

669.2/8
Р-577

№662

МОСКОВСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ИНСТИТУТ СТАЛИ и СПЛАВОВ
Технологический университет

МИСиС



Расчеты в металлургии свинца, цинка и кадмия

Москва, 2006

ФЕДЕРАЛЬНОЕ АГЕНТСТВО ПО ОБРАЗОВАНИЮ

№ 662

МОСКОВСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ИНСТИТУТ СТАЛИ И СПЛАВОВ
Технологический университет

МИСиС



Кафедра металлургии цветных и благородных металлов

Расчеты в металлургии свинца, цинка и кадмия

Учебное пособие

*Под редакцией доктора технических наук, профессора,
заслуженного деятеля науки и техники РФ В.П. Быстрова*

Допущено учебно-методическим объединением по образованию в области металлургии в качестве учебного пособия для студентов высших учебных заведений, обучающихся по направлению Металлургия, специальность «Металлургия цветных металлов»

Москва Издательство «УЧЕБА» 2006

УДК 669.5+73
P24

Рецензент
д-р техн. наук, проф. *И.В. Николаев*

Авторы: *Ю.П. Романтеев, А.А. Комков, А.Н. Федоров, С.В. Быстров, Р.П. Хабиев*

Расчеты в металлургии свинца, цинка и кадмия: Учеб.
P24 пособие / Ю.П. Романтеев, А.А. Комков, А.Н. Федоров и др.; Под
ред. В.П. Быстрова. – М.: МИСиС, 2006. – 231 с.

В пособии изложены расчеты материального и теплового балансов металлургических процессов, а также оборудования стандартных и новых пирометаллургического и гидрометаллургического способов производства свинца, цинка и кадмия. Представлены металлургические расчеты технологии извлечения сопутствующего цинку кадмия из наиболее распространенного его сырья – медно-кадмиевых кеков гидрометаллургическим способом с извлечением кадмия из растворов цементационным или электролитическим приемами.

Предназначено для студентов четвертого и пятого курсов, обучающихся по специальности 150102 (1102) «Металлургия цветных металлов», и инженеров-металлургов. Пособие может быть использовано также студентами других факультетов.

Соответствует государственному образовательному стандарту дисциплины «Металлургия тяжелых цветных металлов».

© Московский государственный институт
стали и сплавов (технологический
университет) (МИСиС), 2006

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие.....	5
1. Расчеты в металлургии свинца.....	6
1.1. Восстановительная плавка в шахтных печах.....	6
1.1.1. Расчет процесса агломерирующего обжига свинцовых концентратов и полупродуктов.....	7
1.1.2. Расчет процесса шахтной плавки свинцового агломерата.....	26
1.1.3. Расчет материального и теплового балансов процесса фьюмингования цинксодержащего шлака.....	59
1.2. Расчет материального и теплового балансов плавки свинцового сульфидного сырья в процессе Ванюкова.....	75
1.2.1. Конструктивные особенности печи Ванюкова.....	76
1.2.2. Исходные данные для расчета.....	77
1.2.3. Расчет потоков свинца и цинка в процессе Ванюкова.....	80
1.2.4. Расчет материальных потоков окислительной стадии.....	87
1.2.5. Расчет материальных потоков восстановительной стадии.....	106
1.2.6. Технологические показатели процесса Ванюкова.....	123
2. Расчеты в металлургии цинка.....	124
2.1. Сырье цинкового производства.....	124
2.2. Технология переработки цинковых концентратов.....	124
2.3. Расчет процесса обжига цинкового концентрата в печах кипящего слоя.....	125
2.3.1. Расчет рационального состава цинкового концентрата.....	125
2.3.2. Расчет рационального состава обожженного цинкового концентрата (смеси огарка и пыли).....	127
2.3.3. Расчет рационального состава огарка и пыли.....	131
2.3.4. Расчет расхода воздуха.....	138
2.3.5. Расчет количества и состава обжиговых газов на выходе из печи.....	140
2.3.6. Расчет теплового баланса печи КС.....	140
2.3.7. Принцип расчета печей КС.....	148
2.3.8. Расчет газоходной системы.....	152
2.3.9. Расчет дымовой трубы и дымососов.....	160
2.4. Расчет процесса выщелачивания цинкового огарка.....	162
2.4.1. Расчет состава и выхода остатков от выщелачивания.....	163

