На этом расчет шихты спекающего обжига можно считать законченным. Процентный состав шихты обжига приведен в табл. 8.3. Расчет был произведен по методу пропорций.

Теперь решим ту же металлургическую задачу расчета шихты спекающего обжига другим путем – с помощью алгебраического метода. Этот метод является более простым и точным, но менее наглядным. Обозначим через x количество железной руды и через y – количество известняка, которые следует добавить к 100 кг концентрата. Подсчет штейна остается прежним. Для подсчета флюсов оставляем ранее выбранный тип шлака. Составляем таблицу шлакообразователей (табл. 8.4), пользуясь которой можно написать три следующих уравнения:

$$\begin{aligned} \text{SiO}_2 &= 14,5 + 0,15x + 0,004y, \\ \text{FeO} &= 2,6 + 0,707x, \\ \text{CaO} &= 2,5 + 0,542y. \end{aligned}$$

Таблица 8.4

Шлакообразователи

Материалы	Всего кг	SiO ₂		FeO		CaO	
		%	кг	%	кг	%	кг
Концентрат	100	14,5	14,5	2,6	2,6	2,5	2,5
Железная руда	х	15	0,15х	70,7	0,707х	—	—
Известняк	у	0,4	0,004у	—	—	54,2	0,542у

В нашем шлаке

$$\text{FeO} = \frac{38}{35} \text{SiO}_2 \text{ и } \text{FeO} = \frac{38}{17} \text{CaO}.$$

Подставляя значения FeO, CaO, SiO₂ в эти уравнения, получим следующие уравнения:

$$(2,6 + 0,707х)\text{FeO} = \frac{38}{35} (14,5 + 0,15х + 0,004у)\text{SiO}_2$$

и

$$(2,6 + 0,707х)\text{FeO} = \frac{38}{17} (2,5 + 0,542у)\text{CaO}.$$

Решив эти уравнения, находим, что $х = 24,3$ кг и $у = 11,6$ кг. Далее потребовалось бы составить сводную таблицу (аналогичную табл. 8.2), чтобы проверить правильность подсчета флюсов. Но, так как количество флюсов, определенное по алгебраическому методу, почти в точности совпало с ранее подсчитанным количеством флюсов по методу пропорций, то в составлении такой проверочной таблицы нет необходимости. Расчет можно считать правильным.

9. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ВОССТАНОВИТЕЛЬНОЙ ПЛАВКИ СВИНЦОВОГО АГЛОМЕРАТА

В восстановительную плавку поступает свинцовый агломерат такого состава, %: 38,4 Pb; 2,1 Cu; 9,0 Zn; 2,4 S; 13,6 Fe; 9,5 SiO₂; 8,5 CaO; 3,0 MgO и 3,0 Al₂O₃.

Пирит, вводимый в шихту плавки, содержит, %: 45 Fe; 51,6 S; 2 SiO₂ и 0,7 CaO.

9.1. Расчёт шихты

При подсчёте рационального состава свинцового агломерата примем, что:

- в агломерате содержится только сульфидная сера, которая распределяется так: третья часть серы связана со свинцом, половина серы с цинком и остальная сера – с медью;
- оксид свинца наполовину находится в силикатной форме, а наполовину – в свободном виде;
- известняк находится в агломерате в виде CaO;
- железо содержится в агломерате в виде Fe₂O₃ и Fe₃O₄ в равных количествах.

Результаты расчёта рационального состава агломерата сведём в табл. 9.1.

9.2. Расчёт штейна

Расчёт ведётся на 100 кг агломерата. Примем по данным практики свинцового завода, что в штейн переходит 80 % меди или $2,0 \cdot 0,8 = 1,68$ кг Cu.

Состав штейна, по данным практики того же завода, примем, %: 20 Cu; 12 Pb; 9 Zn; 20 S и Fe – всё остальное. Выход штейна $(1,68 \cdot 100) / 20 = 8,4$ кг. Состав штейна приведён в табл. 9.2.

По данным свинцового завода, в штейн переходит 30 % серы (при плавке с пиритом).

Приняв это распределение серы, находим, что из агломерата перейдёт в штейн $2,4 \cdot 0,30 = 0,72$ кг S, тогда как требуется для штейнообразования 1,68 кг S. Недостающее количество се-

ры ($1,68 - 0,72 = 0,96$ кг) введём за счёт серы пирита. Потребуется ввести серы с пиритом $(0,96 \cdot 100)/30 = 3,2$ кг или пирита $(3,2 \cdot 100)/51,6 = 6,2$ кг.

9.3. Расчёт шлака

При условии самоплавкости агломерата шихта плавки будет состоять из 100 кг агломерата, 6,2 кг пирита, всего 106,2 кг.

Примем расход кокса, как на современных заводах, равным 10 % от шихты плавки, или $106,2 \cdot 0,1 = 10,6$ кг.

В коксе 10 % золы состава, %: 48 SiO₂; 37 Al₂O₃; 12 Fe₂O₃ (8,4 Fe) и 2 CaO.

В шлак перейдёт из агломерата и пирита, а также из золы кокса, кг:

SiO ₂	$9,5 + 6,2 \cdot 0,02 + 10,6 \cdot 0,1 \cdot 0,48 = 10,13$
FeO	$(13,6 + 6,2 \cdot 0,45 + 10,6 \cdot 0,1 \cdot 0,084 - 3,28) \cdot (71,8/55,8) = 16,97$
CaO	$8,5 + 6,2 \cdot 0,007 + 10,6 \cdot 0,1 \cdot 0,02 = 9,1$
MgO	3,0
Al ₂ O ₃	$3,0 + 10,6 \cdot 0,1 \cdot 0,37 = 3,39$
ZnO	$9,0 \cdot 0,75 \cdot (81,4/65,4) = 8,4$

Переход цинка в шлак в количестве 75 % принят также по данным практики.

Приняв сумму подсчитанных оксидов за 95 % от веса шлака, подсчитаем выход шлака:

$$(10,13 + 16,97 + 9,1 + 3,0 + 3,39 + 8,4) \cdot (100/95) = 53,9 \text{ кг.}$$

Состав шлака приведён в табл. 9.3.

Таблица 9.1

Рациональный состав агломерата

Соединения	Общий вес, кг	Pb	Cu	Zn	Fe	S	O ₂	SiO ₂	CaO	Al ₂ O ₃	MgO	Прочие
PbO	17,9	16,61					1,29					
2PbO·SiO ₂	20,31	16,61					1,29	2,41				
PbS	5,98	5,18				0,8	1,6					
ZnO	8,15			6,55								
ZnS	3,65			2,45		1,2						
Cu ₂ O	0,58		0,51				0,07					
Cu ₂ S	1,99		1,59			0,4						
Fe ₂ O ₃	9,72				6,8		2,92					
Fe ₃ O ₄	8,8				6,8		2,0					
SiO ₂	7,09							7,09				
CaO	8,5								8,5			
Al ₂ O ₃	3,0									3,0		
MgO	3,0										3,0	1,33
Прочие	1,33											1,33
ИТОГО:	100,0	38,4	2,1	9,0	13,6	2,4	9,17	9,50	8,5	3,0	3,0	1,33

Таблица 9.2

Состав штейна

Компоненты	Вес, кг	Содержание, %
Cu	1,68	20,0
S	1,68	20,0
Pb	1,0	12,0
Zn	0,76	9,0
Fe	3,28	39,0
ИТОГО:	8,4	100,0

Таблица 9.3

Состав шлака

Компоненты	Вес, кг	Содержание, %
SiO ₂	10,13	19,0
FeO	16,97	31,6
CaO	9,1	16,9
MgO	3,0	5,5
Al ₂ O ₃	3,39	6,3
ZnO	8,4	15,7
Прочие	2,71	5,0
ИТОГО:	53,9	100,0

Предпочтительно получать шлак с соотношением главных шлакообразующих SiO₂ : FeO : CaO = 23 : 33 : 14. Для получения такого шлака требуется расходовать при плавке кварц и пиритный огарок. Примем, что пиритный огарок содержит 74,1 % FeO (57,6 Fe) и 4,3 % SiO₂, а кварц 84,0 % SiO₂ и 10,5 % FeO (8,2 Fe), и обозначим через x – количество пиритного огарка, а через y – количество кварца. Составим таблицу шлакообразователей (табл. 9.4).

Таблица 9.4

Шлакообразователи

Материалы	Вес, кг	SiO ₂		FeO		CaO	
		%	кг	%	кг	%	кг
Агломерат, пирит и зола кокса	107,3		10,13		16,97		9,1
Железная руда	x	4,3	0,043 x	74,1	0,741 x	–	–
Кварц	y	84,0	0,84 y	10,5	0,105 y	–	–

$$\text{SiO}_2 = 10,13 + 0,043x + 0,84y;$$

$$\text{FeO} = 16,97 + 0,741x + 0,105y;$$

$$\text{CaO} = 9,1.$$

$$\text{В шлаке } \text{FeO} = \frac{33}{23} \text{ SiO}_2 \text{ и } \text{FeO} = \frac{33}{14} \text{ CaO. Подставляя значения}$$

FeO, CaO и SiO₂ в эти уравнения и решая их, находим значения x и y :

$$(16,97 + 0,741x + 0,105y) \text{ FeO} = (33/23) (10,13 + 0,043x + 0,84y) \text{ SiO}_2;$$

$$(16,97 + 0,741x + 0,105y) \text{ FeO} = (33/14) \cdot 9,1;$$

$$x = 4,4 \text{ кг}; \quad y = 5,4 \text{ кг}.$$

Шихта плавки включает, кг: свинцовый агломерат 100,0; пирит 6,2; пиритный огарок 4,4; кварц 5,4; итого 16,0.

Расход кокса 10 %, или $116 \cdot 0,1 = 11,6$ кг, золы в коксе будет содержаться $11,6 \cdot 0,1 = 1,16$ кг.

Результаты расчёта шихты сведём в общую табл. 9.5.

В отвальном шлаке принимаем 1 % Pb.

В пыль перейдёт 8 % Zn или $9,0 - 0,08 = 0,72$ кг и 2 % Pb или $38,4 \cdot 0,02 = 0,77$ кг. Пониженный переход свинца в пыль принят потому, что предусматривается плавка с холодным колошником. Принимая, что цинк со свинцом составляют 70 % от пыли, её выход составит $(0,72 + 0,77) \cdot (100/70) = 2$ кг.

Остальные компоненты пыли не учитываем, так как их мало.

В черновой свинец перейдёт $38,4 - 1,0 - 0,62 - 0,77 = 36,01$ кг Pb.

Выход чернового свинца при содержании 97 % Pb в нём составит $36,01 \cdot (100/97) = 37,1$ кг.

По данным табл. 9.5 подсчитаем распределение свинца в продуктах плавки (табл. 9.6).

Более высокое извлечение свинца в черновой металл получилось при сокращении перехода свинца в шлаки и пыль.

9.4. Материальный баланс плавки

Для составления материального баланса шахтной плавки нужно подсчитать количество воздуха, необходимое для сжигания кокса, и количество печных газов, получаемых при плавке.

При подсчёте воздуха необходимо установить количество углерода, сгорающего в CO_2 и CO. Соотношение CO_2 : CO зависит от расхода кокса, высоты сыпи и условий плавки и на практике колеблется в очень больших пределах. На современных заводах двуоксида углерода содержится в колошниковых газах в 3–4 раза больше, чем углерода.

Если в отходящих газах 3–5 % CO, восстановительные процессы протекают в печи с достаточной полнотой, что и позволяет получать шлаки, вполне отвальные по содержанию свинца.

Таблица 9.5

Результаты расчёта шихты

Материалы и продукты плавки	Всего		Pb		Cu		Zn		S		Fe		SiO ₂		CaO		MgO		Al ₂ O ₃	
	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг
Свинцового агломерата	85,1	100	38,4	38,4	2,1	2,1	9,0	9,0	2,4	2,4	13,6	13,6	9,5	9,5	8,5	8,5	3,0	3,0	3,0	3,0
Пирита	5,3	6,2						51,6	3,2	45,0	2,79	2,0	0,12	07	0,04					
Железной руды	4,0	4,4								57,6	2,53	4,3	0,18							
Кварца	4,6	5,4								8,2	0,44	84,0	4,54							
Золы кокса	1,0	1,16								8,4	0,10	48,0	0,56	2,0	0,02				37,0	0,43
ИТОГО	100	117,16	38,4		2,1		9,0	5,6		9,46		14,9		8,56		3,0		3,43		

Таблица 9.6

Распределение свинца в продуктах плавки

Продукты плавки	Свинец	
	кг	%
Черновой свинец	36,01	93,8
Штейн	1,00	2,6
Шлак	0,62	1,6
Пыль	0,77	2,0
ИТОГО:	38,40	100,0

Так как в данном расчёте принят умеренный расход кокса (10 %), то примем, что половина углерода сгорает в печи полностью до CO_2 , а вторая половина – до CO .

При содержании в коксе 85 % С требуется сжечь в печи $11,6 \cdot 0,85 = 9,86$ кг С, из них 4,93 кг окисляется до CO_2 и столько же – до CO .

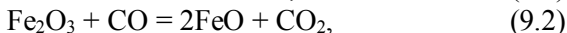
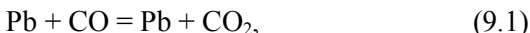
Для окисления углерода кокса по реакции $\text{C} + \text{O}_2 = \text{CO}_2$ потребуется кислорода $(32 \cdot 4,93)/12 = 13,14$ кг и для окисления углерода по реакции $\text{C} + 0,5\text{O}_2 = \text{CO}$ требуется $(16 \cdot 4,93)/12 = 6,57$ кг, а всего потребуется $13,14 + 6,57 = 19,71$ кг кислорода.

Количество воздуха составит $19,71 + 66 = 85,71$ кг, или $85,71/1,293 = 66,3$ м³.

При сжигании углерода кокса будет получено следующее количество газов: $(4,93 \cdot 44)/12 = 18,1$ кг CO_2 , $(4,93 \cdot 28)/12 = 11,5$ кг CO , 66 кг N_2 .

На практике состав печных газов будет значительно отличаться от состава, рассчитанного по реакциям восстановления оксидов свинца и железа, с учётом испарения влаги, присутствующей в пирите, коксе и во флюсах, и по реакциям окисления серы. Учесть всё множество протекающих в печи химических реакций нет возможности и необходимости.

Примем, что протекают следующие основные реакции:



Свинец в виде сульфида перейдёт в штейн, шлак и пыль в количестве $1,0 + 0,62 + 0,77 = 2,39$ кг. Остальной сульфидный свинец $(5,18 - 2,39 = 2,79$ кг Pb или 3,22 кг PbS) вступит в реакцию (9.4), на которую будет израсходовано 6 кг PbO и получено при этом 0,86 кг SO_2 .

Восстановится глета по первой реакции

$$17,9 + (20,31 - 2,41) - 6,0 = 29,8 \text{ кг } \text{PbO}.$$

На восстановление глета будет затрачено 3,74 кг СО и получено при этом 5,87 кг СО₂.

По реакции (9.2) восстановится $9,72 + 4,35 = 14,07$ кг Fe₂O₃, где 4,35 – железо железной руды, кварца и золы кокса, пересчитанное на Fe₂O₃. При восстановлении по реакции (9.2) будет затрачено 2,4 кг СО и получено 4 кг СО₂.

При восстановлении 8,8 кг Fe₃O₄ по реакции (9.3) будет затрачено 1,06 кг СО и получено 1,67 кг СО₂.

По реакции (9.6) продиссоциирует пирит в количестве $6,2 \cdot 0,966 = 6,0$ кг, в результате чего будет выделено 1,6 кг S₂.

На окисление этой серы потребуется 6,97 кг воздуха и в газах будет присутствовать 3,2 кг SO₂ и 5,35 кг N₂.

При 5 % влаги в пирите, коксе, железной руде и кварце общее количество испаряющей влаги составит $(6,2 + 11,6 + 4,4 + 5,4) \cdot 0,05 = 1,38$ кг H₂O.

Подсчитаем по реакциям восстановления оксидов свинца и железа расход СО и количество полученной СО₂, кг:

	Расход СО	Получение СО ₂
по реакции (9.1)	3,74	5,87
по реакции (9.2)	2,4	4,0
по реакции (9.3)	1,06	1,67
ИТОГО:	7,2	11,54

В газы перейдёт $11,5 - 7,2 = 4,3$ кг СО и $18,1 + 11,54 = 29,64$ кг СО₂.

Количество полученного сернистого ангидрида, кг:

по реакции (9.4)	0,86
от окисления серы пирита	3,0
ИТОГО:	4,06

Потребуется воздуха для сжигания, кг:

кокса	85,71
серы пирита	6,97
ИТОГО:	92,68

Результаты расчётов отходящих газов сведём в табл. 9.7. Отходящие газы получились вполне приемлемого состава. Ре-

зультаты всех подсчётов сведём в общую таблицу материального баланса (табл. 9.8). Невязка получилась в допустимых пределах, что свидетельствует о правильности расчётов.

Таблица 9.7
Количество и состав отходящих газов

Компоненты	кг	м ³	% (объёмн.)
CO ₂	29,64	15,10	19,2
CO	4,30	3,44	4,4
SO ₂	4,06	1,42	1,8
N ₂ (66,0 + 5,35)	71,35	57,00	72,5
H ₂ O	1,38	1,71	2,1
ИТОГО:	110,73	78,67	100,0

Таблица 9.8
Материальный баланс шахтной плавки

Приход	кг	Расход	кг
Свинцовый агломерат	100,0	Черновой свинец	37,1
Пирит	6,2	Штейн	8,4
Железная руда	4,4	Шлак	62,2
Кварц	5,4	Пыль	2,0
Кокс	11,6	Газы	110,73
Влага шихты	1,38	Невязка	+1,23
Воздух	92,68		
ИТОГО:	221,66	ИТОГО:	221,66

10. РАФИНИРОВАНИЕ ЧЕРНОВОГО СВИНЦА

На рафинирование поступает черновой свинец следующего состава, %: Pb – 96,50; Cu – 1,00; Sb – 1,00; As 0,20; Bi – 0,15; Au, г/100 кг – 3,40; Ag, г/100 кг – 196,60; прочих – 1,15.

Расчет ведем на 100 кг чернового свинца, принимая ориентировочные данные по выходам и составам продуктов рафинирования. В каждом отдельном случае они должны корректироваться в соответствии с исходным сырьем и практикой ведения процесса.

10.1. Расчет обезмеживания ликвацией

По данным практики, принимаем выход сухих шликеров равным 7 % от веса чернового свинца, что составит 7 кг.

Содержание меди в свинце после ликвации примем 0,11, что составляет $93 \times 0,11 : 100 = 0,102$ кг.

Следовательно, в сухие шликеры меди перейдет $1,0 - 0,102 = 0,898$ кг.

Примем, что содержание в свинце сурьмы, мышьяка и висмута после ликвации не меняется, т. е. весовые количества их будут:

$$93 \times 0,01 = 0,93 \text{ кг сурьмы;}$$

$$93 \times 0,002 = 0,186 \text{ кг мышьяка;}$$

$$93 \times 0,0015 = 0,1395 \text{ кг висмута.}$$

В сухие шликеры перейдет:

$$1,0 - 0,93 = 0,07 \text{ кг сурьмы;}$$

$$0,2 - 0,186 = 0,014 \text{ кг мышьяка;}$$

$$0,15 - 0,1395 = 0,01 \text{ кг висмута.}$$

Свинца в сухих шликерах содержится 75 %, что составляет $7 \times 0,75 = 5,25$ кг.

Прочих в сухих шликерах будет соответственно по разности:

$$7 - (5,25 + 0,898 + 0,07 + 0,014 + 0,01) = 0,757 \text{ кг.}$$

Сухие шликеры будут иметь следующий состав:

	Pb	Cu	Sb	As	Bi	Прочие	Всего
кг	5,25	0,898	0,07	0,014	0,01	0,757	7,00
%	75	13	1	0,2	0,15	10,65	100

Полученные данные сводим в табл. 10.1.

10.2. Расчет обезмеживания с помощью серы

Частично обезмеженный свинец имеет следующий состав:

	Pb	Cu	Sb	As	Bi	Прочие	Всего
кг	91,25	0,102	0,93	0,186	0,1395	0,393	93,00
%	98,12	0,11	1,00	0,20	0,15	0,42	100,00

Таблица 10.1

Материальный баланс обезмеживания ликвацией

Материал	Состав, %						
	Pb	Cu	Sb	As	Bi	Прочих	Всего
Поступило							
Черновой свинец	96,50	1,00	1,00	0,20	0,15	1,15	100,00
Получено							
Сухие шликеры	5,25	0,898	0,07	0,014	0,01	0,757	7,00
Свинец	91,25	0,102	0,93	0,186	0,1395	0,393	93,00
Всего:	96,50	1,000	1,00	0,200	0,15	1,15	100,00

Для удаления 0,102 кг меди потребуется серы (из расчета на сернистую медь): $(0,102 \cdot 32)/63,6 = 0,051$ кг.

Практический расход серы на 25 % больше теоретического, что составит $0,051 \times 1,25 = 0,064$ кг.

Вес ванны без учета сгоревшей серы $93,0 + 0,051 = 93,051$ кг.

Выход сульфидных шликеров принимаем равным 3 % от веса ванны, что по весу составит $93,051 \times 0,03 = 2,79$ кг.

Обезмеженного свинца получится $93,051 - 2,79 = 90,261$ кг.

Меди в окончательно обезмеженном свинце остается 0,003 %, или $90,261 \times 0,00003 = 0,0027$ кг.

Меди в сульфидные шликеры перешло

$$0,102 - 0,0027 = 0,0993 \text{ кг.}$$

По производственным данным, содержание сурьмы в сульфидных шликерах принимаем 3 %, что соответствует в нашем случае $2,79 \times 0,03 = 0,084$ кг.

В свинце останется $0,93 - 0,084 = 0,846$ кг сурьмы. Содержание мышьяка и висмута в обезмеженном свинце такое же, как и в исходном:

$$90,261 \times 0,002 = 0,18 \text{ кг мышьяка,}$$

$$90,261 \times 0,0015 = 0,1354 \text{ кг висмута.}$$

В сульфидные шликеры перейдет

$$0,186 - 0,18 = 0,006 \text{ кг мышьяка,}$$

$$0,1395 - 0,1354 = 0,0041 \text{ кг висмута.}$$

Как показывает практика, содержание свинца в сульфидных шликерах составляет 90 %, или по весу $2,79 \times 0,9 = 2,51$ кг.

Прочих в сульфидных шликерах будет соответственно по разности: $2,79 - (2,51 + 0,0993 + 0,084 + 0,006 + 0,0041 + 0,051) = 0,036$ кг.

Сульфидные шликеры имеют следующий состав:

	Pb	Cu	Sb	As	Bi	S	Прочие	Всего
кг	2,51	0,0993	0,084	0,006	0,0041	0,051	0,036	2,79
%	90	3,5	3,0	0,2	0,15	1,8	1,35	100,0

Составляем материальный баланс процесса (табл. 10.2).

Таблица 10.2

Материальный баланс окончательного обезмеживания, кг

Материал	Pb	Cu	Sb	As	Bi	S	Прочих	Всего
Поступило								
Свинец	91,25	0,102	0,93	0,186	0,1395	—	0,393	93,00
Сера	—	—	—	—	—	0,064	—	0,064
Всего	91,25	0,102	0,93	0,186	0,1395	0,064	0,393	93,064
Получено								
Сульфидные шликеры	2,51	0,0993	0,084	0,006	0,0041	0,051	0,036	2,79
Обезмеженный свинец	88,74	0,0027	0,846	0,18	0,1354	—	0,357	90,261
Потери	—	—	—	—	—	0,013	—	0,013
Всего:	91,25	0,102	0,93	0,186	0,1395	0,064	0,393	93,064

10.3. Расчет процесса очистки от сурьмы и мышьяка

На щелочное рафинирование поступает обезмеженный свинец следующего состава:

	Pb	Cu	Sb	As	Bi	Прочие	Всего
кг	88,74	0,0027	0,846	0,18	0,1354	0,357	90,261
%	98,3	0,003	0,93	0,20	0,15	0,417	100,00

Расход реагентов для удаления сурьмы и мышьяка приведен в табл. 10.3.

Таблица 10.3

Нормы расхода реагентов на щелочное рафинирование черного свинца от мышьяка, олова и сурьмы

Примеси	Расход реагентов на 1 кг примеси, кг		
	NaOH	NaNO ₃	NaCl
Мышьяк	2,9	1,0	1,0
Олово	1,8	0,6	0,6
Сурьма	1,5	0,6	0,5

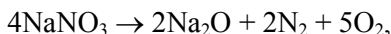
Расход реагентов составит, кг:

	каустической соды	поваренной соли	селитры
Sb	$0,846 \times 1,5 = 1,269$	$0,846 \times 0,5 = 0,423$	$0,846 \times 0,6 = 0,508$
As	$0,18 \times 2,9 = 0,52$	$0,18 \times 1,0 = 0,18$	$0,18 \times 1,0 = 0,18$
	1,79	0,603	0,69

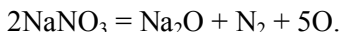
Всего на щелочное рафинирование поступает

$$90,261 + (1,79 + 0,603 + 0,69) = 93,341 \text{ кг.}$$

Селитра разлагается по реакции



или, для расчета,



При разложении 0,69 кг селитры получится

$$(0,69 \times 62) : 170 = 0,25 \text{ кг Na}_2\text{O},$$

$$(0,69 \times 80) : 170 = 0,33 \text{ кг O}_2,$$

$$(0,69 \times 28) : 170 = 0,11 \text{ кг N}_2,$$

где 170 – молекулярный вес двух молекул селитры, а 62, 80 и 28 – соответственно молекулярные веса Na_2O , кислорода и азота.

Кислород окисляет сурьму и мышьяк, и получающиеся оксиды поглощаются плавом. По производственным данным, щелочной плав содержит от 20 до 30 % сурьмы. Принимаем содержание сурьмы в плаве 24 %. Тогда выход плава будет $0,846 \times 100:24 = 3,52 \text{ кг}$.

Содержание свинца в плаве обычно составляет 1–3 %. Принимаем его равным 1 %, что по весу даст $3,52 \times 0,01 = 0,0352 \text{ кг}$.

Каустическая сода разлагается по реакции



При разложении 1,79 кг каустической соды получается

$$1,79 \times 62:80 = 1,38 \text{ кг Na}_2\text{O},$$

$$1,79 \times 18:80 = 0,41 \text{ кг H}_2\text{O (испаряется)}.$$

Из практики известно, что около 5 % поваренной соли и оксида натрия теряется в процессе щелочного рафинирования. Поэтому в плав перейдет

$$0,603 \times 0,95 = 0,57 \text{ кг NaCl},$$

$$(0,25 + 1,38) \times 0,95 = 1,55 \text{ кг Na}_2\text{O}.$$

Потери составят:

$$0,603 - 0,57 = 0,03 \text{ кг NaCl},$$

$$1,63 - 1,55 = 0,08 \text{ кг Na}_2\text{O}.$$

Принимаем, что после щелочного рафинирования в свинце остается сурьмы 0,004 %, или по весу $(93,341 - 3,52) \times 0,00004 = 0,003 \text{ кг}$.

В плав перейдет сурьмы $0,846 - 0,003 = 0,843 \text{ кг}$.

Содержание мышьяка в результате рафинирования можно снизить до следов. Поэтому считаем, что он полностью переходит в плав.

Висмут полностью остается в свинце.

По разности определяем количество прочих в плаве:

$$3,52 - (0,0352 + 0,643 + 0,18 + 1,55 + 0,57 + 0,33) = 0,0118 \text{ кг}.$$

Получаем щелочной плав следующего состава:

	Pb	Sb	As	Na ₂ O	NaCl	O ₂	Прочие	Всего
кг	0,0352	0,843	0,18	1,55	0,57	0,33	0,0118	3,52
%	1	24	5	44	16	9,4	0,6	100,0

Данные расчета сводим в табл. 10.4.

Таблица 10.4

Материальный баланс щелочного рафинирования, кг

Материал	Pb	Cu	Sb	As	Bi	Поступило						O ₂	Прочие	Всего
						Na ₂ O	NaCl	H ₂ O	N ₂					
Обезмеженный свинец	88,74	0,0027	0,846	0,18	0,1354	–	–	–	–	–	–	–	0,357	90,26
Селитра	–	–	–	–	–	0,25	–	–	0,11	–	0,33	–	–	0,69
Каустическая сода	–	–	–	–	–	1,38	–	0,41	–	–	–	–	–	1,79
Поваренная соль	–	–	–	–	–	–	0,603	–	–	–	–	–	–	0,603
Всего	88,74	0,0027	0,846	0,18	0,1354	1,63	0,603	0,41	0,11	0,33	0,33	0,357		93,34
Получено														
Смятченный свинец	88,7062	0,0027	0,003	–	0,1354	–	–	–	–	–	–	–	0,2752	89,12
Щелочной шлав	0,0352	–	0,843	0,18	–	1,55	0,57	–	–	–	0,33	0,0118		3,52
Потери	–	–	–	–	–	0,08	0,033	0,41	0,11	–	–	0,07		0,70
Всего	88,74	0,0027	0,846	0,18	0,1354	1,63	0,603	0,41	0,11	0,33	0,33	0,357		93,34

10.4. Расчет процесса обессеребрения

Принимаем, что содержание благородных металлов в свинце, поступающем на обессеребрение, такое же, как и в исходном. На обессеребрение поступает свинца 89,12 кг. В этом количестве свинца содержится благородных металлов:

$$89,12 \times 0,034 = 3 \text{ г золота,}$$

$$89,12 \times 1,966 = 175 \text{ г серебра.}$$

Вычитая вес золота и серебра из веса прочих, получаем свинец следующего состава:

	Pb	Cu	Sb	Bi	Au	Ag	Прочие	Всего
кг	88,7062	0,0027	0,003	0,1354	0,003	0,175	0,0947	89,12
%	99,457	0,003	0,0034	0,152	0,0034	0,196	0,185	100,0

Расход цинка на обессеребрение зависит от количества благородных металлов, имеющихся в свинце. В заводской практике он определяется по содержанию серебра. Опытным путем разработана табл. 10.5, которой пользуются на заводах, внося в нее свои коррективы.

Таблица 10.5

Нормы расхода цинка для обессеребрения свинца

Первое обессеребрение		Второе обессеребрение	
Содержание серебра в черновом свинце, г/т	Расход цинка, кг/100 т свинца	Содержание серебра в свинце, г/т	Расход цинка, кг/100 т свинца
2000	600	5	287
2100	627	10	307
2200	654	15	327
2300	680	20	347
2400	707	30	374
2500	746	40	387
2600	780	50	407
2700	805	60	420
2800	840	70	434
2900	875	80	453
3000	900	90	467
3100	934	100	480
3200	965	ПО	494
3300	1000	120	515
3400	1026	150	526

Из таблицы видно, что в нашем случае расход цинка на первое обессеребрение составит 600 кг на 100 г свинца. Следовательно, на 89,12 кг свинца потребуется цинка $(600 \cdot 89,12)/100\,000 = 0,535$ кг.

После добавки первой присадки цинка вес ванны будет
 $89,12 + 0,535 = 89,655$ кг.

Пенка, получающаяся при первом обессеребрении, бывает богата благородными металлами: в нее переходит все золото и 95 % серебра, т. е.

$$\begin{aligned} & 3,00 \text{ г золота} \\ & \underline{175 \times 0,95 = 166,25 \text{ г серебра}} \\ & \text{Всего } 169,25 \text{ г} \end{aligned}$$

По данным практики, принимаем содержание благородных металлов в богатой пенке равным 9 %. Тогда вес пенки будет $0,16925 \times 100 : 9 = 1,88$ кг.

Как указывает практика заводов, в обессеребренном свинце остается 0,5 % цинка, или по весу $(89,655 - 1,88) \times 0,5 : 100 = 0,438$ кг.

Принимаем, что из первой присадки в свинец пойдет 75 % цинка, т. е. 0,328 кг, а остальные 0,11 кг – из второй присадки. Тогда цинка в богатую пенку пойдет $0,535 - 0,328 = 0,207$ кг.

Содержание меди в обессеребренном свинце составляет 0,0005%, что дает $(89,655 - 1,88) \times 0,0005 : 100 = 0,0004$ кг.

Меди в богатую пенку перейдет $0,0027 - 0,0004 = 0,0023$ кг.

Свинца в богатой пенке будет $1,88 - (0,207 + 0,0023 + 0,16925) = 1,50$ кг.

Получаем богатую пенку следующего состава:

	Pb	Cu	Zn	Au	Ag	Всего
кг	1,50	0,0023	0,207	0,003	0,16625	1,88
%	79,8	1,2	11,0	8,0		100,0

После снятия богатой пенки свинца останется $89,655 - 1,88 = 87,775$ кг.

В нем имеется серебра $0,175 - 0,16625 = 0,00875$ кг, что составляет $(8,75 \cdot 1000)/87,775 = 100$ г/т.

Пользуясь табл. 11.5, находим, что для второго обессеребрения требуется цинка 480 кг на каждые 100 г свинца или на наше количество $(480 \cdot 87,775)/100\,000 = 0,42$ кг.

После введения второй присадки цинка вес ванны будет $87,775 + 0,42 = 88,195$ кг.

В обессеребренном свинце остается серебра 3–5 г/т. Принимая 3 г/т, получаем ориентировочно $87,775 \times 0,003 = 0,263$ г.

Во второй пенке серебра будет $175 - (166,25 + 0,263) = 8,5$ г.

Приняв содержание серебра во второй пенке равным 0,6 %, находим выход пенки равным $0,0085 \times 100 \times 0,6 = 1,4$ кг.

Цинка во второй пенке будет $0,42 - 0,11 = 0,31$ кг и свинца $1,4 - (0,31 + 0,0085) = 1,08$ кг.

Получаем вторую пенку следующего состава:

	Pb	Zn	Ag	Всего
кг	1,08	0,31	0,0085	1,4
%	77,2	22,2	0,6	100,0

Вторая пенка является оборотным продуктом и направляется на первое обессеребрение, причем расход цинка свежезагружаемого соответственно уменьшается.

Правильность проведенных расчетов проверяем, сводя все данные в табл. 10.6.

Таблица 10.6
Материальный баланс процесса обессеребрения, кг

Материал	Pb	Cu	Sb	Bi	Au	Ag	Zn	Прочих	Всего
Поступило									
Смягченный свинец	88,7062	0,0027	0,003	0,1354	0,003	0,175	–	0,0947	89,12
Цинк	–	–	–	–	–	–	0,955	–	0,955
Всего	88,7062	0,0027	0,003	0,1354	0,003	0,175	0,955	0,0947	90,075
Получено									
1-я пенка	1,50	0,0023	–	–	0,003	0,16625	0,207	–	1,88
2-я пенка	1,08	–	–	–	–	0,0085	0,31	–	1,4
Обессеребренный свинец	85,1262	0,0004	0,003	0,1354	–	0,000263	0,438	0,0947	85,755
Всего:	88,7062	0,0027	0,003	0,1354	0,003	0,175	0,955	0,0947	90,075

10.5. Расчет рафинировочного котла

Принимаем котел емкостью 110 т. При температуре 550° свинец имеет плотность 10,4 т/м³ и занимает в котле объем равный $110 : 10,4 = 10,6 \text{ м}^3$.

Котел имеет форму полушара, радиус которого определяется по формуле

$$R = \sqrt[3]{\frac{3V}{2\pi}} = \sqrt[3]{\frac{3 \cdot 10,6}{2 \cdot 3,14}} = 1,7 \text{ м} = 1700 \text{ мм}.$$

Чтобы свинец не был в уровень с краем, увеличиваем глубину котла на 500 мм. Толщину стенки котла принимаем равной 35 мм. Тогда объем стенок котла будет

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{2}{3}\pi R_1^3 - \frac{2}{3}\pi R^3 + \pi h(R_1^2 - R^2) = \\ &= \frac{2}{3} - 3,14(1,735^3 - 1,7^3) + 3,14 \cdot 0,5 \cdot (1,735^2 - 1,7^2) = 0,8 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Котел изготавливаем из стали с удельным весом 7,8 т/м³. Стали потребуется $0,8 \times 7,8 = 6,24 \text{ т}$. Общий вес котла с находящимся в нем свинцом будет $110 + 6,24 = 116,24 \text{ т}$. Объем, занимаемый котлом в гнезде, можем найти как сумму объемов свинца и стенок котла: $10,6 + 0,8 = 11,4 \text{ м}^3$.

Для того, чтобы газы успели отдать свое тепло, обеспечиваем их пребывание в гнезде в течение 3,5 секунду. Не производя здесь для краткости расчетов процесса горения, примем, что объем продуктов горения за 3,5 с составит 15 м³. Следовательно, внутренний объем гнезда будет $11,4 + 15 = 26,4 \text{ м}^3$. Площадь основания гнезда $S = \pi R^2 = 3,14 \times 1,735^2 = 9,45 \text{ м}^2$. Высота гнезда котла $26,4 : 9,45 = 2,8 \text{ м}$.

Кладку гнезда делаем в 2,5 кирпича. Ее толщина с учетом связующего составит 0,65 м.

Объем кладки гнезда

$$V_2 = \pi R_2^2 H - \pi R^2 H = \pi H(R_2^2 - R^2) = 3,14 \cdot 2,8(2,385^2 - 1,735^2) = 23,35 \text{ м}^3.$$

Топочные газы из гнезда проходят через газоход. В одну секунду их проходит $15 : 3,5 = 4,3 \text{ м}^3$.

Скорость движения газа в газоходе принимаем 5 м/секунд. Тогда сечение его будет $4,3 : 5 = 0,86 \text{ м}^2$.

Газоход делаем квадратный с длиной стороны $b = \sqrt{0,86} \approx 1 \text{ м}$.

Дно гнезда выкладываем кирпичом. Толщину кладки делаем в два кирпича, что составляет 500 мм. Стенки нижней части газохода и горизонтальный его участок протяженностью 1,1 м делаем в один кирпич. Объем, занимаемый дном гнезда и стенками газохода, будет

$$V_3 = (S - b^2) \times 0,5 + [(b + \delta)^2 - b^2] \times 1 + [(b + \delta)^2 - b^2] \times 1,1 = \\ = (9,45 - 1) \times 0,5 + (1,25^2 - 1^2) \times 1 + (1,25^2 - 1^2) \times 1,1 = 5,4 \text{ м}^3.$$

Выкладываем 4 донные опоры поперечного сечения $0,5 \times 0,5 \text{ м}^2$. Высота опор будет $2,8 - (1,735 + 0,5) = 0,6 \text{ м}$.

Объем кладки опор $0,5 \times 0,5 \times 0,5 \times 4 = 0,6 \text{ м}^3$.

Всего необходимо кирпичей по объему $23,35 + 5,4 + 0,6 = 29,35 \text{ м}^3$.

При технических подсчетах принимают, что кладка в 1000 кирпичей занимает объем $1,6 \text{ м}^3$. Следовательно, для кладки гнезда рафинировочного котла и газохода потребуется $(29,35 \cdot 1000) / 1,6 = 19000$ шт. кирпичей.

Из этого количества 75 % придется на долю огнеупорного кирпича и 25 % – красного, так как из него выкладываем наружную часть гнезда и нижнюю часть газохода.

Давление, приходящееся на фундамент, складывается из веса котла, свинца в нем, веса кладки, чугунного котла и стального кожуха. Берем чугунное кольцо толщиной 25 мм и шириной 300 мм. Оно будет весить

$$\pi \delta \gamma (R_3^2 - R^2) = 3,14 \times 0,25 \times 7,1 \times (2,035^2 - 1,735^2) = 5,57 \text{ т}.$$

Кожух свариваем из листовой стали толщиной 14 мм. Его вес будет $2\pi R_4 H \delta \gamma = 2 \times 3,14 \times 2,385 \times 2,8 \times 0,014 \times 7,8 = 4,62 \text{ т}$.

Прибавляем еще 5% веса на арматуру: $4,62 \times 0,05 = 0,22 \text{ т}$.

Общий вес сооружения $116,24 + 29,35 \times 1,5 + 5,57 + 4,62 + 0,22 = 171,8 \text{ т}$.

Удельное давление на подушку фундамента составит $171,8 / (3,14 \cdot 2,385^2) = 9,6 \text{ т/м}^2 = 0,96 \text{ кг/см}^2$.

Марки бетона имеют предел прочности на сжатие не менее 50 кг/см^2 . Следовательно, мы имеем достаточный запас прочности.

11. РАСЧЕТЫ ПО ОБЖИГУ ЦИНКОВОГО КОНЦЕНТРАТА

11.1. Расчет рационального состава концентрата

На завод поступает цинковый концентрат следующего элементарного состава, %: Zn – 50,0; Cd – 0,20; Cu – 1,60; Pb – 0,48; Fe – 9,00; S – 34,2; SiO₂ – 2,0; MgO – 0,2; CaO – 0,32; прочих – 2,0.

Для расчета рационального (минералогического) состава принимаем, что в концентрате металлы присутствуют в виде следующих минералов: цинк в виде цинковой обманки, кадмий в виде гринокита, свинец в виде свинцового блеска, медь в виде халькопирита, железо в виде пирита и пирротина.

Пустая порода представлена известняком, магнезитом и кремнеземом в свободном виде.

Расчет ведем на 100 кг концентрата.

Серы связано с цинком:

$$\begin{array}{rcl} 65,38 \text{ кг Zn} & & - 32 \text{ кг S} \\ 50,00 \text{ кг} & & - x \\ \hline x = 24,46 \text{ кг.} \end{array}$$

Серы связано с кадмием:

$$\begin{array}{rcl} 112,4 \text{ кг Cd} & & - 32 \text{ кг S} \\ 0,2 \text{ кг} & & - x \\ \hline x = 0,06 \text{ кг.} \end{array}$$

Серы связано со свинцом:

$$\begin{array}{rcl} 207,21 \text{ кг Pb} & & - 32 \text{ кг S} \\ 0,48 \text{ кг} & & - x \\ \hline x = 0,07 \text{ кг.} \end{array}$$

Серы имеется в халькопирите:

$$\begin{array}{rcl} 63,57 \text{ кг Cu} & & - 2 \times 32 \text{ кг S} \\ x & & - 1,6 \text{ кг} \\ \hline x = 1,61 \text{ кг.} \end{array}$$

Железа имеется в халькопирите:

$$\begin{array}{rcl} 55,85 \text{ кг Fe} & & - 63,57 \text{ кг Cu} \\ x & & - 1,6 \text{ кг} \\ \hline x = 1,4 \text{ кг.} \end{array}$$

Остальное железо в количестве $9,0 - 1,4 = 7,6$ кг и оставшуюся несвязанной серу в количестве $34,2 - (24,46 + 0,06 + 0,07 + 1,61) = 8,0$ кг распределяем между пиритом и пирротинном. Количество железа в пирите обозначим через x . Тогда количество железа в пирротине будет $(7,6 - x)$ кг.

Количество серы в пирите обозначим через a . Тогда количество серы в пирротине будет $(8,0 - a)$ кг.

Для определения неизвестных составляем уравнения:

$$\begin{array}{rcl} 55,85 \text{ кг Fe} & & - 2 \times 32 \text{ кг S} \\ x & & - a \\ \hline & a = 1,145x. & \end{array}$$

$$\begin{array}{rcl} 7 \times 55,85 \text{ кг Fe} & & - 8 \times 32 \text{ кг S} \\ 7,6 - x - 8 - a & & \\ \hline & 8 - a = 0,65 \times (7,6 - x). & \end{array}$$

Решая совместно эти уравнения, находим $x = 6,186$ кг Fe в FeS_2 , $a = 7,07$ кг S в FeS_2 . На долю пирротина приходится:

$$7,6 - 6,186 = 1,414 \text{ кг железа,}$$

$$8 - 7,076 = 0,924 \text{ кг серы.}$$

Количество углекислого газа, связанного с оксидом кальция, будет

$$\begin{array}{rcl} 56 \text{ кг CaO} & & - 44 \text{ кг CO}_2 \\ 0,32 \text{ кг} & & - x \\ \hline & x = 0,25 \text{ кг CO}_2. & \end{array}$$

Количество углекислого газа, связанного с оксидом магния, будет

$$\begin{array}{rcl} 40,4 \text{ кг MgO} & & - 44 \text{ кг CO}_2 \\ 0,20 \text{ кг} & & - x \\ \hline & x = 0,22 \text{ кг CO}_2. & \end{array}$$

Результаты расчета сводим в табл. 11.1.

Таблица 11.1
Рациональный состав концентрата, %

Минералы	Zn	Cd	Cu	Pb	Fe	S	SiO ₂	CaO	MgO	CO ₂	Прочие	Всего
ZnS	50,0	—	—	—	—	24,46	—	—	—	—	—	74,46
CdS	—	0,2	—	—	—	0,06	—	—	—	—	—	0,26
CuFeS ₂	—	—	1,6	—	1,4	1,61	—	—	—	—	—	4,61
PbS	—	—	—	0,48	—	0,07	—	—	—	—	—	0,55
Fe ₇ S ₈	—	—	—	—	1,414	0,924	—	—	—	—	—	2,338
FeS ₂	—	—	—	—	6,186	7,076	—	—	—	—	—	13,262
SiO ₂	—	—	—	—	—	—	2,0	—	—	—	—	2,0
CaCO ₃	—	—	—	—	—	—	—	0,32	—	0,25	—	0,57
MgCO ₃	—	—	—	—	—	—	—	—	0,2	0,22	—	0,42
Прочие	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1,53	1,53
Всего:	50,0	0,2	1,6	0,48	9,0	34,2	2,0	0,32	0,2	0,47	1,53	100,0

11.2. Расчет состава и выхода пыли

Принимаем ориентировочно унос пыли при обжиге равным 30%. Тогда в пыль перейдет следующее количество компонентов (кг) с учетом некоторого обогащения пыли свинцом и кадмием:

- цинка $50,0 \times 0,3 = 15,0$;
- кадмия $0,2 \times 0,5 = 0,1$;
- меди $1,6 \times 0,3 = 0,48$;
- свинца $0,48 \times 0,5 = 0,24$;
- железа $9,0 \times 0,3 = 2,70$;
- кремнезема $2 \times 0,3 = 0,60$;
- оксида кальция $0,32 \times 0,3 = 0,1$;
- оксида магния $0,2 \times 0,3 = 0,06$;
- прочих $1,53 \times 0,3 = 0,46$.

По своему химическому составу пыль подобна огарку, но вследствие сульфатизации, происходящей в газоходной системе, содержание сульфатной серы в пыли выше, чем в огарке. Для расчета принимаем содержание сульфидной серы в пыли 0,3 % и сульфатной – 5,2 %, считая, что вся сульфидная сера будет связана с цинком, а сульфатная свяжет весь свинец и некоторое

количество цинка. Все остальные компоненты будут присутствовать в пыли в виде оксидов.

Обозначим через x количество пыли, получающейся из 100 кг концентрата. Тогда количество сульфидной серы в пыли составит $0,003x$, а сульфатной – $0,052x$.

В соответствии с правилами стехиометрических расчетов находим, что количества отдельных соединений в обожженной пыли составят, кг:

- сернистого цинка: $(97,4/32) \cdot 0,003x = 0,009x$;
- сульфата свинца: $0,24 + 0,037 + 0,074 = 0,3510$;
- сульфата цинка: $(0,052x - 0,037) \cdot (161,4/32) = 0,262x - 0,187$;

– оксида цинка:

$$\left(\frac{15 \cdot 16}{65,4} + 15 \right) - 0,003x \frac{81,4}{32} - (0,052x - 0,037) \cdot \frac{81,4}{32} ;$$

– оксида кадмия: $0,1 + 0,014 = 0,114$;

– оксида меди: $0,48 + 0,12 = 0,6$;

– оксида железа: $2,7 + 1,158 = 3,858$.

Все эти соединения и имеющиеся в пыли компоненты пустой породы и прочие дадут в сумме общее количество пыли:

$$x = 0,009x + 0,351 + 0,262x - 0,187 + 18,67 - 0,007x - 0,132x + 0,094 + 0,114 + 0,6 + 3,858 + 0,6 + 0,06 + 0,1 + 0,46.$$

Решая полученное уравнение, находим, что $x = 28,47$ кг.

Подставляя значение x , высчитываем весовое количество соединений цинка: сернистого цинка $0,009 \times 28,47 = 0,258$ кг; сульфата цинка

$$0,262 \times 28,47 - 0,187 = 7,272 \text{ кг.}$$

На долю оксида цинка осталось цинка

$$15 - \frac{0,258 \cdot 65,4}{97,4} - \frac{7,272 \cdot 65,4}{161,4} = 11,881 \text{ кг.}$$

Оксида цинка будет $11,881 + (11,881 \cdot 16)/65,4 = 14,797$ кг.

Рациональный состав получившейся пыли приведен в табл. 11.2.

Таблица 11.2

Рациональный состав пыли, %

Соединения	Zn	Pb	Cd	Cu	Fe	S _s	S _{so₄}	SiO ₂	MgO	CaO	O ₂	Проч.	Всего
ZnS	0,173	—	—	—	—	0,085	—	—	—	—	—	—	0,258
ZnSO ₄	2,946	—	—	—	—	—	1,442	—	—	—	2,884	—	7,272
ZnO	11,881	—	—	—	—	—	—	—	—	—	2,915	—	14,797
PbSO ₄	—	0,24	—	—	—	—	0,037	—	—	—	0,074	—	0,351
CdO	—	—	0,1	—	—	—	—	—	—	—	0,014	—	0,114
CuO	—	—	—	0,48	—	—	—	—	—	—	0,120	—	0,600
Fe ₂ O ₃	—	—	—	—	2,7	—	—	—	—	—	1,158	—	3,858
SiO ₂	—	—	—	—	—	—	—	0,6	—	—	—	—	0,600
MgO	—	—	—	—	—	—	—	—	0,006	—	—	—	0,006
CaO	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,1	—	—	0,100
Прочие	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,46	0,460
Итого:													
кг	15,0	0,24	0,1	0,48	2,7	0,085	1,479	0,6	0,006	0,1	7,166	0,46	28,42
%	52,65	0,84	0,35	1,68	9,47	0,3	5,2	2,15	0,21	0,35	25,18	1,62	100,0

11.3. Расчет состава и выхода огарка

В огарок перейдут из концентрата следующие количества компонентов, кг:

– цинка	$50,0 - 15,0 = 35,0$;
– кадмия	$0,2 - 0,1 = 0,1$;
– меди	$1,6 - 0,48 = 1,12$;
– свинца	$0,48 - 0,24 = 0,24$;
– железа	$9,0 - 2,7 = 6,3$;
– кремнезема	$2,0 - 6,0 = 1,4$;
– оксида кальция	$0,32 - 0,1 = 0,22$;
– оксида магния	$0,2 - 0,06 = 0,14$;
– прочих	$1,53 - 0,46 = 1,07$.

По литературным данным и на основании практики заводов принимаем содержание сульфидной серы в огарке равным 0,3 % и сульфатной – 0,8 %. Вся сульфидная сера связана с цинком, а сульфатная связывает 50 % свинца, весь кальций, весь магний, остальное количество связано с цинком. Медь и кадмий присутствуют в виде оксидов, железо – в виде свободного оксида и связанного в феррит цинка.

Выход огарка обозначим через x . Тогда сульфидной серы в огарке будет $0,003x$ и сульфатной – $0,008x$. Количества отдельных соединений в огарке составят, кг:

- сернистого цинка: $(97,4/32) \cdot 0,003x = 0,009x$;
- оксида свинца: $0,12 + 0,009 = 0,129$;
- сульфата свинца: $0,12 + 0,018 + 0,036 = 0,174$;
- сульфата кальция: $0,22 + 0,12 + 0,19 = 0,53$;
- сульфата магния: $0,14 + 0,11 + 0,17 = 0,42$;
- сульфата цинка: $(0,008x - 0,018 - 0,12 - 0,11) \cdot \frac{161,4}{32} =$

$$= 0,04x - 1,24;$$

- оксида цинка:

$$\left(\frac{35 \cdot 16}{65,4} + 35 \right) - 0,004x \frac{81,4}{32} - (0,008x - 0,248) \cdot \frac{81,4}{32};$$

- оксида меди: $1,12 + 0,27 = 1,39$;

- оксида кадмия: $0,1 + 0,014 = 0,114$;

- оксида железа: $6,3 + 2,73 = 9,03$.

Все эти соединения и имеющиеся в огарке кремнезем и прочие дадут в сумме общее количество огарка:

$$x = 0,009x + 0,129 + 0,174 + 0,53 + 0,42 + 0,04x - 1,24 + 43,56 - 0,03x + 0,63 + 1,39 + 0,114 + 9,03 + 1,4 + 1,07.$$

Решая полученное уравнение, находим, что $x = 58,48$ кг. Подставляя значение x , высчитываем весовое количество соединений цинка, кг:

- сернистого цинка $0,009 \times 58,48 = 0,53$;
- сульфата цинка $0,04 \times 58,48 - 1,24 = 1,099$;
- оксида цинка $43,56 - 0,03 \times 58,48 = 41,81$.

Приблизненно принимаем, что 50 % железа, присутствующего в огарке, связано в виде феррита цинка, т. е. $9,03 : 2 = 4,506$ кг Fe_2O_3 .

Оксида цинка содержится в феррите $(4,506 \cdot 81,4) / 159,6 = 2,299$ кг.

Данные расчеты сводим в табл. 11.3.

11.4. Расчет необходимого количества воздуха

В результате обжига в огарке и пыли остается серы, кг:

- сульфидной $0,18 + 0,085 = 0,265$,
- сульфатной $0,467 + 1,479 = 1,946$,
- Всего $2,211$

Всего выгорает серы $34,20 - 2,211 \approx 32,00$ кг.

Десульфуризация при обжиге составляет $(32/34,2) \cdot 100 \approx 93$ %.

Принимаем на основе практики, что 95 % серы сгорает с образованием сернистого газа и 5 % переходит в серный ангидрид. Тогда потребуется кислорода:

- для образования сернистого газа:
 $32 \cdot 0,95 \cdot (32/32,06) = 30,26$ кг;
- для образования серного ангидрида:
 $(32 \cdot 0,05 \cdot 48) / 32,06 = 2,39$ кг.

Из табл. 11.2 и 11.3 видно, что для образования оксидов и сульфатов пыли и огарка требуется кислорода $7,166 + 12,24 = 19,406$ кг.

Всего для окисления серы и металлов необходимо кислорода $30,26 + 2,39 + 19,406 = 52,056$ кг. С этим количеством кислорода будет введено азота $(52,056 \cdot 77) / 23 = 174,28$ кг. Теоре-

тически необходимое количество воздуха составит $52,056 + 174,28 = 226,336$ кг.

Учитывая высокое содержание серы в концентрате, принимаем 25 %-ный избыток воздуха при обжиге. Следовательно, количество воздуха, поступающего на обжиг, составит $226,336 \times 1,25 = 282,92$ кг, или, по объему, $282,92 : 1,293 = 218,8$ нм^3 , в том числе кислорода $52,056 \times 1,25 = 65,07$ кг и азота $174,28 \times 1,25 = 217,85$ кг.

11.5. Расчет состава отходящих газов

При обжиге получается сернистого газа $32 \times 0,95 + 30,26 = 60,56$, а серного ангидрида $32 \times 0,05 + 2,39 = 3,99$ кг.

Углекислый газ, получающийся при диссоциации карбонатов в количестве 0,47 кг, также переходит в обжиговые газы. В газах будет присутствовать весь азот, поступивший с воздухом, и кислород избыточного воздуха, количество которого составляет $65,07 - 52,056 = 10,0$ кг, или $(10 \cdot 22,4) / 32,06 = 7,0$ нм^3 .

Полученные данные сводим в табл. 11.4.

Таблица 11.3

Рациональный состав отарка, %

Соединения	Zn	Pb	Cd	Cu	Fe	S _s	S _{so₄}	CaO	MgO	SiO ₂	O ₂	Проч.	Всего
ZnS	0,35	-	-	-	-	0,18	-	-	-	-	-	-	0,530
ZnSO ₄	0,44	-	-	-	-	-	0,219	-	-	-	0,440	-	1,099
ZnO	32,363	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7,967	-	40,330
ZnO·Fe ₂ O ₃	1,847	-	-	-	3,15	-	-	-	-	-	1,808	-	6,805
PbSO ₄	-	0,12	-	-	-	-	0,018	-	-	-	0,036	-	0,174
PbO	-	0,12	-	-	-	-	-	-	-	-	0,009	-	0,129
CdO	-	-	0,1	-	-	-	-	-	-	-	0,014	-	0,114
CuO	-	-	-	1,12	-	-	-	-	-	-	0,250	-	1,370
Fe ₂ O ₃	-	-	-	-	3,15	-	-	-	-	-	1,356	-	4,506
MgSO ₄	-	-	-	-	-	-	0,11	-	0,14	-	0,170	-	0,420
CaSO ₄	-	-	-	-	-	-	0,12	0,22	-	-	0,190	-	0,530
SiO ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,40	-	-	1,400
Прочие	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,07	1,07
Итого:													
кг	35,0	0,24	0,10	1,12	6,30	0,18	0,467	0,22	0,14	1,40	12,24	1,07	58,480
%	60,0	0,40	0,17	1,92	10,75	0,3	0,80	0,37	0,23	2,40	20,93	1,82	100,0

Таблица 11.4
Состав обжиговых газов

Компоненты	кг	нм ³	об. %
SO ₂	60,56	21,20	10,32
SO ₃	3,99	1,12	0,55
CO ₂	0,47	0,24	0,01
N ₂	217,85	174,28	85,50
O ₂	10,00	7,00	3,62
Итого:	292,87	203,84	100,00

Данные проведенного расчета сводим в таблицу материального баланса обжига (табл. 11.5).

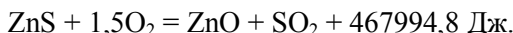
Таблица 11.5
Материальный баланс процесса обжига, кг

Элемент	Приход			Расход		
	концентрат	воздух	всего	огарок	пыль	газы
Zn	50,0		50,0	35,0	15,0	—
Cd	0,20	—	0,20	0,10	0,10	—
Cu	1,60	—	1,60	1,12	0,48	—
Pb	0,48	—	0,48	0,24	0,24	—
Fe	9,0	—	9,00	6,30	2,70	—
S	34,20	—	34,20	0,647	1,564	32,0
SiO ₂	2,0	—	2,0	1,40	0,60	—
CaO	0,32	—	0,32	0,22	0,10	—
MgO	0,20	—	0,20	0,14	0,06	—
N ₂	—	217,84	217,85	—	—	217,85
O ₂	—	65,07	65,07	12,24	7,166	45,66
CO ₂	0,47	—	0,47	—	—	0,47
Прочие	1,53	—	1,53	1,07	0,46	—
Итого:	100,00	282,92	382,92	58,48	28,47	295,98

11.6. Составление теплового баланса обжига

11.6.1. Подсчет прихода тепла

1. Тепло, получаемое от окисления сульфида цинка по реакции



$$\text{Окисляется сульфида цинка } \frac{(11,881 + 32,363) \cdot 97,4}{65,4} = 65,9 \text{ кг.}$$

$$\text{Выделится тепла } (467\,994,8 - 65,9) / 97,4 = 316\,641,24 \text{ Дж.}$$

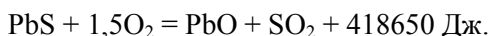
2. Тепло от окисления сульфида цинка по реакции



$$\text{Окисляется сульфида цинка } \frac{(0,44 + 2,946) \cdot 97,4}{65,4} = 5,108 \text{ кг.}$$

$$\text{Выделится тепла } (751\,931,18 - 5,108) / 97,4 = 394\,33,9 \text{ Дж.}$$

3. Тепло, получаемое от окисления сульфида свинца по реакции



$$\text{Окисляется сульфида свинца } \frac{239,2 \cdot 0,12}{207,2} = 0,138 \text{ кг.}$$

$$\text{Выделится тепла } (418650 - 0,138) / 239,2 = 241,53 \text{ Дж.}$$

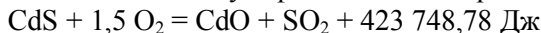
4. Тепло от окисления сульфида свинца по реакции



$$\text{Окисляется свинца } 0,12 + 0,24 = 0,36 \text{ кг, что в пересчете на сульфид свинца даст } \frac{0,36 \cdot 239,2}{207,2} = 0,415 \text{ кг.}$$

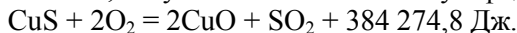
$$\text{Выделится тепла } (815\,432,8 - 0,415) / 239,2 = 1414,74 \text{ Дж.}$$

5. От окисления сульфида кадмия по реакции



$$\text{будет получено тепла } (423\,748,78 - 0,2) / 144,4 = 586,9 \text{ Дж.}$$

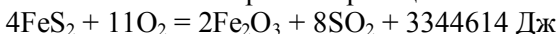
6. Тепло, получаемое от окисления сульфида меди по реакции



$$\text{Полусернистой меди образуется при диссоциации халькопирита } (1,6 \cdot 159,2) / 127,2 = 2 \text{ кг.}$$

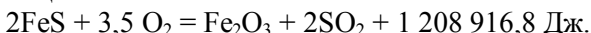
$$\text{Выделится тепла } (384\,274,8 \cdot 2) / 159,2 = 4827,57 \text{ Дж.}$$

7. От окисления пирита по реакции



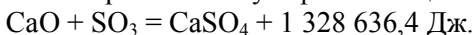
выделится тепла $(3\,344\,614 \cdot 13,262)/479,2 = 92\,563,17 \text{ Дж}$.

8. Тепло, выделяющееся при окислении сернистого железа по реакции



Количество сернистого железа, получающегося от диссоциации пирротина и халькопирита, будет $(1,414 + 0,93) + (1,4 + 0,8) = 4,544 \text{ кг}$. Выделится тепла $(1\,208\,916,8 \cdot 4,544)/175,6 = 31283,13 \text{ Дж}$.

9. От образования сульфата кальция по реакции



Выделится тепла $(1\,328\,636,4 \cdot 0,53)/136,1 = 5\,173,9 \text{ Дж}$.

10. От образования сульфата магния по реакции



Выделится тепла $(1\,259\,567,4 \cdot 0,42)/120,3 = 4397,49 \text{ Дж}$.

11. Тепло, выделяющееся при сгорании серы, полученной при диссоциации халькопирита и пирротина:

– при диссоциации халькопирита по реакции

$2\text{CuFeS}_2 \rightarrow \text{Cu}_2\text{S} + 2\text{FeS} + 0,4\text{S}_2$ выделяется серы $(4,61 \cdot 32)/355,8 = 0,4 \text{ кг}$;

– при диссоциации пирротина по реакции

$\text{Fe}_7\text{S}_8 \rightarrow 7\text{FeS} + 0,5\text{S}_2$ отщепляется серы $(2,338 \cdot 32)/646,6 = 0,11 \text{ кг}$.

Так как при сгорании одного килограмма серы выделяется тепла $9\,284,55 \text{ Дж}$, то в нашем случае выделится $(0,4 + 0,11) \times 9\,284,55 \text{ Дж} = 4735,12 \text{ Дж}$.

12. Тепло, вносимое воздухом, входящим в печь при температуре 50° , будет $912,55 \times 0,312 \times 50 = 14\,235,78 \text{ Дж}$.

13. Принимая теплоемкость концентрата равной $0,4186 \text{ Дж/кг} \cdot \text{град}$ и учитывая, что он поступает в печь с влажностью 5% и имеет температуру 40° , находим тепло, вносимое концентратом: $105 \times 0,4186 \times 40 = 1758,12 \text{ Дж}$.

11.6.2. Подсчет расхода тепла

1. Принимая температуру отходящих газов 850° и находя теплоемкость газов при этой температуре по таблицам, определяем потери тепла с отходящими газами, Дж:

$$SO_3 = 0,74 \times 850 \times 3,99 = 2509,71,$$

$$SO_2 = 0,74 \times 850 \times 60,59 = 38111,1,$$

$$CO_2 = 1,04 \times 850 \times 0,47 = 415,48,$$

$$N_2 = 1,076 \times 850 \times 217,85 = 199245,6,$$

$$\underline{O_2 = 0,9925 \times 850 \times 10 = 8436,25,}$$

$$\text{Всего:} \quad 248718,14 \text{ Дж.}$$

2. Потери тепла с огарком и пылью, выходящими при средней температуре 650° , составят $(58,48 + 28,47) \times 0,92 \times 650 = 51996,1$ Дж.

3. Расход тепла на разложение карбонатов кальция и магния по реакциям

$CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2 - 188997,9$ Дж, $(188997,9 \cdot 0,57)/100,1 = 1076,2$ Дж, и $MgCO_3 \rightarrow MgO + CO_2 - 122733,5$ Дж, $(122733,5 \cdot 0,42)/84,3 = 611,48$ Дж.

4. Тепло, расходуемое на разложение халькопирита и пирротина, определяем из расчета затраты 929,29 Дж на каждый килограмм железа:

$$1,40 + 1,414 = 2,814 \text{ кг железа,}$$

$$2,814 \times 929,29 = 2615,02 \text{ Дж.}$$

5. Тепло, расходуемое на испарение и удаление влаги концентрата. На испарение влаги $5 \times 2637,2 = 13186$ Дж. Удаляясь вместе с обжиговыми газами при температуре 650° , влага унесет с собой тепла $((5 \cdot 22,4)/18) \cdot 1422,6 = 8851,73$ Дж.

6. Для простоты расчета потери тепла через стены и свод обжиговой печи примем, согласно практическим данным, равным 10 %.

Все полученные данные сводим в таблицу теплового баланса и по разности определяем количество избыточного тепла, которое должно быть поглощено водой, циркулирующей в кессонах (табл. 11.6).

Составление теплового баланса обычно преследует цель установить расход топлива или электрической энергии, необхо-

димых для осуществления того или иного пирометаллургического процесса. Так как обжиг в кипящем слое протекает без затраты топлива, а, наоборот, с выдачей тепловой энергии на сторону, то цель составления теплового баланса в данном случае сводится к определению избыточного тепла, по которому рассчитываются кессоны.

Таблица 11.6
Тепловой баланс процесса обжига цинкового концентрата
в печи КС на 100 кг

Приход тепла			Расход тепла		
статьи	Дж	%	статьи	Дж	%
От окисления:			С обжигowymi га- зами	248718,14	48,08
ZnS до ZnO	316641,24	61,2	С огарком и пылью	51996,1	10,05
ZnS до ZnSO ₄	39433,9	7,6	На разложение кар- бонатов	1687,68	0,34
PbS до PbO	241,53	0,04			
PbS до PbSO ₄	1414,74	0,3	На разложение сульфидов	2615,02	0,5
CdS до CdO	586,9	0,11			
CuS до CuO	4827,57	0,93	На удаление влаги	22037,63	4,26
FeS ₂ до Fe ₂ O ₃	92563,17	17,9	Потери тепла	51729,26	10,0
FeS до Fe ₂ O ₃	31283,13	6,06	Избыток тепла	138508,76	26,77
От образования:					
CaSO ₄	5173,9	1,0			
MgSO ₄	4397,49	0,85			
От сгорания S до SO ₂	4735,12	0,92			
Тепло, вносимое воздухом	14235,78	2,75			
Тепло, вносимое концентратом	1758,12	0,34			
Всего:	517292,59	100,0	Всего:	517292,59	100,0

11.7. Расход воды, циркулирующей в кессонах

Принимая суточную производительность печи равной 150 т, определяем часовое количество избыточного тепла:

$$(35\ 559 \cdot 150\ 000)/(24 \cdot 100) = 2\ 222\ 437 \text{ ккал/ч.}$$

Вода входит в кессоны при температуре 20° и отводится из них при температуре 55°. Расход воды определим по формуле

$$V = \frac{Q}{C(t_2 - t_1)},$$

где Q – избыточное тепло, ккал/ч;

t_1 – температура воды, поступающей в кессоны;

t_2 – температура воды, отводимой из кессонов;

V – часовой расход воды, л;

C – теплоемкость воды, кал/Г·град.

$$V = \frac{2222437}{1 \cdot (55_2 - 20_1)} = 63500 \text{ л/ч} = 63,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

11.8. Расчет количества сопел на поду печи

Часовой расход воздуха на печь принятой выше производительности составит

$$\frac{150000 \cdot 218}{24 \cdot 100} = 13625 \text{ нм}^3 \text{ или } 16350 \text{ м}^3 \text{ при } 50^\circ.$$

При скорости прохождения воздуха через сопло 15 м/с и живом сечении одного сопла 0,0002 м² количество сопел составит

$$\frac{16350}{15 \cdot 3600 \cdot 0,0002} \approx 1570 \text{ шт.}$$

На практике суммарное живое сечение сопел составляет обычно 0,8–1 % от площади пода печи.

12. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ВЫЩЕЛАЧИВАНИЯ ЦИНКОВОГО ОГАРКА

Расчет процесса предполагает определение рационального состава обожженного концентрата; выхода цинковых кеков, их химический и рациональный состав; количество катодного цинка, получаемого за сутки; количество обожженного цинкового концентрата, перерабатываемого за сутки; количество нейтрального раствора, поступающего ежесуточно на электролиз; количество H_2SO_4 , требующееся в процессах выщелачивания и электролиза для компенсации потерь кислоты; количество и состав медно-кадмиевых кеков; количество отработанного электролита; количество промывных вод; материальный баланс выщелачивания.

На цинковый электролитный завод производительностью 50 000 т чушкового цинка в год поступает на выщелачивание обожженный цинковый концентрат среднего состава, %: 60 Zn, 1 Pb, 10 Fe, 2 Cu, 0,2 Cd, 0,5 S_s , 2 S_{SO_4} , 0,42 CaO, 1 SiO_2 и 0,5 Al_2O_3 .

При подсчете рационального состава обожженного цинкового концентрата будем полагать, что:

- вся сульфидная сера связана с цинком в виде ZnS;
- свинец связан наполовину в виде PbO и наполовину в виде $PbSO_4$;
- вся остальная сульфатная сера связана с цинком в виде $ZnSO_4$;
- все железо связано в виде $ZnO \cdot Fe_2O_3$.

Результаты подсчета рационального состава обожженного концентрата сведем в табл. 12.1.

Таблица 12.1

Рациональный состав обожженного цинкового концентрата, т

Соединения	Zn	Pb	Cu	Fe	S_s	S_{SO_4}	Cd	SiO_2	CaO	MgO	O_2	Всего
ZnS	1,02	–	–	–	0,5	–	–	–	–	–	–	1,52
$ZnSO_4$	3,92	–	–	–	–	1,92	–	–	–	–	3,84	9,68
ZnO	49,2	–	–	–	–	–	–	–	–	–	12,04	61,24
$ZnO \cdot Fe_2O_3$	5,86	–	–	10,0	–	–	–	–	–	–	5,73	21,59

Продолжение табл. 12.1

Соединения	Zn	Pb	Cu	Fe	SS	S _{SO₄}	Cd	SiO ₂	CaO	MgO	O ₂	Всего
PbSO ₄	—	0,5	—	—	—	0,08	—	—	—	—	0,16	0,74
PbO	—	0,5	—	—	—	—	—	—	—	—	0,04	0,54
CuO	—	—	2,0	—	—	—	—	—	—	—	0,50	2,50
CdO	—	—	—	—	—	—	0,2	—	—	—	0,07	0,27
SiO ₂	—	—	—	—	—	—	—	1,0	—	—	—	1,0
CaO	—	—	—	—	—	—	—	—	0,42	—	—	0,42
MgO	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,5	—	0,50
Итого:	60,0	1,0	2,0	10,0	0,5	2,0	0,2	1,0	0,42	0,5	22,38	100,0

Подсчитаем выход и состав цинковых кеков – твердых остатков от выщелачивания. Принимаем, что при выщелачивании:

- цинк в виде ZnO и ZnSO₄ растворяется полностью;
- цинк в виде ZnS и ZnO·Fe₂O₃ остается в кеках;
- медь, присутствующая в виде CuO, наполовину растворяется и наполовину остается в кеках;
- кадмий полностью растворяется;
- PbO, CaO, MgO сульфатизируются полностью.

Результаты подсчета химического и рационального состава цинковых кеков сведем в табл. 12.2.

Таблица 12.2

Рациональный и химический состав цинковых кеков, кг

Соединения	Zn	Fe	Pb	S _s	S _{SO₄}	Cu	SiO ₂	CaO	MgO	O ₂	Всего
ZnS	1,02	—	—	0,5	—	—	—	—	—	—	1,52
ZnO·Fe ₂ O ₃	5,86	10,0	—	—	—	—	—	—	—	5,73	21,59
PbSO ₄	—	—	1,0	—	0,16	—	—	—	—	0,32	1,48
CuO	—	—	—	—	—	1,0	—	—	—	0,25	1,25
SiO ₂	—	—	—	—	—	—	1,0	—	—	—	1,0
CaSO ₄	—	—	—	—	0,24	—	—	0,42	—	0,36	1,02
MgSO ₄	—	—	—	—	0,4	—	—	—	0,50	0,6	1,50
Итого:											
кг	6,88	10,0	1,0	0,5	0,8	1,0	1,0	0,42	0,50	7,26	29,36
%	23,4	34,0	3,4	1,7	2,7	3,4	3,4	1,4	1,7	24,9	100,00

Примем, что в цинковых кеках содержится 35 % влаги, или $(29,36 \cdot 35)/65 = 15,8$ кг H₂O.

Количество влажных кеков: $29,36 + 15,8 = 45,16$ кг.

По данным рационального состава обожженного цинкового концентрата (табл. 12.1) можно подсчитать количество растворимого цинка. Не растворится при выщелачивании слабыми растворами серной кислоты, кг:

сульфидная форма цинка	1,02
ферритная форма цинка	5,86
Итого:	6,88,

что от 60 кг составляет 11,5 %.

Отсюда количество растворимого цинка составит $100 - 11,5 = 88,5$ %.

Принимаем, что цинк, перешедший в дроссы при переплавке катодных осадков, возвращается в процесс выщелачивания, и тогда на долю безвозвратных потерь можно принять при хорошей работе 1,5 %. Общее извлечение цинка в чушковой металл составит $88,5 - 1,5 = 87$ %.

Для получения 50 тыс. т чушкового цинка в год, считая 360 рабочих дней в году, необходимо выдавать ежедневно 138,9 т.

Принимаем, что из катодного цинка 4 % перейдет в дросс (при переплавке катодного цинка в электропечах следует принимать, что в дроссы переходит 2–2,5 % Zn) при переплавке и 4 % будет израсходовано для производства цинковой пыли. Тогда выход катодного цинка в сутки составит $(138,9 \cdot 100)/92 = 151$ т.

Количество обожженного цинкового концентрата, перерабатываемого за сутки, определится следующим образом. Дросс, получаемый при переплавке катодов, возвращают обратно на выщелачивание, но цинковую пыль (4 %), расходуемую на очистку растворов от меди и кадмия, лишь частично растворяют, а остальную ее часть выводят из процесса с медно-кадмиевыми кеками. Для упрощения подсчетов примем, что цинк из цинковой пыли вовсе не извлекают. Тогда суточная переработка обожженного цинкового концентрата составит $138,9/(0,87 \cdot 0,96 \cdot 0,60) = 277$ т.

Суточное количество цинковых кеков определится из следующего соотношения:

из 100 кг огарка получается – 29,36 кг кеков,

из 277 000 кг огарка – х кг кеков,

$x = (29,36 \cdot 277\,000)/100 = 81327$ кг или 81,3 т.

Влаги в кеках содержится 35 %, или $(81,3 \cdot 35)/65 = 43,7$ т.

Суточное получение влажных кеков: $81,3 + 43,7 = 125$ т.

Для подсчета количества нейтрального раствора, поступающего ежесуточно на электролиз, необходимо задаться количеством цинка, высаживаемого с каждого литра раствора. Величина эта на разных заводах колеблется в больших пределах и является функцией режима электролиза, который в свою очередь зависит от очень многих факторов: чистоты электролита, стоимости электроэнергии и т. п. На современных заводах все чаще пользуются средней катодной плотностью тока $500\text{--}600$ а/м² вместо прежних $350\text{--}450$ а/м² и средней кислотностью электролита $120\text{--}140$ г/л H₂SO₄. Принимая такой же режим электролиза и в данном расчете, можно считать, что в нейтральном растворе содержится 120 г/л Zn, а в отработанном – 40 г/л Zn и 120 г/л H₂SO₄. В этом случае с каждого литра раствора будет высаживаться на катоде $120 - 40 = 80$ г Zn. Поэтому ежесуточно потребуется пропускать через электролитные ванны $151,0/0,08 = 1888$ м³ нейтрального раствора.

Так как удельный вес такого раствора при 20° равен $1,1308$, то это составит $1888 \cdot 1,1308 = 2135$ т нейтрального раствора.

Для компенсации потерь серной кислоты в процессах выщелачивания и электролиза в обожженном концентрате оставляют некоторое количество сульфатной серы. В данном расчете принято 2% S_{SO₄} в огарке, из которых $1,92\%$ полезной сульфатной серы (табл. 12.1). Подсчитаем, хватит ли этой сульфатной серы для возмещения ее расхода.

Весь расход сульфатной серы, кг:

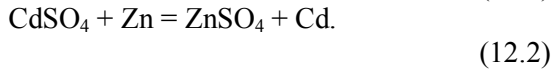
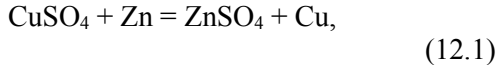
– на сульфатизацию в кеке:

Pb в виде PbSO ₄	0,08	} 0,72
Ca в виде CaSO ₄	0,24	
0,72		
Mg в виде MgSO ₄	0,40	} 0,56
– на растворение 1 кг Cu	0,5	
– на растворение 0,2 кг Cd	0,06	
– с $1,5\%$ теряемого цинка в виде		
ZnSO ₄	0,44	
Итого:	1,72	

Так как в процесс вводится 1,92 кг S_{SO_4} , то при расходе 1,72 кг добавлять серную кислоту не потребуется.

Подсчитаем количество и состав медно-кадмиевых кеков. В течение суток перейдет в раствор $277 \cdot 0,01 = 2,77$ г Cu и $277 \cdot 0,002 = 0,55$ г Cd.

Очистка растворов от меди и кадмия производится цинковой пылью и осуществляется по следующим реакциям:



Теоретический расход цинковой пыли составит, т:

– для осаждения меди $(65,4 \cdot 2,77)/63,6 = 2,85$

– для осаждения кадмия $(65,4 \cdot 0,55)/112,4 = 0,32$

Итого: 3,17

Практически, нами было принято, что 4 % от всего катодного цинка будет расходоваться для этой цели, или $151 \cdot 0,04 = 6,04$ т в сутки, т. е. расход цинковой пыли будет примерно вдвое больше теоретически необходимого количества. Избыточная пыль в количестве $6,04 - 3,17 = 2,87$ т перейдет в медно-кадмиевые кеки. В этих кеках сумма Cu + Cd + Zn составляет 60 %. Всего перейдет в медно-кадмиевые кеки:

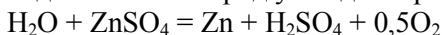
	т	%
Zn	2,87	28,0
Cu	2,77	26,7
Cd	0,55	5,3
Итого:	6,19	60

Ежесуточное получение медно-кадмиевых кеков составит $(6,19 \cdot 100)/60 = 10,3$ т.

Подсчитаем суточное количество отработанного электролита.

С каждого кубического метра нейтрального раствора высаживается 80 кг цинка, или всего за сутки $80 \cdot 1888 = 151\,040$ кг, или 151 т.

Кроме того, выделяется кислород у анода по реакции



в количестве, которое можно подсчитать из следующего соотношения:

на 65,4 т Zn выделяется – 16 г O₂,

на 151 т Zn – x т O₂,

$$x = (16 \cdot 151) / 65,4 = 37 \text{ т.}$$

Суточное количество отработанного электролита равно 2135 – (151 + 37) = 1947 т.

Вода берется на промывку кеков в таком количестве, в каком она выводится из процесса с цинковыми и медно-кадмиевыми кеками, а также с учетом ее испарения.

Примем, что испарение воды составляет 2 % от количества нейтрального раствора, или $2135 \cdot 0,02 = 42,7$ т воды.

Примем, что в медно-кадмиевых кеках содержится 30 % H₂O, или $10,3 \cdot 0,30 = 3,1$ т воды.

Всего будет израсходовано воды, т:

– с цинковыми кеками 43,7

– с медно-кадмиевыми кеками 3,1

– на испарение 42,7

Итого: 89,5

Результаты всех подсчетов сведем в общую таблицу материального баланса выщелачивания (табл. 12.3).

Таблица 12.3
Материальный баланс выщелачивания

Приход	т	Расход	т
Обоженный концентрат	277,0	Нейтральный раствор	2135,0
Отработанный электролит	1947,0	Влажные цинковые кеки	125,0
Вода для промывки кеков	89,5	Медно-кадмиевые кеки	10,3
		Испарение воды	42,7
		Невязка	+0,5
Итого:	2313,5	Итого:	2313,5

13. РАСЧЕТЫ ПО ЭЛЕКТРОЛИЗУ ЦИНКА

13.1. Расчет состава и выхода катодного цинка

На электролиз поступает электролит следующего состава, г/л: Zn – 110,00; Fe – 0,033; Cd – 0,005; Cu – 0,0004; Co – 0,005; Mn – 4,717.

В результате электролиза получается отработанный электролит, который содержит, г/л: Zn 46,00; Fe – 0,028; Cd – 0,003; Cu – 0,0002; Co – 0,005; Mn – 3,217.

Кадмий, железо и медь осаждаются на катоде совместно с цинком. По разности определяем количество катодного цинка, получающегося из одного литра раствора, г: Zn – 64,00; Fe – 0,005; Cd – 0,002; Cu – 0,0002; всего 64,0072.

Принимаем ориентировочно, что в катодном цинке содержится 0,005 % свинца, т. е. $(64,0072 \cdot 0,005)/100 = 0,0032$ г. Тогда окончательный состав катодного цинка и его выход будет:

	г	%
Zn	64,00	99,984
Pb	0,0032	0,005
Fe	0,005	0,007
Cd	0,002	0,003
Cu	0,0002	0,0003
Всего:	64,0104	100,0000

В соответствии с ГОСТ цинк получается марки Ц0.