2.4.2. Определение выхода цинка в чушковый металл.....	165
2.4.3. Определение суточного количества потерь и материалов	166
2.4.4. Расчет медно-кадмиевой очистки растворов.....	169
2.4.5. Расход воды на процесс	170
2.5. Расчет процесса электролиза растворов сульфата цинка	171
2.5.1. Расчет состава и выхода катодного цинка	171
2.5.2. Расчет необходимого количества ванн и катодов	171
3. Расчеты в металлургии кадмия	181
3.1. Металлургический расчет переработки медно-кадмиевых кеков с применением ЦРС	181
3.1.1. Технологическая схема получения кадмия из медно-кадмиевых кеков, принятая в расчетах	181
3.1.2. Металлургический расчет	183
3.1.3. Расчет оборудования передела.....	199
3.1.4. Теплотехнический расчет дистиллятора.....	204
3.2. Металлургический расчет переработки медно-кадмиевых кеков с электролитическим выделением кадмия.....	208
3.2.1. Технологическая схема получения кадмия из медно-кадмиевых кеков.....	208
3.2.2. Металлургический расчет переработки медно-кадмиевых кеков.....	209
3.2.3. Расчет оборудования цеха	227
Библиографический список.....	230

ПРЕДИСЛОВИЕ

Решающее значение при ведении технологического процесса получения металла или его соединения имеет правильно выполненный металлургический расчет. В каждом переделе необходимо знать количество перерабатываемого сырья, выдаваемого продукта или оборота.

Расчеты материального и теплового балансов процессов получения цветных металлов из сырья, а также выбор и расчет основного и вспомогательного оборудования являются неотъемлемой частью навыков, необходимых инженеру-металлургу в практической деятельности. Методики подобных расчетов приведены в различных учебных пособиях, выпущенных в свет довольно давно. С момента их появления в практику металлургии свинца, цинка и кадмия внедрены принципиально новые технологии. К ним относятся автогенные плавки сульфидного свинцового сырья на черновой свинец. Методика балансовых расчетов таких процессов в специальной литературе отсутствует.

При выполнении расчета необходимо учитывать, что каждая операция имеет свою особенность, имеются определенные потери, часть которых научно обоснована, а часть определяется практикой работы. Кроме технологических расчетов нужно уметь составлять тепловые расчеты, с помощью которых разрабатываются меры, обеспечивающие нормальную работу аппарата. На основе металлургического расчета определяется тип установок, их размеры, количество и условия работы. Металлургические расчеты требуют отличного знания металлургии и должны сопровождаться составлением материальных и тепловых балансов по переделам. Полезна сверка своих расчетов с практикой работы заводов и литературными данными. Всякие резкие отклонения должны быть тщательно обоснованы.

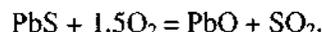
В данной работе приведены расчеты материального и теплового балансов, а также выбор и расчет основного и вспомогательного оборудования стандартных способов производства свинца (пирометаллургического) и цинка (гидрометаллургического) как наиболее распространенных. Приведен расчет автогенного способа производства свинца в печах Ванюкова. Что касается других способов, то они выполняются аналогично при наличии основных технологических показателей передела.

1. РАСЧЕТЫ В МЕТАЛЛУРГИИ СВИНЦА

1.1. Восстановительная плавка в шахтных печах

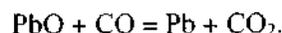
Восстановительная плавка – метод получения свинца из предварительно обожженного и спеченного концентрата, выплавляемого в шахтной печи.

Сульфидный свинцовый концентрат смешивается с флюсами и подвергается окислительному обжигу:



При этом окисляются сульфиды и других металлов, а обжигаемая смесь спекается, превращаясь в агломерат. Окускованный материал необходим для того, чтобы обеспечить возможность осуществления плавки в шахтной печи.