13.2. Расчет необходимого количества ванн и катодов

Для определения активной поверхности всех катодов в цехе пользуемся формулой

$$F = \frac{Q \cdot 1000}{D_k \cdot 24q\eta}$$

где F – активная поверхность всех катодов в цехе, м²;
Q – суточная производительность цеха, кг;

D_k – катодная плотность тока, A/m^2 ;
24 – время работы ванн в сутки, ч;
 q – электрохимический эквивалент цинка;
 η – коэффициент использования тока.

Если производительность цеха составляет 90 000 г катодного цинка в год, то суточная производительность цеха будет $(90\,000 \cdot 100)/365 = 246\,575$ кг.

Катодную плотность тока примем равной $500 A/m^2$, коэффициент использования тока 0,91.

Подставляя данные в формулу, получим

$$F = \frac{246575 \cdot 1000}{500 \cdot 24 \cdot 1,219 \cdot 0,91} = 18523 \text{ м}^2.$$

Активная поверхность одного катода стандартных размеров равна $1,22 \text{ м}^2$. Устанавливая в одной ванне 32 катода, получаем активную поверхность одной ванны $1,22 \times 32 = 39 \text{ м}^2$. В цехе необходимо установить ванн $18\,523 : 39 = 475$.

Добавляем пять запасных ванн на чистку и ремонт. Тогда всего ванн в цехе $475 + 5 = 480$. Группируя ванны по 24 штуки в один каскад, получаем число каскадов $480 : 24 = 20$, т. е. две серии по 10 каскадов.

13.3. Определение тока, проходящего через ванну

Ток, приходящийся на одну ванну при принятой плотности $500 A/m^2$, будет $I = 500 \times 39 = 19\,500 \text{ А}$.

С целью предотвращения невыполнения плана из-за возможных простоев должна быть предусмотрена возможность повышения тока на 5 %. Тогда ток, приходящийся на одну ванну, будет $I = (19\,500 \cdot 105)/100 = 20475 \text{ А}$.

Через один катод при максимальной нагрузке пройдет ток $20\,475 : 32 = 642 \text{ А}$ и при нормальной нагрузке $19\,500 : 32 = 610 \text{ А}$.

13.4. Расчет количества электролита, поступающего в электролитный цех

Количество электролита, подаваемого в ванны, определяется по формуле

$$V = \frac{Iq\eta n}{P_1 - P_2}, \text{ л/ч,}$$

где I – ток, приходящийся на ванну, равный 19 500 А;

q – электрохимический эквивалент (1,219);

η – выход цинка по току (91 %);

n – число ванн;

P_1 и P_2 – концентрации цинка в нейтральном и отработанном электролитах, г/л.

На одну ванну надо подать

$$V = \frac{19500 \cdot 1,219 \cdot 0,91 \cdot 1}{110 - 46} = 340 \text{ л/ч.}$$

В сутки для одной ванны потребуется электролита $340 \times 24 = 8\,160$ л/сут. Для всех ванн потребуется раствора $8\,160 \times 475 = 3\,443\,520$ л = $3443,52$ м³.

13.5. Расчет производительности ванны

Через одну ванну проходит ток в 19 500 А. При выходе по току 91 % суточная производительность ванны составит $\frac{0,91 \cdot 1,219 \cdot 24 \cdot 19500}{1000} = 522$ кг, что вполне обеспечивает задан-

ную производительность цеха $522 \times 475 = 246\,950$ кг/сут.

13.6. Расчет количества отработанного электролита

В ванну в час поступает 340 л электролита, содержащих цинка 110 г/л при удельном весе 1,285. Весовое количество электролита, поступающего в ванну, будет $340 \times 1,285 = 437$ кг/ч. Если из каждого литра извлекается 64 г цинка, то одна ванна выдаст цинка в час $(360 \cdot 64)/1000 = 21,76$ кг. На аноде выделится кислорода $(21,76 \cdot 16)/65,4 = 5,32$ кг. Из каждого литра раствора осаждается марганца $4,717 - 3,217 = 1,5$ г. Следовательно, в шлам из электролита за час перейдет $(340 \cdot 1,5)/1000 = 0,51$ кг. Всего удаляется при электролизе $21,76 + 5,32 + 0,51 = 27,59$ кг. Электролита останется $437 - 27,59 = 409,41$ кг.

Принимаем, что испарение электролита составляет 1,0 кг в час с одного квадратного метра зеркала ванны. Ванна стандартных размеров имеет зеркало 1,7 м². Потери через испарение составят $1,0 \times 1,7 = 1,7$ кг.

Через разбрызгивание теряется электролита 0,3 %, т. е. $437 \times 0,003 = 1,3$ кг.

Следовательно, из ванны вытекает ежечасно отработанного электролита $409,41 - 3,00 = 406,41$ кг.

При удельном весе электролита 1,18 его объем будет $406,41 : 1,18 = 344$ л.

13.7. Расчет количества компонентов, переходящих в шлам

Из практики известно, что расход свинца с анодов составляет 1,5 кг на 1 т катодного цинка. При осаждении на катоде 21,76 кг цинка затратится свинца $(21,76 \cdot 1,5)/1000 = 0,032$ кг. Из этого количества в катодный цинк переходит $(21,76 \cdot 0,005)/100 = 0,00011$ кг. В шлам уходит $0,032 - 0,00011 = 0,03189$ кг. В пересчете на PbO₂ это составит $(0,032 \cdot 239)/207 = 0,037$ кг. В одной ванне осаждается марганца 0,51 кг. В пересчете на MnO₂ получаем $(0,51 \cdot 87)/55 = 0,81$ кг.

Всего в шлам уйдет $0,037 + 0,81 = 0,847$ кг. Составляем сводку материального баланса одной ванны (табл.13.1).

Таблица 13.1

Материальный баланс одной ванны

Наименование статей	Приход, кг	Расход, кг
Нейтральный раствор	437,000	—
Свинец с анодов	0,032	—
Катодный цинк	—	21,760
Кислород в атмосферу (за вычетом ушедшего в шлам)	—	5,015
Шлам	—	0,847
Потери	—	3,000
Отработанный электролит	—	406,410
Всего:	437,032	473,032

14. ВЕЛЬЦЕВАНИЕ ЦИНКОВЫХ КЕКОВ

На вельцевание поступает не растворившийся остаток от выщелачивания (цинковый кек) следующего состава, %: Zn – 17,20; Fe – 23,90; Pb – 11,67; Cu – 1,80; Cd – 0,11; S 3,98; O₂ – 20,80; Al₂O₃ – 5,92; SiO₂ – 10,95; CaO – 1,80; MgO – 0,54; прочих – 1,33; всего – 100,0.

Шихту для вельцевания составляем из 65 кг цинкового кека (считая на сухой вес) и 35 кг коксика.

Рациональный состав цинкового кека рассчитываем, принимая, что количество сернистого цинка составляет 5 % от веса сухого кека, сульфата цинка 3 % и остальной цинк присутствует в виде ферритного соединения; медь также присутствует в виде феррита, кадмий – в виде сульфида; свинец, кальций и магний – в виде сульфатов.

Количество компонентов, содержащихся в 65 кг кека, приведено в табл. 14.1.

14.1. Подсчет выхода и химического состава вельц-оксидов

Всего в шихте 11,19 кг цинка и 7,53 кг свинца. Приняв процент извлечения цинка 93 % и свинца 90 %, получаем количество оксида цинка в оксидах $(11,19 \times 0,93 \times 81) : 65 = 12,96$ кг, и оксида свинца $(7,53 \times 0,9 \times 223) : 207 = 7,29$ кг.

Кадмий полностью переходит в оксиды в виде CdO: $(0,07 \times 128) : 112 = 0,08$ кг.

Всего оксидов будет, кг:

– оксида цинка	12,96;
– оксида свинца	7,29;
– оксида кадмия	0,08;
Всего:	20,33.

Кроме этих оксидов, газовым потоком выносятся некоторое количество всех составляющих шихты. Принимаем сумму оксидов цинка, свинца и кадмия равной 90 %, а остальные 10 % составляют механически унесенные частички шихты. Общий выход пыли составит ориентировочно $20,33 : 0,9 = 22,59$ кг.

В этом количестве пыли за счет механического уноса будет $22,59 - 20,33 = 2,26$ кг.

Принимаем коксик следующего состава, %, 86,0 С, 12,5 золы и 1,5 влаги.

Состав золы, %, 50 SiO_2 , 26 Fe_2O_3 , 24 Al_2O_3 .

В 35 кг коксика золы содержится $35 \times 0,125 = 4,36$ кг, в том числе:

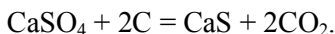
SiO_2 $4,36 \times 0,5 = 2,23$ кг,

Fe_2O_3 $4,36 \times 0,25 = 1,10$ кг,

Al_2O_3 $4,36 \times 0,24 = 1,03$ кг.

В Fe_2O_3 содержится железа $(1,1 \times 112) : 160 = 0,78$ кг и кислорода $1,1 - 0,78 = 0,32$ кг.

При вельцевании восстанавливается сульфат кальция по реакции



Всего сульфата кальция в шихте 2,84 кг. Из этого количества получится сернистого кальция $(2,84 \times 72) : 136 = 1,50$ кг.

Количество сульфата магния в шихте составляет 1,05 кг. Из этого количества при восстановлении получится сернистого магния $(1,05 \times 56) : 120 = 0,48$ кг.

Углерода в шихте $35 \times 0,86 = 30,18$ кг.

Не считая цинка, свинца и кадмия в шихте остается, кг:

– железа $15,54 + 0,78 = 16,32$;

– меди $1,17$;

– кремнезема $7,13 + 2,13 = 9,26$;

– глинозема $3,85 + 1,07 = 4,92$;

– сернистого кальция $1,50$;

– сернистого магния $0,48$;

– углерода $30,18$;

Всего: $63,83$.

Таблица 14.1

Рациональный состав сухого кека

Химические соединения	Zn	Fe	Pb	Cu	Cd	S	O ₂	Al ₂ O ₃	SiO ₂	CaO	MgO	Прочих	Всего
ZnS	2,18	—	—	—	—	1,07	—	—	—	—	—	—	3,25
ZnSO ₄	0,79	—	—	—	—	0,38	0,78	—	—	—	—	—	1,95
ZnO	8,22	—	—	—	—	—	2,03	—	—	—	—	—	10,25
Fe ₂ O ₃	—	15,54	—	—	—	—	6,65	—	—	—	—	—	22,20
CuO	—	—	—	1,17	—	—	0,29	—	—	—	—	—	1,46
PbSO ₄	—	—	7,53	—	—	0,17	2,33	—	—	—	—	—	10,03
CaSO ₄	—	—	—	—	—	0,67	1,00	—	—	1,17	—	—	2,84
MgSO ₄	—	—	—	—	—	0,28	0,42	—	—	—	0,35	—	1,05
CdS	—	—	—	—	0,07	0,02	—	—	—	—	—	—	0,09
Al ₂ O ₃	—	—	—	—	—	—	—	3,85	—	—	—	—	3,85
SiO ₂	—	—	—	—	—	—	—	—	7,13	—	—	—	7,13
Прочие	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,90	0,90
Всего:													
кг	11,19	15,54	7,53	1,17	0,07	2,59	13,51	3,85	7,13	1,17	0,35	0,90	65,00
%	17,20	23,90	11,67	1,80	0,11	3,98	20,80	5,92	10,95	1,80	0,54	1,33	100,0

Из этого количества 2,26 кг шихты будет унесено потоком газов, в том числе следующие компоненты:

- железа $(16,32 \times 2,26) : 63,83 = 0,58$ кг;
- меди $(1,17 \times 2,26) : 63,83 = 0,042$ кг;
- кремнезема $(9,26 \times 2,26) : 63,83 = 0,33$ кг;
- глинозема $(4,92 \times 2,26) : 63,83 = 0,17$ кг;
- сернистого кальция $(1,5 \times 2,26) : 63,83 = 0,05$ кг;
- сернистого магния $(0,48 \times 2,26) : 63,83 = 0,02$ кг;
- углерода $(30,18 \times 2,26) : 63,83 = 1,07$ кг.

Кальций и магний находятся в оксидах в виде CaO и MgO; сера, которая была с ними связана, соединяется со свинцом. Количество серы, связанной с кальцием: $(0,05 \times 32) : 72 = 0,02$ кг. Количество серы, связанной с магнием: $(0,02 \times 32) : 56 = 0,01$ кг. Всего серы связано с кальцием и магнием: $0,02 + 0,01 = 0,03$ кг. С этим количеством серы свяжется свинца: $(0,03 \times 207) : 32 = 0,19$ кг. Всего сернистого свинца $0,19 + 0,03 = 0,22$ кг. Количество свинца в виде глета будет $6,77 - 0,19 = 6,58$ кг. Следовательно, глета будет $(6,58 \times 223) : 207 = 7,09$ кг. Количество оксида кальция в оксидах: $(0,03 \times 56) : 40 = 0,04$ кг. Количество оксида магния в оксидах: $(0,01 \times 40) : 24 = 0,01$ кг. Принимаем, что железо и медь находятся в оксидах в виде FeO и CuO. Количество оксида железа будет: $(0,058 \times 72) : 56 = 0,75$ кг. Количество оксида меди будет: $(0,04 \times 80) : 64 = 0,053$ кг.

Полученные вельц-оксиды имеют такой состав:

Ед. изм.	ZnO	PbO	FeO	CuO	CdO	PbS	SiO ₂	Al ₂ O ₃	CaO	MgO	C	Всего
кг	12,96	7,09	0,75	0,05	0,08	0,22	0,33	0,17	0,04	0,01	1,07	22,77
%	57,00	31,20	3,30	0,22	0,35	0,95	1,44	0,74	0,16	0,04	4,60	100,00

14.2. Подсчет состава и выхода клинкера

В клинкер перейдет из шихты все то, что не перешло в оксиды и газы, а именно, кг:

- железо $16,32 - 0,58 = 15,74$;
- медь $1,17 - 0,042 = 1,13$;
- цинк $11,19 - 10,4 = 0,79$;
- свинец $7,53 - 6,77 = 0,76$;

– кремнезем	$9,26 - 0,33 = 8,93;$
– глинозем	$4,92 - 0,17 = 4,75;$
– сернистый кальций	$1,50 - 0,05 = 1,45;$
– сернистый магний	$0,48 - 0,02 = 0,46;$
– прочие	0,90.

Медь в клинкере присутствует в виде полусернистой меди, количество которой будет $(1,13 \times 160) : (2 \times 64) = 1,41$ кг, в том числе серы $1,41 - 1,13 = 0,28$ кг.

Количество серы, связанной с кальцием, магнием и медью, будет $0,65 + 0,26 + 0,28 = 1,29$ кг.

Остальная сера в количестве $2,59 - (1,29 + 0,03) = 1,27$ кг будет связана с железом в виде сернистого железа. Определяем количество железа, связанного с серой: $(1,27 \times 56) : 32 = 2,23$ кг.

Всего сернистого железа $2,23 + 1,27 = 3,50$ кг.

Остальное железо в количестве $15,74 - 2,23 = 13,51$ кг будет в виде оксида железа $(13,51 \times 72) : 56 = 17,41$ кг.

Свинец в клинкере присутствует в виде глета: $(0,76 \times 223) : 207 = 0,82$ кг PbO.

Цинк в клинкере находится также в виде оксида: $(0,79 \times 81) : 65 = 0,98$ кг ZnO.

Кроме того, в клинкер перейдет углерод коксика, оставшийся от восстановления металлических оксидов. По данным практики заводов, принимаем содержание углерода в клинкере равным 24 %. Остальной углерод сгорает при вельцевании, компенсируя потери от теплоотдачи.

Количество компонентов клинкера без учета углерода составляет, кг:

– оксид цинка	0,98;
– оксид свинца	0,82;
– закись железа	17,41;
– сернистое железа	3,50;
– полусернистая медь	1,41;
– сернистый кальций	1,45;
– сернистый магний	0,46;
– кремнезем	8,93;
– глинозем	4,75;
– прочие	0,90;
Всего:	40,62.

Следовательно, углерода в клинкере содержится $(40,62 \times 24) : 76 = 12,80$ кг.

Получаем окончательный состав и выход клинкера:

Ед. изм.	ZnO	PbO	FeO	FeS	Cu ₂ S	CaS	MgS	SiO ₂	Al ₂ O ₃	C	Проч.	Всего
кг	0,98	0,82	17,41	3,50	1,41	1,45	0,46	8,93	4,75	12,90	0,90	53,42
%	1,83	1,53	32,60	6,58	2,65	2,75	0,86	16,75	8,85	24,0	1,60	100,00

14.3. Расчет количества и состава газов

Углерод коксика сгорает при вельцевании в количестве $30,18 - (12,80 + 1,07) = 16,31$ кг.

Для образования углекислого газа из этого количества углерода потребуется кислорода $(16,31 \times 32) : 12 = 43,5$ кг.

Углекислого газа получится $16,31 + 43,5 = 59,81$ кг или по объему $(59,81 \times 22,4) : 44 = 30,3$ нм³.

Цинковый кек обычно поступает на вельцевание с влажностью около 15 %. Следовательно, в газы перейдет влага из кека и топлива в количестве

$65 \times 0,15 + 35 \times 0,15 = 10,21$ кг, или по объему $(10,21 \times 22,4) : 18 = 12,7$ нм³.

Согласно заводским анализам, примем содержание углекислого газа в отходящих газах равным 16%. Тогда общий объем газов будет

$(30,3 \times 100) : 16 = 190$ нм³.

В состав шихты входит так называемый «твердый кислород» в количестве 3,7 кг. Остальной кислород в количестве $43,5 - 3,7 = 39,8$ кг, или $27,9$ нм³ O₂ внесет с собой азота $27,9 \times 3,76 = 104,8$ нм³.

Следовательно, на долю избыточного воздуха придется $190 - (30,3 + 104,8 + 12,7) = 42,2$ нм³.

В том числе кислорода $42,2 \times 0,21 = 8,59$ нм³ и азота $42,2 \times 0,79 = 33,61$ м³.

Таким образом, отходящие из печи газы будут иметь состав, приведенный в табл. 14.2.

Таблица 14.2

Состав и выход отходящих газов

Газ	кг	нм ³	%
CO ₂	59,81	30,3	16,0
H ₂ O	10,21	12,7	6,4
N ₂	173,14	138,41	71,5
O ₂	12,27	8,59	6,1
Всего	255,43	190,0	100,0

Удельный вес газов $255,43 : 190 = 1,34 \text{ кг/м}^3$.

15. РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ ПОКАЗАТЕЛЕЙ ГЛИНОЗЁМНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Наиболее широко в производстве применяется щелочной гидрохимический способ получения глинозёма, поэтому на различных технологических переделах имеют дело с алюминатными растворами.

Алюминатный раствор – это водный раствор оксида натрия и алюминия. В промышленных алюминатных растворах присутствуют примеси соединений S, Si, F, Cl, Fe, Ga, V, а также органические вещества.

Различают следующие виды щёлочи в алюминатных растворах: Na_2O_k – каустическая (в виде NaOH); Na_2O_y – углекислая (в виде Na_2CO_3); $\text{Na}_2\text{O}_{\text{общ}}$ – общая ($\text{Na}_2\text{O}_k + \text{Na}_2\text{O}_y$).

Сокращённые обозначения: $\rho_{\text{ал}}$ – плотность алюминатного раствора, г/см³; N_k – Na_2O_k ; N_y – Na_2O_y ; $N_{\text{общ}}$ – $\text{Na}_2\text{O}_{\text{общ}}$; F – Fe_2O_3 ; C – CaO ; S – SiO_2 .

Плотность алюминатного раствора вычисляется по эмпирическому уравнению

$$\rho_{\text{ал}} = \frac{\rho_N}{2} + \sqrt{\left(\frac{\rho_N}{2}\right)^2} + 0,0009 \cdot A + 0,000425 \cdot N_y, \quad (15.1)$$

где ρ_N – плотность раствора NaOH , концентрация которого эквивалентна концентрации $\text{Na}_2\text{O}_{\text{общ}}$, г/дм³;

A – концентрация Al_2O_3 в растворе, г/дм³;

N_y – концентрация Na_2O_y в растворе, г/дм³.

Для расчета плотности насыщенных растворов предлагается следующая эмпирическая формула, выражающая зависимость плотности от температуры:

$$\rho'_{\text{ал}} = 1,002 + (0,00109 + 59 \cdot 10^{-6} \cdot t) \cdot N_{\text{общ}}, \quad (15.2)$$

где t – температура раствора, °C;

$N_{\text{общ}}$ – концентрация $\text{Na}_2\text{O}_{\text{общ}}$ в растворе, г/дм³.

Рассчитать плотность алюминатного раствора, имеющего состав, г/дм³: $\text{Na}_2\text{O}_{\text{общ}}$ – 150; Al_2O_3 – 120; Na_2O_y – 13; SiO_2 – 0,4 при температуре 50 °C.

Плотность раствора NaOH, содержащего 150 г/дм³ Na₂O_{общ}, находится по табл. 15.1 по правилу интерполяции:

$$\rho_N = 1,175 + (150 - 145,7) (1,197 - 1,175),$$

где 1,175 и 1,197 – плотность растворов NaOH (г/см³) с концентрацией Na₂O_{общ}=145,7 и 167 г/дм³ при температуре 20 °С.

По формуле (15.1) определяем плотность данного алюминатного раствора

$$\rho_{ал} = \rho_{ал} = \frac{1,18}{2} + \sqrt{\left(\frac{1,18}{2}\right)^2} + 0,0009 \cdot 120 + 0,000425 \cdot 13 = 1,269 \text{ г/см}^3.$$

Используя формулу (15.2), рассчитываем плотность данного раствора при температуре 50 °С:

$$\begin{aligned} \rho_{ал} &= 1,002 + (0,00109 + 5,9 \cdot 10^{-6} \cdot t) \cdot N_{общ} = \\ &= 1,002 + (0,00109 + 5,9 \cdot 10^{-6} \cdot 50) \cdot 150 \approx 1,21 \text{ г/см}^3. \end{aligned}$$

Модуль алюминатного раствора – молярное отношение концентраций Na₂O и Al₂O₃ в растворе.

Различают общий и каустический модули раствора:

$$\text{– общий } \alpha_o = \text{м.о} \frac{N_{общ}^*}{A^*} = \frac{120 N_{общ}}{62 A} = 1,645 \frac{N_{общ}}{A};$$

$$\text{– каустический } \alpha_k = 1,645 \cdot \frac{N_k}{A},$$

где N_{общ}, N_к, A – концентрации Na₂O_{общ}, Na₂O_к и Al₂O₃ в растворе (г/дм³ или %);

102 и 62 – молярные массы (веса) Al₂O₃ и Na₂O, соответственно;

N_{общ}^{*}, A^{*} – молярные концентрации Na₂O_{общ} и Al₂O₃.

Кремниевый модуль – отношение концентраций Al₂O₃ и

$$\text{SiO}_2 \text{ в растворе по массе } \mu_{Si} = \frac{Al_2O_3}{SiO_2}.$$

Определить α_o , α_k и μ_{Si} алюминатного раствора, состав которого взят из примера приведенного выше.

$$\alpha_o = 1,645 \cdot \frac{N_{\text{общ}}}{A} = 1,645 \cdot \frac{150}{120} = 2,06.$$

Количество Na_2O_k находим по разности

$$N_k = (N_{\text{общ}} - N_y) = 150 - 13 = 137 \text{ г/дм}^3;$$

$$\alpha_k = 1,645 \cdot \frac{N_k}{A} = 1,645 \cdot \frac{137}{120} = 1,88;$$

$$\mu_{\text{Si}} = \frac{\text{Al}_2\text{O}_3}{\text{SiO}_2} = \frac{120}{0,4} = 300.$$

Концентрация алюминатного раствора выражается в мас.% или в г/дм³.

Формула перевода концентрации, выраженной в мас.% или в г/дм³:

$$\text{Na}_2\text{O} = \frac{N(\%) \cdot \rho_{\text{ал.}}}{100}, \text{ г/дм}^3;$$

$$\text{Na}_2\text{O}' = \frac{(\text{г/дм}^3) \cdot 100}{\rho_{\text{ал.}}}, \text{ мас.}\%,$$

где $\text{Na}_2\text{O}'$ и Na_2O – концентрация Na_2O в растворе, выраженная в мас.% и г/дм³, соответственно;

100 – количество раствора, г;

$N(\%)$ – количество Na_2O в 1 дм³ (л) раствора, г.

Теоретический выход Al_2O_3 – это химический выход, который был бы достигнут, если бы потери Al_2O_3 с красным шламом в нерастворимой форме точно отвечали образованию соединения $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot m \cdot \text{SiO}_2 \cdot n \cdot \text{H}_2\text{O}$. В это соединение (гидроалюмосиликат алюминия) переходит оксид алюминия $\frac{S_\delta \cdot 102}{m \cdot 60}$ (кг),

где 60 и 102 – молекулярные массы SiO_2 и Al_2O_3 ; S_δ – содержание SiO_2 в боксите, %.

Следовательно, теоретический выход Al_2O_3 , %:

$$B_{\text{теор}} = \frac{A_\delta - \frac{S_\delta \cdot 102}{m \cdot 60}}{A_\delta} \cdot 100 = (1 - 1,7) \frac{S_\delta}{m \cdot A_\delta} \cdot 100, \quad (15.3)$$

где A_8 и S_8 – содержание Al_2O_3 и SiO_2 в боксите, %;
 $m = 1,7 - 2,0$.

Определить теоретический выход оксида алюминия при выщелачивании боксита, содержащего 50,5 % Al_2O_3 и 4,2 % SiO_2 . Принять $m = 2,0$.

По формуле (15.3) рассчитываем

$$B_{\text{теор}} = (1 - 1,7) \frac{4,2}{2 \cdot 50,5} \cdot 100 = 92,9 \%$$

Химический выход Al_2O_3 характеризует степень извлечения Al_2O_3 из боксита в раствор и является отношением оксида алюминия, перешедшего из боксита в раствор, к его количеству в исходном боксите.

Выход красного шлама можно получить по процентному содержанию Fe_2O_3 в исходном боксите и в красном шламе. В процессе выщелачивания масса оксида железа не изменяется и целиком переходит в красный шлам, поэтому справедливо равенство

$$F_8 = X_{\text{шл}} \cdot F_{\text{шл}}; \quad X_{\text{шл}} = \frac{F_8}{F_{\text{шл}}},$$

где $X_{\text{шл}}$ – выход красного шлама, кг на 1 кг боксита. С этим шламом теряется оксид алюминия $\frac{F_8 \cdot A_{\text{шл}}}{F_{\text{шл}}}$, кг. Следовательно,

химический выход Al_2O_3 , %:

$$B_{\text{хим}} = \frac{A_8 - \frac{F_8 \cdot A_{\text{шл}}}{F_{\text{шл}}}}{A_8} \cdot 100 = \left(1 - \frac{A_{\text{шл}} \cdot F_8}{A_8 \cdot F_{\text{шл}}} \right) \cdot 100, \quad (15.4)$$

где A_8 и F_8 – содержание Al_2O_3 и Fe_2O_3 в боксите, %;
 $A_{\text{шл}}$ и $F_{\text{шл}}$ – содержание Al_2O_3 и Fe_2O_3 в шламе, %.

Определить химический выход Al_2O_3 из боксита, если содержание Al_2O_3 и Fe_2O_3 соответственно составляет: в боксите – 51,2 и 23,0%; в шламе после выщелачивания боксита – 17,3 и 45,6 %.

По формуле (15.4) вычисляем

$$B_{\text{хим}} = \left(1 - \frac{17,3 \cdot 23,0}{51,2 \cdot 45,6} \right) \cdot 100 = 83,0 \, \%.$$

Химический выход оксида алюминия от теоретически возможного – это отношение фактически достигнутого извлечения оксида алюминия из боксита в раствор к теоретическому:

$$B_{\text{х.т.}} = \frac{B_{\text{хим}}}{B_{\text{теор}}} \cdot 100, \, \%$$

$B_{\text{х.т.}}$ используют для характеристики предела выщелачивания. Снижение $B_{\text{х.т.}}$ указывает на увеличении потерь Al_2O_3 со шламом при выщелачивании боксита, нарушении режима процесса.

Товарный выход Al_2O_3 – отношение количества Al_2O_3 , извлечённое в товарный продукт, к его количеству в исходном сырье, %:

$$B_{\text{тов}} = \frac{Q_1}{Q} \cdot 100 = \left(1 - \frac{\Pi}{Q} \right) \cdot 100, \quad (15.5)$$

где Q_1 и Q – количество Al_2O_3 , извлечённое в товарный глинозём и введённое с бокситом, соответственно; Π – потери Al_2O_3 , их находят из баланса глинозёмного производства (механические, химические).

Варианты заданий к практическим занятиям

1. Дать характеристику алюминатному раствору ($\rho_{\text{ал}}$, $\alpha_{\text{к}}$, $\alpha_{\text{о}}$, μ_{Si}) (табл. 15.1).
2. Определить, какие растворы направляются на выщелачивание, на декомпозицию, на выпарку (табл. 15.1).
3. Определить кремневый модуль раствора, общий и каустический модули, к какому технологическому пределу он относится, и выразить концентрацию компонентов в мас.% (табл. 15.1).
4. Используя данные табл. 15.2, рассчитать химический ($B_{\text{хим}}$) и теоретический ($B_{\text{теор}}$) выходы глинозёма.

Таблица 15.1
Данные алюминатного раствора (способ Байера)

№ вари- анта	Состав, г/дм ³				t°, C
	Na ₂ O _k	Na ₂ O _y	Al ₂ O ₃	SiO ₂	
1	136,0	10,0	125,0	0,355	100
2	170,0	12,0	155,0	0,51	107
3	260,0	—	250,0	1,0	200
4	230,0	11,5	205,0	0,7	210
5	140,0	10,5	65,0	0,2	40
6	128,0	8,0	60,0	0,24	45
7	135,0	—	63,0	0,2	42
8	300,0	18,0	130,0	0,5	100
9	220,0	14,0	110,0	0,4	80
10	150,0	15,0	274,0	1,03	65
11	36,0	3,5	32,9	0,06	80
12	155,0	—	140,0	0,5	95

Таблица 15.2
Химический состав бокситов и красных шламов (способ Байера)

№ вари- анта	Наимено- вание	Состав, %			Моляр. отно- шение SiO ₂ к Al ₂ O ₃ в шламе
		Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	SiO ₂	
1	боксит шлам	52,4	23,0	4,2	1,75
		15,7	45,7	26,6	
2	боксит шлам	49,7	19,8	4,5	1,9
		15,3	44,6	28,2	
3	боксит шлам	51,2	13,0	5,0	1,8
		14,4	43,8	25,2	
4	боксит шлам	49,0	20,3	5,4	2,0
		13,6	46,0	26,4	
5	боксит шлам	50,0	25,2	4,6	1,7
		14,7	44,5	24,3	

16. РАСЧЁТ И СОСТАВЛЕНИЕ БАЛАНСОВ ВЫЩЕЛАЧИВАНИЯ БОКСИТОВ, ДЕКОМПОЗИЦИИ АЛЮМИНАТНЫХ РАСТВОРОВ, КАЛЬЦИНАЦИИ ГИДРОКСИДА АЛЮМИНИЯ

Расчёты материальных потоков, т. е. составление материальных балансов, всегда ведут на 1 т получаемого глинозёма.

16.1. Материальный баланс производства глинозёма из бокситов по способу Байера

Химический состав боксита, %: Al_2O_3 – 54,0; Fe_2O_3 – 23,6; SiO_2 – 4,0; TiO_2 – 2,2; CaO – 2,0; CO_2 – 1,6; п.п.п. 11,0; прочие 1,6 (всего 100 %); влага (H_2O) 7,0. Химический состав извести, %: $\text{CaO}_{\text{акт}}$ 86,4; $\text{CaO}_{\text{связ}}$ – 2,6; SiO_2 – 3,6; CO_2 – 2,0; прочие – 5,4 (всего 100 %); влага (H_2O) 5,0.

Состав каустика, г/л: Na_2O_k – 438,8; Na_2O_y – 7,2; CO_2 – 5,1; плотность 1440 кг/м³.

Товарный выход Al_2O_3 – 89, 0 %.

Расход извести 3,0% от массы сухого боксита.

Состав оборотного раствора, г/л: Na_2O_k – 300,0; Al_2O_3 – 129,87; Na_2O_y – 26,10; CO_2 – 18,52; H_2O – 945,50; плотность – 1420 кг/м³; $\alpha_k = 3,8$.

Состав алюминатного раствора Al_2O_3 – 145,15 г/л; плотность – 1240 кг/м³; $\alpha_k = 1,7$.

Потери Na_2O – 62,9 кг.

Ж : Т в уплотнённой пульпе со сгустителя 3,0; с последнего промывателя 2,5.

Содержание Na_2O в жидкой фазе отвального шлама 2,145 г/л.

Разбавление пульпы при выщелачивании с учётом самоиспарения в сепараторах составляет 1,5 %.

Затравочное отношение (З.О.) 2,0, влажность затравочной гидроксида алюминия 20,0 % в сгущённом гидроксиде алюминия Ж : Т = 1,0.

Расход воды на промывку гидроксида алюминия 1 т, влажность отфильтрованной гидроокиси 10,0 %.

С моногидратом соды увлекается оборотного раствора 25 % от массы влажного осадка.

Количество извести при каустификации 125 % от стехиометрического: степень каустификации 90 %.

$\text{Na}_2\text{O}_{\text{общ}}$ в растворе известковой пульпы 10,0 %, содержание влаги в отвальном известковом шламе 25,8 %.

16.1.1. Расчет потерь

При товарном выходе Al_2O_3 89,0 %, если в 1 т полученного глинозёма содержится 990,0 кг Al_2O_3 , потребуется сухого боксита $990 \cdot 100 : (0,54 \cdot 0,89) = 2059,92$ кг.

В нём должно содержаться $2059,92 \cdot 0,54 = 1112,36$ кг Al_2O_3 .

Следовательно, общие потери Al_2O_3 составляют $1112,360 - 990 = 122,36$ кг.

Из этого количества потерь Al_2O_3 при дроблении теряет 0,2 % Al_2O_3 или $0,2 \cdot 122,36 : 11,0 = 2,22$ кг, что соответствует потере $2,22 : 0,54 = 4,11$ кг сухого боксита.

На размол поступает $2059,92 - 4,11 = 2055,81$ кг сухого боксита и сухой извести $2055,81 \cdot 0,03 = 61,67$ кг. Потери Al_2O_3 те же, что и при дроблении, т. е. в сырой пульпе, поступающей на автоклавное выщелачивание. Содержится $2055,81 - 4,11 = 2051,70$ кг сухого боксита.

На выщелачивание поступает, кг:

	с бокситом		с известью
Al_2O_3	$2051,70 \cdot 0,540 = 1107,92$	CaO	$61,67 \cdot 0,89 = 54,89$
Fe_2O_3	$2051,70 \cdot 0,236 = 484,20$	SiO_2	$61,67 \cdot 0,036 = 2,22$
SiO_2	$2051,70 \cdot 0,040 = 82,07$	CO_2	$61,67 \cdot 0,02 = 1,23$
TiO_2	$2051,70 \cdot 0,022 = 45,14$	Прочие	$61,67 \cdot 0,054 = 3,33$
CaO	$2051,70 \cdot 0,020 = 41,03$	ИТОГО:	61,67
CO_2	$2051,70 \cdot 0,016 = 32,83$	Влага	$61,67 \cdot 0,05 = 3,08$
П.п.п.	$2051,70 \cdot 0,110 = 225,68$		
Прочие	$2051,70 \cdot 0,016 = 32,83$		
ИТОГО:	2051,70		
Влага	$2051,70 \cdot 0,07 = 143,62$		

Каустика необходимо ввести: $62,9 : (438 + 7,2) = 0,141 \text{ м}^3$
или $0,141 \cdot 1440 = 203,04 \text{ кг}$. С каустиком поступает, кг:

$\text{Na}_2\text{O}_{\text{общ.}}$	62,90
CO_2	$5,1 \cdot 0,141 = 0,72$
H_2O_2 (по разности)	<u>139,42</u>
ИТОГО:	203,04

Примерный состав красного шлама, кг:

$$\text{Al}_2\text{O}_3 \quad \frac{122,36 \cdot 8,2}{11,0} = 91,21 \text{ без учёта потерь от гидролиза,}$$

где 8,2 и 11,0 % – потери Al_2O_3 с красным шламом
в нерастворимой форме и общие потери.

Na_2O –	41,7
Fe_2O_3 –	484,20
TiO_2 –	45,14
SiO_2 –	$82,07 + 2,22 = 84,29$
CaO –	$41,03 + 54,89 = 95,92$
Прочие –	$32,83 + 3,33 = 36,16$
П.п.п.	63,19

В красном шламе должно содержаться Fe_2O_3 , TiO_2 , SiO_2 , CaO и прочих столько, сколько этих компонентов в автоклавной пульпе.

Масса красного шлама без учёта п.п.п. равна

$$91,21 + 41,70 + 484,20 + 45,14 + 84,29 + 95,92 + 36,16 = 878,62 \text{ кг.}$$

П.п.п. подсчитываем так:

– SiO_2 находится в шламе в составе гидроалюмосиликата натрия $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$; тогда с 84,29 кг SiO_2 связаны $(84,29 \cdot 102) / 120 = 71,65 \text{ кг } \text{Al}_2\text{O}_3$ и $(84,29 \cdot 36) / 120 = 25,29 \text{ кг } \text{H}_2\text{O}$;

– CaO в шламе находится в составе $\text{CaO} \cdot \text{TiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$; тогда с 45,14 кг TiO_2 связано $(45,14 \cdot 18) / 80 = 10,16 \text{ кг } \text{H}_2\text{O}$;

– Al_2O_3 , не связанный в гидроалюмосиликат натрия, находится в шламе в составе $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$; тогда с $91,21 - 71,65 = 19,56 \text{ кг } \text{Al}_2\text{O}_3$ связано $(19,56 \cdot 6 \cdot 18) / 102 = 20,71 \text{ кг } \text{H}_2\text{O}$;

– примем, что 1,8 % Fe_2O_3 находится в шламе в виде $\text{Fe}(\text{OH})_3$, тогда с $(482,2 \cdot 1,8)/100 = 8,70$ кг Fe_2O_3 будет связано $(8,70 \cdot 54)/160 = 2,91$ кг H_2O .

Итого п.п.п. = $25,29 + 10,16 + 20,71 + 2,91 = 59,07$ гк.

Всего масса шлама $878,62 + 59,07 = 937,69$ кг, а с учётом потерь 7,79 кг Al_2O_3 от гидролиза масса шлама составит $937,69 + 7,79 + (7,79 \cdot 54)/102 = 949,60$ кг.

Химические потери Na_2O несколько ниже, чем то количество, которое должно быть связано в составе $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ с 84,29 кг SiO_2 , т. е. в гидроалюмосиликате натрия часть Na_2O замещена окисью кальция.

Вследствие неполной отмывки с отвальным шламом теряется $949,60 \cdot 2,5 \cdot 0,02145 = 5,09$ кг Na_2O , в том числе 4,69 кг $\text{Na}_2\text{O}_\kappa$, где 2,5 – это Ж : Т в отвальном шламе; 2,145 – содержание Na_2O в жидкой фазе отвального шлама, г/л.

При $\alpha_{\text{обш}} = 1,88$ в жидкой фазе отвального шлама потери Al_2O_3 составят 4,45 кг, или 0,40 %. Остальные потери Al_2O_3 по переделам принимаем по данным практики. Составляем таблицу потерь (табл.16.1).

16.1.2. Расчёт состава и количества оборотного раствора

Выход Al_2O_3 при декомпозиции

$$\frac{\alpha_{\text{об.р}} - \alpha_{\text{ал.р}}}{\alpha_{\text{об.р}}} \cdot 100 = \frac{3,8 - 1,7}{3,8} \cdot 100 = 55,26 \, \%.$$

Следовательно, в составе алюминатного раствора, поступающего на декомпозицию, содержится Al_2O_3 $\frac{990,0 + 7,79}{0,5526} = 1805,63$ кг, где 7,79 – потери Al_2O_3 на кальцина-

ции, кг; 990,0 – содержание Al_2O_3 в 1 т глинозёма, кг.

Если бы отсутствовали механические потери на декомпозиции, то в маточном растворе осталось Al_2O_3 , кг: $1805,63 - (990,0 - 7,79) = 807,84$.

С учётом потерь Al_2O_3 на декомпозиции, выпарке и каустификации соды получим, что в оборотном растворе содержится Al_2O_3 , кг:

$$807,84 - (2,23 + 2,23 + 2,22) = 801,16 \text{ (табл. 16.1).}$$

Таблица 16.1

Потери Al_2O_3 и Na_2O

Статьи потерь	Al_2O_3		Na_2O , кг
	% от содержания в боксите	кг	
При хранении и дроблении	0,2	2,22	—
При разломе	0,2	2,22	0,5
С красным шламом:			
в нерастворимой форме	8,2	91,21	41,7
в растворимой форме	0,4	4,45	5,19
за счёт гидролиза	0,7	7,79	-
При декомпозиции	0,2	2,23	3,8
При выпарке и выделении соды	0,2	2,23	4,0
С известковым шламом	0,2	2,22	3,8
При кальцинации (и с готовой продукцией)	0,7	7,79	4,0
ВСЕГО:	11,0	122,36	62,9

При $\alpha_{\text{обр}} = 3,8$ в нём содержится Na_2O_k

$$\frac{801,16 \cdot 62 \cdot 3,8}{102} = 1850,52;$$

$$\text{Na}_2\text{O}_y = 8 \% \text{ от } \text{Na}_2\text{O}_{\text{общ}}, \text{ т. е. } \frac{\text{Na}_2\text{O}_y \cdot 100}{\text{Na}_2\text{O}_y + \text{Na}_2\text{O}_k} = 8 \%.$$

$$\text{Na}_2\text{O}_y = \frac{8 \cdot \text{Na}_2\text{O}_k}{92} = \frac{8 \cdot 300}{92} = 26,1 \text{ г/л.}$$

$$\text{Объём оборотного раствора, м}^3: \frac{1850,52}{300} = 6,168.$$

$$\text{Масса оборотного раствора, кг: } 6,168 \cdot 1420 = 8758,56.$$

$$\text{Na}_2\text{O}_y = 6,168 \cdot 26,1 = 160,98 \text{ кг.}$$

$$\text{CO}_2 = \frac{160,98 \cdot 44}{62} = 114,24 \text{ кг.}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 8758,56 - 801,16 - 1850,52 - 160,98 - 114,24 = 5831,66 \text{ кг.}$$

Масса сырой пульпы включает массу влажного боксита, влажной извести, каустической щелочи, оборотного раствора.

Масса сырой пульпы, кг:

$$2051,70 + 143,62 + 64,75 + 203,04 + 8758,56 - 0,50 = 11221,17,$$

где 0,50 – потери Na_2O при размоле, кг.

Разбавление пульпы при выщелачивании с учётом самоиспарения в сепараторах составляет 1,5 %, или $11221,17 \cdot 0,015 = 168,31$ кг.

На основании полученных данных составляем баланс автоклавного выщелачивания (табл. 16.2).

Таблица 16.2

Баланс автоклавного выщелачивания

Введено, кг		Получено, кг	
Боксит:		Автоклавная пульпа:	
Al_2O_3	1107,92	Al_2O_3	1909,08
Fe_2O_3	484,20	$\text{Na}_2\text{O}_{\text{общ}}$	2073,90
SiO_2	82,07	Fe_2O_3	484,20
TiO_2	45,14	SiO_2	84,29
CaO	41,03	TiO_2	45,14
CO_2	32,83	CaO	95,92
прочие	32,83	CO_2	149,02
п.п.п.	225,68	прочие	36,16
H_2O	143,62	п.п.п.	225,68
ИТОГО:	2195,32	H_2O	6286,09
ИТОГО:		11389,48	
Известь:			
CaO	54,89		
SiO_2	2,22		
CO_2	1,23		
прочие	3,33		
H_2O	3,08		
ИТОГО:	64,75		
Каустик:			
$\text{Na}_2\text{O}_\text{к}$	61,89		
$\text{Na}_2\text{O}_\text{в}$	1,01		
CO_2	0,72		
H_2O	139,42		
ИТОГО:	203,04		
Оборотный раствор:			
Al_2O_3	801,16		
$\text{Na}_2\text{O}_\text{к}$	1850,52		
$\text{Na}_2\text{O}_\text{в}$	160,98		
CO_2	114,24		
H_2O	5831,66		

Продолжение табл. 16.2

Введено, кг	Получено, кг		
ИТОГО:	8758,56		
Конденсат	168,31		
ВСЕГО:	11389,98	ВСЕГО:	11389,98

16.2. Разложение алюминатного раствора (декомпозиция)

Из 1805,63 кг Al_2O_3 , поступающих на декомпозицию, в оборотном растворе остаётся 801,16 кг (табл. 16.2). Теряется на декомпозиции, выпарке и каустификации 6,68 кг Al_2O_3 (табл. 16.1). Следовательно, с гидроксидом алюминия выпадает $1805,63 - (801,16 + 6,68) = 997,79$ кг Al_2O_3 . Выход при декомпозиции $(997,79/1805,63) \cdot 100 = 55,26 \%$.

Общая масса гидроксида алюминия $997,79 + 528,24 = 1526,03$ кг $Al(OH)_3$.

При затравочном отношении (отношение массы Al_2O_3 в затравке к массе Al_2O_3 в алюминатном растворе) $З.О. = 2,0$ с затравкой вносится 3611,26 Al_2O_3 и 1911,84 кг H_2O . Итого 5523,10 кг $Al(OH)_3$. При влажности затравочной гидроокиси 20 % с ней поступает $(5523,10 \cdot 0,20) / 0,80 = 1380,77$ кг маточного раствора.

В 1380,77 кг маточного раствора содержится, кг:

Al_2O_3	$(1380,77 / 13938,55) \cdot 805,61 = 79,80$
Na_2O_k	$0,099061 \cdot 1814,04 = 179,70$
Na_2O_y	$0,099061 \cdot 209,27 = 20,73$
CO_2	$0,099061 \cdot 148,46 = 14,71$
H_2O	$0,099061 \cdot 10961,17 = 1085,83$
ВСЕГО:	1380,77

На основании расчётов составляется баланс декомпозиции (табл. 16.3).

Таблица 16.3

Баланс процесса декомпозиции

Введено, кг		Получено, кг	
Алюминатный раствор:		Пульпа гидроксида алюминия:	
Al_2O_3	1805,63	$Al(OH)_3$	70,49,13
Na_2O_k	1817,45	Al_2O_3	4609,05

Продолжение табл. 16.3

Введено, кг	Получе- но, кг		
Na ₂ O _v	209,66	H ₂ O	2440,08
CO ₂	148,74	Маточный раствор (по разности)	15319,32
H ₂ O	11489,41		
ИТОГО:	15470,89	Al ₂ O ₃	885,41
Затравка (гидроксид алюминия)	5523,10	Na ₂ O _к	1993,74
		Na ₂ O _v	230,00
Маточный раствор (в затравке):		CO ₂	163,17
		H ₂ O	12047,06
		ИТОГО:	22368,45
Al ₂ O ₃	79,80	Потери:	
Na ₂ O _к	179,70	Al ₂ O ₃	2,23
Na ₂ O _v	20,73	Na ₂ O _к	3,41
CO ₂	14,71	Na ₂ O _v	0,39
H ₂ O	1085,83	CO ₂	0,28
ИТОГО:	1380,76	ИТОГО:	6,31
ВСЕГО:	22374,76	ВСЕГО:	22374,76

16.3. Промывка продукционного гидроксида алюминия и кальцинация

Для составления баланса промывки гидроксида алюминия (табл. 16.4) условно принимаем, что во влаге промытой и отфильтрованного гидроксида алюминия содержится такое количество щёлочи, которое соответствует потере Na_2O на кальцинации и с глинозёмом, т. е. 4,0 кг $\text{Na}_2\text{O}_{\text{общ}}$, в том числе 3,6 кг Na_2O_k и 0,4 кг Na_2O_v . С этим количеством Na_2O связано 1,6 кг Al_2O_3 и 0,28 кг CO_2 . Баланс кальцинации гидроксида алюминия приведён в табл. 16.5.

Таблица 16.4

Баланс промывки гидроксида алюминия

Введено, кг		Получено, кг	
Продукционный $\text{Al}(\text{OH})_3$, в т.ч.:	1526,03	Промытый $\text{Al}(\text{OH})_3$, в т.ч.:	1523,60*
Al_2O_3	997,79	$\text{Al}(\text{OH})_3$	996,19
H_2O	528,24	H_2O	527,41
Маточный р-р в продукционном $\text{Al}(\text{OH})_3$:		Промвода (в гидроксиде):	

Продолжение табл. 16.4

Введено, кг	Получено, кг		
Al_2O_3	8,82	Al_2O_3	1,60
$\text{Na}_2\text{O}_\text{к}$	19,86	$\text{Na}_2\text{O}_\text{к}$	3,60
$\text{Na}_2\text{O}_\text{у}$	2,29	$\text{Na}_2\text{O}_\text{у}$	0,40
CO_2	1,63	CO_2	0,28
H_2O	120,00	H_2O	146,48
ИТОГО:	152,60	ИТОГО:	152,36
Свежая вода (см. исх. данные)	1000,0	Промвода на выпарку (по разности):	
		Al_2O_3	8,82
		$\text{Na}_2\text{O}_\text{к}$	16,26
		$\text{Na}_2\text{O}_\text{у}$	1,89
		CO_2	1,35
		H_2O	974,35
		ИТОГО:	1002,67
ВСЕГО:	2678,63	ВСЕГО:	2678,63

*Условно принимаем, что вымывается 2,43 кг $\text{Al}(\text{OH})_3$, в том числе, кг: 1,6 Al_2O_3 , 0,83 H_2O .

Таблица 16.5
Баланс кальцинации гидроксида алюминия

Введено, кг		Получено, кг	
Промытый $\text{Al}(\text{OH})_3$	1523,60	Глинозём:	
		Al_2O_3	990,0
		п.п.п. + примеси	6,5
		Na_2O	3,5
		ИТОГО:	1000,0
Промвода (в гидроксиде):		Потери:	
Введено, кг		Получено, кг	
Al_2O_3	1,60	Al_2O_3	7,79
$\text{Na}_2\text{O}_\text{к}$	3,60	$\text{Na}_2\text{O}_\text{у}$	0,40
$\text{Na}_2\text{O}_\text{у}$	0,40	CO_2	0,28
CO_2	0,28	H_2O	667,56

Продолжение табл. 16.5

Введено, кг	Получено, кг		
H ₂ O	146,48		
ИТОГО:	152,36	ИТОГО:	675,96
ВСЕГО:	1675,96	ВСЕГО:	1675,96

17. РАСЧЁТ И СОСТАВЛЕНИЕ БАЛАНСА СПЕКАНИЯ БОКСИТОВ

Химический состав боксита и известняка (в пересчёте на сухое вещество): состав боксита, %: Al_2O_3 – 48,0; Fe_2O_3 – 24,0; SiO_2 – 8,14; TiO_2 – 2,6; CaO – 2,8; CO_2 – 2,2; прочие 1,46; п.п.п. 10,8 (всего 100 %); влага (H_2O) 7,0; состав известняка, %: CaO – 54,2; CO_2 – 42,6; SiO_2 – 1,3; прочие – 1,9 (всего 100 %); влага (H_2O) 6,0.

Удельный расход кальцинированной соды в пересчёте на 100 % Na_2CO_3 – 150,0 кг (87,74 кг Na_2O); состав кальцинированной соды, %: 98,6 – Na_2CO_3 ; 0,9 прочие; 0,5 H_2O . $\alpha_{\text{к}}$ алюминатного раствора ~ 1,5. Влажность шихты, поступающей на спекание ~ 35,0 %;

дозировка компонентов в шихте (мол.):
$$\frac{\text{Na}_2\text{O}}{\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3} \sim 1,0;$$

$$\frac{\text{CaO}}{\text{SiO}_2 + \text{TiO}_2} \sim 2,0.$$
 Влажность белого шлама 34,0 %, количество

белого шлама 120 кг, состав сухого белого шлама, %: Al_2O_3 – 31,3; Na_2O – 19,4; Fe_2O_3 – 3,1; SiO_2 – 29,4; CaO – 2,9; CO_2 – 2,1; п.п.п. 11,8 (всего 100 %). Товарный выход глинозёма 84,6 %; извлечение Al_2O_3 при выщелачивании спека 87,1 %. Влажность отвального шлама 33 %. Влажность гидроксида алюминия 10,4 %.

I стадия обескремнивания проводится в автоклавах в течение 2 ч при 130 °С; кремневый модуль алюминатного раствора при этом возрастает до 350–400; обескремнивание идёт с добавками белого шлама. II стадия обескремнивания проводится в мешалках при 95 °С в течение 2 ч; на обескремнивание подается часть шлама, выделяющегося при II стадии обескремнивания, после его обработки содовым раствором для извлечения Al_2O_3 (другая часть шлама поступает в отделение подготовки шихты), а также известковое молоко концентрацией CaO 300 г/л из расчёта 3 г CaO на 1 л раствора. Состав шлама, образующегося на II стадии обескремнивания, отвечает формуле $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 0,18\text{SiO}_2 \cdot 5,6 \text{H}_2\text{O}$; влажность шлама 30,0 %.

После регенерации Al_2O_3 из шлама II стадии обескремнивания образующийся содо-щелочной раствор поступает на вы-

щелачивание спека, а карбонатный шлам влажностью 33,0 % – на приготовление шихты.

Принимаем, что Al_2O_3 и SiO_2 при регенерации полностью переходят в раствор, а шлам по составу отвечает $CaCO_3$ (практически 95 % Al_2O_3 переходит в раствор). α_k содо-щелочного раствора $\sim 3,4$.

Потери Al_2O_3 и Na_2O по переделам принимаем по данным практики (табл. 17.1). Расход воды на промывку, m^3 : отвального шлама – 6,938; белого шлама – 0,06; карбонатного шлама 0,0398; гидроксида алюминия – 0,80.

17.1. Приготовление шихты

При товарном выходе Al_2O_3 84,6 % для получения 1 т глинозёма необходимо переработать сухого боксита, кг:

$$\frac{990,0 \cdot 100}{48 \cdot 0,846} = 2437,82$$
, где 990,0 – количество Al_2O_3 в 1 т глинозёма, кг.

Таблица 17.1

Потери Al_2O_3 и Na_2O по переделам производства

Переделы	Al_2O_3		Na_2O , кг
	% от содержания в боксите	кг	
Дробление	0,30	3,51	–
Размол	0,30	3,51	0,5
Спекание	0,30	3,51	2,0
Дробление спека	0,20	2,34	1,0
Выщелачивание спека:			
Химические потери	12,90	150,90	77,24
Недоотмывка, разложение раствора	0,50	5,85	1,0
Обескремнивание	0,10	1,17	0,5
Карбонизация	0,20	2,34	0,5
Выпарка	–	–	1,0
Кальцинация (потери с глинозёмом)	0,60	7,02	4,0
ВСЕГО потерь:	15,40	180,15	87,74

В этом боксите содержится $2437,82 \cdot 0,48 = 1170,15$ кг Al_2O_3 . Тогда потери Al_2O_3 составляют $1170,15 - 990,00 = 180,15$ кг.

Потери Al_2O_3 при дроблении и размоле составляют 7,02 кг (табл. 17.1), что соответствует потере сухого боксита $\frac{7,02 \cdot 100}{48} = 14,63$ кг.

Отсюда в шихте, поступающей на спекание, содержится сухого боксита $2437,82 - 14,63 = 2423,19$ кг или влажного боксита $\frac{2423,19}{0,93} = 2605,58$ кг. В сухом боксите содержится, кг:

Al_2O_3	$2423,19 \cdot 0,48 = 1163,13$	CO_2	$2423,19 \cdot 0,022 = 53,31$
Fe_2O_3	$2423,19 \cdot 0,24 = 581,57$	Прочие	$2423,19 \cdot 0,0146 = 35,38$
SiO_2	$2423,19 \cdot 0,0814 = 197,25$	п.п.п.	$2423,19 \cdot 0,108 = 261,70$
TiO_2	$2423,19 \cdot 0,026 = 63,00$	H_2O	$2605,58 - 2423,19 = 182,39$
CaO	$2423,19 \cdot 0,028 = 67,85$		

На приготовление шихты поступает также 120,0 кг белого шлама (см. исходные данные). В нём содержится, кг:

Al_2O_3	$120 \cdot 0,313 = 37,56$	CaO	$120 \cdot 0,029 = 3,48$
Na_2O	$120 \cdot 0,194 = 23,28$	CO_2	$120 \cdot 0,021 = 2,52$
Fe_2O_3	$120 \cdot 0,031 = 3,72$	п.п.п.	$120 \cdot 0,118 = 14,16$
SiO_2	$120 \cdot 0,294 = 35,28$		

При влажности 34,0 % с отмытым белым шламом поступает промвода $\frac{120,34}{66} = 61,82$ кг, состав которой берётся по дан-

ным практики, и в которой содержится, кг: Al_2O_3 0,30; $\text{Na}_2\text{O}_{\text{общ}}$ 0,32; CO_2 0,04; H_2O 61,16.

На приготовление шихты поступает половина шлама после II стадии обескремнивания, предварительно обработанного содовым раствором. Кремневый модуль алюминатного раствора до обескремнивания $\mu_{\text{Si}} = 30$, после I стадии обескремнивания $\mu_{\text{Si}} = 350 \div 400$, а II стадии обескремнивания выпадает в осадок

практически весь оставшийся кремнезём. В алюминатном растворе после выщелачивания содержится Al_2O_3 , кг:

$$1163,13 + 57,86^* - (3,51 + 2,34 + 150,90 + 5,85)^{**} = 1058,39.$$

*Поступает Al_2O_3 37,56 кг с белым шламом; 0,30 кг – с промводой от промывки белого шлама; 20,0 – условно принимаем, что столько Al_2O_3 поступает с алюминатным раствором.

** Потери Al_2O_3 на переделах от спекания до обескремнивания.

Тогда в алюминатном растворе после выщелачивания содержится SiO_2 $\frac{1058,39}{30} = 35,28$ кг, а в растворе после I стадии обескремнивания содержится, кг: Al_2O_3 $1058,39 - 37,56 = 1020,83$; SiO_2 $(1020,83/400) = 2,55$.

Считаем, что со шламом выделится 35,28 кг SiO_2 , с SiO_2 связаны в алюмосиликате натрия 37,56 кг Al_2O_3 . На I стадии обескремнивания выделится 35,28 кг SiO_2 , а на II стадии 2,55 кг SiO_2 .

Эти 2,55 кг SiO_2 связаны в соединении $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 0,18\text{SiO}_2 \cdot 5,6\text{H}_2\text{O}$ с 39,67 кг CaO , 24,08 кг Al_2O_3 и 23,80 кг H_2O . Следовательно, на II стадии обескремнивания выделится шлама, кг: $39,67 + 24,08 + 2,55 + 23,80 = 90,10$.

После регенерации Al_2O_3 из этого шлама образуется карбонатный шлам, в котором содержится 39,67 кг CaO в виде CaCO_3 . С 39,67 кг CaO связано 31,17 кг CO_2 . При влажности шлама 30 % он содержит H_2O :

$$\frac{(39,67 + 31,17) \cdot 30}{70} = 30,36 \text{ кг; итого } 101,20 \text{ кг.}$$

Принимаем, что карбонатный шлам, поступающий на приготовление шихты, полностью отмывается от содо-щелочного раствора.

Рассчитываем состав шихты. В известняке содержится $\text{CaO}_{\text{акт}}$: $54,2 - 2,43 = 51,77$ % $((1,3 \cdot 2 \cdot 56)/60 = 2,43$ % CaO свяжется с 1,3 % SiO_2 в $2 \text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$).

При $\frac{\text{CaO}}{\text{SiO}_2 + \text{TiO}_2} = 2,0$ для связывания SiO_2 и TiO_2 в боксите и белом шламе потребуется $2,0 \left(\frac{197,25 + 35,28}{60} + \frac{63,0}{80} \right) = 9,34$ моля,

или $56 \cdot 9,35 = 523,04$ кг, где $\frac{197,25 + 35,28}{60}$ – число молей SiO_2

в боксите и белом шламе; $63,0/80$ – число молей TiO_2 в боксите.

С бокситом поступает $67,85$ кг CaO , с карбонатным шлаком $19,83$ кг CaO (половина карбонатного шлама), с белым шламом $3,48$ кг CaO .

Следовательно, с известняком должно поступать

$$523,04 - (67,85 + 19,83 + 3,48) = 431,88 \text{ кг } \text{CaO}_{\text{акт}}.$$

Это количество содержится в $(431,88 \cdot 100)/51,77 = 834,23$ кг сухого известняка или в $834,23/0,94 = 887,48$ кг влажного; $51,77\%$ – содержание $\text{CaO}_{\text{акт}}$ в известняке.

С этим известняком в шихту вводится, кг:

CaO	$834,23 \cdot 0,542 = 452,15$	Прочие	$834,23 \cdot 0,019 = 15,85$
CO_2	$834,23 \cdot 0,426 = 355,39$	H_2O	$887,48 - 834,23 = 53,25$
SiO_2	$834,23 \cdot 0,013 = 10,84$		

При $\frac{\text{Na}_2\text{O}}{\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3} = 1,0$ для связывания Al_2O_3 и Fe_2O_3 в боксите и белом шламе потребуется Na_2O

$$\frac{20,0 + 1163,13 + 37,56 + 0,30}{102} + \frac{581,57 + 3,72}{160} = 15,63 \text{ моля, или}$$

$969,06$ кг, где первый компонент – число молей Al_2O_3 в боксите, белом шламе (твёрдая и жидкая фазы) и оборотном растворе; второй компонент – число молей Fe_2O_3 в боксите и белом шламе.

Это количество Na_2O вносится:

– с белым шламом $23,28 + 0,32 = 23,6$ кг (твёрдая и жидкая фаза);

– с кальцинированной содой $87,74$ кг;

– с содовым раствором $969,06 - (23,60 + 87,74) = 857,72$ кг.

Пусть карбонизация идёт до $a_k = 2,7$. Тогда, если в оборотном растворе осталось $20,0$ кг Al_2O_3 , в нём будет Na_2O_k $(62 \cdot 20,0 \cdot 2,7)/102 = 32,83$ кг, а Na_2O_y $857,72 - 32,83 = 824,89$ кг.

Этому содержанию соответствует $(824,89 \cdot 44)/62 = 585,41$ кг CO_2 . Если концентрация $\text{Na}_2\text{O}_y \sim 310,1$ г/л, а плотность раствора 1440 кг/м³, то объём раствора, м³: $824,89/310,1 = 2,66$, а масса

его, кг: $2,66 \cdot 1440 = 3830,40$; в этом растворе содержится H_2O , кг: $3830,40 - (20,0 + 857,72 + 585,41) = 2367,27$.

По результатам расчётов составляем баланс приготовления шихты (табл. 17.2). Влажность шихты $(2680,01/7707,51) \cdot 100 = 34,77 \%$.

17.2. Спекание и дробление спека

При спекании происходят обезвоживание шихты, разложение карбонатов и алюмосиликата натрия, удаление CO_2 , а также взаимодействие оксидов с образованием соединений $Na_2O \cdot Al_2O_3$, $Na_2O \cdot Fe_2O_3$, $2CaO \cdot SiO_2$, $2CaO \cdot TiO_2$ и др.

Пыль, уносимая газами, улавливается в системе газоочистки (пылевые камеры, циклоны, электрофилтры) и возвращается в печь с горячего конца. При составлении баланса спекания (табл. 17.3) эту пыль учитывать не будем, так как определённое количество её всё время находится в обороте. Такая пыль называется «оборотной».

Таблица 17.2

Баланс приготовления шихты

	Компоненты, кг										
	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	SiO ₂	TiO ₂	CaO	CO ₂	Na ₂ O _{общ}	прочие	п.п.п.	H ₂ O	Всего
	Поступает										
С бокситом	1163,13	581,57	197,25	63,00	67,85	53,31	—	35,38	261,70	182,39	2605,58
С известняком	—	—	10,84	—	452,15	355,39	—	15,85	—	53,25	887,48
С белым шламом (твёрдая и жидкая фазы)	37,86	3,72	35,28	—	3,48	2,56	23,60	—	14,16	61,16	181,82
С карбонатным шламом	—	—	—	—	19,83	15,58	—	—	—	15,18	50,59
С кальцинированной содой	—	—	—	—	—	62,27	87,74	1,37	—	0,76	152,14
С оборотным раствором	20,00	—	—	—	—	585,41	857,72	—	—	2367,27	3830,40
ИТОГО:	1220,99	585,29	243,37	63,05	543,31	1074,52	969,06	52,60	275,86	2680,01	7708,51
	Выходит										
Пульпа	1220,99	585,29	243,37	63,00	543,31	1074,52	968,56	52,60	275,86	2680,01	7708,01
Потери	—	—	—	—	—	—	0,5	—	—	—	0,5
ИТОГО:	1220,99	585,29	243,37	63,00	543,31	1074,52	969,06	52,60	275,86	2680,01	7708,51

Таблица 17.3

Баланс спекания шихты и дробления спека

Компоненты	Введено, кг	Получено, кг			
	Пульпа	потери при спекании	потери при дроблении	дробл.спек на выпцел-е	Всего
Al ₂ O ₃	1220,99	3,51	2,34	1215,14	1220,99
Na ₂ O _{общ}	968,56	2,00	1,00	965,56	968,56
Fe ₂ O ₃	585,29	1,75	1,17	582,37	585,29
SiO ₂	243,37	0,73	0,58	242,16	243,37
TiO ₂	63,00	0,19	0,12	62,69	63,00
CaO	543,31	1,63	1,08	540,60	543,31
CO ₂	1074,52	1074,52	—	—	1074,52
Прочие	52,60	0,16	0,10	52,34	52,60
п.п.п.	275,86	275,86	—	—	275,86
H ₂ O	2680,01	2680,01	—	—	2680,01
ИТОГО:	7707,51	4040,36	6,29	3660,86	7 707,51

Потери Al₂O₃ с газами, выбрасываемыми в атмосферу, и другие потери Al₂O₃ и всех компонентов при спекании составляют 0,3 %; около 0,20 % Al₂O₃ спека теряется при его дроблении (см. табл. 17.1).

18. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА И ПЕЧИ ПРИ ПОЛУЧЕНИИ ТИТАНОВОГО ШЛАКА

Рассчитать процесс и печь для выплавки 50 000 т/г титанового шлака. Состав материалов, поступающих в плавку, следующий, %: концентрат – 50,6 TiO_2 , 36,2 FeO , 7,9 Fe_2O_3 , 1,9 SiO_2 , 1,6 Al_2O_3 , 0,7 MgO , 0,7 MnO , 0,2 CaO , 0,2 V_2O_5 ; антрацит марки АМ – 88,0 С, 8,0 зола, 2,5 летучие, 1,5 влага; зола антрацита – 35,0 Fe_2O_3 , 45,0 SiO_2 , 20,6 Al_2O_3 . Титан в концентрате представлен ильменитом $\text{Fe} \cdot \text{TiO}_2$.

Распределение составляющих концентрата по продуктам плавки приведено в табл. 18.1.

Таблица 18.1

Распределение составляющих концентрата по
продуктам плавки, %

Продукт	TiO_2	FeO	Fe_2O_3	SiO_2	Al_2O_3	MgO	MnO	CaO	V_2O_5
Шлак	94,5	7,0	–	92,0	99,0	98,5	93,0	99,0	49,5
Чугун и магнитная фракция	3,0	92,0	99,0	7,5	–	–	6,0	–	48,0
Пыль	2,5	1,0	1,0	03	1,0	1,5	1,0	1,0	2,5

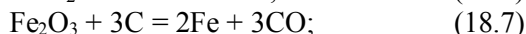
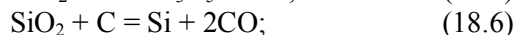
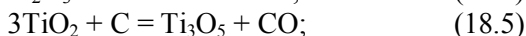
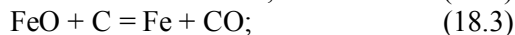
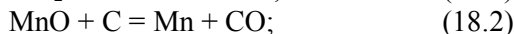
Оксид TiO_2 концентрата, переходящий в шлак, восстанавливается до Ti_3O_5 ; FeO , SiO_2 , Al_2O_3 , MgO , MnO , CaO , V_2O_5 , переходящие в шлак, не изменяются; TiO_2 концентрата, переходящий в чугун и магнитную фракцию, восстанавливается до металла; Fe_2O_3 при переходе в чугун и магнитную фракцию первоначально восстанавливается на 100 % до FeO , который в свою очередь полностью восстанавливается до металла; MnO концентрата, переходящий в чугун и магнитную фракцию, полностью восстанавливается до металла; TiO_2 , FeO , Fe_2O_3 , SiO_2 , Al_2O_3 , MnO , CaO , V_2O_5 , MgO , переходящие в пыль, не изменяются; Fe_2O_3 золы антрацита полностью восстанавливается до металла, который переходит в чугун и магнитную фракцию; Al_2O_3 золы без изменения переходит в шлак; SiO_2 золы антрацита на 75 % восстанавливается до кремния и переходит в чугун, а на 25 % без изменения переходит в пыль.

При плавке, разливке, магнитной сепарации потери составляют для чугуна и магнитной фракции 1 %, для шлака – 1,2 %. Содержание углерода в чугуне 2 % от количества железа, переходящего из концентрата. Летучие антрацита находятся в виде CH_4 .

Расход электродов (для закрытых печей) принимаем 0,022 т на 1 т шлака. Ввиду очень малой зольности электродов условно считаем, что они состоят только из углерода, который сгорает до CO . Считаем также, что расход углерода электродов компенсирует угар восстановителя. Расчет ведем на 1000 кг титанового концентрата.

18.1. Расчет материального баланса плавки

Количество оксидов концентрата, восстанавливающихся до металла и переходящих в чугун и магнитную фракцию: $506 \cdot 0,03 = 15,18$ кг TiO_2 ; $7 \cdot 0,06 = 0,42$ кг MnO ; $362 \cdot 0,92 = 333,04$ кг FeO ; $79 \cdot 0,99 = 78,21$ кг Fe_2O_3 ; $19 \cdot 0,075 = 1,43$ кг SiO_2 ; $2 \cdot 0,48 = 0,96$ кг V_2O_5 . При выплавке шлака протекают следующие реакции:



Определяем расход углерода и количество продуктов при восстановлении оксидов по реакции (18.1):

TiO_2	2C	Ti	2CO
80	24	48	56
15,18	a	b	v

Отсюда $a = 4,55$ кг C; $b = 9,1$ кг Ti; $v = 10,63$ кг CO.

Аналогично рассчитываем количество расходуемых и образующихся соединений для последующих реакций.

По реакции (18.2): 0,07 кг С; 0,32 кг Мп; 0,17 кг СО.

По реакции (18.3): 55,51 кг С; 259 кг Fe; 129,55 кг СО.

По реакции (18.4): 5,87 кг С; 70,39 кг FeO; 13,69 кг СО.

По вторичной реакции (18.3): 11,73 кг С; 54,75 кг Fe; 27,37 кг СО.

Количество TiO_2 , восстанавливающегося при переходе в титановый шлак: $506 \cdot 0,945 = 478,47$ кг.

Расход углерода на восстановление TiO_2 и количество продуктов по реакции (18.5) : 23,91 кг С; 446,29 кг Ti_3O_5 ; 55,79 кг СО.

По реакции (18.6) : 0,57 кг С; 0,67 кг Si; 1,33 кг СО.

По реакции (18.9) : 0,32 кг С; 0,54 кг V; 0,74 кг СО.

Расход углерода на восстановление оксидов концентрата: $4,55 + 0,07 + 55,51 + 5,87 + 11,73 + 23,91 + 0,57 + 0,32 = 102,53$ кг. Для науглероживания железа необходимо углерода: $(259 + 54,75) - 0,02 = 6,27$ кг. Общий теоретический расход углерода составит: $102,53 + 6,27 = 108,8$ кг.

Определяем количество активного углерода в 100 кг антрацита. Количество углерода антрацита, расходуемое на восстановление SiO_2 золы антрацита по реакции (18.6):

SiO_2	2C	Si	2CO
60	24	28	56
$8 \cdot 0,45 \cdot 0,75$	a	б	в

Отсюда $a = 1,1$ кг С; $б = 1,3$ кг Si; $в = 2,5$ кг СО. Количество углерода антрацита, расходуемое на восстановление Fe_2O_3 золы антрацита по реакции (18.7):

Fe_2O_3	3C	2Fe	3CO
160	36	112	84
$8 \cdot 0,35$	a	б	в

Отсюда $a = 0,6$ кг С; $б = 2$ кг Fe; $в = 1,4$ кг СО.

Общий расход углерода на восстановление составляющих золы: $1,1 + 0,6 = 1,7$ кг. В 100 кг антрацита остается активного углерода: $88,0 - 1,7 = 86,3$ кг.

Таким образом, для восстановления концентрата необходимо антрацита: $108,8/0,863 = 126$ кг.

На основании проведенных расчетов шихта плавки будет состоять из 1000 кг (88,8 %) концентрата и из 126 кг (11,2 %) антрацита. Всего 1126 кг (100,0 %).

Расчет количества и состава чугуна с магнитной фракцией и шлака ведем следующим образом.

В 126 кг антрацита содержится: $126 \cdot 0,88 = 110,88$ кг углерода; $126 \cdot 0,025 = 3,15$ кг летучих; $126 \cdot 0,015 = 1,89$ кг влаги; $126 \cdot 0,08 = 10,08$ кг золы.

В 10,08 кг золы содержится: $10,08 \cdot 0,35 = 3,53$ кг Fe_2O_3 ; $10,08 \cdot 0,45 = 4,53$ кг SiO_2 ; $10,08 \cdot 0,2 = 2,02$ кг Al_2O_3 .

Количество SiO_2 золы антрацита, переходящей в чугун и магнитную фракцию: $4,53 \cdot 0,75 = 3,4$ кг.

Продукты восстановления оксидов золы, переходящие в чугун и магнитную фракцию по реакции (18.6) : 0,83 кг C; 2,59 кг Fe; 1,94 кг CO.

По реакции (18.7) : 1,36 кг C; 1,59 кг Si; 3,17 кг CO.

Суммируя количество металлов, восстановившихся из оксидов концентрата и золы и переходящих в чугун с магнитной фракцией и учитывая углерод для науглероживания железа, определим количество и состав чугуна. Полученное количество чугуна и магнитной фракции распределяем между товарным чугуном с магнитной фракцией 99 % и потерями 1 % (табл. 18.2).

Суммируя количество оксидов концентрата и золы, переходящих в шлак, определим количество и состав титанового шлака. Полученное количество и состав шлака распределяем между товарным шлаком 98,8 % и потерями 1,2 % (табл. 18.3).

Полученный состав титанового шлака удовлетворяет техническим условиям.

При расходе электродов 0,022 т на 1 т шлака на 523,1 кг шлака потребуется электродов: $523,01 \cdot 22/1000 = 11,5$ кг.

При выплавке шлака составляющие шихты окисляются по следующим реакциям:



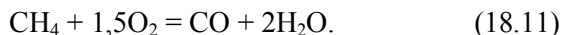


Таблица 18.2
Количество и состав товарного чугуна с магнитной фракцией и потерь

Элемент	Общее количество чугуна с магнитной фракцией		Чугун товарный и магнитная фракция, кг	Потери чугуна и магнитной фракции, кг
	кг	%		
Fe	$259 + 54,75 + 2,59 = 316,34$	94,50	313,180	3,160
Mn	0,32	0,09	0,317	0,003
Ti	9,10	2,71	9,010	0,090
Si	$0,67 + 1,59 = 2,26$	0,67	2,240	0,020
V	0,54	0,16	0,535	0,005
C	6,27	1,87	6,207	0,063
Итого	334,83	100,00	331,489	3,341

Таблица 18.3
Количество и состав товарного шлака и потерь

Соединение	Общее количество шлака		Шлак товарный, кг	Потери, кг
	кг	%		
Ti_3O_5	446,29	85,32	440,94	5,35
SiO_2	$19 \cdot 0,92 = 17,48$	3,34	17,27	0,21
Al_2O_3	$16 \cdot 0,99 + 2,02 = 17,86$	3,43	17,64	0,22
V_2O_5	$2 \cdot 0,495 = 0,99$	0,19	0,98	0,01
MnO	$7 \cdot 0,98 = 6,51$	1,24	6,43	0,08
MgO	$7 \cdot 0,985 = 6,9$	1,32	6,82	0,08
CaO	$2 \cdot 0,99 = 1,98$	0,38	1,96	0,02
FeO	$362 \cdot 0,07 = 25$	4,78	24,70	0,30
Итого:	523,01	100,00	516,74	6,27

Количество продуктов окисления углерода электродов по реакции (18.10): 15,3 кг O; 26,8 кг CO.

Количество продуктов окисления летучих (CH_4) антрацита по реакции (18.11): 9,45 кг O; 5,51 кг CO; 7,09 кг H_2O .

Общая потребность кислорода для окисления $15,3 + 9,45 = 24,75$ кг. С этим кислородом из воздуха поступает азот в количестве $24,75 \cdot 77/23 = 82,86$ кг. Расход воздуха на окисление составит: $24,75 + 82,86 = 107,61$ кг.

По результатам расчетов определяем количество и состав газов плавки:

	CO	H_2O	N_2
	Количество:		
кг	$10,63+0,17+129,55+13,69+27,37+55,79+13,3+0,74+1,94+3,17+26,8+5,51=276,68$	$126,0+0,015+7,09=8,98$	82,86
м^3	194,85	11,67	65,76
мас. %	75,1	2,4	22,5
об. %	71,6	4,3	24,1

Общее количество газов составляет: 368,53 кг; 272,28 м^3 . В пыль переходят TiO_2 , MgO , FeO , Fe_2O_3 , SiO_2 , Al_2O_3 , MnO , CaO , V_2O_5 концентрата и SiO_2 золы антрацита, количество и состав пыли следующие:

	SiO_2	TiO_2	MgO	FeO
	Количество:			
кг	$4,75 \cdot 0,25 + 19 \cdot 0,01 = 1,28$	$506 \cdot 0,025 = 12,65$	$7 \cdot 0,015 = 0,105$	$0,62 \cdot 0,01 = 0,0062$
%	6,7	66,4	0,5	20,7

	Fe_2O_3	Al_2O_3	MnO	CaO	V_2O_5
	Количество:				
кг	$79 \cdot 0,01 = 0,79$	$16 \cdot 0,01 = 0,16$	$0,17 \cdot 0,01 = 0,0017$	$2 \cdot 0,01 = 0,02$	$2 \cdot 0,025 = 0,05$
%	4,1	0,8	0,4	0,1	0,3

Общее содержание компонентов составляет 19,08 кг (100,0%). По результатам расчетов составляем материальный баланс плавки (табл. 18.4).

Таблица 18.4
Материальный баланс плавки титанового шлака

Загружено			Получено		
наименование	количество		наименование	количество	
	кг	%		кг	%
Концентрат, в т.ч.:	1000,0	100,0	Чугун и магнитная фракция, в т.ч.:	331,489	100,0
TiO ₂	506,0	50,6	Fe	313,18	94,5
FeO	362,0	36,2	Mn	0,317	0,09
Fe ₂ O ₃	79,0	7,9	Ti	9,01	2,71
SiO ₂	19,0	1,9	Si	2,24	0,67
Al ₂ O ₃	16,0	1,6	C	6,207	1,87
MgO	7,0	0,7	V	0,535	0,16
MnO	7,0	0,7	Потери чугуна и магнитной фракции, в т.ч.:	3,341	100,0
CaO	2,0	0,2			
V ₂ O ₅	2,0	0,2	Fe	3,16	94,5
Антрацит, в т.ч.	126,0	100,0	Mn	0,003	0,09
углерод	110,88	88,0	Ti	0,09	2,71
летучие	3,15	2,5	Si	0,02	0,67
влага	1,89	1,5	C	0,063	1,87
составляющие золы:			V	0,005	0,16
Fe ₂ O ₃	3,53	2,8	Шлак, в том числе:	516,74	100,0
SiO ₂	4,53	3,6	Ti ₃ O ₅	440,94	85,32
Al ₂ O ₃	2,02	1,6	SiO ₂	17,27	3,34
Электроды (C)	11,5	100,0	Al ₂ O ₃	17,64	3,43
Воздух, в том числе:	107,61	100,0	V ₂ O ₅	0,98	0,19
N	82,86	77,0	MnO	6,43	1,24
O	24,75	23,0	MgO	6,82	1,32
Невязка	0,34	—	CaO	1,96	0,38
			FeO	24,7	4,78
			Потери шлака, в т.ч.:	6,27	100,0
			Ti ₃ O ₅	5,35	85,32
			SiO ₂	0,21	3,34
			Al ₂ O ₃	0,22	3,43
			V ₂ O ₅	0,01	0,19

Продолжение табл. 18.4

Загружено			Получено		
наименование	количество		наименование	количество	
	кг	%		кг	%
			MnO	0,08	1,24
			MgO	0,08	1,32
			CaO	0,02	0,38
			FeO	0,30	4,78
			Пыль, в том числе:	19,08	100,0
			SiO ₂	1,28	6,7
			TiO ₂	12,65	66,4
			MgO	0,1	0,5
			FeO	3,96	20,7
			Fe ₂ O ₃	0,79	4,1
			Al ₂ O ₃	0,16	0,8
			MnO	0,07	0,4
			CaO	0,02	0,1
			V ₂ O ₅	0,05	0,3
			Газы, в том числе:	368,53	100,0
			CO	276,68	75,1
			H ₂ O	8,98	2,4
			N	82,86	22,5
Итого:	1245,45	—	Итого	1245,45	—

Невязка баланса 0,034 %.

Для получения 50 000 т/г титанового шлака необходимо переработать концентрата: $50\,000/0,51674 = 96\,760$ т. Суточная переработка концентрата составит: $96\,760/365 = 265,1$ т. Для переработки 265,1 т концентрата необходимо затратить: $265,1 \cdot 0,126 = 33,4$ т антрацита; $265,1 \cdot 0,012 = 3,2$ т электродов; $265,1 \cdot 0,10761 = 28,5$ т воздуха. При этом в процессе плавки получается: $265,1 \cdot 0,51674 = 137$ т шлака; $265,1 \cdot 0,331489 = 87,9$ т чугуна и магнитной фракции; $265,1 \cdot 0,036853 = 97,7$ т газов; $265,1 \cdot 0,01908 = 5$ т пыли; $265,1 \cdot 0,00627 = 1,7$ т потерь шлака; $265,1 \cdot 0,003341 = 0,9$ т потерь чугуна и магнитной фракции.

Суточный материальный поток плавки приведен в табл. 18.5.

Таблица 18.5

Суточный материальный поток плавки

Загружено		Получено	
наименование	количество, т	наименование	количество, т
Концентрат	265,1	Шлак	137,0
Антрацит	33,4	Чугун и магнитная фракция	87,9
Электроды	3,2	Газы	97,7
Воздух	28,5	Пыль	5,0
		Потери шлака	1,7
		Потери чугуна	0,9
Итого	330,2	Итого	330,2

Количество титана, поступившего с концентратом: $265,1 \cdot 0,506 \cdot 48/80 = 80,484$ т. Количество титана, ушедшего с продуктами плавки: в шлаке $137 \cdot 0,8532 \cdot 144/224 = 75,14$ т, в чугуне и магнитной фракции $87,9 \cdot 0,0271 = 2,38$ т, с пылью $5 \cdot 0,664 \cdot 48/80 = 1,99$ т.

Потери титана в шлаке: $1,7 \cdot 0,8532 \cdot 144/224 = 0,94$ т.

Потери титана в чугуне и магнитной фракции: $0,9 \cdot 0,0271 = 0,024$ т.

Таким образом, за 1 сут поступает 80,484 т титана с концентратом. Обобщим данные о количестве титана, которое уходит за тот же период времени, т (в скобках – %):

– в шлаке	75,14 (93,36);
– в чугуне и магнитной фракции	238 (2,97);
– в пыли	1,99 (2,47);
– в потерях шлака	0,94 (1,17);
– в потерях чугуна и магнитной фракции	0,024 (0,03);
Всего:	<u>80,474 (100,0).</u>

18.2. Расчет руднотермической печи

Для выплавки титановых шлаков наибольшее распространение получили трехфазные круглые дуговые печи открытого и закрытого типов.

Хорошо себя зарекомендовали печи мощностью 5 000 кВт·А, обеспечивающие производительность по титановому шлаку 37,2 т/сут в открытом и 44,2 т/сут в закрытом исполнении. К установке принимаем печь закрытого типа.

Для определения количества печей оцениваем годовой фонд рабочего времени печи. Принимаем, что в течение года печь останавливается на капитальный (8 дней) и текущий (4 дня) ремонты. Годовой фонд рабочего времени печи устанавливаем по формуле

$$\tau = \tau_{\text{кал}} - (\tau_{\text{кап}} + \tau_{\text{тек}}),$$

где τ – годовое время работы печи, сут;

$\tau_{\text{кал}}$ – годовое календарное время, сут;

$\tau_{\text{кап}}$ – время капитального ремонта, сут;

$\tau_{\text{тек}}$ – время текущего ремонта, сут.

$$\tau = 365 - (8 + 4) = 353 \text{ дня.}$$

Для обеспечения годового задания по выплавке титанового шлака находим количество печей по уравнению

$$n = A / A_{\text{п}} \tau,$$

где A – заданная производительность цеха, т/г;

$A_{\text{п}}$ – производительность устанавливаемой печи, т/сут.

$$n = 50000 / (44,2 \cdot 353) = 3,2.$$

С целью обеспечения резерва производительности к установке принимаем четыре печи.

Удельный расход электроэнергии в печах закрытого типа 2200–2300 кВт·ч/т. Для расчета принимаем 2200 кВт·ч/т. Так как $\cos\varphi$ для печных установок составляет 0,8–0,9, принимаем $\cos\varphi = 0,9$. Считаем, что продолжительность плавки титанового шлака 5,8 ч, а число плавки в сутки 3,8. Тогда число рабочих часов в сутки: $3,8 \cdot 5,8 = 22$ ч. Определяем мощность печного трансформатора по формуле

$$P = A_{\text{п}} \omega / \cos\varphi \tau_{\text{р}},$$

где ω – удельный расход электроэнергии, кВт·ч/т;

$\cos\varphi$ – коэффициент мощности печной установки;

$\tau_{\text{р}}$ – число рабочих часов печи за 1 сут.

$$P = (44,2 \cdot 2200) / (0,9 \cdot 22) = 4911 \text{ кВт·А.}$$

К установке принимаем четыре трансформатора (по одному на каждую печь) типа ЭТЦП–7 500/6, имеющих номинальную мощность 5 000 кВ·А.

Характеристика трансформатора ЭТЦП–7 500/6:

Ступени напряжения	1	2	3	4	5
Мощность, кВ·А	5000	4420	3970	3610	3330
Сила тока на стороне высокого напряжения, А	133,5	703,0	662,0	602,0	555,0
Напряжение на стороне низкого напряжения, В	133,5	118,0	108,0	96,5	89,0

Примечание. Напряжение на стороне высокого напряжения 6 В, сила тока на стороне низкого напряжения 21,6 кА.

Принимаем удельное сопротивление графитированного электрода ρ при 600 °С 10 Ом, коэффициент K для графитированных электродов 0,845 Вт/см².

По формуле

$$d_3 = \sqrt[3]{\frac{0,406 I_n \rho}{K}}$$

где I_n – сила тока на низкой стороне напряжения трансформатора, А;

ρ – удельное сопротивление электрода, Ом·м;

K – коэффициент, зависящий от материала электрода, находим диаметр электрода:

$$d_3 = \sqrt[3]{\frac{0,406 \cdot 21600 \cdot 10}{0,845}} = 47 \text{ см.}$$

Принимаем ближайший размер электродов, выпускаемых диаметром 500 мм. Площадь поперечного сечения такого электрода: $S = 3,14 \cdot 50^2/4 = 1962,5 \text{ см}^2$.

Плотность тока для принятого электрода находим по формуле

$$\delta = I_n / S,$$

где δ – плотность тока электрода, А/см².

$\delta = 21600 / 1962,5 \approx 11 \text{ А/см}^2$ (величина вполне допустимая).

Диаметр распада электродов определяем из выражения $d_{\text{рас}} = (2,9 + 3,3)d_3$, принимая коэффициент 3,1 : $d_{\text{рас}} = 3,1 \cdot 50 = 155 \text{ см.}$

Определяем средний внутренний диаметр плавильной зоны печи по удельной поверхностной мощности ($340 - 380 \text{ кВт} \cdot \text{А/м}^2$).

Для закрытой печи принимаем удельную поверхностную мощность $360 \text{ кВт} \cdot \text{А/м}^2$, тогда средний внутренний диаметр плавильной зоны находим по формуле

$$\frac{d_1 + d_2}{2} = \sqrt{\frac{4P_n}{3,14q}},$$

где d_1 и d_2 – нижний и верхний диаметры плавильной зоны, мм;

P_n – мощность принятой к установке печи, кВт·А;

q – удельная поверхностная мощность печи, кВт·А/м².

$$\frac{d_1 + d_2}{2} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5000}{3,14 \cdot 360}} = 420,6 \text{ см.}$$

Принимаем отношение верхнего диаметра плавильной зоны к нижнему диаметру равным 1,05 и составляем систему двух уравнений:

$$\begin{cases} d_2 / d_1 = 1,05 \\ (d_1 + d_2) / 2 = 420,6. \end{cases}$$

Находим: $d_1 = 4103 \text{ мм}$; $d_2 = 4308 \text{ мм}$.

Внутренний диаметр газовой зоны определим из выражения $d_3 = 1,05d_2$: $d_3 = 1,05 \cdot 4308 = 4523 \text{ мм}$. Расстояние от электрода до внутренней стенки печи найдем по формуле $a = d_3/2 - (d_{\text{рас}}/2 + d_3/2)$: $a = (4523 - 1550 - 500)/2 = 1236 \text{ мм}$. Такое расстояние допустимо.

Высоту шахты печи h можно определить из условия, принимаемого для печей ферросплавного производства, по которому отношение высоты шахты печи к диаметру распада составляет 2,11–2,15. Для рассчитываемой печи принимаем это отношение равным 2,129, тогда по формуле $h = d_{\text{рас}}/K$: $h = 1550 \cdot 2,129 = 3300 \text{ мм}$. Принимаем следующее распределение высоты шахты печи по зонам. Высота сферического сегмента $h_0 = 200 \text{ мм}$. Высота нижней $h_1 = 900 \text{ мм}$ и верхней $h_2 = 1340 \text{ мм}$ частей плавильной зоны. Высота газовой зоны $h_3 = 860 \text{ мм}$.

Принимаем размеры и структуру футеровки. Толщина водоохлаждаемой бетонной крышки печи $h_k = 140$ мм; толщина кладки магнезитового кирпича в нижней части плавильной зоны и подины $S_{m_1} = 920$ мм; толщина кладки магнезитового кирпича в верхней части плавильной зоны $S_{m_2} = 805$ мм; толщина кладки магнезитового кирпича в газовой зоне $S_{m_3} = 690$ мм; толщина слоя огнеупорного бетона подины $S_{o,6} = 460$ мм; толщина слоя магнезитовой крошки $S_{m,k} = 40$ мм; толщина слоя асбеста $S_a = 10$ мм; толщина железного кожуха $S_{ж} = 20$ мм; наружный диаметр печи $D = 6710$ мм; общая высота печи $H = 4680$ мм.

Объем шахты печи равен сумме объемов трех цилиндров и шарового сегмента:

$$V = \pi h_0/2[(d_1/2)^2 + h_0^2/3] + 3,142(d_1/2)^2 h_1 + 3,142(d_2/2)^2 h_3 + \\ + 3,142(d_3/2)^2 h_3 = 3,14 \cdot 0,1 \cdot (2,05^2 + 0,2^2/3) + 3,142 \cdot 2,05^2 \cdot 0,9 + \\ + 3,142 \cdot 2,15^2 \cdot 1,34 + 3,142 \cdot 2,26^2 \cdot 0,86 = 46,47 \text{ м}^3.$$

Удельную объемную мощность шахты печи определяем по формуле $\gamma = P_{п}/V$: $\gamma = 5\,000/46,47 = 107,6 \text{ кВт} \cdot \text{А}/\text{м}^3$ (величина вполне допустимая).

Расчет короткой сети руднотермической печи ведем следующим образом.

Определяем размеры электродных токоподводящих щек, представляющих собой цилиндр. Принимаем плотность тока в контакте щека – электрод $\delta = 1,6 \text{ А}/\text{см}^2$ и определяем поверхность щеки из выражения $DH = I_{п}/\pi\delta \cdot 0,86$: $DH = 21\,600/(3,14 \cdot 1,6 \cdot 0,86) \approx 5\,000 \text{ см}^2$.

Принимаем размеры щеки $D = 70 \text{ см}$, $H = 70 \text{ см}$.

Толщину стенки токоподводящей водоохлаждаемой медной трубки на участке гибкий кабель – щека принимаем из условия допустимой плотности тока $\delta_1 = 2 \text{ А}/\text{см}^2$, количество щек на фазе $b = 6$.

Сечение трубки находим по формуле $S_T = I_{п}/\delta_1 b$: $S_T = 21600/(2 \cdot 6) = 1800 \text{ мм}^2$.

Принимаем размеры трубок $60 \times 30 \text{ мм}$.

Гибкие пакеты («гирлянды») выполняются из голого гибкого медного кабеля МГЭ–500 сечением 500 мм². Принимаем для расчета 20 кабелей длиной 2 м. Тогда сечение «гирлянды» найдем по формуле $S_2 = S_{\text{кп}} : S_2 = 20 \cdot 500 = 10000 \text{ мм}^2$. Проверяем выбранное сечение на плотность тока по формуле $\delta = I_{\text{н}}/S_2$: $\delta = 21\,600/10\,000 = 2,16 \text{ А/мм}^2$, т. е. величина допустимая.

18.3. Расчет теплового баланса руднотермической печи

Расчет ведем на часовую производительность печи по титановому шлаку. По материальному балансу на 1000 кг концентрата получается 523,01 кг шлака. При производительности печи 44,2 т/сут титанового шпика для перехода к часовой производительности вводим коэффициент пересчета 3,52.

18.3.1. Приход тепла

Количество физического тепла шихты определяем следующим образом.

Принимаем температуру шихты 20 °С. Рассчитываем среднюю удельную теплоемкость шихты по основным компонентам TiO₂, FeO, Fe₂O₃, SiO₂, Al₂O₃, C. Средняя удельная теплоемкость этих компонентов составляет, кДж/(кг·К): 0,705 TiO₂; 0,735 FeO; 0,79 Fe₂O₃; 0,91 SiO₂; 0,895 Al₂O₃; 0,24 C.

По уравнению (5.2) находим среднюю удельную теплоемкость шихты:

$$c_{\text{уд}} = \frac{506 \cdot 3,52 \cdot 0,705 + 362 \cdot 3,52 \cdot 0,735 + 79 \cdot 3,52 \cdot 0,79 + 19 \cdot 3,52 \cdot 0,79 + 14 \cdot 3,52 \cdot 0,895 + 110,88 \cdot 3,52 \cdot 0,24}{506 \cdot 3,52 + 362 \cdot 3,52 + 79 \cdot 3,52 + 19 \cdot 3,52 + 14 \cdot 3,52 + 110,88 \cdot 3,52} = 0,68 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

Количество тепла, вносимого шихтой, оцениваем по формуле (5.1): $Q_{\text{т}} = 1126 \cdot 3,52 \cdot 0,68 \cdot 20 = 53\,904 \text{ кДж/ч}$.

Количество физического тепла воздуха, поступающего в печь, определяем следующим образом.

Принимаем температуру воздуха, поступающего в печь, 20 °С, а его удельную теплоемкость при этой температуре 13 кДж/(м³·К). Объем поступающего воздуха: $(107,61 \cdot$

$\cdot 3,52)/1,293 = 292,9 \text{ м}^3$. Количество тепла, вносимого, воздухом, находим по формуле (5.1): $Q_{\text{в}} = 292,9 \cdot 1,3 \cdot 20 = 7\,615 \text{ кДж/ч}$.

Количество тепла, образующегося от сгорания электродов, определяем следующим образом.

Тепловой эффект сгорания углерода по реакции (18.9) составляет $125\,484 \text{ кДж/моль}$. Из выражения (5.9) $Q_3 = (125\,484/12) \cdot 11,5 \cdot 3,52 = 423\,299 \text{ кДж/ч}$. Общий приход тепла (без учета электрической энергии): $Q_{\text{прих}} = 53\,904 + 7615 + 423\,299 = 484\,818 \text{ кДж/ч}$.

18.3.2. Расход тепла

Количество физического тепла, уносимого шлаком, находим следующим образом.

Принимаем температуру шлака $t = 1800 \text{ }^\circ\text{C}$. Энтальпию шлака определяем как: $\Delta H_{\text{шл}} = 1770 + 1,685(t - 1450) = 1770 + 1,685(1800 - 1450) \approx 2360 \text{ кДж/кг}$. Тогда количество тепла, уносимого шлаком, находим по формуле (5.1): $Q_{\text{шл}} = 516,74 \times 3,52 \times 2360 = 4\,292\,662 \text{ кДж/ч}$.

Количество физического тепла, уносимого чугуном, оцениваем следующим образом.

Принимаем температуру чугуна $1500 \text{ }^\circ\text{C}$. Теплоемкость его при этой температуре $0,833 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$.

Количество тепла, уносимого чугуном, устанавливаем по формуле (5.1): $Q_{\text{ч}} = 334,83 \cdot 3,52 \cdot 0,838 \cdot 1500 = 1\,481\,502 \text{ кДж/ч}$.

Количество тепла отходящих газов находим следующим образом.

Принимаем температуру газов $600 \text{ }^\circ\text{C}$. Энтальпия отдельных составляющих газа при этой температуре, кДж/м^3 : 815 CO ; 805 N_2 ; $980 \text{ H}_2\text{O}$. Количество тепла, уносимого газами, определяем по формуле (5.10):

$Q_{\text{г}} = 194,85 \cdot 3,52 \cdot 815 + 65,76 \cdot 3,52 \cdot 805 + 11,67 \cdot 3,52 \cdot 980 \approx 785\,580 \text{ кДж/ч}$.

Количество тепла эндотермических реакций оцениваем следующим образом.

При плавке титанового шлака протекают эндотермические реакции (18.1)–(18.9). Данные о тепловых эффектах этих реакций при температуре плавки отсутствуют.

По формулам (5.19) и (5.20) определяем тепловой эффект реакций при температуре плавки 1800°C с учетом агрегатного состояния соединений, участвующих в реакциях Q_{2073}^n . Затем по формуле (5.21) найдем количество тепла, поглощаемого при протекании реакций за 1 ч, $Q^ч$.

Тепловой эффект реакции (18.1): $Q_{2073}^{18.1} = -50$ кДж. Поглощаемое по реакции тепло: $Q_{18.1}^ч = -(50/80) \cdot 15,18 \cdot 3,52 \cdot 1000 = -33396$ кДж/ч.

Тепловой эффект реакции (18.2): $Q_{2073}^{18.2} = -148$ кДж. Поглощаемое по реакции тепло равно: $Q_{18.2}^ч = -(148/71) \cdot 0,42 \cdot 3,52 \cdot 1000 = -3082$ кДж/ч.

Тепловой эффект реакции (18.3): $Q_{2073}^{18.3} = -187,1$ кДж. Тепло, поглощаемое по реакции (первичной и вторичной), составит $Q_{18.3}^ч = -(187,1/72) \cdot 403,43 \cdot 3,52 \cdot 1000 = -3\,690\,219$ кДж/ч.

Тепловой эффект реакции (18.4): $Q_{2073}^{18.4} = -200$ кДж. Тепло, поглощаемое по реакции, равно: $Q_{18.4}^ч = -(200/160) \cdot 78,21 \cdot 3,52 \cdot 1000 = -344\,124$ кДж/ч.

Тепловой эффект реакции (18.5): $Q_{2073}^{18.5} = -100$ кДж. Тепло, поглощаемое по реакции, будет: $Q_{18.5}^ч = -(100/240) \cdot 478,17 \cdot 3,52 \cdot 1000 = -701\,316$ кДж/ч.

Тепловой эффект реакции (18.6): $Q_{2073}^{18.6} = -200$ кДж. Тепло, поглощаемое по реакции при восстановлении концентрата и зо-лы, равно

$$Q_{18.6}^ч = -(200/60) \cdot 6,96 \cdot 3,52 \cdot 1000 = -81\,664 \text{ кДж/ч.}$$

Тепловой эффект реакции (18.7): $Q_{2073}^{17.7} = -539,2$ кДж. Тепло, поглощаемое по реакции, составит $Q_{17.7}^q = -(539,2/160) \cdot 3,53 \cdot 3,52 \cdot 1000 = 418\,743$ кДж/ч.

Тепловой эффект реакции (18.8): $Q_{2073}^{18.8} = -24,5$ кДж. Тепло, поглощаемое по реакции, равно: $Q_{18.8}^q = -(24,5/152) \cdot 868 \cdot 3,52 \cdot 1000 = 492\,476$ кДж/ч.

Тепловой эффект реакции (18.9): $Q_{2073}^{18.9} = -906,6$ кДж. Тепло, поглощаемое по реакции, будет: $Q_{18.9}^q = -(906,6/182) \cdot 0,96 \cdot 3,52 \cdot 1000 = -16\,833$ кДж/ч.

Общий расход тепла на эндотермические реакции: $Q_{\text{энд}} = 33396 + 3082 + 3690219 + 344124 + 701316 + 81664 + 418\,743 + 492\,476 + 16\,833 = 5\,781\,853$ кДж/ч.

Количество тепла, уносимого охлаждающей водой, определяем следующим образом.

Принимаем расход воды на охлаждение печи закрытого типа $60 \text{ м}^3/\text{ч}$ при разности температур уходящей и поступающей воды 18°C .

Количество тепла, уносимого охлаждающей водой, находим по формуле (5.1): $Q_{\text{в}} = 60 \cdot 1 \cdot 18 = 1080$ кДж/ч.

Потери тепла поверхностью печи оцениваем следующим образом.

Потери тепла через подпечи. Принимаем опытный коэффициент потерь тепла через холодную подину $K = 5\,800 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{K})$.

Площадь пода: $F_{\text{п}} = 0,7854 \cdot d^2 = 0,7854 \cdot 4,103^2 = 13,22 \text{ м}^2$. Потери тепла через подину определяем по формуле (5.29): $Q_{\text{п}} = 5\,800 \cdot 13,22 \cdot 1 = 76\,676 \text{ Вт}$.

Потери тепла через стены в зоне расплава. Средняя толщина стен из магнезитового кирпича: $S_{\text{м}} = (0,92 + 0,805)/2 = 0,862 \text{ м}$. Толщина слоя магнезитовой крошки $0,04 \text{ м}$; толщина слоя асбеста $0,01 \text{ м}$; толщина железного кожуха $0,02 \text{ м}$.

Принимаем средние температуры слоев кладки: магнезитового кирпича – 1200°C ; магнезитовой крошки – 575°C ; асбеста – 250°C ; железного кожуха – 180°C . Этим температу-

рам соответствуют теплопроводности, Вт/(м·К): $\lambda_m = 2,94$; $\lambda_{м.к} = 4,56$; $\lambda_a = 0,12$, $\lambda_{ж} = 45,5$. Тогда можно определить тепловое сопротивление стен: $\Sigma S/\lambda = 0,862/2,94 + 0,04/4,56 + 0,01/0,12 + 0,02/45,5 = 0,386$.

Принимаем температуру внутренней поверхности стен в зоне расплава 1600°C . Находим удельные потери тепла $[3500 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})]$ через стены в зоне расплава по графику, приведенному на рисунке 18.1. Поверхность печи в зоне расплава определим как: $F = \pi D(h_1 + h_2) = 3,14 \cdot 6,7 \cdot (0,9 + 134) = 47,1 \text{ м}^2$.

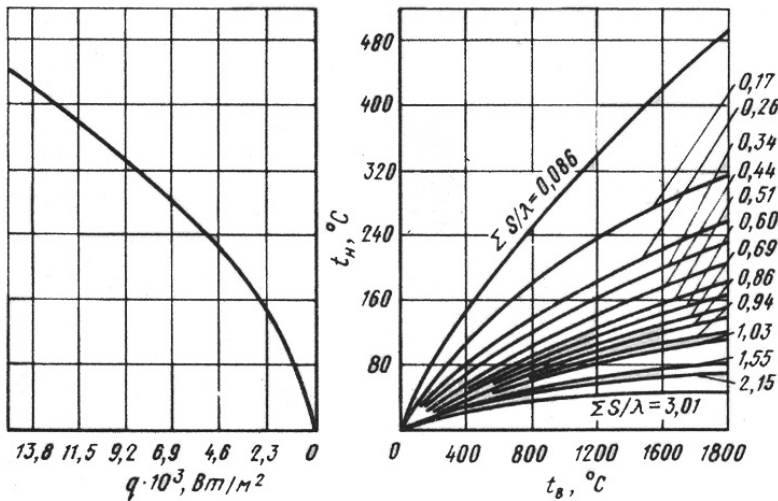


Рис. 18.1. График для определения удельных потерь тепла через стенку печи

Потери тепла через стены в зоне расплава находим по формуле (5.30): $Q_{п.р} = 3500 \cdot 47,1 \cdot 1 = 164850 \text{ Вт}$.

Потери тепла через стены в газовой зоне. Толщина слоев футеровки: $S'_m = 0,69 \text{ м}$; $S'_{м.к} = 0,04 \text{ м}$; $S'_a = 0,01 \text{ м}$; $S'_{ж} = 0,02 \text{ м}$.

Принимаем средние температуры слоев кладки: магнезитового кирпича – 550°C ; магнезитовой крошки – 250°C ; асбеста – 170°C ; железного кожуха – 140°C . Этим температурам соот-

ветствуют коэффициенты теплопроводности, Вт/(м·К):
 $\lambda'_{\text{м}} = 4,7$; $\lambda'_{\text{м.к}} = 5,5$; $\lambda'_a = 0,13$; $\lambda'_j = 45,5$.

Тогда можно определить тепловое сопротивление стен:

$$\Sigma S'/\lambda' = 0,69/4,7 + 0,04/5,5 + 0,01/0,13 + 0,02/45,5 = 0,23.$$

Принимаем температуру внутренней поверхности стен в газовой зоне 800 °С. Находим удельные потери тепла [2440 Вт/(м²·К)] через стены в газовой зоне по графику, приведенному на рис. 18.1. Поверхность печи в газовой зоне находим по формуле: $F' = ndh_3 = 3,14 \cdot 6,71 \cdot 0,86 = 18,2 \text{ м}^2$.

Потери тепла через стены в газовой зоне определяем по формуле (5.29): $Q_{\text{п.ч}} = 2100 \cdot 18,2 \cdot 1 = 38\,220 \text{ Вт}$.

Потери тепла через бетонную крышку свода. Толщина крышки $S_6 = 0,14 \text{ м}$. Принимаем среднюю температуру крышки 525 °С. Этой температуре соответствует $\lambda_6 = 1,28 \text{ Вт/(м·К)}$. Тогда тепловое сопротивление крышки $S_6/\lambda_6 = 0,14/1,28 = 0,11$.

Принимаем температуру внутренней поверхности крышки 800 °С. По графику, приведенному на рис. 18.1, находим потери тепла [5 250 Вт/(м²·К)] через крышку свода. Поверхность крышки свода определим по формуле $F^c = 0,7854 \cdot D^2 = 0,7854 \cdot 6,71^2 = 35,2 \text{ м}^2$. Потери тепла через крышку свода за 1 ч найдем по формуле (5.29): $Q_K = 5250 \cdot 35,2 \cdot 1 = 184\,800 \text{ Вт}$.

Общие потери тепла поверхностью печи: $Q_{\text{пот}} = 76676 + 164\,850 + 38\,220 + 184\,800 = 464\,546 \text{ Вт}$, или $Q_{\text{пот}} = 464\,546 \cdot 3,6 = 1\,672\,366 \text{ кДж/ч}$.

Потери тепла в трансформаторе и токоведущих устройствах определяем следующим образом.

Общий расход тепла без учета потерь в трансформаторе и токопроводах: $Q_{\text{рас}} = 4\,292\,662 + 1\,481\,502 + 785\,580 + 5\,781\,853 + 1080 + 1\,672\,366 = 14\,013\,043 \text{ кДж/ч}$. Требуется ввести тепла за счет электрической энергии: $Q_3 = 14\,013\,043 - 43\,299 = 13\,969\,744 \text{ кДж/ч}$.

Потери тепла в трансформаторе и токоведущих устройствах принимаем равными 8 % от тепла, вводимого электрической энергией: $Q_T = 13\,969\,744 \cdot 0,08 = 1\,117\,579 \text{ кДж/ч}$.

Неучтенные потери тепла оцениваем следующим образом. Общий расход тепла с учетом потерь в трансформаторе и токо-

подводах: $Q_o = 14\,015\,043 + 1\,087\,339 = 15\,102\,382$ кДж/ч. Принимаем неучтенные потери тепла равными 5 % от общего расхода тепла: $Q_n = 15\,102\,382 \cdot 0,05 = 755\,190$ кДж/ч. Полный расход тепла в электропечи: $Q_{пол} = 15\,102\,382 + 755\,190 = 15\,857\,572$ кДж/ч. Требуется ввести тепла за счет электроэнергии для покрытия всех тепловых потерь: $Q_{э,п} = 15\,857\,572 - 484\,818 = 15\,372\,754$ кДж/ч.

На основании проведенных расчётов составляем тепловой баланс руднотермической печи (табл. 18.6).

Расход электрической энергии за 1 ч: $15\,372\,754/3600 = 4270$ кВт·ч. За 1 ч выплавляется 1,84 т титанового шлака, тогда удельный расход электроэнергии (на 1 т шлака) составит $4270/1,84 = 2321$ кВт·ч, что незначительно превышает принятое значение (2200 кВт·ч).

Таблица 18.6
Суточный баланс руднотермической печи

Приход			Расход		
статья	количество		статья	количество	
	кДж/ч	%		кДж/ч	%
Тепло, вносимое электрической энергией	15 372 754	96,8	Физическое тепло шлака	4 292 662	28,19
			Физическое тепло чугуна	1 481 502	9,7
Физическое тепло шихты	53 904	0,35	Тепло отходящих газов	785 580	5,2
Физическое тепло воздуха	7 615	0,05	Тепло эндотермических реакций	5 781 853	33,603
Тепло от сгорания электродов	423 299	2,8	Потери тепла поверхностью печи	1 672 366	11,7
			Потери тепла в трансформаторе и токоподводящих устройствах	1 087 339	6,8
			Неучтенные потери	755 190	4,8
			Итого:	15 857 572	100,0
Итого:	15 857 572	100,0	Итого:	15 857 572	100,0

Технические показатели процесса и печи следующие:

– производительность печи, т/сут:

по титановому шлаку 44,2;

по концентрату 81,6;

– удельный расход электрической энергии по шлаку,
кВт·ч/т 2200;

– извлечение титана в шлак, % 94,5;

– состав титанового шлака, %:

Ti₃O₅ 85,32;

SiO₂ 3,34;

Al₂O₃ 3,43;

V₂O₅ 0,19;

MnO 1,24;

MgO 1,32;

CaO 0,38;

FeO 4,78;

– унос пыли, % (от массы твердой шихты) 0,56;

– состав отходящих газов, об. %:

CO 71,6,

H₂O 4,3;

N₂ 24,1;

– размеры печи, м:

нижний диаметр зоны расплава 4,1;

диаметр газовой зоны 4,52;

глубина зоны расплава 2,24;

высота газовой зоны 0,86;

общий диаметр 6,71;

общая высота 4,68;

– характеристика трансформаторов:

тип ЭТЦП–7500/6;

номинальная мощность, кВ·А 5 000;

первичное напряжение, В 6 000;

верхняя ступень вторичного напряжения, В... 133,5.

19. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ХЛОРИРОВАНИЯ ТИТАНОВОГО ШЛАКА

Рассчитать процесс и хлоратор для хлорирования 130 т/сут титанового шлака следующего состава, %: 80 TiO_2 ; 4,22 SiO_2 ; 5,12 Al_2O_3 ; 0,96 MnO ; 4,2 MgO ; 1,8 CaO ; 0,2 V_2O_5 ; 3,3 FeO ; 0,2 S.

Производительность хлоратора 100 т/сут TiCl_4 .

Состав материалов, поступающих в процессе хлорирования:

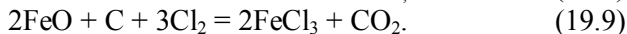
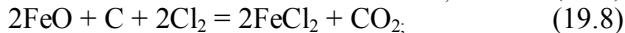
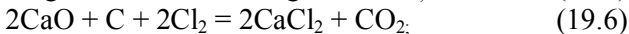
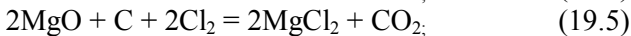
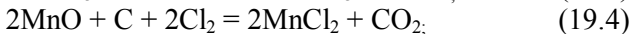
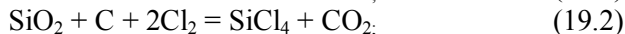
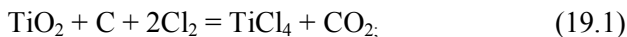
- пековый кокс, мас. %: 93,45 C; 3,52 летучие; 2,33 зола; 0,7 S; летучие в виде CH_4 ;
- анодный хлорный газ, мас. %: 85,15 Cl_2 ; 11,39 N_2 ; 3,46 O_2 ;
- анодный хлорный газ, об. %: 70 Cl_2 ; 23,7 N_2 ; 6,3 O_2 ;
- отработанный электролит, мас. %: 76 KCl ; 15,5 NaCl ; 2,7 CaCl_2 ; 5,5 MgCl_2 ; 0,02 MgO ; 0,04 Fe_2O_3 ; 0,07 Al_2O_3 ; 0,07 SiO_2 ; 0,1 прочие.

Принимаем основные положения для расчёта материального баланса хлорирования. Степень хлорирования компонентов шихты, %: 98 TiO_2 и V_2O_5 ; 95 Al_2O_3 ; 85 SiO_2 ; 99 CaO , MgO , MnO и FeO . Хлорирование FeO идёт с образованием 25 % FeCl_2 и 75 % FeCl_3 . Степень использования хлора 100 %. Хлорирование золы, кокса, составляющих отработанного электролита, летучих и серы не учитываем. Влагоу хлорного газа и исходных материалов в расчёт не принимаем. Потери кокса с парогазовой смесью 7 %, а с плавом 8 % от общего количества расходуемого пекового кокса. Считаем, что углерод (за исключением потерь) реагирует с образованием 95 % CO_2 и 5 % CO (это отвечает отношению $\text{CO} : \text{CO}_2 = 1 : 19$). Количество заливаемого отработанного электролита составляет 15 % от массы расходуемого шлака. Потери титана в виде TiO_2 равны 2,0 % от содержания и в шлаке, в том числе 0,5 % их переходит в отработанный расплав и 1,5 % в парогазовую смесь. В отработанный расплав переходят образовавшиеся хлориды и составляющие отработанного электролита, %: 97 MgCl_2 ; CaCl_2 и MnCl_2 ; 45 FeCl_2 ; 5 FeCl_3 ; 93 KCl ; 97 NaCl . В отработанный расплав полностью переходят непрореагировавшие FeO , Al_2O_3 и SiO_2 шлака, Fe_2O_3 , Al_2O_3 , SiO_2 , MgO , MgCl_2 , CaCl_2 и прочие отработанного электролита и золы пекового кокса; 10 % кислорода хлорного газа переходит в паро-газовую смесь. Расчёт реакций проводим для хлорирования 1000 кг титанового шлака:

	TiO ₂	SiO ₂	Al ₂ O ₃	MnO	MgO	CaO	V ₂ O ₅	FeO	S
Количество:									
мас. %	80,0	4,22	5,12	0,96	4,2	1,8	0,2	3,3	0,2
кг на 1000 кг	800,0	42,2	51,2	9,60	42,0	18,0	2,0	33,0	2,0
Степень хлорирования, %	98,0	85,0	85,0	99,0	99,0	99,0	99,0	—	—
Результат реакции:									
хлорируется, кг	784,0	35,9	48,6	9,5	41,6	17,8	1,96	32,7	—
непрохлорировано, кг	16,0	6,3	2,6	0,1	0,4	0,2	0,04	0,3	2,0

Всего в результате реакции хлорируется 972,06 кг составляющих. Остаётся непрохлорированным 27,94 кг. Степень хлорирования шлака 97,206 %.

В процессе хлорирования протекают следующие основные реакции:



Определяем расход кокса, анодного хлорного газа, отработанного электролита и количество продуктов хлорирования.

По реакции (19.1):

TiO ₂	C	4Cl	TiCl ₄	CO ₂
79,9	12	142	189,9	44
784	a	б	в	г

Отсюда a = 118 кг C; б = 1393 кг Cl₂; в = 1863 кг TiCl₄; г = 432 кг CO₂.

Аналогично определяем количества расходуемых и образующихся соединений для последующих реакций.

По реакции (19.2): 7,2 кг C; 84,8 кг Cl₂; 101,6 кг SiCl₄; 26,3 кг CO₂.

По реакции (19.3): 8,6 кг C; 101,5 кг Cl₂; 127,1 кг AlCl₃; 31,6 кг CO₂.

По реакции (19.4): 0,8 кг С; 9,5 кг Cl₂; 16,9 кг MnCl₂; 2,9 кг CO₂.

По реакции (19.5): 6,2 кг С; 73,3 кг Cl₂; 98,4 кг MgCl₂; 22,7 кг CO₂.

По реакции (19.6): 1,9 кг С; 22,6 кг Cl₂; 35,3 кг CaCl₂; 7 кг CO₂.

По реакции (19.7): 0,2 кг С; 2,3 кг Cl₂; 3,7 кг VOCl₃; 0,76 кг CO₂.

По реакции (19.8): 0,7 кг С; 8,1 кг Cl₂; 14,5 кг FeCl₂; 2,5 кг CO₂.

По реакции (19.9): 2 кг С; 36,3 кг Cl₂; 55,3 кг FeCl₃; 7,5 кг CO₂.

Результаты расчёта реакций хлорирования (19.1)–(19.9) приведены в табл. 19.1.

При отношении в газовой фазе CO₂ : CO = 95 : 5 часть CO₂ будет восстанавливаться до СО по реакции



Для определения количества восстанавливающегося CO₂, расходуемого углерода и образующегося СО используем соотношения:

CO ₂	С	2СО
44	12	56
у	z	х

Здесь х – количество образующегося СО, кг; у – количество CO₂, восстанавливающегося до СО, кг; z – количество С, расходуемого на восстановление, кг.

Составляем систему уравнений: $\frac{533,26 - y}{x} = \frac{95}{5}$; $x = \frac{56}{44y}$.

Решая уравнения, находим: x = 26,7 кг СО; y = 21,2 кг СО. Количество углерода, необходимого для восстановления CO₂: z = (21,2 · 12)/44 = 5,8 кг С. Количество CO₂, остающееся невосстановленным: 533,26 – 21,2 = 512,06 кг. Общее количество углерода, необходимого для хлорирования: 145,6 + 5,8 = 151,4 кг.

Таблица 19.1

Расчёт реакций хлорирования

Реакция	Расходуется, кг			Образуется, кг	
	оксида	C	Cl ₂	хлорида	CO ₂
TiO ₂ + C + 2Cl ₂	784,0	118,0	1393,0	1863,0	432,0
SiO ₂ + C + 2Cl ₂	35,9	7,2	84,8	101,6	26,3
2Al ₂ O ₃ + 3C + 6Cl ₂	48,6	8,6	101,5	127,1	31,6
2MnO + C + 2Cl ₂	9,5	0,8	9,5	16,9	2,9
2MgO + C + 2Cl ₂	41,6	6,2	73,3	98,4	22,7
2CaO + C + 2Cl ₂	17,8	1,9	22,6	35,3	7,0
2V ₂ O ₅ + 3C + 6Cl ₂	1,96	0,2	2,3	3,7	0,76
2FeO + C + 2Cl ₂	8,2	0,7	8,1	14,5	2,05
2FeO + C + 3Cl ₂	24,5	2,0	36,3	55,3	7,5
ИТОГО:	972,06	145,6	1731,4	2315,8	533,26

При сгорании серы, содержащейся в шлаке, расходуется и образуется по реакции (19.11) 2 кг O₂ и 4 кг SO₂:



С хлорным газом вводится $(1731,4 \cdot 3,46)/85,15 = 70,3$ кг O₂ и $(1731,4 \cdot 11,39)/85,15 = 231,6$ кг N₂. Количество хлорного газа для хлорирования 1000 кг шлака: $1731,4 + 231,6 + 70,3 = 2033,3$ кг.

Количество кислорода хлорного газа, переходящего в парогазовую смесь: $70,3 \cdot 0,1 = 7,03$ кг. Тогда количество кислорода хлорного газа, которое будет взаимодействовать с дополнительно вводимым пековым коксом:

$$70,3 - 7,03 = 63,27.$$

Расход отработанного электролита оцениваем следующим образом.

На 1000 кг шлака расходуется 150 кг электролита, содержащего, кг:

$$150 \cdot 0,76 = 113,92 \text{ KCl}; 150 \cdot 0,155 = 23,3 \text{ NaCl}; 150 \cdot 0,027 = 4,06 \text{ CaCl}_2;$$

$$150 \cdot 0,055 = 8,27 \text{ MgCl}_2; 150 \cdot 0,0002 = 0,03 \text{ MgO};$$

$$150 \cdot 0,0004 = 0,06 \text{ Fe}_2\text{O}_3; 150 \cdot 0,0007 = 0,105 \text{ Al}_2\text{O}_3;$$

$$150 \cdot 0,0007 = 0,105 \text{ SiO}_2; 150 \cdot 0,001 = 0,15 \text{ прочие.}$$

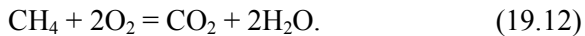
Расход пекового кокса определяем следующим образом. Для реакции хлорирования требуется пекового кокса $145,6/0,9345 = 156,0$ кг, содержащего, кг: $156 \cdot 0,0352 = 5,49$ летучие; $157 \cdot 0,007 = 1,09$ сера; $156 \cdot 0,0233 = 3,63$ зола.

Сера кокса будет окисляться кислородом хлорного газа. При этом расходуется и образуется O_2 и SO_2 :

S	O_2	SO_2
32	32	64
1,09	a	б

Отсюда $a = 1,09$ кг O_2 ; $б = 2,18$ кг SO_2 .

Летучие кокса (CH_4) будут окисляться кислородом хлорного газа с образованием продуктов окисления по реакции



Тогда получим

CH_4	O_2	CO_2	H_2O
16	64	44	36
5,09	a	б	в

Отсюда: $a = 20,4$ кг O_2 ; $б = 14$ кг CO_2 ; $в = 11,49$ кг H_2O .

Остаётся кислорода хлорного газа, который будет взаимодействовать с добавляемым пековым коксом: $63,27 - (1,09 + 20,4 + 2) = 39,78$ кг. Определяем необходимое количество пекового кокса для связывания этого кислорода.

При сгорании 100 кг кокса с его горючими составляющими взаимодействует кислород, и образуются продукты реакции.

По реакции (19.11): 0,7 кг O_2 ; 1,4 кг SO_2 .

По реакции (19.12): 14,08 кг O_2 ; 9,7 кг CO_2 ; 7,9 кг H_2O .

Углерод взаимодействует с кислородом по реакции



При этом расходуется и образуется 249,7 кг O_2 ; 343,15 кг CO_2 .

Всего расходуется кислорода на взаимодействие с горючими составляющими: $0,7 + 14,08 + 249,7 = 264,48$ кг.

Следовательно, для связывания остаточного количества кислорода хлорного газа потребуется горючей массы пекового кокса: $\frac{39,78 \cdot 100}{264,48} = 15$ кг. С учётом золы кокса потребуется пе-

кового кокса на сжигание избыточного кислорода хлорного газа:

$$\frac{15 \cdot 100}{97,67} = 15,4 \text{ кг.}$$

Всего расход пекового кокса составит

$$156 + 15,4 = 171,4 \text{ кг.}$$

Потери кокса с парогазовой смесью и с отвальным расплавом составляют 15 % от общего расхода. Следовательно, с учётом потерь расход пекового кокса: $\frac{171,4 \cdot 100}{85} = 201,6$ кг. При

этом в парогазовую смесь перейдёт пекового кокса: $201,6 \cdot 0,07 = 14,1$ кг.

В отработанный расплав переходит кокса: $201,6 \cdot 0,08 = 16,1$ кг.

Состав пекового кокса, расходуемого на сжигание избыточного кислорода хлорного газа, следующий, кг:

$$15,4 \cdot 0,9345 = 14,39 \text{ углерод;}$$

$$15,4 \cdot 0,0352 = 0,54 \text{ летучие;}$$

$$15,4 \cdot 0,007 = 0,1 \text{ сера;}$$

$$15,4 \cdot 0,0233 = 0,36 \text{ зола.}$$

Количество продуктов взаимодействия, при котором углерод реагирует с кислородом рассчитывается по реакции:



При этом расходуется и образуется 38,37 кг O_2 ; 52,76 кг CO_2 ; летучие взаимодействуют по реакции (19.11). При этом расходуется и образуется 2,16 кг O_2 ; 1,48 кг CO_2 ; 1,22 кг H_2O ; сера взаимодействует с кислородом по реакции (17.11). При этом расходуется и образуется 0,1 кг O_2 , 0,2 кг O_2 .

По реакциям хлорирования и при взаимодействии с кислородом хлорного газа из пекового кокса образуется продуктов, кг:

$$512,06 + 14,0 + 52,76 + 1,48 = 580,3 \text{ CO}_2;$$

$$2,18 + 0,2 = 2,38 \text{ SO}_2;$$

$$11,49 + 1,22 = 12,71 \text{ H}_2\text{O}; 26,7 \text{ CO.}$$

От сгорания пекового кокса образуется золы: $3,63 + 0,36 = 3,99$ кг. С учётом количества SO_2 , образующегося при сгорании серы шлака, общее количество пекового кокса будет: $2,38 + 4,0 = 6,38$ кг.

Количество и состав отработанного расплава определяем следующим образом. Из шлака и продуктов его хлорирования переходят в отработанный расплав, кг: $800,0 \cdot 0,005 = 4,0 \text{ TiO}_2$; $98,4 \cdot 0,97 = 95,4 \text{ MgCl}_2$; $35,3 \cdot 0,97 = 34,2 \text{ CaCl}_2$; $16,9 \cdot 0,97 = 16,4 \text{ MnCl}_2$; $14,5 \cdot 0,45 = 6,5 \text{ FeCl}_2$; $55,4 \cdot 0,05 = 2,8 \text{ FeCl}_3$; $0,3 \text{ FeO}$; $2,6 \text{ Al}_2\text{O}_3$; $6,3 \text{ SiO}_2$; $0,1 \text{ MnO}$; $0,4 \text{ MgO}$; $0,2 \text{ CaO}$; $0,04 \text{ V}_2\text{O}_5$.

Из отработанного электролита переходят в отработанный расплав, кг: $113,92 \cdot 0,93 = 106,0 \text{ KCl}$; $23,3 \cdot 0,97 \text{ NaCl}$; $0,06 \text{ Fe}_2\text{O}_3$; $0,105 \text{ Al}_2\text{O}_3$; $0,105 \text{ SiO}_2$; $0,03 \text{ MgO}$; $8,27 \text{ MgCl}_2$; $4,06 \text{ CaCl}_2$; $0,15$ прочие.

От сгорания пекового кокса в отработанный расплав переходят $3,99$ кг золы и $16,1$ кг непрореагировавшего кокса. Всего отработанного расплава $330,37$ кг.

Суммарное количество соединений в отработанном расплаве составит, кг:

$$\begin{aligned} 95,4 + 8,27 &= 103,67 \text{ MgCl}_2; \\ 34,2 + 4,06 &= 38,26 \text{ CaCl}_2; \\ 0,4 + 0,03 &= 0,43 \text{ MgO}; \\ 2,6 + 0,105 &= 2,705 \text{ Al}_2\text{O}_3; \\ 6,3 + 0,105 &= 6,405 \text{ SiO}_2. \end{aligned}$$

Вода, образовавшаяся при восстановлении летучих пекового кокса ($12,71$ кг), гидролизует четырёххлористый титан по реакции



Тогда

TiCl_4	H_2O	TiOCl_2	HCl
189,9	18	134,9	73
a	12,71	b	в

Отсюда: $a = 134,1$ кг TiCl_4 ; $b = 95,2$ кг TiOCl_2 ; $в = 51,55$ кг HCl .

Количество и состав паро-газовой смеси находим следующим образом.

Полностью в парогазовую смесь переходят образовавшиеся хлориды и оксихлориды, кг: 101,6 SiCl_4 ; 127,1 AlCl_3 ; 3,7 VOCl_3 ; 95,2 TiOCl_2 .

Часть хлоридов переходит в отработанный расплав, кг:

16,9 – 16,4 = 0,5 MnCl_2 ; 14,5 – 6,5 = 8,0 FeCl_2 ;
55,3 – 2,8 = 52,5 FeCl_3 .

Количество хлоридов, образующихся в результате реакций, и хлоридов отработанного электролита (за исключением части, переходящей в отработанный расплав) составит, кг:

98,4 + 8,27 – 103,67 = 3,0 MgCl_2 ; 35,3 + 4,06 – 38,26 = 1,1 CaCl_2 .

Количество хлоридов отработанного электролита за вычетом части, переходящей в отработанный расплав, будет, кг:

113,92 – 106,0 = 7,92 KCl ; 23,3 – 22,6 = 0,7 NaCl .

Количество хлоридов титана за вычетом гидролизующейся части:

1863 – 134,1 = 1728,9 кг TiCl_4 .

Количество теряемого двуоксида титана: $800 \cdot 0,015 = 12$ кг. Количество азота, поступающего с хлорным газом, 231,6 кг. Количество хлористого водорода, образующегося при гидролизе, 51,55 кг. Количество теряемого пекового кокса за вычетом переходящего в плав 14,1 кг. Количество двуоксида и оксида углерода, образующихся по реакциям хлорирования и сжигания пекового кокса кислородом хлорного газа: 580,3 кг CO_2 и 26,7 кг CO . Количество сернистого газа, образующегося при сгорании серы, шлака и пекового кокса, реагирующих с кислородом хлорного газа, 6,38 кг SO_2 .

Количество кислорода, составляющее 10 % от содержащегося хлорном газе, 7,03 кг.

Всего образуется паро-газовой смеси 3059,94 кг.

По результатам расчётов составляем материальный баланс хлорирования (табл. 19.2). Невязка баланса составляет 0,16 %.

Таблица 19.2

Материальный баланс хлорирования

Поступило			Поступило		
наименование	количество		наименование	количество	
	кг	%		кг	%
Шлак, в т.ч.	1000,0	100,0	Паро-газовая смесь, в т.ч.	3059,94	100,0
TiO ₂	800,0	80,0	TiO ₂	12,0	0,4
SiO ₂	42,2	4,22	TiCl ₄	1728,9	56,5
Al ₂ O ₃	51,2	5,12	SiCl ₄	101,6	3,3
MnO	9,6	0,96	AlCl ₃	127,1	4,1
MgO	42,0	4,2	MnCl ₂	0,5	0,02
CaO	18,0	1,8	MgCl ₂	3,0	0,1
V ₂ O ₅	2,0	0,2	TiOCl ₂	95,2	3,2
FeO	33,0	3,3	CaCl ₂	1,1	0,04
S	2,0	0,2	KCl	7,92	0,26
Хлорный газ	2033,3	100,0	NaCl	0,7	0,02
В том числе:			FeCl ₂	8,0	0,26
Cl ₂	1731,4	85,15	FeCl ₃	52,5	1,7
O ₂	70,3	3,46	VOCl ₃	3,7	0,12
N ₂	231,6	11,39	SO ₂	6,38	0,2
Пековый кокс	201,6	100,0	HCl	51,55	1,7
В том числе:			Кокс	14,1	0,46
C	188,39	93,45	N ₂	231,6	7,56
S	1,41	0,7	O ₂	7,03	0,23
Летучие	7,1	3,52	CO ₂	580,3	18,96
Зола	4,7	2,33	CO	26,7	0,87
Отработ. электролит, в т.ч.	150,0	100,0	Отработ. расплав, в т.ч.	330,37	100,0
KCl	113,92	76,0	TiO ₂	4,0	1,2
NaCl	23,3	15,5	KCl	106,0	32,15
CaCl ₂	4,06	20,7	NaCl	22,6	6,83
MgCl ₂	8,27	5,5	MgCl ₂	103,67	31,35
MgO	0,03	0,02	CaCl ₂	38,26	11,57
Fe ₂ O ₃	0,06	0,04	FeO	0,3	0,09
Al ₂ O ₃	0,105	0,07	FeCl ₂	6,5	1,96
SiO ₂	0,105	0,07	FeCl ₃	2,8	0,85
Прочие	0,15	0,1	Al ₂ O ₃	2,705	0,82
Невязка	5,41	—	MnCl ₂	16,4	4,96
			SiO ₂	6,405	1,94
			MgO	0,43	0,12

Продолжение табл. 19.2

Поступило			Поступило		
наименование	количество		наименование	количество	
	кг	%		кг	%
			Fe ₂ O ₃	0,06	0,02
			Кокс	16,1	4,9
			Зола	3,99	1,2
			Прочие	0,15	0,04
ИТОГО:	3390,31	—	ИТОГО:	3390,31	—

20. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ОБЖИГА МОЛИБДЕНОВОГО КОНЦЕНТРАТА

Рассчитать процесс обжига 2500 т/год молибденового концентрата. Химический состав материалов, поступающих на обжиг, следующий, %: концентрат: 48,3 Mo; 0,9 Cu; 0,03 As; 0,03 P; 8,5 SiO₂; 0,88 CaO; 33,4 S; 1,58 Fe; 0,1 W; 0,02 Re; 2,8 H₂O; 3,45 прочие; бентонит: 46,0 SiO₂; 0,5 CaO; 37,5 Al₂O₃; 0,3 MgO; 15,5 H₂O; 0,2 прочие.

По данным минералогических исследований, в исходном концентрате находятся: молибден в MoS₂ и CaMoO₄; медь в CuFeS₂; железо в FeS₂ и CuFeS₂; мышьяк в As₂S₃; рений в ReS₂; вольфрам в CaWO₄; фосфор в Ca₃(PO₄)₂; оксид кальция, не связанная в CaMoO₄ и Ca₃(PO₄)₂, находится в виде CaCO₃; сера, не связанная в CuFeS₂, FeS₂ и ReS₂, находится в виде MoS₂.

Минералогический состав концентрата следующий, %: 78,973 MoS₂ (47,4 Mo, 31,573 S); 1,875 CaMoO₄ (0,9 Mo, 0,525 CaO и 0,45 O); 2,59 CuFeS₂, (0,9 Cu, 0,79 Fe и 0,9 S); 1,69 FeS₂ (0,79 Fe, 0,9 S); 0,05 As₂S₃ (0,03 As, 0,02 S); 0,027 ReS₂ (0,02 Re, 0,007 S); 0,156 CaWO₄ (0,1 W, 0,03 CaO и 0,026 O); 0,15 Ca₃(PO₄)₂ (0,03 P, 0,08 CaO и 0,04 O); 0,437 CaCO₃ (0,245 CaO, 0,192 CO₂); 8,5 SiO₂; 2,8 H₂O; 2,752 прочие. Итого по элементам: 48,3 Mo; 0,9 Cu; 1,58 Fe; 0,03 As; 0,03 P; 0,1 W; 0,02 Re; 33,4 S; 8,5 SiO₂; 0,88 CaO; 0,192 CO₂; 2,8 H₂O; 2,752 прочие. Всего: 100,00.

20.1. Расчёт состава шихты грануляции (без учёта оборотной пыли)

По данным практики, для приготовления гранул необходимо добавить к концентрату 9 % (по массе) бентонита и 19 % (по массе) воды. В этом случае без учёта оборотной пыли шихта будет содержать 100 кг (78,2 %) концентрата, 9 кг (7,0 %) бентонита, 19 кг (14,8 %) воды. Всего 128 кг (100,0 %).

С бентонитом в шихту поступит

$$9 \cdot 0,375 = 3,38 \text{ кг Al}_2\text{O}_3; 9 \cdot 0,46 = 4,14 \text{ кг SiO}_2; 9 \cdot 0,155 = 1,39 \text{ кг H}_2\text{O};$$

$9 \cdot 0,005 = 0,04$ кг CaO; $9 \cdot 0,003 \approx 0,03$ кг MgO; $9 \cdot 0,002 \approx 0,02$ кг прочие.

Всего: 9,0 кг

Рациональный состав шихты грануляции (гранул) без учёта оборотной пыли следующий, кг: 78,973 MoS₂ (47,4 Mo, 31,573 S); 1,875 CaMoO₄ (0,9 Mo, 0,525 CaO и 0,45 O); 2,59 CuFeS₂, (0,9 Cu, 0,79 Fe и 0,9 S); 1,69 FeS₂ (0,79 Fe, 0,9 S); 0,05 As₂S₃ (0,03 As, 0,02 S); 0,027 ReS₂ (0,02 Re, 0,007 S); 0,156 CaWO₄ (0,1 W, 0,03 CaO и 0,026 O); 0,15 Ca₃(PO₄)₂ (0,03 P, 0,08 CaO и 0,04 O); 0,437 CaCO₃ (0,245 CaO, 0,192 CO₂); 12,64 SiO₂; 23,18 H₂O; 3,38 Al₂O₃; 0,04 CaO; 0,03 MgO; 2,772 прочие. Итого по элементам: 48,3 Mo; 0,9 Cu; 1,58 Fe; 0,03 As; 0,03 P; 0,1 W; 0,02 Re; 33,4 S; 12,65 SiO₂; 0,92 CaO; 23,19 H₂O; 0,516 O; 3,38 Al₂O₃; 0,03 MgO; 0,192 CO₂; 2,772 прочие. Всего: 128,0 кг.

20.2. Расчёт рационального состава огарка и оборотной (циклонной) пыли

Для упрощения расчёта принимаем, что состав пыли рукавных фильтров, идущей вместе с огарком на выщелачивание, такой же, как и у огарка. Состав циклонной пыли, возвращаемой на грануляцию, отличается от состава огарка только по содержанию серы. Распределение всех компонентов шихты, поступающей на обжиг, за исключением серы, между огарком (включающим пыль рукавных фильтров) и циклонной пылью принимаем 4 : 1, т.е. 80 % идёт в огарок с пылью рукавных фильтров и 20 % в циклонную пыль. Содержание сульфидной серы в огарке принимаем равным 0,6 % в циклонной пыли 6 %.

По данным предприятий, мышьяк при обжиге полностью переходит в газ в виде As₂O₃; рений на 96 % в виде Re₂O₇ переходит в пыль рукавных фильтров, а на 4 % в виде ReO₂ остаётся в огарке; 10 % Cu образует CuMoO₄, 30 % Cu образует CuSO₄; остальная медь связана в CuO; 10 % Fe при обжиге образует Fe₂(SO₄)₃, 8 % Fe образует FeMoO₄, остальное железо связано в Fe₂O₃; 10 % CaO (не считая связанного с фосфором, вольфрамом и молибдатом) образует CaMoO₄, остальной оксид кальция связан в CaSO₄; вся сульфидная сера в огарке связана с молибде-

ном; MgO , SiO_2 , CaWO_4 , $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$, CaMoO_4 , Al_2O_3 переходят в огарок и пыль без изменения.

Определяем состав огарка и пыли алгебраическим методом. Введём следующие обозначения: x – количество огарка, тогда $0,006x$ – сульфидная сера в огарке; y – количество пыли, тогда $0,06y$ – количество сульфидной серы в пыли.

Определяем количество MoS_2 в огарке:

MoS_2	2S	Mo
160	64	96
a	$0,006x$	b

Тогда $\text{MoS}_2 = 0,015x$ кг (здесь $0,009x$ кг Mo и $0,006x$ кг S).

Количество MoS_2 в пыли:

MoS_2	2S	Mo
160	64	96
a	$0,06y$	b

Отсюда $\text{MoS}_2 = 0,15y$ кг (здесь $0,09y$ кг Mo и $0,06y$ кг S).

Количество меди в огарке $0,9 \cdot 0,8 = 0,72$ кг, в пыли $0,9 - 0,72 = 0,18$ кг.

С учётом распределения меди по соединениям в продуктах обжига определяем их количества в огарке и пыли.

В огарке: $0,54$ кг CuSO_4 ($0,22$ кг Cu , $0,22$ кг O и $0,1$ кг S); $0,25$ кг CuMoO_4 ($0,07$ кг Cu , $0,07$ кг O и $0,11$ кг Mo); $0,54$ кг CuO ($0,11$ кг O).

В пыли: $0,13$ кг CuSO_4 ($0,05$ кг Cu , $0,05$ кг O и $0,03$ кг S); $0,063$ кг CuMoO_4 ($0,018$ кг Cu , $0,018$ кг O и $0,027$ кг Mo); $0,14$ кг CuO ($0,028$ кг O).

Количество железа в огарке $1,58 \cdot 0,8 = 1,26$ кг, в пыли $1,58 - 1,26 = 0,32$ кг.

С учётом распределения железа по соединениям в продуктах обжига, определяем их количества в огарке и пыли.

В огарке: $0,45$ кг $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ ($0,126$ кг Fe , $0,108$ кг S и $0,216$ кг O); $0,39$ кг FeMoO_4 ($0,1$ кг Fe , $0,174$ кг Mo и $0,116$ кг O); $1,48$ кг Fe_2O_3 ($0,446$ кг O).

В пыли: 0,114 кг $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ (0,032 кг Fe, 0,027 кг S и 0,055 кг O); 0,099 кг FeMoO_4 (0,027 кг Fe, 0,043 кг Mo и 0,029 кг O); 0,373 кг Fe_2O_3 (0,112 кг O).

В огарок и пыль будет переходить CaMoO_4 , образующийся при обжиге и находящийся в гранулах. Количество CaO, вступившего в реакцию (не считая связанного с фосфором и молибденом, т. е. CaO, образующий CaCO_3 концентрата и CaO бентонита), будет: $0,245 + 0,04 = 0,285$ кг. 10 % этого количества CaO участвует в образовании при обжиге CaMoO_4 и находящегося в гранулах переходит в огарок и 20 % в пыль.

Количество CaMoO_4 , переходящего в огарок, оцениваем следующим образом. При обжиге образуется 0,082 кг CaMoO_4 (0,023 кг Ca, 0,039 кг Mo и 0,02 кг O). Из гранул образуется 1,5 кг CaMoO_4 (0,42 кг CaO, 0,72 кг Mo и 0,36 кг O). Всего в огарке $0,082 + 1,5 = 1,582$ кг CaMoO_4 (0,443 кг CaO, 0,759 кг Mo и 0,38 кг O).

Количество CaMoO_4 , переходящего в пыль, оцениваем следующим образом. При обжиге образуется 0,0196 кг CaMoO_4 (0,0055 кг CaO, 0,0094 кг Mo и 0,0047 кг O). Из гранул образуется 0,375 кг CaMoO_4 (0,105 кг CaO, 0,18 кг Mo и 0,09 кг O). Всего в пыли 0,3946 кг CaMoO_4 (0,1105 кг CaO, 0,1894 кг Mo и 0,0947 кг O).

В огарок и пыль переходит и CaSO_4 . Находим количество CaO, связанного в CaSO_4 : $0,285 - (0,023 + 0,0055) = 0,2565$ кг.

С учётом распределения CaO между огарком и пылью определяем количество CaSO_4 : в огарке 0,4979 кг CaSO_4 (0,205 кг CaO, 0,117 кг S и 0,01759 кг O); в пыли 0,1251 кг CaSO_4 (0,0515 кг CaO, 0,0294 кг S и 0,0442 кг O).

Количество молибдена в огарке $48,3 \cdot 0,8 = 38,64$ кг. Количество молибдена, связанного в MoO_3 (за вычетом связанного в сульфид и молибдаты), $38,64 - (0,009x + 0,11 + 0,174 + 0,759) = 37,707 - 0,009x$.

Тогда количество MoO_3 в огарке:

MoO_3	Mo	3O
144	96	48
a	$37,707 - 0,009x$	b

$$\text{Отсюда } \text{MoO}_3 = \frac{144(37,707 - 0,009x)}{96} = 56,56 - 0,0135x.$$

Количество молибдена в пыли $48,3 - 38,64 = 9,66$ кг. Количество молибдена, связанного в MoO_3 :

$$9,66 - (0,09y + 0,027 + 0,043 + 0,1894) = 9,406 - 0,09y.$$

Из гранул в огарок переходит 4 % Re: $0,02 \cdot 0,04 = 0,0008$ кг; тогда количество ReO_2 в огарке будет: $0,0009$ кг ($0,0008$ кг Re, $0,0001$ кг O).

Количество рения в пыли $0,02 - 0,0008 = 0,0192$ кг. Тогда количество Re_2O_7 равно $0,025$ кг ($0,0058$ кг O и $0,0192$ кг Re).

Количество SiO_2 в огарке $12,64 \cdot 0,8 = 10,11$ кг. Количество SiO_2 в пыли $12,64 - 10,11 = 2,53$ кг.

Количество вольфрама в огарке $0,1 \cdot 0,8 = 0,08$ кг.

Тогда количество CaWO_4 :

CaWO_4	W	CaO	3O
288	184	56	48
a	0,08	б	в

Отсюда $a = 0,125$ кг CaWO_4 ($0,024$ кг CaO, $0,021$ кг O).

Количество вольфрама в пыли $0,1 - 0,08 = 0,02$ кг. Тогда количество CaWO_4 : $0,156 - 0,125 = 0,031$ кг ($0,006$ кг CaO, $0,005$ кг O и $0,02$ кг W).

Количество фосфора в огарке $0,03 \cdot 0,8 = 0,024$ кг. Тогда количество $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ равно $0,13$ кг ($0,072$ кг CaO, $0,024$ кг P и $0,034$ O).

Количество фосфора в пыли $0,03 - 0,024 = 0,006$ кг. Тогда количество $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ равно $0,02$ кг ($0,098$ кг CaO, $0,006$ кг P и $0,006$ кг O).

Количество Al_2O_3 в огарке $3,38 \cdot 0,8 = 2,704$ кг. Количество Al_2O_3 в пыли $3,38 - 2,704 = 0,676$ кг. Количество MgO в огарке $0,03 \cdot 0,8 = 0,024$ кг. Количество MgO в пыли $0,03 - 0,024 = 0,006$ кг.

Количество прочих в огарке $2,772 \cdot 0,8 = 2,2176$ кг. Количество прочих в пыли $2,772 - 2,2176 = 0,5544$ кг.

Определение количества огарка:

$x = 0,015x + 0,54 + 0,25 + 0,54 + 0,45 + 0,39 + 1,48 + 2,704 + 0,4979 + (56,56 - 0,0135x) + 0,0009 + 10,11 + 0,125 + 0,13 + 1,582 + 0,024 + 2,2176 = 77,72$ кг.

Количество MoS_2 в огарке $0,015 \cdot 77,72 = 1,166$ кг (0,6979 кг Мо, 0,4681 кг S).

Количество MoO_3 в огарке $56,56 - 0,0135x = 56,56 - 0,0135 \cdot 77,72 = 55,511$ кг (36,9215 кг Мо, 18,5895 кг O).

Проверка по разности:

$\text{MoO}_3 = 77,72 - (1,166 + 0,54 + 0,25 + 0,54 + 0,45 + 0,39 + 1,48 + 2,696 + 0,4979 + 0,0009 + 10,12 + 0,125 + 0,135 + 1,582 + 0,024 + 2,2176) = 55,5106$ кг.

Определение количества пыли:

$y = 0,15y + 0,13 + 0,063 + 0,114 + 0,099 + 0,373 + 0,3946 + 0,1251 + 0,14 + (14,1 - 0,135y) + 0,025 + 2,53 + 0,031 + 0,676 + 0,02 + 0,006 + 0,5544 = 19,6742$ кг.

Количество MoS_2 в пыли

$0,15 \cdot 19,6742 = 2,9511$ кг ($19,6742 \cdot 0,09 = 1,7707$ кг Мо и 1,1804 кг S).

Количество MoO_3 в пыли

$14,1 - 0,135y = 14,1 - 0,135 \cdot 19,6742 = 11,444$ кг (7,6117 кг Мо и 3,8323 кг O).

Проверка по разности:

$\text{MoO}_3 = 19,6742 - (2,9511 + 0,13 + 0,063 + 0,14 + 0,114 + 0,099 + 0,373 + 0,3946 + 0,1251 + 0,025 + 2,53 + 0,031 + 0,02 + 0,674 + 0,006 + 0,5544) = 11,444$ кг.

Состав шихты грануляции с учётом оборотной циклонной пыли: 100 кг (67,87 %) концентрата; 19,6742 (13,26 %) циклонной пыли; 9 кг (6 %) бентонита; 19 кг (12,87 %) воды. Всего: 147,6742 кг (100 %).

20.3. Расчёт расхода воздуха, состава образующихся газов и материальный баланс обжига

Для последующего расчёта считаем, что из составляющих гранул сгорать будет сера концентрата, за исключением серы, остающейся в огарке и циклонной пыли $33,4 - (0,7931 + 1,271) = 31,3359$ кг.

По данным предприятий, 20 % S окисляется до SO_3 , 80 % S до SO_2 .

Количество серы, окисляющейся до SO_3 , равно $31,3359 \cdot 0,2 = 6,267$ кг. Количество серы, окисляющейся до SO_2 : $31,3359 - 6,267 = 25,0689$ кг.

Для окисления серы до SO_3 необходимо 9,4 кг кислорода. Тогда образуется 15,667 кг SO_3 . Для окисления серы до SO_2 необходимо 25,0689 кг кислорода. При этом образуется 50,1378 кг SO_2 . Кислород расходуется на окисление As_2S_3 до As_2O_3 в количестве 0,0293 кг. При этом образуется 0,0402 кг As_2O_3 (0,0304 кг As и 0,0098 кг O) и 0,0391 кг SO_2 .

Расход кислорода на образование огарка и циклонной пыли за вычетом содержащегося в гранулах определится: $20,3785 + 4,28 - 0,516 = 24,1425$ кг. Всего для проведения обжига необходимо кислорода:

$$9,4 + 25,0689 + 0,0293 + 24,1425 = 58,6407 \text{ кг.}$$

Для обеспечения кипения гранул линейная скорость воздуха должна составлять ≥ 20 см/с (принимая 30 см/с), при этом коэффициент избытка воздуха, а, следовательно, и кислорода равен 5.

В этом случае в печь вводится кислорода: $58,6407 \cdot 5 = 293,2$ кг. С кислородом приходит азота воздуха в количестве $\frac{293,2 \cdot 0,77}{0,23} = 981,58$ кг. Необходимое количество воздуха для об-

жига гранул: $293,2 + 981,58 = 1274,78$ кг, или $1274,78/1,293 = 985,9 \text{ м}^3$.

Количество избыточного кислорода: $293,2 - 58,6407 = 234,5593$ кг.

Состав обжиговых газов следующий:

	SO_2	SO_3	CO_2	H_2O	As_2O_3	N	O*
кг	50,138	15,667	0,192	23,19	0,0402	981,58	234,5593
м^3	17,53	4,541	0,098	28,987	0,005	785,264	197,12
мас. %	3,8	1,2	0,015	1,78	0,003	75,232	17,97
об. %	1,7	0,44	0,009	2,8	0,005	75,9505	19,1

*Избыточный

Таким образом, общее количество газов составляет $1305,3663$ кг; $1033,545 \text{ м}^3$.

По данным практики, безвозвратные потери молибдена при обжиге 0,2 %, т. е. $48,3 \cdot 0,002 = 0,0966$ кг.

Молибден теряется в виде MoO_3 :

Mo	3O	MoO ₃
96	48	144
0,0966	a	б

Тогда $б = 0,1449$ кг MoO_3 ($a = 0,0483$ кг O). Эти потери молибдена относим за счёт пыли рукавных фильтров (огарка).

Принимая общий унос пыли при обжиге 39 % от массы концентрата и учитывая ранее принятое количество образовавшейся циклонной пыли 20 %, устанавливаем, что на долю пыли рукавных фильтров приходится 19 % от общего количества пыли. Таким образом, соотношение между циклонной и рукавной пылью составляет 1,05 : 1.

Количество пыли рукавных фильтров такого же состава, как и огарок: $19,6742/1,05 = 18,7373$ кг. Это количество пыли присоединяется к огарку.

По результатам расчётов составляем материальный баланс обжига гранул с учётом оборотной пыли (табл. 20.1).

20.4. Расчёт печи КС

По материальному балансу (табл. 20.1) расход воздуха для обеспечения заданной производительности по концентрату (2500 т/год) составляет: $\frac{2500 \cdot 1000 \cdot 1274,78}{365 \cdot 24 \cdot 100} = 3638,1$ кг/ч при плотности воздуха 1,293 кг/м³ объём воздуха равен: $\frac{3638,1}{1,293} = 2814$ м³/ч. Линейной скорости воздуха 30 см/с соответствует его расход 1080 м³/ч.

$$\text{Определяем площадь пода печи } F = \frac{2814}{1080} = 2,6 \text{ м}^2.$$

Принимаем ширину печи равной 1 м, длина печи

$$l = \frac{2,6}{1} = 2,6 \text{ м.}$$

По материальному балансу (табл. 20.1) производительность по сырым гранулам равна: $\frac{147,6742 \cdot 2500 \cdot 1000}{100 \cdot 365 \cdot 24} = 412,4 \text{ кг/ч.}$

Учитывая наличие влаги в гранулах в количестве 15,7% и принимая рабочее время печи 352 дня в году, найдём её производительность по сухим гранулам: $m = \frac{421,4 \cdot 84,3 \cdot 365}{100 \cdot 352} = 368,4 \text{ кг/ч.}$

Так как $C_{\text{MoS}} = 1,8 \%$, принимаем $C_{\text{Mo}_{\min}} = 1,5 \%$ для печи длиной 2,6 м, $a = 0,5$ $a = 0,5 \int_0^T F(\tau) d\tau = 6,45 \text{ (\%/ч).}$

Таблица 20.1

Материальный баланс обжига гранул, кг

Состав- ляющие	Приход		Всего	Расход					Всего
	гранулы с пылью	воздух		отарок	пыль рукавных фильтров	циклонная пыль	газы	потери	
Mo	57,9376	–	57,9376	29,2888	9,277	19,2752	–	0,0966	57,9376
Cu	1,08	–	1,08	0,547	0,173	0,36	–	–	1,08
Fe	1,9	–	1,9	0,958	0,302	0,64	–	–	1,9
As	0,03	–	0,03	–	–	–	0,03	–	0,03
P	0,034	–	0,034	0,02	0,006	0,008	–	–	0,034
W	0,12	–	0,12	0,061	0,019	0,04	–	–	0,12
Re	0,0392	–	0,0392	0,0006	0,0002	0,0384	–	–	0,0392
S	34,671	–	34,671	0,6031	0,19	2,542	31,3357	–	34,6708
SiO ₂	15,18	–	15,18	7,691	2,429	5,06	–	–	15,18
H ₂ O	23,19	–	23,19	–	–	–	23,19	–	23,19
CaO	1,098	–	1,098	0,564	0,178	0,356	–	–	1,098
O	4,796	293,2	297,996	15,4518	4,8784	8,36	269,0386	0,0483	297,9771
Al ₂ O ₃	4,044	–	4,044	2,049	0,647	1,348	–	–	4,044
MgO	0,036	–	0,036	0,018	0,006	0,012	–	–	0,036
CO ₂	0,192	–	0,192	–	–	–	0,192	–	0,192
Прочие	3,3264	–	3,3264	1,6856	0,532	1,1088	–	–	3,3264
N	–	981,58	981,58	–	–	–	981,58	–	981,58
ИТОГО:	147,6742	1274,78	1422,4542	58,9379	18,6376	39,3484	1305,3663	0,1449	1422,4351

Примечание: невязка баланса 0,0191 кг (0,001%).

Определяем массу материала в печи:

$$M = \frac{368,4 \cdot 0,5 \cdot 6,45}{1,8 - 1,5} = 3960,3 \text{ кг.}$$
 Находим объём зоны КС:

$$V = \frac{3960,3}{850} = 4,66 \text{ мм}^3.$$

$$\text{Высота КС равна: } h_{\text{к.с}} = \frac{4,66}{2,6} = 1,8 \text{ м.}$$

Принимаем высоту надслоевой зоны $h_{\text{н.с}} = 3 \text{ м}$, тогда внутренняя высота печи: $H_{\text{вн}} = 1,8 + 3 = 4,8 \text{ м}$.

Определим удельную производительность печи по сырым гранулам: $q = \frac{10114,67}{2,6} = 3890 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$.

Для счёта параметров воздухоудных машин используем следующие данные:

- объём газов в слое по отношению к объёму КС 0,75;
- плотность твёрдых материалов в печи, $\text{кг}/\text{м}^3$ 4000;
- сопротивление воздухораспределительной подины, Па 490;
- коэффициент запаса, учитывающий сопротивление воздухоподводящей системы 1,4.

Плотностью газа в печи из-за её малого значения пренебрегаем. Гидравлическое сопротивление КС будет равно: $\Delta p = 1,8 \cdot 4000 (1 - 0,75) \cdot 9,81 = 17\,658 \text{ Па}$.

По данным материального баланса, на 147,6742 кг гранул расходуется (с учётом избытка) 985,9 м^3 воздуха.

$$\text{Тогда удельный расход воздуха } \frac{985,9 \cdot 1000}{147,6742} = 6676 \text{ м}^3/\text{т}.$$

При производительности печи 421,4 $\text{кг}/\text{ч}$ расход воздуха составит $\frac{421,4 \cdot 6676}{1000} = 2813 \text{ м}^3/\text{ч}$.

К установке принимаем одну рабочую воздухоудку и одну резервную типа РГН–3000 производительностью 3000 $\text{м}^3/\text{ч}$ при избыточном давлении 49 кПа.

Для расчёта размеров и числа дутьевых сопел (каждое сопло имеет четыре выходных отверстия диаметром 10 мм) принимаем следующие данные:

– давление воздуха в сопле, кПа, 20;
– давление воздуха в нижней части печи КС, кПа, 10,6;
– плотность воздуха, кг/м³, 1,293;
– секундный расход воздуха на печь, м³/с,
 $\frac{2813}{3600} = 0,78$;
– площадь выходных отверстий одного сопла, м²,
0,000314.

Определяем число дутьевых сопел n :

$$w = 0,8 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot 9,81(20,0 - 10,6)}{1,293}} = 9,52 \text{ м/с};$$

$$n = \frac{1,2 \cdot 0,78}{9,52} \cdot 0,000314 = 313.$$

20.5. Тепловой баланс печи КС

Для печи КС тепловой баланс составляют для зоны КС и надслоевой зоны отдельно. Загрузка гранул в печь составляет 421,4 кг/ч. Установлено, что пыль на 50 % окисляется в зоне КС, остальная в надслоевой зоне. Если унос пыли составляет 39 %, то в зоне КС окисляется:

$$\text{– гранул } 421,4 - 421,4 \cdot 0,39 = 257,05 \text{ кг/ч};$$

$$\text{– пыли } 421,4 \cdot 0,39 \cdot 0,5 = 82,18 \text{ кг/ч}.$$

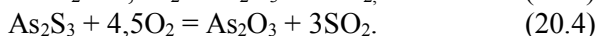
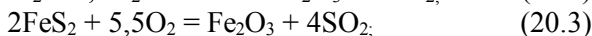
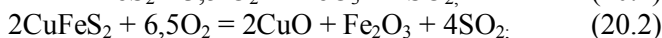
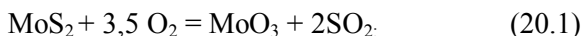
Всего окисляется в зоне КС: $257,05 + 82,18 = 339,23$ кг/ч.

В надслоевой зоне окисляется пыли 82,17 кг/ч.

Расчёт теплового баланса зоны КС ведём следующим образом.

20.5.1. Приход тепла

Определяем количество тепла экзотермических реакций. В зоне КС протекают экзотермические реакции:



Данные о тепловых эффектах реакций при температуре обжига отсутствуют.

Определим тепловой эффект реакции (20.1) при температуре обжига 570 °С (843 К). По справочным данным для соединений, участвующих в реакции, находим энтальпии их образования из простых веществ при 298 К в стандартном состоянии ΔH_{298}^0 и постоянные коэффициенты в уравнениях температурной зависимости истинной молекулярной теплоёмкости (a, b, c):

	MoS ₂	O ₂	MoO ₃	SO ₂
$-\Delta H_{298}^0$ кДж	382,42	—	754,9	297,1
a	46,892	34,62	56,9	47,7
$b \cdot 10^3$	56,522	1,0801	56,5	5,92
$c \cdot 10^{-5}$	—	-7,8586	—	—

Определим тепловой эффект реакции в стандартных условиях:

$$Q_{298}^{26} = (754,9 + 2 \cdot 297,1) - 382,42 = 966,68 \text{ кДж.}$$

$$\text{Найдём: } \alpha = \Sigma na = (56,9 + 2 \cdot 47,7) - (46,892 + 3,5 \cdot 34,62) = -15,762;$$

$$\beta = \frac{1}{2} \Sigma nb = \frac{1}{2} [(0,0565 + 2 \cdot 0,00592) - (0,056522 + 3,5 \cdot 0,00108)] = 0,00402;$$

$$\gamma = \frac{1}{3} \Sigma nc = \frac{1}{3} (-3,5 \cdot 7,8586) \cdot 10^{-5} = -9,168 \cdot 10^{-5}.$$

Подставив найденные коэффициенты определим тепловой эффект реакции при 843 К:

$$Q_{843}^{18.1} = 966680 + [-15,762 \cdot (843 - 298)] + [0,00402 \cdot (843^2 - 298^2)] + [-9,168 \cdot 10^{-5} \cdot (843^3 - 298^3)] = 899112 \text{ Дж} = 899 \text{ кДж.}$$

Тепловой эффект реакции при 843 К снизился по сравнению с тепловым эффектом при 298 К на 7 %.

Устанавливаем количество тепла, выделяемого реакцией

$$Q_{18.1}^q = \frac{899}{160} \cdot 81,9241 \cdot 0,805 \cdot 2,86 \cdot 1000 = 1056068 \text{ кДж/ч.}$$

Аналогично находим количество тепла, выделяемого в результате реакций (20.2)–(20.4).

Тепловой эффект реакции (20.2): $Q_{843}^{20.2} = 2242$ кДж. Выделяемое по реакции тепло определяем $Q_{20.2}^{\text{ч}} = (2242/2 \cdot 184) \cdot 2,56 \cdot 0,805 \cdot 2,85 \cdot 1000 = 36\,202$ кДж/ч.

Тепловой эффект реакции (20.3): $Q_{843}^{20.3} = 1805$ кДж. Выделяемое по реакции тепло находим $Q_{20.3}^{\text{ч}} = (1805/2 \cdot 120) \cdot 1,69 \cdot 0,805 \cdot 2,85 \cdot 1000 = 29\,160$ кДж/ч.

Тепловой эффект реакции (20.4): $Q_{843}^{20.4} = 1516$ кДж. Выделяемое по реакции тепло определяем $Q_{20.4}^{\text{ч}} = (1516/246 \cdot 0,05 \cdot 0,805 \cdot 2,85 \cdot 1000 = 707$ кДж/ч.

Общее количество тепла, выделяемого экзотермическими реакциями

$$Q_{\text{экз}} = 1056068 + 36202 + 29160 + 707 = 1122137 \text{ кДж/ч.}$$

Количество физического тепла гранул оцениваем следующим образом.

Принимаем теплоёмкость гранул $0,515$ кДж/(кг · К), температуру поступающих гранул 20 °С. Тогда находим количество физического тепла гранул $Q_{\text{гр}} = 421,4 \cdot 0,515 \cdot 20 = 4340$ кДж/ч.

Количество физического тепла воздуха устанавливаем следующим образом. Принимаем теплоёмкость воздуха $1,3$ кДж/(м³ · К), температуру воздуха 20 °С.

Количество физического тепла воздуха:

$$Q_{\text{возд}} = 2814 \cdot 1,3 \cdot 20 = 73164 \text{ кДж/ч.}$$

Итого приход тепла $Q_{\text{пр}} = 1122137 + 4340 + 73164 = 1\,199\,641$ кДж/ч.

20.5.2. Расход тепла

Расход тепла, уносимого огарком, определяем следующим образом. Принимаем температуру огарка 570 °С, теплоёмкость $0,745$ кДж/(кг · К). Тогда тепло, уносимое огарком, $Q_{\text{ог}} = 58,9379 \cdot 2,85 \cdot 0,745 \cdot 570 = 71\,330$ кДж/ч.

Количество тепла, уносимого пылью, находим следующим образом. Принимаем температуру пыли 570 °С, теплоёмкость $0,797$ кДж/(кг · К).

Тогда

$$Q_{\text{н}} = 147,6742 \cdot 2,86 \cdot 0,39 \cdot 0,797 \cdot 570 = 74567 \text{ кДж/ч.}$$

Количество тепла, уносимого газами, уходящими из кипящего слоя, оцениваем следующим образом. По справочным данным принимаем энтальпию основных составляющих газа при 570 °С, кДж/м³:

$$1202 \text{ SO}_2 + \text{SO}_3; \quad 241 \text{ N}_2; \quad 320 \text{ O}_2; \quad 1166 \text{ CO}_2 \text{ и } 912 \text{ H}_2\text{O}_{\text{пар.}}$$

Устанавливаем тепло, уносимое каждой составляющей газа:

$$Q_{\text{SO}_2 + \text{SO}_3} = (17,53 + 4,541) \cdot 2,86 \cdot 0,805 \cdot 1202 = 60865 \text{ кДж/ч (0,805 – степень окисления огарка и пыли в КС);}$$

$$Q_{\text{O}_3} = [197,12 + (15,4518 \cdot 0,195)] \cdot 2,86 \cdot 320 = 182521 \text{ кДж/ч}$$

(15,4518 · 0,195 – количество кислорода, непрореагировавшего в КС);

$$Q_{\text{N}_2} = 785,264 \cdot 2,86 \cdot 241 = 539445 \text{ кДж/ч;}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 0,098 \cdot 2,86 \cdot 0,805 \cdot 1166 = 262 \text{ кДж/ч;}$$

$$Q_{\text{H}_2 \text{ O пар}} = 28,987 \cdot 2,86 \cdot 912 = 75343 \text{ кДж/ч.}$$

Всего уносится тепла с газами:

$$Q_{\text{г}} = 60865 + 182521 + 539445 + 262 + 75343 = 858436 \text{ кДж/ч.}$$

Для определения потерь тепла через стенки печи в КС (стенка имеет два слоя – жаропрочный бетон и асбест) принимаем следующие данные для расчёта:

- температура, °С: газа в печи 570; на границе бетона и асбеста 150; наружной поверхности печи 80; окружающего воздуха 20;
- толщина слоя, м: жаропрочного бетона 0,5; асбеста 0,02.

Для определения коэффициента теплопроводности по формуле (5.24) принимаем, по справочным данным, для жаропрочного бетона $a = 0,63$ и $b = 0,000525$; для асбеста $a = 0,19$ и $b = 0,00017$. Коэффициент теплоотдачи конвекцией от газов к стенке печи 105 Вт/(м² · К).

Средняя температура стенок для жаропрочного бетона равна, °С:

$$t_{\text{ср}} = \frac{570 + 150}{2} = 360, \text{ для асбеста } t'_{\text{ср}} = \frac{570 + 80}{2} = 115.$$

Коэффициенты теплопроводности бетона и асбеста составят:

$$\lambda_1 = 0,63 + 0,000525 \cdot 360 = 0,819 \text{ Вт/(м · К);}$$

$$\lambda_2 = 0,19 + 0,00017 \cdot 115 = 0,021 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}.$$

Коэффициент теплоотдачи от наружной стенки к воздуху определим как $a_2 = 2,56 \sqrt{80 - 20} = 7,2 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$

Коэффициент теплопередачи

$$k = \frac{1}{\frac{1}{105} + \frac{0,5}{0,819} + \frac{0,02}{0,21} + \frac{1}{7,2}} = 1,17 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Периметр печи в зоне КС: $\Pi = 2,6 \cdot 2 + 1 \cdot 2 = 7,2 \text{ м}$; поверхность печи в зоне КС: $S = 7,2 \cdot 1,8 = 12,96 \text{ м}^2.$

Потери тепла через стенки составят:

$$Q_{\text{пот}} = 1,17 \cdot 12,96 (570 - 20) = 8\,340 \text{ Вт, или } Q_{\text{пот}} = 8\,340 \cdot 3,6 = 30\,024 \text{ кДж/ч}.$$

Всего расход тепла в КС:

$$Q_{\text{расх}} = 71\,330 + 74\,567 + 858\,436 + 30\,024 = 1\,034\,357 \text{ кДж/ч}.$$

$$\text{Избыток тепла в зоне КС: } Q_{\text{изб}} = 1\,199\,641 - 1\,034\,357 = 165\,284 \text{ кДж/ч}.$$

Расчёт надслоевой зоны ведём следующим образом.

20.5.3. Приход тепла

Оценим количество тепла экзотермических реакций. В надслоевой зоне протекают реакции (20.1)–(20.4), в результате которых выделяется тепло.

$$\text{По реакции (20.1): } Q_{20.1}^q = \frac{1064}{160} \cdot 81,9241 \cdot 0,195 \cdot 2,86 \cdot 1000 = 302\,770 \text{ кДж/ч (0,195 – доля пыли, окисляющейся в надслоевой зоне)}.$$

$$\text{По реакции (20.2): } Q_{20.2}^q = \frac{2242}{2 \cdot 184} \cdot 2,59 \cdot 0,195 \cdot 2,86 \cdot 1000 = 8\,769 \text{ кДж/ч}.$$

$$\text{По реакции (20.3): } Q_{20.3}^q = \frac{1805}{2 \cdot 120} \cdot 1,69 \cdot 0,195 \cdot 2,86 \cdot 1000 = 7\,064 \text{ кДж/ч}.$$

$$\text{По реакции (20.4): } Q_{20.4}^q = \frac{1516}{246} \cdot 0,05 \cdot 0,195 \cdot 2,86 \cdot 1000 = 171 \text{ кДж/ч}.$$

Всего по экзотермическим реакциям:

$$Q'_{\text{расх}} = 302\,770 + 8\,769 + 7\,064 + 171 = 318\,774 \text{ кДж/ч.}$$

Количество тепла, вносимого пылью, поступающей из зоны кипящего слоя, $Q_{\text{п}} = 74\,567 \text{ кДж/ч.}$

Количество тепла, вносимого газами из кипящего слоя,

$$Q_{\text{г}} = 1\,052\,264 \text{ кДж/ч.}$$

Итого приход тепла:

$$Q'_{\text{пр}} = 318\,774 + 74\,567 + 1\,052\,264 = 1\,445\,605 \text{ кДж/ч.}$$

20.5.4. Расход тепла

Количество тепла, уносимого газами, определяем следующим образом.

Принимаем температуру отходящих газов 400°C . По справочным данным принимаем энтальпию основных составляющих газа при 400°C , кДж/м^3 : $810 \text{ SO}_2 + \text{SO}_3$; 230 N_2 ; 250 O_2 ; 777 CO_2 и $623 \text{ H}_2\text{O}_{\text{пар}}$.

Устанавливаем тепло, уносимое каждой составляющей газа:

$$Q_{\text{SO}_2 + \text{SO}_3} = (17,53 + 4,541) \cdot 2,86 \cdot 810 = 50\,951 \text{ кДж/ч;}$$

$$Q_{\text{O}_2} = 293,2 \cdot 2,86 \cdot 250 = 208\,905 \text{ кДж/ч;}$$

$$Q_{\text{N}_2} = 785,264 \cdot 2,86 \cdot 230 = 514\,740 \text{ кДж/ч;}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 0,098 \cdot 2,86 \cdot 777 = 217 \text{ кДж/ч;}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}_{\text{пар}}} = 28,987 \cdot 2,86 \cdot 623 = 51\,468 \text{ кДж/ч.}$$

Всего количество тепла, уносимого газами:

$$Q'_{\text{г}} = 50\,951 + 208\,905 + 514\,740 + 217 + 51\,468 = 826\,281 \text{ кДж/ч.}$$

Количество тепла, уносимого пылью, находим следующим образом. Принимаем температуру пыли 400°C , теплоемкость $0,797 \text{ кДж/кг}\cdot\text{K}$. Тогда $Q'_{\text{п}} = 147,6742 \cdot 2,85 \cdot 0,39 \cdot 0,797 \cdot 400 = 52\,328 \text{ кДж/ч.}$

Для оценки потерь тепла через стенки печи в надслоевой зоне принимаем следующие данные для расчёта: толщина слоя, м: жаропрочного бетона $0,35$; асбеста $0,02$; температура газа в надслоевой зоне 400°C ; высота надслоевой зоны 3 м .

Значения a_1 , a_2 , λ_1 , λ_2 те же, что и для зоны кипящего слоя.

Периметр печи в надслоевой зоне $\Pi' = 2,9 \cdot 2 + 1,3 \cdot 2 = 8,4$ м.
Поверхность печи в надслоевой зоне $S' = 8,4 \cdot 3 = 25,2$ м².

Потери тепла через стенки в надслоевой зоне

$$k' = \frac{1}{\frac{1}{105} + \frac{0,35}{0,825} + \frac{0,02}{0,23} + \frac{1}{7,2}} = 1,5 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Тогда $Q'_{\text{пот}} = 1,5 \cdot 25,2 (400 - 20) = 14364$ Вт, или
 $Q'_{\text{пот}} = 14\,364 \cdot 3,6 = 51\,710$ кДж/ч.

Потери тепла через свод печи устанавливаем следующим образом. Рассматриваем свод как полуцилиндр, расположенный

вдоль печи. Поверхность свода, м²: $S_c = \frac{\pi b l}{2} + 2 \cdot 1,571 \left(\frac{b}{2}\right)^2$, где

$b = 1,3$ – ширина печи в надслоевой зоне, м; $l = 2,9$ – длина печи в надслоевой зоне, м.

$$\text{Тогда } S_c = S_c = \frac{3,14 \cdot 1,3 \cdot 2,9}{2} + 2 \cdot 1,571 \left(\frac{1,3}{2}\right)^2 = 7,96 \text{ м}^2.$$

Принимаем коэффициент теплопередачи, рассчитанный для надслоевой зоны, $k' = 1,3$ Вт/(м² · К). Тогда потери тепла через свод найдём из выражения: $Q_{\text{св}} = 1,5 \cdot 7,96 (400 - 20) = 4537$ Вт, или
 $Q_{\text{св}} = 3339 \cdot 3,6 = 16\,333$ кДж/ч.

Общий расход тепла в надслоевой зоне:

$$Q'_{\text{расх}} = 82\,681 + 52\,328 + 51\,710 + 16\,333 = 946\,652 \text{ кДж/ч.}$$

Избыток тепла в надслоевой зоне:

$$Q'_{\text{изб}} = 1\,445\,605 - 946\,652 = 4\,98\,953 \text{ кДж/ч.}$$

По данным расчёта составляем тепловой баланс печи (табл. 20.2).

Таблица 20.2

Тепловой баланс печи КС

Приход			Расход		
статья	количество		статья	количество	
	кДж/ч	%		кДж/ч	%
Зона КС					
Тепло экзотермических реакций	1122137	94,5	Тепло, уносимое огарком	71330	5,1
Физическое тепло гранул	4340	0,3	Тепло, уносимое пылью	74567	5,3
Физическое тепло воздуха	73164	5,2	Тепло, теряемое через стенки	30024	2,2
			Тепло, уносимое газами	858436	75,6
			Избыток тепла в зоне	165284	11,8
ИТОГО:	1199641	100,0	ИТОГО:	1199641	100,0
Надслесовая зона					
Тепло экзотермических реакций	318774	24,3	Тепло, уносимое отходящими газами	826281	57,2
Тепло, вносимое газами из КС	1052266	70,7	Тепло, уносимое отходящей пылью	52328	3,6
Тепло, вносимое пылью из КС	74567	5,0	Потери тепла через стенку	51710	3,1
			Потери тепла через свод	16333	0,8
			Избыток тепла в зоне	498953	35,3
ИТОГО:	1445605	100,0	ИТОГО:	1445605	100,0

21. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА И ИОНООБМЕННОЙ КОЛОННЫ ДЛЯ ИЗВЛЕЧЕНИЯ МОЛИБДЕНА ИЗ РАСТВОРА

21.1. Характеристика технологического процесса

Ионообменные процессы основаны на способности некоторых твердых веществ, называемых ионитами, при их контакте с растворами поглощать ионы в обмен на ионы того же знака, входящие в состав ионита. Эти процессы применяют для селективного извлечения металла из бедного раствора и концентрирования в нем извлекаемого металла, а также для разделения близких по свойствам элементов. Ионообменную технологию применяют для извлечения молибдена из кислых или щелочных растворов с концентрацией 0,5–5 г/л Мо (молибден в них присутствует в виде различных ионов). При $\text{pH} > 6,5$ существуют молибдат-ионы MoO_4^{2-} ; при $\text{pH} = 6,5 \div 2,5$ – полимерные анионы $\text{Mo}_7\text{O}_{24}^{6-}$, $\text{Mo}_6\text{O}_{20}^{4-}$, $\text{Mo}_8\text{O}_{26}^{4-}$; при $\text{pH} < 2,5$ – комплексные катионы MoO_2^{2+} , $\text{Mo}_2\text{O}_5^{2+}$.

Для сорбции молибдена из промышленных растворов эффективно использовать только анионообменные смолы. Чаще всего применяют аниониты АН–1, ЭДЭ–10П. На показатели ионообменного извлечения молибдена оказывают влияние pH и концентрация исходного раствора, а также скорость его пропускания через колонну. Максимальная емкость анионита (до 0,3 г/л) достигается при $\text{pH} = 4 \div 2$, при этом извлечение молибдена составляет 90–99 %. Десорбцию (элюацию) проводят растворами щелочей или аммиака. Сорбция может осуществляться в неподвижном (колонны) или во взвешенном (колонны и пачуки) слое ионита, а также из пульпы. Для извлечения молибдена из маточных растворов чаще применяют колонны с неподвижным слоем анионита.

Ионообменные колонны изготавливают из нержавеющей стали. Размеры колонн изменяются в широких пределах: диаметр от 0,5 до 3 м, высота от 3 до 10 м. Подача растворов может осуществляться сверху или снизу.

Расчет процесса сорбции включает определение материального баланса сорбции, количества колонн и их размеров.

Площадь поперечного сечения колонны, m^2 , определяют как

$$F = 2,5 P/w_d, \quad (21.1)$$

где P – производительность ионообменной установки, $m^3/ч$;

w_d – действительная скорость протекания раствора, учитывающая пористость слоя сорбента, $m/ч$ (принимая 10–15 $m/ч$).

Высота рабочего слоя сорбента, m :

$$H_0 = 2,6 \sqrt[4]{d}, \quad (21.2)$$

где d – диаметр колонны, m .

Общую высоту колонны, m , определяем по формуле, использующей уравнение Шилова

$$H = \tau + KN_0/K, \quad (21.3)$$

где τ – время защитного действия слоя сорбента, $ч$ (принимая равным одной (6 $ч$) или двум (12 $ч$) сменам);

K – коэффициент защитного действия слоя сорбента, $с/см$.

Коэффициент защитного действия определяем как

$$K = \Gamma/w_d c_{исх}, \quad (21.4)$$

где Γ – емкость единицы объема набухшего ионита, $г/см^3$;

w_d – действительная скорость раствора, $см/с$;

$c_{исх}$ – исходная концентрация сорбируемого металла в растворе, $г/см^3$.

Необходимое количество ионообменных колонн найдем из выражения

$$N = H/H_0. \quad (21.5)$$

Для расчета процесса сорбции молибдена из растворов после хлорно-содового выщелачивания молибденсодержащих продуктов (5,51 $г/л$ Mo), $pH = 3$, примем, что для сорбции используется анионит АН–1 в SO_4^{2-} -форме. Производительность установки 500 m^3 раствора за 1 сут. Рабочая емкость смолы 0,3154 $кг/кг$ (31,54 %).

Расчет ведем на суточное количество исходного раствора, плотность которого 1,1 $кг/м^3$. Количество исходного раствора:

$500\,000 \times 1,1 = 550\,000$ кг. Количество молибдена в исходном растворе: $500\,000 \times 5,51 = 2\,755\,000$ г = 2755 кг.

Принимаем извлечение молибдена в анионит 99 %; тогда количество извлекаемого молибдена составит $2755 \times 0,99 = 2727$ кг. Поскольку рабочая емкость смолы АН-1 0,3154 кг/кг, потребуется анионита для сорбции

$$2727 : 0,3154 = 8646 \text{ кг.}$$

В растворе после сорбции остается молибдена: $2755 - 2727 = 28$ кг. Количество анионита с сорбированным молибденом: $8\,646 + 2727 = 11\,373$ кг. Остается раствора после ионного обмена: $550\,000 - 2727 = 547\,273$ кг.

На основе проведенных расчетов составляем материальный баланс сорбции (табл. 21.1).

Таблица 21.1

Материальный баланс сорбции

Поступило			Получено		
наименование	количество, кг		наименование	количество, кг	
	всего	в т.ч. Мо		всего	в т.ч. Мо
Исходный раствор	550 000	2755	Смола АН-1 после сорбции	11373	2727
Смола АН-1	8 646	—	Раствор после сорбции	547 273	28
Итого	558 646	2755	Итого	558 646	2755

Принимаем плотность раствора после сорбции $1,1 \text{ кг/м}^3$; тогда содержание молибдена в растворе после сорбции составит:

$$28 : (547\,273 \times 1,1) = 0,0000465 \text{ кг/л} = 46,5 \text{ мг/л.}$$

21.2. Расчет размеров и количества ионообменных колонн

К установке принимаем колонны с неподвижным слоем анионита. Определяем площадь поперечного сечения колонны из выражения (21.1), принимая действительную скорость протекания раствора 15 м/ч. Производительность ионообменной уста-

новки $500 \text{ м}^3/\text{сут}$, или $20,8 \text{ м}^3/\text{ч}$. Тогда $F = 2,5 \times 20,8 : 15 = 3,47 \text{ м}^2$. Диаметр ионообменной колонны: $d = \sqrt{4 \cdot 3,47 / 3,14} = 2,1 \text{ м}$.

Необходимую высоту рабочего слоя сорбента определяем по формуле (21.2): $H_0 = 2,6 \sqrt[4]{2,1} = 3,12 \text{ м}$.

Защитное действие слоя сорбента оцениваем следующим образом. Принимая удельный объем набухшего анионита АН–1 $2,2 \text{ мг/л}$ при его рабочей емкости $0,3154 \text{ г/г}$, находим емкость, отнесенную к единице объема набухшего анионита: $0,3154 : 2,2 = 0,14 \text{ г/см}^3$. Действительная скорость раствора 15 м/ч , или $0,417 \text{ см/с}$. Концентрация исходного раствора $5,51 \text{ г/л}$, или $0,0055 \text{ г/см}^3$. Из соотношения (21.4) находим $K = 0,14 : (0,417 \times 0,0055) = 61 \text{ с/см}$.

Принимаем время защитного действия слоя сорбента равным двум рабочим сменам (12 ч или 43 200 с).

По формуле (21.3) находим общую высоту колонны: $H = (43\,200 + 61 \times 312) / 61 = 1020 \text{ см} = 10,2 \text{ м}$. Из выражения (21.5) определяем количество ионообменных колонн: $N = 10,2 : 3,12 = 3,27$. К установке принимаем четыре колонны.

Технические показатели процесса и ионообменной колонны следующие:

– содержание молибдена:	
в исходном растворе, г/л	5,57
в растворе после сорбции, мг/л	56,0
– производительность установки по раствору, $\text{м}^3/\text{сут}$	500
– извлечение молибдена, %	99
– рабочая емкость анионита АН–1, г/кг	315,4
– скорость протекания раствора, м/ч	15,0
– диаметр колонны, м	2,1
– высота рабочего слоя колонны, м	3,12
– общая высота колонны, м	10,2
– число колонн	4

22. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ЭКСТРАКЦИИ МОЛИБДЕНА ИЗ РАСТВОРА

Для извлечения молибдена из бедных маточных растворов с одновременным отделением его от сопутствующих элементов применяют экстракцию.

Расчёт процесса экстракции и экстрактора сводится к определению материального баланса экстракции, теоретического и практического числа ступеней экстракции, количества и размеров экстракторов.

Расчёт теоретического числа ступеней может быть произведён аналитическим, графическим и комбинированным методами. Аналитический метод применим, когда изотерма экстракции прямолинейна (при постоянном коэффициенте распределения). Графический метод используется при криволинейной изотерме (при непостоянном коэффициенте распределения). Комбинированный метод включает графический расчёт на криволинейной части изотермы и аналитический на прямолинейной части, примыкающей к оси координат.

22.1. Аналитический расчёт

Теоретическое число ступеней экстракции n определяем по уравнению Kremsera

$$\varphi = \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon^{n+1} - 1}, \quad (22.1)$$

где φ – доля металла от поступающего на экстракцию количества вещества, остающаяся в рафинате после n теоретических ступеней экстракции;

ε – коэффициент извлечения.

Функциональная величина φ выражается формулой

$$\varphi = \frac{C_{\text{раф}}}{C_{\text{исх}}}, \quad (22.2)$$

здесь $C_{\text{раф}}$ и $C_{\text{исх}}$ – концентрации металла в рафинате и в исходном растворе, г/л.

Коэффициент извлечения

$$\varepsilon = \frac{DV_o}{V_B}, \quad (22.3)$$

где D – коэффициент распределения;

V_o и V_B – объёмы органической и водной фаз, л.

22.2. Графический расчёт

Теоретическая степень экстракции – это часть аппарата, аппарат или группа аппаратов, в которых успевает установиться равновесие между контактирующими фазами.

Число ступеней может быть определено по изотерме экстракции и рабочей линии. Изотерма экстракции $y = f(x)$ устанавливается экспериментально. Рабочую линию строят, исходя из заданной остаточной концентрации извлекаемого металла (x_k) и соотношения потоков водной и ограниченной фаз. Для построения рабочей линии используем уравнение

$$\frac{\Delta y}{\Delta x} = K = \frac{V_{исх}}{V_3}, \quad (22.4)$$

где Δy и Δx – приращения равновесной концентрации металла в экстракте и в рафинате, г/л, моль/л, или массовые доли;

K – угловой коэффициент;

$V_{исх}$ и V_3 – объёмы исходного водного раствора и экстрагента, л.

Практическое число ступеней находим по формуле

$$n = \frac{n}{\eta}, \quad (22.5)$$

где η – к.п.д. экстрактора (принимается 0,75–0,95).

22.3. Расчёт материального баланса экстракции

Рассчитать процесс экстракции для извлечения молибдена из азотно-серноокислого раствора, поступающего на операцию со

скоростью 200 м³/сут. Экстракция проводится ди-2-этилгексилфосфорной кислотой. Исходный раствор содержит 5 г/л Мо, рафинат должен содержать ≤ 25 мг/л Мо, что соответствует извлечению при экстракции 99,5 %.

Расчёт ведём на суточную производительность установки. Принимаем плотность исходного раствора 1,05 г/см³. Количество раствора, поступающего на экстракцию, $200\,000 \cdot 1,05 = 210\,000$ кг.

В нём содержится $200\,000 \cdot 0,005 = 1000$ кг Мо. По данным практики, принимаем отношение потоков органической и водной фаз $V_o : V_v = 1 : 1$; следовательно, объём экстрагента, расходуемого за 1 сут, 200 000 л.

Считаем, что экстракция осуществляется 8 %-ным раствором ди-2-этилгексилфосфорной кислоты в керосине.

Принимая плотность ди-2-этилгексилфосфорной кислоты 0,99 г/см³, керосина 0,8 г/см³, определим плотность используемого экстрагента:

$$0,08 \cdot 0,99 + 0,92 \cdot 0,8 = 0,815 \text{ г/см}^3.$$

Количество расходуемого экстрагента: $200\,000 \cdot 0,815 = 163\,000$ кг.

Масса образующегося рафината составляет разность между массой исходного раствора и массой MoO_2^{2+} , переходящего в органическую фазу по реакциям экстракции:



При содержании в исходном растворе 1000 кг молибдена и извлечении 99,5 % в экстракт переходит MoO_2^{2+} :

$$\frac{1000 \cdot 0,995 \cdot 120}{96} = 1326,7 \text{ кг. Масса рафината } 210000 - 1326,7 =$$

$$= 208673,3 \text{ кг. Принимаем плотность рафината } 1,01 \text{ г/см}^3. \text{ Объём получающегося рафината: } \frac{208673,3}{1,01} = 206607,2 \text{ л. В рафинате остаётся молибдена: } 1000 - (1000 \cdot 0,995) = 5 \text{ кг. Концентрация молибдена в рафинате: } \frac{5000}{206607,2} = 0,024 \text{ г/л} = 24 \text{ мг/л. Масса образующегося экстракта:}$$

$$163\,000 + 1326,7 = 164\,326,7 \text{ кг.}$$

Составляем таблицу материального баланса экстракции (табл. 22.1).

Таблица 22.1
Материальный баланс экстракции за 1 сут

Приход			Расход		
наименование	количество, кг		наименование	количество, кг	
	всего	в т.ч. Мо		всего	в т.ч. Мо
Исходный раствор	210 000	1000	Экстракт	164 326,7	995
8 %-ная ди-2- этилгексилфос- форная кислота	163 000	—	Рафинат	208 673,3	5
ИТОГО:	373 000	1000	ИТОГО:	373 000	1000

22.4. Расчёт теоретических и практических ступеней экстракции

Принимаем, что извлечение молибдена из раствора осуществляется по противоточной схеме. Для расчёта используем комбинированный метод.

По верхней части изотермы (рис. 22.1) определяем количество теоретических ступеней графическим методом, по нижней – аналитическим.

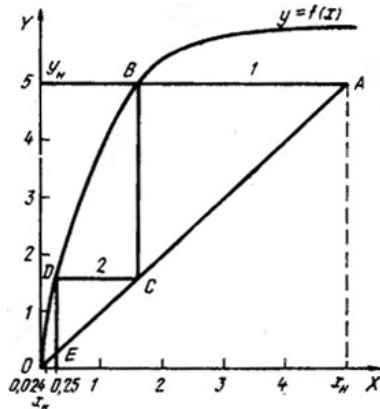


Рис. 22.1. Расчёт теоретического числа ступеней экстракции молибдена

По уравнению (22.4) находим точку y_n ($5 \cdot 1 = 5$). Проводя горизонталь от точки y_n и восстанавливая перпендикуляр из точки x_n , на пересечении находим точку А. Строим рабочую линию, соединяя точки x_k и А. Между равновесной кривой и рабочей линией вписываем ломаную линию ABCDE, которая указывает на необходимость двух ступеней экстракции для достижения остаточной концентрации молибдена в растворе 0,25 г/л.

На основе экстремальных данных построена изотерма $y = f(x)$ экстракции молибдена из азотно-серноокислого раствора для концентрации ди-2-этилгексилфосфорной кислоты в керосине 8 %, концентрации азотной кислоты 63 % и отношения $O : B = 1 : 1$ (О и В – органическая и водная фазы соответственно).

Дальнейший расчёт ведём аналитически. Определяем долю неэкстрагированного молибдена при экстракции молибдена из раствора, содержащего 0,25 г/л, с получением рафината, содержащего 0,024 г/л, по уравнению (22.2): $\varphi = \frac{0,024}{0,25} = 0,096$.

По экспериментальным данным, коэффициент распределения молибдена на начальных участках изотермы $D = 4$. По уравнению (22.3) находим коэффициент экстракции $\varepsilon = 4 \cdot 1 = 4$.

Из уравнения Кремсера (22.1) определяем теоретическое

$$\text{число ступеней экстракции: } n = \frac{\lg \frac{4-1}{0,096}}{\lg 4 - 1} = 2,76.$$

Теоретическое общее число ступеней экстракции, определённое графическим и аналитическим методами, будет $n = 2 + 2,76 = 4,76$.

Для определения практического числа ступеней экстракции принимаем к.п.д. экстрактора 0,9, тогда по формуле (22.5) практическое число ступеней составит: $n_{\text{пр}} = \frac{4,76}{0,9} = 5,3$.

Принимаем шесть практических ступеней экстракции.

22.5. Расчёт количества экстракторов

К установке принимаем шестиступенчатый экстрактор типа смеситель – отстойник размерами $3000 \times 2500 \times 900$ мм. Объём экстрактора: $3 \cdot 2,5 \cdot 0,9 = 6,75 \text{ м}^3$. Отношение объёмов камеры смешения и отстаивания $1 : 4$. Объём одной ступени экстрактора: $6,75/6 = 1,125 \text{ м}^3$. Объём камеры смешения одной ступени экстрактора: $1,125/5 = 0,225 \text{ м}^3$. Объём камеры отстаивания одной ступени экстрактора: $1,125 - 0,225 = 0,9 \text{ м}^3$.

Принимаем коэффициент заполнения экстрактора $0,8$. Тогда рабочий объём камер одной ступени экстрактора: смешивания $0,225 \cdot 0,8 = 0,18 \text{ м}^3$; отстаивания $0,9 \cdot 0,8 = 0,72 \text{ м}^3$.

Количество исходного раствора, поступающего на экстракцию (по заданию), и экстрагента $200\,000$ л/сут, или $138,9$ л/мин.

Суммарное количество водной и органической фаз:

$$V_{\Sigma} = 138,9 + 138,9 = 277,8 \text{ л/мин.}$$

По экспериментальным данным, продолжительность смешивания до установления равновесия составляет 3 минуты.

В экстракторах непрерывного действия средняя продолжительность пребывания фаз в смесительной камере принимается в $1,5$ раза большей, чем необходимо для установления равновесия: $\tau_{\text{см}} = \tau \cdot 1,5 = 3 \cdot 1,5 = 4,5$ мин. Необходимый объём смесительных камер экстрактора:

$$V_{\text{см}} = V_{\Sigma} \cdot \tau_{\text{см}} = 277,8 \cdot 4,5 = 1250,1 \text{ л.}$$

Необходимое число параллельно работающих экстракторов с рабочим объёмом смесительной камеры $0,18 \text{ м}^3$ (180 л): $N = 1250,1/180 = 6,945$. Принимаем к установке семь экстракторов.

По экспериментальным данным, минимально необходимая продолжительность отстаивания фаз 10 мин. Продолжительность отстаивания при установке семи экстракторов: $\tau_{\text{от}} = \frac{720 \cdot 7}{277,8} = 18,14$ мин. Эта

величина выше минимально необходимой.

Технические показатели процесса и экстрактора следующие:

– отношение потоков органической и водной фаз	1:1
– извлечение молибдена в экстракт, %	99,5
– содержание молибдена в рафинате, мг/л	24
– практические ступени экстракции	6
– размеры смесителя – отстойника, мм	$3000 \times 2500 \times 900$
– число экстракторов	7

23. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА И АВТОКЛАВА ДЛЯ РАЗЛОЖЕНИЯ ШЕЕЛИТОВОГО КОНЦЕНТРАТА В СОДОВОМ РАСТВОРЕ

При автоклавно-содовом выщелачивании вольфрамовых концентратов достигается достаточно полное переведение вольфрама в раствор. Эта операция осуществляется в вертикальных или горизонтальных автоклавах. Процесс, как правило, проходит в одну стадию. На некоторых предприятиях с целью снижения расхода соды применяют двустадийное выщелачивание.

Оптимальные условия для выщелачивания шеелитовых концентратов, содержащих 45–55 % WO_3 : содовый эквивалент 2,5–3; Т : Ж составляет от 1,0 : 3,5 до 1,0 : 4,0; температура 225 °С; время выщелачивания 4 ч; извлечение вольфрама в раствор 96–99 %. Наиболее распространены в практике автоклавно-содового выщелачивания вольфрамовых концентратов вертикальные автоклавы емкостью 5 м³, имеющие высоту 6,7 м и внутренний диаметр 1 м.

Расчет процесса выщелачивания и автоклава предусматривает: определение расхода соды, количества и состава вольфрамсодержащего раствора и кека; механический расчет автоклава; определение количества автоклавов для обеспечения заданной производительности; проверку принятого расхода пара составлением теплового баланса автоклава.

23.1. Механические расчеты автоклава

Расчетную толщину, м, цилиндрической стенки (обечайки), подверженной внутреннему давлению, находим из выражения

$$S = \frac{D_v P}{2\sigma_d \varphi - P} + C, \quad (23.1)$$

$$\sigma_d = \frac{\sigma_s}{n_s} \eta, \quad (23.2)$$

где D_v – внутренний диаметр автоклава, м;

P – внутреннее давление, Па;

σ_d – допускаемое напряжение для материала автоклава, Па;

φ – коэффициент прочности цилиндрической стенки (сварных швов) в продольном направлении;

C – прибавка на коррозию, м;

σ_B – временное сопротивление разрыву материала автоклава, Па;

n_B – запас прочности;

η – поправочный коэффициент.

При $\frac{\sigma_d}{P} \varphi \geq 50$ величиной P в знаменателе выражения (23.1)

пренебрегаем.

Расчетная толщина, м, стенки днища (рис. 23.1), подверженного внутреннему давлению выражается формулой

$$S' = \frac{D_B P}{3,8 \sigma_d K \varphi_{ш} - P} \frac{D_B}{2h_B} + C, \quad (23.3)$$

где h_B – высота выпуклой части днища, м;

K – безразмерный коэффициент;

$\varphi_{ш}$ – коэффициент прочности радиального сварного шва.

При $\frac{\sigma_d}{P} K \varphi_{ш} \geq 30$ величиной P в знаменателе выражения

(23.3) пренебрегаем. Расчетная толщина, м, крышки люка (рис. 23.2) в месте уплотнения устанавливается по формулам:

$$h = 0,875 \sqrt{\frac{P_{ш}(D_{ш} - D_{п})z}{D_{п} \sigma_{из} z'}}; \quad (23.4)$$

$$P_6 = P_c + P_n; \quad (23.5)$$

$$P_c = 0,96 K_1 D_{п}^2 P; \quad (23.6)$$

$$P_n = 3 D_{п} b q; \quad (23.7)$$

$$z' = \frac{1,2 P_{ш}}{K_2 F_{ш} \sigma_m \eta}; \quad (23.8)$$

$$D_{п} = D_B + b; \quad (23.9)$$

$$D_{ш} = D_{п} + 2,2 d_B + 0,01; \quad (23.10)$$

$$D_{п} = D_B + 2S; \quad (23.11)$$

$$d_{ш} = 0,25 \left(\sqrt{12 \frac{P_{ш}}{\sigma_T \eta} + D_{п}^2} - D_{п} \right), \quad (23.12)$$

где $P_{ш}$ – расчетное растягивающее усилие в шпильках, Н;
 z и z' – расчетное и принятое числа шпилек;
 D_n и $D_{ш}$ – диаметры осей прокладки и расположения шпилек, м;
 $\sigma_{из}$ – допускаемое напряжение при изгибе, Па;
 P_c и P_n – расчетные силы давления среды и осевого сжатия прокладки, Па;
 K_1 – коэффициент, зависящий от типа крышки и диаметра прокладки;
 P – внутреннее давление в автоклаве, Па;
 q – удельная нагрузка на площадь прокладки, Па/м²;
 K_2 – коэффициент, зависящий от диаметра шпильки;
 F_m – площадь поперечного сечения выбранной шпильки по внутреннему диаметру резьбы, м²;
 σ_T – предел текучести материала шпильки, Па;
 η – поправочный коэффициент;
 D_v и D_n – внутренний и наружный диаметры люка, м;
 b – ширина прокладки, м;
 S – толщина стенки люка, м.

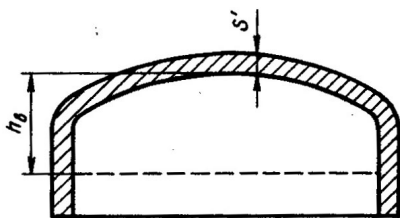


Рис. 23.1. Днище автоклава

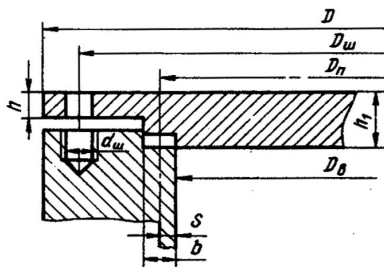


Рис. 23.2. Люк автоклава с крышкой

Зная диаметр шпильки $d_{ш}$, по справочникам находим площадь ее поперечного сечения $F_{ш}$.

Расчетную толщину крышки люка в средней части определяем из соотношений:

$$h_1 = D_{\pi} \sqrt{\frac{K_{\pi}}{\sigma_{из} \varphi_1}} + C, \quad (23.13)$$

$$K = 0,3 + \frac{0,7 P_{ш} (D_{ш} - D_{\pi})^2}{P_c D_{\pi} z'}, \quad (23.14)$$

где φ_1 – коэффициент ослабления крышки отверстиями;

C – прибавка на коррозию, м;

K – коэффициент, зависящий от конструкции крышки.

Для определения необходимого количества автоклавов используем формулу

$$n = \frac{V}{V_{np} \eta_v Z}, \quad (23.15)$$

где V – объем пульпы, поступающей на выщелачивание, м³/сут;

V_{np} – объем принимаемого к установке автоклава, м³;

η_v – коэффициент заполнения автоклава;

Z – количество циклов выщелачивания, осуществляемых в одном автоклаве за 1 сут.

Количество циклов выщелачивания определяем по формуле

$$Z = \frac{24}{\sum \tau_i}, \quad (23.16)$$

где $\sum \tau_i$ – продолжительность цикла (суммарная продолжительность операций, входящих в цикл), ч.

Расход острого пара, кг, находим из выражения

$$m = \frac{Q_{\pi}}{I_2 - I_1}, \quad (23.17)$$

где Q_{π} – количество тепла, необходимое для нагрева пульпы и компенсации потерь тепла через стенку автоклава, кДж;

I_1 и I_2 – энтальпии уходящего из автоклава и поступающего в автоклав пара, кДж.

23.2. Минералогический состав концентрата

Рассчитать процесс выщелачивания и автоклав для разложения 20 т/сут шеелитового концентрата в содовом растворе. Состав концентрата, %: 56,0 WO_3 ; 0,1 Мо; 26,0 CaO ; 3,5 SiO_2 ; 0,1 Cu ; 0,1 P ; 0,1 As ; 0,1 Sn ; 0,76 Fe ; 0,8 S ; 9,6 п.п.п.; 2,0 H_2O ; 0,84 прочие. По данным минералогических исследований, в исходном концентрате триоксид вольфрама находится в шеелите CaWO_4 , молибден в повеллите CaMoO_4 , медь в халькопирите CuFeS_2 , фосфор в апатите $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$, мышьяк в скородите FeAsO_4 , олово в касситерите SnO_2 , железо, не связанное в халькопирите и скородите, находится в пирите FeS_2 , окись кальция, не связанная в шеелите, повеллите и апатите, находится в кальците CaCO_3 . Расчет минералогического состава ведем на 100 кг концентрата.

Количество CaWO_4 , кг:

WO_3	CaO	CaWO_4
232	56	288
56,0	a	b

Отсюда: $a = 13,5$ кг CaO ; $b = 69,5$ кг CaWO_4 .

Аналогично находим, что количество CaMoO_4 равно 0,21 кг (0,06 кг CaO , 0,05 кг O); $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ – 0,5 кг (0,27 кг CaO , 0,13 кг O); FeAsO_4 – 0,26 кг (0,07 кг Fe , 0,09 кг O); CuFeS_2 – 0,29 кг (0,09 кг Fe , 0,1 кг S); SnO_2 – 0,13 кг (0,03 кг O).

Количество FeS_2 определяем следующим образом. Количество железа, не связанного в халькопирите и скородите, составит: $0,76 - (0,07 + 0,09) = 0,6$ кг Fe . Тогда количество FeS_2 равно 1,3 кг (0,7 кг S).

Оценим количество CaCO_3 . Количество CaO , не связанной в шеелите, повеллите и апатите, будет: $26 - (13,5 + 0,06 + 0,27) = 12,17$ кг. Тогда количество CaCO_3 равно 21,77 кг (9,6 кг CO_2).

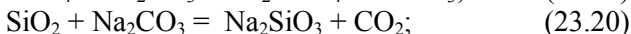
Количество кислорода в концентрате составит $0,05 + 0,13 + 0,09 + 0,03 = 0,3$ кг.

Минералогический состав шеелитового концентрата следующий, %: 69,5 CaWO_4 (56,0 WO_3 , 13,5 CaO); 0,21 CaMoO_4

(0,1 Mo, 0,06 CaO и 0,05 O); 0,5 $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ (0,27 CaO, 0,1 P и 0,13 O); 0,26 FeAsO_4 (0,1 As, 0,07 Fe и 0,09 O); 0,29 CuFeS_2 (0,1 Cu, 0,09 Fe и 0,1 S); 0,13 SnO_2 (0,1 Sn, 0,03 O); 1,3 FeS_2 (0,6 Fe, 0,7 S); 21,77 CaCO_3 (12,17 CaO, 9,6 CO_2); 3,5 SiO_2 ; 2,0 H_2O ; 0,54 прочие.

23.3. Расчет материального баланса выщелачивания

При автоклавно-содовом выщелачивании шеелитового концентрата протекают реакции:



Соединения SnO_2 , CuFeS_2 , FeS_2 , CaCO_3 и прочие с содовым раствором не реагируют и полностью переходят в кек. По данным практики принимаем следующие степени разложения соединений содовым раствором: 99 % для CaWO_4 ; 100 % для CaMoO_4 ; 65 % для SiO_2 ; 78 % для $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$; 100 % для FeAsO_4 .

По реакции (23.18). Количество CaWO_4 , не разлагающегося и переходящего в осадок, равно $69,5 \cdot 0,01 = 0,7$ кг (0,56 кг WO_3 , 0,14 кг CaO). Количество CaWO_4 , разлагающегося содой, $69,5 \cdot 0,99 = 68,8$ кг (55,44 кг WO_3 , 13,36 кг CaO).

Тогда

CaWO_4	Na_2CO_3	Na_2WO_4	CaCO_3
288	106	194	100
68,8	a	b	в

Отсюда $a = 25,4$ кг Na_2CO_3 (14,9 кг Na_2O , 10,5 кг CO_2); $b = 70,34$ кг Na_2WO_4 (14,9 кг Na_2O , 55,44 кг WO_3); $в = 23,86$ кг CaCO_3 (13,36 кг CaO, 10,5 кг CO_2).

Аналогичными расчетами определяем количества расходуемых и образующихся соединений для последующих реакций.

По реакции (23.19). Количество CaMoO_4 , разлагающегося содой, 0,21 кг (0,1 кг Mo, 0,06 кг CaO и 0,05 кг O_2).

Тогда

CaMoO_4	Na_2CO_3	Na_2MoO_4	CaCO_3
200	106	206	100
0,21	а	б	в

Отсюда а = 0,111 кг Na_2CO_3 (0,066 кг Na_2O , 0,045 кг CO_2);
 б = 0,216 кг Na_2MoO_4 (0,1 кг Мо, 0,066 кг Na_2O и 0,05 кг О);
 в = 0,105 кг CaCO_3 (0,06 кг СаО, 0,045 кг CO_2).

По реакции (23.20). Количество SiO_2 , не разлагающегося и переходящего в осадок, $3,5 \cdot 0,35 = 1,22$ кг. Количество SiO_2 , разлагающегося содой, $3,5 \cdot 0,65 = 2,28$ кг.

Тогда

SiO_2	Na_2CO_3	Na_2SiO_3	CO_2
60	106	122	44
2,28	а	б	в

Отсюда а = 4,04 кг Na_2CO_3 (2,36 кг Na_2O , 1,68 кг CO_2);
 б = 4,64 кг Na_2SiO_3 (2,36 кг Na_2O , 2,28 кг SiO_2); в = 1,68 кг CO_2 .

По реакции (23.21). Количество $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$, не разлагающегося и переходящего в осадок, $0,5 \cdot 0,22 = 0,11$ кг (0,06 кг СаО, 0,022 кг Р и 0,028 кг О). Количество $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$, разлагающегося содой, $0,5 \cdot 0,78 = 0,39$ кг (0,21 кг СаО, 0,078 кг Р и 0,102 кг О).

Тогда

$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	$3\text{Na}_2\text{CO}_3$	$2\text{H}_2\text{O}$	$2\text{Na}_2\text{HPO}_4$	3CaCO_3	2NaOH
310	318	36	284	300	80
0,39	а	б	в	г	д

Отсюда а = 0,4 кг Na_2CO_3 (0,234 кг Na_2O , 0,166 кг CO_2);
 б = 0,043 кг H_2O ; в=0,357 кг Na_2HPO_4 (0,157 кг Na_2O , 0,02 кг H_2O , 0,078 кг Р и 0,102 кг О); г=0,376 кг CaCO_3 (0,21 кг СаО, 0,166 кг CO_2); д = 0,1 кг NaOH (0,077 кг Na_2O , 0,023 кг H_2O).

По реакции (23.22). Количество FeAsO_4 , переходящего в раствор, 0,26 кг (0,1 кг As, 0,07 кг Fe и 0,09 кг О).

Тогда

FeAsO ₄	Na ₂ CO ₃	2H ₂ O	Na ₂ HAsO ₄	Fe(OH) ₃	CO ₂
195	106	36	186	107	44
0,26	а	б	в	г	д

Отсюда а = 0,14 кг Na₂CO₃ (0,08 кг Na₂O, 0,06 кг CO₂); б = 0,05 кг H₂O; в=0,25 кг Na₂HAsO₄ (0,08 кг Na₂O, 0,01 кг H₂O, 0,1 кг As и 0,06 кг O); г = 0,14 кг Fe(OH)₃ (0,07 кг Fe, 0,04 кг H₂O и 0,03 кг O); д = 0,06 кг CO₂.

Для разложения 100 кг шеелитового концентрата теоретический расход соды составит (реакции (23.18)-(23.22)): 25,4 + 0,111 + 4,04 + 0,14 = 29,691 кг.

По данным практики, принимаем содовый эквивалент 2,5. В этом случае практический расход соды 29,691 · 2,5 = 74,23 кг. Принимаем состав технической соды: 97 % Na₂CO₃; 3 % прочие. Тогда потребуется технической соды 74,23 : 0,97 = 76,5 кг, где 43,42 кг Na₂O, 30,81 кг CO₂ и 2,27 кг прочие.

По данным практики, пульпа, поступающая на выщелачивание, имеет отношение Т : Ж = 1 : 4. Следовательно, количество содового раствора на 100 кг концентрата должно быть 100 · 4 = 400 кг. Количество воды, необходимое для выщелачивания 100 кг концентрата, с учетом его влажности составит 400 – 76,5 – 2 = 321,5 кг.

В раствор в соответствии с реакциями (23.18)–(23.22) перейдут Na₂WO₄, Na₂HAsO₄, NaOH, Na₂MoO₄, Na₂SiO₃, Na₂HPO₄, избыточная Na₂CO₃ (74,23 – 29,691 = 44,539 кг), вода содового раствора, конденсата и концентрата. Количество воды содового раствора представляет разность от количества воды, необходимого для выщелачивания, и количества воды, содержащегося в Fe(OH)₃ по реакции (23.22): 321,5 – 0,04 = 321,46 кг. Количество воды концентрата 2 кг.

По данным практики, в автоклаве на 100 кг концентрата конденсируется 40 кг воды. Количество, кг, и состав раствора после выщелачивания по реакциям следующие: (23.18) – 70,34 Na₂WO₄ (14,9 Na₂O, 55,44 WO₃); (23.19) – 0,216 Na₂MoO₄ (0,1 Mo, 0,066 Na₂O, 0,05 O); (23.20) – 4,64 Na₂SiO₃ (2,36 Na₂O, 2,28 SiO₂); (23.21) – 0,357 Na₂HPO₄ (0,157 Na₂O, 0,02 H₂O, 0,078 P и 0,102 O); (23.22) – 0,25 Na₂HAsO₄ (0,08 Na₂O, 0,01 H₂O, 0,1 As и

0,06 O); (23.21) – 0,1 NaOH (0,077 Na₂O, 0,023 H₂O); 44,539 Na₂CO₃* (26,05 Na₂O, 18,489 CO₂); 321,46 H₂O содового раствора; 40,0 H₂O конденсата; 2,0 H₂O концентрата. Всего: 483,902 кг.

По данным практики, плотность растворов после разложения шеелитового концентрата 1,15 кг/дм³. В этом случае объем растворов на 100 кг концентрата составит: 483,902 : 1,15 ≈ 420 дм³ (420 л).

Количество составляющих раствора следующее, г/л: 55 440 : 420 ≈ 132 WO₃ (из Na₂WO₄); 44539 : 420 ≈ 106 Na₂CO₃; 100 : 420 = 0,238 NaOH; 100: 420=0,238 Мо (из Na₂МоO₄); 2280 : 420 = 5,43 SiO₂ (H₃Na₂SiO₃); 78 : 420 = 0,186 Р (из Na₂HPO₄); 100 : 420 = 0,238 As (из Na₂HAsO₄).

В кек переходят не разложившиеся соединения концентрата: CaCO₃, SnO₂, CuFeS₂, FeS₂; прочие, частично не разложившиеся соединения CaWO₄, SiO₂, Ca₃(PO₄)₂; прочие соды и образовавшиеся нерастворимые соединения по реакциям (23.18), (23.19), (23.21) и (23.22) CaCO₃ и Fe(OH)₃. Состав и количество, кг, образующегося по реакциям сухого кека, следующие: 21,77 CaCO^{**} (12,17 CaO, 9,6 CO₂); (23.18) – 23,86 CaCO₃ (13,36 CaO, 10,5 CO₂); (23.19) – 0,105 CaCO₃ (0,06 CaO, 0,045 CO₂); (23.21) – 0,376 CaCO₃ (0,21 CaO, 0,166 CO₂); (23.22) – 0,14 Fe(OH)₃ (0,07 Fe, 0,04 H₂O и 0,03 O); 0,7 CaWO₄^{**} (0,56 WO₃, 0,14 CaO); 1,22 SiO₂^{**}; 0,11 Ca₃(PO₄)₂^{***} (0,06 CaO, 0,022 Р и 0,028 O); 0,13 SnO₂^{**} (0,1 Sn, 0,03 O); 0,29 CuFeS₂^{**} (0,1 Cu, 0,09 Fe и 0,1 S); 1,3 FeS₂^{**} (0,6 Fe, 0,7 S); 0,54 прочие концентрата; 2,27 прочие соды. Всего: 52,811 кг.

По данным практики, влажность кека составляет 20 %.

Тогда количество влаги в кеке

$$\begin{array}{ccc} (52,811 + x) & - & x \\ 100 & - & 20 \\ \hline x = \frac{(52,811 + x) \cdot 20}{100} = 13,2 \text{ кг.} \end{array}$$

Количество влажного кека 52811 + 13,2 = 66,011 кг.

*Избыточная.

**Концентрата.

***Неразложившееся.

Количество влаги, содержащейся в кеке, рассчитано ранее.

Доля раствора, переходящего в кек, от общего количества кека будет: $(13,2 \times 100) : 483,902 = 2,7 \%$.

Состав и количество, кг, раствора, оставшегося в кеке:
 $70,34 \cdot 0,027 = 1,89 \text{ Na}_2\text{WO}_4$ (0,4 Na_2O , 1,49 WO_3); $0,216 \cdot 0,027 = 0,006 \text{ Na}_2\text{MoO}_4$ (0,003 Mo, 0,002 Na_2O и 0,001 O); $4,64 \cdot 0,027 = 0,125 \text{ Na}_2\text{SiO}_3$ (0,063 Na_2O , 0,062 SiO_2); $0,357 \cdot 0,027 = 0,009 \text{ Na}_2\text{HPO}_4$ (0,003 Na_2O , 0,001 H_2O , 0,002 P и 0,003 O); $0,25 \cdot 0,027 = 0,007 \text{ Na}_2\text{HAsO}_4$ (0,002 Na_2O , 0,001 H_2O , 0,003 As и 0,001 O); $0,1 \cdot 0,027 \approx 0,003 \text{ NaOH}$ (0,002 Na_2O , 0,001 H_2O); $44,539 \cdot 0,027 = 1,2 \text{ Na}_2\text{CO}_3$ (0,7 Na_2O , 0,5 CO_2); $(321,46 + 40,0 + 2,0) \cdot 0,027 = 9,81 \text{ H}_2\text{O}$. Всего 13,2 кг.

Состав и количество, кг, влажного кека: 46,111 CaCO_3 (25,8 CaO , 20,311 CO_2); 0,14 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (0,07 Fe, 0,04 H_2O и 0,03 O); 0,7 CaWO_4 (0,56 WO_3 , 0,14 CaO); 1,22 SiO_2 ; 0,11 $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ (0,06 CaO , 0,022 P и 0,028 O); 0,13 SnO_2 (0,1 Sn, 0,03 O); 0,29 CuFeS_2 (0,1 Cu, 0,09 Fe и 0,1 S); 1,3 FeS_2 (0,6 Fe, 0,7 S); 1,89 Na_2WO_4 (0,4 Na_2O , 1,49 WO_3); 0,006 Na_2MoO_4 (0,003 Mo, 0,002 Na_2O и 0,001 O); 0,125 Na_2SiO_3 (0,063 Na_2O , 0,062 SiO_2); 0,009 Na_2HPO_4 (0,003 Na_2O , 0,001 H_2O , 0,002 P и 0,003 O); 0,007 Na_2HAsO_4 (0,002 Na_2O , 0,001 H_2O , 0,003 As и 0,001 O); 0,003 NaOH (0,002 Na_2O , 0,001 H_2O); 1,2 Na_2CO_3 (0,7 Na_2O , 0,5 CO_2); 9,81 H_2O ; 2,81 прочие. Всего: 65,861 кг.

Содержание составляющих влажного кека следующее, %:
 $((0,56 + 1,49) \times 100) : 66,011 = 3,1 \text{ WO}_3$ (в том числе в составе ****
 $1,49 \cdot 100 : 66,011 = 2,25 \text{ Na}_2\text{WO}_4$); $0,003 \cdot 100 : 66,011 = 0,005 \text{ Mo}$;
 $0,24 \cdot 100 : 66,011 = 0,36 \text{ P}$; $0,003 \cdot 100 : 66,011 = 0,005 \text{ As}$;
 $0,1 \cdot 100 : 66,011 = 0,15 \text{ Cu}$; $0,76 \cdot 100 : 66,011 = 1,15 \text{ Fe}$;
 $0,8 \cdot 100 : 66,011 = 1,21 \text{ S}$; $26,0 \cdot 100 : 66,011 = 39,4 \text{ CaO}$;
 $1,282 \cdot 100 : 66,011 = 1,94 \text{ SiO}_2$; $(20,311 + 0,5) \cdot 100 : 66,011 = 31,6 \text{ CO}_2$;
 $(0,4 + 0,002 + 0,063 + 0,003 + 0,002 + 0,002 + 0,7) \cdot 100 : 66,011 = 1,79 \text{ Na}_2\text{O}$;
 $(0,03 + 0,102 + 0,001 + 0,003 + 0,001) \cdot 100 : 66,011 = 0,21 \text{ O}$;
 $(9,81 + 0,04 + 0,001 + 0,001 + 0,001) \cdot 100 : 66,011 = 15,1 \text{ H}_2\text{O}$;
 $2,81 \cdot 100 : 66,011 = 4,26$ прочие.

****Учитывается водорастворимый WO_3 .

Определив количество и состав раствора, получающегося при выщелачивании, за вычетом раствора, переходящего во влажный кек, составляем материальный баланс выщелачивания (табл. 23.1).

Извлечение WO_3 в раствор без отмывки кека $(53,95 \cdot 56)/100 = 96,3 \%$. Извлечение WO_3 в раствор с учетом полного доизвлечения водорастворимого из кека $(55,44/56) \cdot 100 = 99 \%$.

23.4. Выбор и механический расчет автоклава

К установке принимаем широко распространенный в практике вертикальный стальной (сталь марки Ст3) автоклав объемом 5 м^3 , внутренним диаметром 1000 мм и высотой 6 700 мм. Автоклав имеет наружный теплоизоляционный слой из мастичного асбозурита толщиной 100 мм. Автоклав – аппарат высокого давления. Рабочее давление в нем достигает 2,5 МПа, что обуславливает необходимость определять толщину его стенки (обечайки), толщину днища, а также размеров крышки люка и диаметра стягивающих шпилек.

Данные для расчета толщины стенки (обечайки) автоклава следующие:

Внутренний диаметр обечайки, м	1
Рабочее давление в автоклаве, МПа	2,5
Коэффициент прочности сварного стыкового двустороннего шва для цилиндрических обечаек	0,95
Прибавка на коррозию для стойких материалов в заданной среде при отсутствии данных о проницаемости, мм	1
Временное сопротивление разрыву Ст3, МПа	380
Запас прочности для проката из углеродистой стали	2,6
Поправочный коэффициент для деталей, изолированных от прямого контакта с источником обогрева	1

Таблица 23.1

Материальный баланс выщелачивания шеелитового

концентрата

Поступило		Получено	
наименование	количество, кг	наименование	количество, кг
Концентрат, в т.ч.	100,0	Раствор, в т.ч.	470,219
WO ₃	56,0	WO ₃	53,95
Mo	0,1	Mo	0,097
CaO	26,0	SiO ₂	2,218
SiO ₂	3,5	P	0,076
Cu	0,1	As	0,097
P	0,1	CO ₂	18,199
As	0,1	O	0,207
Sn	0,1	Na ₂ O	42,858
Fe	0,76	H ₂ O	352,517
S	0,8	Кек влажный, в т.ч	65,861
CO ₂	9,6	WO ₃	2,05
O	0,3	Mo	0,003
H ₂ O	2,0	CaO	26,0
прочие	0,54	SiO ₂	1,282
Сода, в т.ч.	76,5	Cu	0,1
CO ₂		P	0,024
Na ₂ O	30,81	As	0,003
прочие	43,42	Sn	0,1
Вода	2,27	Fe	0,76
Конденсат (H ₂ O)	321,5	S	0,8
ИТОГО:	40,0	CO ₂	20,811
	538,0	O	0,093
		Na ₂ O	1,172
		H ₂ O	9,853
		прочие	2,81
		Газ (CO ₂)	1,74
		Невязка	0,18
		ИТОГО:	538,0

Толщину стенки автоклава S определяем по формулам (23.1), (23.2). Находим допустимое напряжение: $\sigma_d = (380 : 2,6) \times 1 = 146$

МПа. Величина $\frac{\sigma_d}{R \cdot \phi} = \frac{146}{2,45 \cdot 0,95} = 56,6 > 50$.

Величиной R в знаменателе формулы (23.1) пренебрегаем, тогда $S = (1 \times 2,24) : (2 \times 146 \times 0,95) + 1 \cdot 10^{-3} = 9 \cdot 10^{-3} \text{ м} \approx 10 \text{ мм}$. Принятая толщина стенки 12 мм удовлетворит условиям прочности.

Данные для расчета толщины днища автоклава следующие:

Внутренний диаметр днища, м	1
Высота выпуклой части днища, м	0,23
Рабочее давление в автоклаве, МПа	2,5
Коэффициент прочности радиального сварного шва	0,95

При отсутствии неукрепленных отверстий в днище $K = 1$.

При $S' - C \leq 10$ мм прибавка на коррозию, определенная при расчете обечайки, увеличивается на 1 мм.

Величина $\frac{\sigma_B}{R \cdot K\phi} = \frac{146}{2,45 \cdot 1 \cdot 0,95} = 56,6 > 30$. Следовательно,

величиной R пренебрегаем в знаменателе формулы (23.3).

Толщину днища автоклава находим по формуле (23.3):

$$S' = \frac{1 \cdot 2,45}{3,8 \cdot 146 \cdot 1 \cdot 0,95} \cdot \frac{1}{2 \cdot 0,23} + C = 9,4 \cdot 10^{-3} + C \text{ и окончательно}$$

$$S' - C = 9,4 \cdot 10^{-3} = 9,4 \text{ мм.}$$

Так как $S' - C < 10$ мм, то $C = 2$ мм. Тогда $S' = 9,4 \cdot 10^{-3} + 2 \cdot 10^{-3} = 11,4 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 11,4 \text{ мм}$.

Принимаем толщину днища равной 12 мм. Данные для расчета размеров крышки люка и диаметра стягивающих шпилек (материал прокладки – паронит; материал шпилек и крышки – сталь Ст3; крышка не имеет отверстий) следующие:

Внутренний диаметр люка, м	0,4
Внутреннее давление, МПа	2,5
Ширина прокладки, м	0,012
Допускаемое напряжение на изгиб для стали марки Ст3, МПа	250

Коэффициент ослабления при отсутствии отверстий в крышке	1
Прибавка на коррозию (по справочным данным), м	0,002
Коэффициент, зависящий от типа крышки, K_1	1
Удельная нагрузка на площадь прокладки для паронита, Па/м ²	30
Предел текучести для стали марки Ст3, МПа	240
Поправочный коэффициент (по справочным данным)	1
Толщина стенки люка, м	0,01
Размеры крышки люка и диаметра стягивающих шпилек определяем по формулам (23.4)–(23.14):	

$$D_n = 0,4 + 0,012 = 0,412 \text{ м,}$$

$$P_c = 0,96 \cdot 1 \cdot 0,412^2 \cdot 2,45 = 0,4 \text{ МПа.}$$

$$P_n = 3 \cdot 0,412 \cdot 12 \cdot 10^{-3} \cdot 30 = 0,445 \text{ МПа,}$$

$$P_6 = (0,4 + 0,445) = 0,845 \text{ МПа.}$$

Расчетный диаметр шпильки

$$d_{ш} = 0,25 \left(\sqrt{12 \frac{0,845}{240 \cdot 1} + 0,412^2} - 0,412 \right) = 0,012 \text{ м.}$$

Принимаем шпильку М12 диаметром 12 мм. По справочным данным, шпилька М12 имеет площадь поперечного сечения $F = 74,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2$. Расчетное количество шпилек

$$z' = \frac{0,2 \cdot 0,845}{0,4 \cdot 74,7 \cdot 10^{-6} \cdot 240 \cdot 1} = 141.$$

Принимаем число шпилек равным 150.

Далее

$$D_n = 0,4 + 2 \cdot 0,01 = 0,42 \text{ м,}$$

$$D_{ш} = 0,42 + 2,2 \cdot 0,012 + 0,01 = 0,456 \text{ м.}$$

Высота крышки в месте уплотнения

$$h = 0,875 \sqrt{\frac{0,845(0,456 - 0,412) \cdot 15}{0,412 \cdot 250 \cdot 14,2}} = 0,017 \text{ м.}$$

Принимаем $h = 17 \text{ мм}$. Величина

$$K = 0,3 + \frac{0,7 \cdot 0,845(0,456 - 0,412) \cdot 15}{0,4 \cdot 0,412 \cdot 14,2} = 0,468.$$

Тогда высота средней части крышки

$$h_1 = 0,412 \sqrt{\frac{0,468 \cdot 2,45}{250 \cdot 1}} + 0,02 = 0,03 \text{ м.}$$

Принимаем $h_1 = 30 \text{ мм}$.

23.5. Расчет теплового баланса автоклава и расхода пара

Поступающую в автоклав пульпу предварительно нагревают в смесителе до 90°C . В автоклаве за счет острого пара пульпа нагревается до температуры выщелачивания 225°C . Производительность автоклава по пульпе рассчитываем на 1 ч. Если в автоклав загружается 3 м^3 пульпы, а продолжительность состояния автоклава в рабочем режиме 3 ч, то за 1 ч перерабатывается 1 м^3 пульпы.

По данным практики, плотность пульпы $1,5 \text{ т/м}^3$, тогда масса пульпы, перерабатываемой за 1 ч: $m = 1 \cdot 1,5 = 1,5 \text{ т}$ (или 1500 кг).

23.5.1. Приход тепла

Количество тепла, вносимое нагретой пульпой, определяем следующим образом. Теплоемкость пульпы принимаем равной $2,08 \text{ кДж/кг}$.

По формуле (5.1) определяем количество тепла, вносимое пульпой: $Q_n = 1500 \cdot 2,08 \cdot 90 = 280800 \text{ кДж/ч}$.

Количество тепла от конденсации острого пара находим следующим образом. По данным практики, количество сконденсировавшегося пара составляет 15 % от первоначального объема пульпы, т. е. $1 \cdot 0,15 = 0,15 \text{ м}^3$ (или $0,15 \text{ т} = 150 \text{ кг}$). Теплоту испарения воды при 225°C , по справочным данным, принимаем равной 1860 кДж/кг .

По формуле (5.4) находим количество тепла от конденсации острого пара: $Q_k = 150 \cdot 1860 \approx 280000 \text{ кДж/ч}$.

Количество тепла, вносимое острым паром, устанавливаем следующим образом.

Тепло острого пара необходимо для нагревания пульпы от 90 до 225°C и для компенсации потерь тепла через стенки автоклава. С учетом прихода тепла от конденсации пара расход тепла острого пара, кДж , находим по уравнению

$$Q_{\Pi} = (Q_{\Pi} - Q_{\text{пот}}) - Q_{\kappa},$$

где Q_{Π} – тепло для нагревания пульпы от 90 до 225 °С, кДж;

$Q_{\text{пот}}$ – потери тепла через стенки автоклава, кДж;

Q_{κ} – тепло конденсации острого пара, кДж.

Количество тепла для нагрева пульпы определяем по формуле (5.3): $Q_{\Pi} = 1500 \cdot 2,08 \cdot (225 - 90) \approx 420\,000$ кДж/ч.

23.5.2. Расход тепла

Потери тепла через стенки автоклава оцениваем следующим образом. По справочным данным, коэффициент теплоотдачи от пульпы к стенке автоклава $\alpha_1 = 105$ Вт/(м²·К), коэффициент теплопроводности стали $\lambda_1 = 46,5$ Вт/(м·К).

Для коэффициента теплопроводности асбозурита λ_2 $a = 0,163$, $b = 0,000163$. Температура внутренней стенки автоклава 225 °С. Принимаем температуру наружной его стенки 40 °С.

По формуле (5.24) определяем среднюю температуру стенки:
 $t_{\text{cp}} = \frac{225 + 40}{2} = 132,5$ °С. Коэффициент теплопроводности асбозурита находим по формуле (5.24):

$$\lambda_2 = 0,163 + 0,000163 \cdot 132,5 = 0,185 \text{ Вт/(м·К)}.$$

Принимаем температуру окружающего воздуха равной 20 °С, а коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности автоклава к окружающему воздуху $\alpha_2 = 16,9$ Вт/(м²·К).

Рассчитываем коэффициент теплопередачи стенки автоклава по уравнению (5.22):

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{S}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{105} + \frac{0,012}{46,5} + \frac{0,1}{0,185} + \frac{1}{16,9}} = 1,64 \text{ Вт/(м}^2\text{·К)}.$$

Поверхность автоклава, м², находим как:

$$F = 2\pi RH + 2\pi R^2,$$

где R – суммарный радиус автоклава (с теплоизоляцией), м;

$H = 6,7$ высота автоклава.

При толщинах стенки автоклава 0,012 м и слоя теплоизоляции 0,1 м суммарный радиус автоклава $R = 0,5 + 0,012 + 0,1 = 0,612$ м. Тогда поверхность автоклава $F = 2 \cdot 3,14 \cdot 0,612 \cdot 6,7 + 2 \cdot 3,14 \cdot 0,612 = 28,8$ м².

При температурах внутренней стенки автоклава 225 °С, окружающего воздуха 20 °С определим потери тепла через стенки автоклава за 1 ч по формуле (5.21): $Q_{\text{т}} = 9800 \cdot 3,6 = 35280$ кДж/ч.

Определим количество тепла, которое должно быть внесено острым паром для нагревания пульпы и компенсации теплопотерь за 1 ч:

$$Q_{\text{п}} = (420\,000 + 35\,280) - 280\,000 = 175\,280 \text{ кДж/ч.}$$

Расход острого пара определяем следующим образом. По справочным данным, энтальпия греющего пара I при 300 °С и давлении 3,05 МПа составляет 3000 кДж/кг. Энтальпия выходящего из автоклава пара I при 225 °С и давлении 2,45 МПа составляет 2800 кДж/кг.

По выражению (23.17) определим расход острого пара:

$$m = \frac{175280}{3000 - 2800} = 876,4 \text{ кг} \approx 0,88 \text{ т.}$$

Количество тепла, вносимое острым паром, находим по формуле:

$$Q_{\text{пар}} = m \cdot I = 876,4 \cdot 3000 \approx 2\,629\,200 \text{ кДж/ч.}$$

Количество тепла, уносимого уходящим паром, оцениваем следующим образом. Для определения тепла уходящего пара разность количеств тепла между поступающим и конденсирующимся паром умножают на энтальпию уходящего пара I: $Q_{\text{у}} = (876,4 - 150) \cdot 2800 = 2\,033\,920$ кДж/ч.

Количество тепла, уносимого уходящей из автоклава пульпой, находим следующим образом. Количество уходящей из автоклава пульпы возрастает по сравнению с поступившей пульпой на величину образовавшегося конденсата: $1500 + 150 = 1650$ кг. По данным практики, теплоемкость пульпы, выходящей из автоклава при 225 °С, принимаем 2,21 кДж/кг. Тогда по формуле (23.18) тепло, уносимое пульпой, $Q_{\text{пул}} = 1650 \cdot 2,21 \cdot 225 = 820\,000$ кДж/ч. Невязку баланса определяем по разности между приходом и расходом тепла.

На основании проведенных расчетов составляем тепловой баланс автоклава (табл. 23.2). Невязка баланса (9,4 %) не выходит за пределы точности тепловых расчетов.

Таблица 23.2
Тепловой баланс автоклава

Приход			Расход		
статья	количество		статья	количество	
	кДж/ч	%		кДж/ч	%
Тепло, вносимое острым паром	2 629 200	82,4	Тепло, уносимое выходящим паром	2 033 920	63,7
Тепло, вносимое пульпой	280 800	8,8	Тепло, выносимое выходящей пульпой	820 000	25,8
Тепло конденсации пара	280 000	8,8	Потери тепла через стенки автоклава	35 280	1,1
ИТОГО:	3 190 000	100,0	ИТОГО:	3 190 000	100,0

23.6. Определение количества автоклавов для обеспечения заданной производительности

Устанавливаем суточный материальный поток на операции выщелачивания шеелитового концентрата. Коэффициент пересчета материального баланса на 100 кг концентрата к суточной производительности 20 т/сут составит: $20\,000 : 100 = 200$ кг (или 0,2 т).

В этом случае суточный материальный поток на операции будет

Поступило, т		Получено, т	
Концентрат	20	Раствор	$470,219 \cdot 0,2 = 94,044$
Сода	$77,5 \cdot 0,2 = 15,5$	Кек	$66,041 \cdot 0,2 = 13,208$
		влажный	
Вода	$320,5 \cdot 0,2 = 64,1$	Газ	$1,74 \cdot 0,2 = 0,348$
Конденсат	$40 \cdot 0,5 = 8$		
ИТОГО:	107,6	ИТОГО:	107,6

Масса пульпы (без конденсата), поступающей на выщелачивание за 1 сут: $20 + 15,5 + 64,1 = 99,6$ т. По данным практики, плотность пульпы, поступающей на выщелачивание, $1,5 \text{ т/м}^3$.

Тогда объем пульпы, поступающей на выщелачивание за 1 сут: $99,6 : 1,5 = 66,4 \text{ м}^3$.

К установке принимаем широко распространенный в практике вертикальный автоклав с обогревом и перемешиванием острым паром емкостью 5 м^3 . Коэффициент заполнения автоклава 0,6. Цикл автоклавного выщелачивания складывается из следующих операций: загрузка 0,5 ч; разогрев 1 ч; выдержка при температуре выщелачивания 2 ч; разгрузка 0,5 ч; всего 4 ч.

Таким образом, в соответствии с формулой (23.16) в одном автоклаве за 1 сут можно осуществить циклов $Z = 24 : 4 = 6$.

Объем пульпы, который может переработать за 1 сут один автоклав, с учетом коэффициента заполнения и продолжительности выщелачивания будет: $5 \cdot 0,6 \cdot 6 = 18 \text{ м}^3$.

Необходимое количество автоклавов для обеспечения заданной производительности (23.15): $n = \frac{66,4}{5 \cdot 0,6 \cdot 6} = 3,7$. К уста-

новке принимаем четыре автоклава.

Технические показатели процесса и автоклава следующие:

– объем, м^3	5
– высота, мм	6 700
– внутренний диаметр, мм	1000
– содовый эквивалент	2,5
– температура выщелачивания, $^{\circ}\text{C}$	225
– извлечение вольфрама в раствор, %	96,2
– выход кека (влажного), %	66
– содержание WO_3 в кеке, %	3

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

- 1 *Ванюков А.В., Уткин Н.И.* Комплексная переработка медного и никелевого сырья. – Челябинск: Metallurgia, 1985.
- 2 *Лоскутов Ф.М.* Metallurgia свинца. – М.: Metallurgia, 1965.
- 3 *Зайцев В.Я., Маргулис Е.В.* Metallurgia свинца и цинка. – М.: Metallurgia, 1985.
- 4 *Гудима Н.В.* Технологические расчеты в metallurgии тяжелых цветных металлов. – М.: Metallurgia, 1977.
- 5 *Лоскутов Ф.М., Цейдлер А.А.* Расчеты по metallurgии тяжелых цветных металлов. – М.: Metallurgia, 1963.
- 6 *Беляев А.И.* Metallurgia легких металлов. – М.: Metallurgia, 1970.
- 7 *Зеликман А.М.* Metallurgia редких металлов. – М.: Metallurgia, 1980.
- 8 *Надольский А.П.* Расчеты процессов и аппаратов производства тугоплавких металлов. – М.: Metallurgia, 1980.
- 9 *Большаков К.А.* Химия и технология редких и рассеянных элементов. – М.: Высшая школа, 1978. – Ч. I–III.
- 10 *Гудима Н.В., Шейн Я.П.* Краткий справочник по metallurgии цветных металлов. – М.: Metallurgia, 1975.
- 11 Справочник металлурга по цветным металлам. – М.: Metallurgizdat, 1953. – Т. 1. – 1153 с.
- 12 *Рябин В.А., Остроумов М.А., Свит Т.Ф.* Термодинамические свойства веществ. Справочник. – Л.: Химия, 1977. – 389 с.
- 13 *Мастрюков В.С.* Теплотехнические расчеты промышленных печей. – М.: Metallurgia, 1972. – 368 с.
- 14 *Альдерс Л.* Жидкостная экстракция. – М.: Мир, 1968. – 258 с.
- 15 *Сергеев В.В., Галицкий Н.В., Киселев В.П., Козлов В.М.* Metallurgia титана. – М.: Metallurgia, 1971. – 320 с.
- 16 *Болотников Л.Е.* Технологическое проектирование производства редких металлов. – М.: Metallurgia, 1973. – 470 с.
- 17 *Еремин Н.И.* Процессы и аппараты глиноземного производства. – М.: Metallurgia, 1980. – 360 с.
- 18 *Самарянова Л.В., Лайнер А.И.* Технологические расчеты в производстве глинозема. – М.: Metallurgia, 1981. – 281 с.

СОДЕРЖАНИЕ

	Введение.....	3
1.	Принципы расчёта металлургических процессов, определение состава исходной шихты, промпродуктов.....	5
2.	Расчёт выхода и состава продуктов плавки.....	9
2.1.	Расчет шихты.....	9
2.2.	Расчет состава отвального шлака.....	10
3.	Расчет рационального состава исходного сырья.....	12
4.	Расчет материального баланса металлургического процесса.....	15
5.	Расчёт теплового баланса металлургического процесса.....	18
6.	Материальный баланс плавки медного концентрата на штейн.....	30
6.1.	Расчет состава отвального шлака.....	31
6.2.	Расчёт пыли.....	33
6.3.	Расчет газов.....	33
6.4.	Расчёт топлива.....	33
7.	Расчет процесса электролитического рафинирования меди.....	36
8.	Расчет состава шихты агломерирующего обжига свинцовых концентратов.....	42
8.1.	Подсчет штейна.....	42
8.2.	Подсчет шлака.....	43
9.	Материальный баланс восстановительной плавки свинцового агломерата.....	48
9.1.	Расчёт шихты.....	48
9.2.	Расчёт штейна.....	48
9.3.	Расчёт шлака.....	49
9.4.	Материальный баланс плавки.....	52
10.	Рафинирование чернового свинца.....	56
10.1.	Расчет обезмеживания ликвацией.....	56
10.2.	Расчет обезмеживания с помощью серы.....	57
10.3.	Расчет процесса очистки от сурьмы и мышьяка.....	59
10.4.	Расчет процесса обессеребрения.....	62

10.5.	Расчет рафинировочного котла.....	65
11.	Расчеты по обжигу цинкового концентрата.....	67
11.1.	Расчет рационального состава концентрата.....	67
11.2.	Расчет состава и выхода пыли.....	69
11.3.	Расчет состава и выхода огарка.....	72
11.4.	Расчет необходимого количества воздуха.....	73
11.5.	Расчет состава отходящих газов.....	74
11.6.	Составление теплового баланса обжига.....	77
11.6.1.	Подсчет прихода тепла.....	77
11.6.2.	Подсчет расхода тепла.....	79
11.7.	Расход воды, циркулирующей в кессонах.....	80
11.8.	Расчет количества сопел на поду печи.....	81
12.	Расчет процесса выщелачивания цинкового огарка.....	82
13.	Расчеты по электролизу цинка.....	88
13.1.	Расчет состава и выхода катодного цинка.....	88
13.2.	Расчет необходимого количества ванн и катодов....	88
13.3.	Определение тока, проходящего через ванну.....	89
13.4.	Расчет количества электролита, поступающего в электролитный цех.....	89
13.5.	Расчет производительности ванны.....	90
13.6.	Расчет количества отработанного электролита.....	90
13.7.	Расчет количества компонентов, переходящих в шлам.....	91
14.	Вельцевание цинковых кеков.....	92
14.1.	Подсчет выхода и химического состава вельц-оксидов.....	92
14.2.	Подсчет состава и выхода клинкера.....	95
14.3.	Расчет количества и состава газов.....	97
15.	Расчет основных показателей глинозёмного производства.....	99
16.	Расчёт и составление балансов выщелачивания бокситов, декомпозиции алюминатных растворов, кальцинации гидроксида алюминия.....	105
16.1	Материальный баланс производства глинозёма из бокситов по способу Байера.....	105
16.1.1	Расчет потерь.....	106

16.1.2.	Расчёт состава и количества оборотного раствора.....	108
16.2.	Разложение алюминатного раствора (декомпозиция).....	111
16.3.	Промывка продукционного гидроксида алюминия и кальцинация.....	112
17.	Расчёт и составление баланса спекания бокситов.....	115
17.1.	Приготовление шихты.....	116
17.2.	Спекание и дробление спека.....	120
18.	Расчет процесса и печи при получении титанового шлака.....	123
18.1.	Расчет материального баланса плавки.....	124
18.2.	Расчет руднотермической печи.....	131
18.3.	Расчет теплового баланса руднотермической печи.....	136
18.3.1.	Приход тепла.....	136
18.3.2.	Расход тепла.....	137
19.	Расчет процесса хлорирования титанового шлака...	144
20.	Расчет процесса обжига молибденового концентрата.....	154
20.1.	Расчёт состава шихты грануляции (без учёта оборотной пыли).....	154
20.2.	Расчёт рационального состава огарка и оборотной (циклонной) пыли.....	155
20.3.	Расчёт расхода воздуха, состава образующихся газов и материальный баланс обжига.....	159
20.4.	Расчёт печи КС.....	161
20.5.	Тепловой баланс печи КС.....	165
20.5.1.	Приход тепла.....	165
20.5.2.	Расход тепла.....	167
20.5.3.	Приход тепла.....	169
20.5.4.	Расход тепла.....	170
21.	Расчет процесса и ионообменной колонны для извлечения молибдена из раствора.....	173
21.1.	Характеристика технологического процесса.....	173

21.2.	Расчет размеров и количества ионообменных колонн.....	175
22.	Расчет процесса экстракции молибдена из раствора.....	177
22.1.	Аналитический расчёт.....	177
22.2.	Графический расчёт.....	178
22.3.	Расчёт материального баланса экстракции.....	178
22.4.	Расчёт теоретических и практических ступеней экстракции.....	180
22.5.	Расчёт количества экстракторов.....	182
23.	Расчет процесса и автоклава для разложения шеелитового концентрата в содовом растворе.....	183
23.1.	Механические расчеты автоклава.....	183
23.2.	Минералогический состав концентрата.....	187
23.3.	Расчет материального баланса выщелачивания.....	188
23.4.	Выбор и механический расчет автоклава.....	193
23.5.	Расчет теплового баланса автоклава и расхода пара...	197
23.5.1.	Приход тепла.....	197
23.5.2.	Расход тепла.....	198
23.6.	Определение количества автоклавов для обеспечения заданной производительности.....	200
	Библиографический список	202

Учебное издание

Тимур Суванович Даулетбаков
Людмила Вячеславовна Соколовская

МЕТАЛЛУРГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ

Учебное пособие

Нач. РО УИЦ

Редактор

Компьютерная верстка

З. А. Губайдулина

З. А. Губайдулина

Л. П. Умирбекова

Подписано в печать 26. 06. 2014 г.

Тираж 300 экз. Формат 60х84 1/16. Бумага типогр. № 1.

Уч. изд. л.13,0. Усл. п. л. 12,0. Заказ № 41 . Цена договорная

Издание Казахского национального технического
университета им. К. И. Сатпаева

Учебно-издательский центр КазНТУ

г. Алматы, Сатпаева, 22.

ISBN 978-601-228-634-2