Плавку агломерата в шахтной печи проводят при восстановительной атмосфере, т.е. при наличии в печных газах достаточного количества оксида углерода – CO, энергично восстанавливающего свинец из окисленной формы:



При рациональной переработке полупродуктов шахтной плавки и рафинировочных процессов удается комплексно извлечь из сырья свинец, золото, серебро, медь, цинк, висмут, мышьяк, сурьму, олово и другие металлы.

Восстановительная плавка в мировой практике является основным методом получения свинца из бедных и богатых концентратов и в ближайшем будущем сохранит свое преимущество. К восстановительной плавке относится также плавка свинцово-цинкового агломерата в шахтной печи с жидкостной конденсацией цинка (процесс английской фирмы IS).

Основные обозначения, используемые в расчетах:

- M_k – молекулярная или атомная масса вещества или элемента k ;
- G – масса исходного материала, продукта, вещества или элемента в них, кг;
- C – содержание вещества или элемента в исходном материале, продукте, % по массе;
- V – объем газообразного исходного материала, продукта, вещества или элемента в них, м³ (при нормальных условиях);
- W – влажность исходного материала, % по массе.

Примеры:

M_{Pb} – атомная масса свинца;

M_{PbS} – молекулярная масса PbS;

$G_{\text{PbS}}^{\text{к-т}}$ – масса (количество) PbS в концентрате, кг;

G_S^{PbS} – масса (количество) серы в PbS, кг;

$G_{\text{к-т}}^{\text{вл}}$ – масса влажного концентрата, кг;

$G_{\text{ZnO}}^{\text{с.шл}}$ – масса ZnO в самоплавком шлаке, кг;

$C_{\text{Zn}}^{\text{шт}}$ – содержание цинка в штейне, %;

$V_{\text{SO}_2}^{\text{газ}}$ – объем SO₂ в газах, м³.

Другие встречающиеся обозначения поясняются в тексте.

1.1.1. Расчет процесса агломерирующего обжига свинцовых концентратов и полупродуктов

Для выполнения расчета процесса агломерирующего обжига необходимо знание рационального состава свинцового концентрата и полупродуктов (сырья).

1.1.1.1. Расчет рационального состава сырья

Переработке подвергаются свинцовый концентрат и свинцовый кек, который поступает на завод с гидрометаллургического производства. Составы материалов на сухой вес приведены в табл. 1.1.

Таблица 1.1

Состав исходного сырья, %

Компоненты	Материал	
	Концентрат	Кек
Pb	58,50	29,63
Zn	3,15	10,50
Cu	1,60	1,35
S	17,20	14,55
Fe	6,18	4,25
SiO ₂	4,50	4,30
CaO	1,50	5,20
MgO	1,50	0,50
Al ₂ O ₃	1,00	0,50
Прочие	4,87	29,22
<i>Итого</i>	100,00	100,00

Влажность концентрата ($W_{к-т}$) составляет 6 %, влажность кека ($W_{кек}$) – 15 %.

Выполним расчет рационального состава 100 кг сухого концентрата.

Для расчета принимаем, что металлы в концентрате находятся в форме следующих минералов: свинец в форме галенита (PbS), цинк в форме сфалерита (ZnS), медь в форме халькопирита (CuFeS₂), железо в форме пирита (FeS₂) и гематита (Fe₂O₃). Пустая порода представлена известняком (CaCO₃), кремнеземом в свободном виде (SiO₂) и карбонатом магния (MgCO₃).

Найдем массу галенита:

$$G_{PbS}^{к-т} = \frac{G_{Pb}^{к-т} \cdot M_{PbS}}{M_{Pb}} = \frac{58,5 \cdot 239,2}{207,2} = 67,53 \text{ кг.}$$

Количество серы в галените:

$$G_S^{PbS} = \frac{G_{PbS}^{к-т} \cdot M_S}{M_{PbS}} = \frac{67,53 \cdot 32}{239,2} = 9,03 \text{ кг.}$$

Найдем массу сфалерита:

$$G_{ZnS}^{к-т} = \frac{G_{Zn}^{к-т} \cdot M_{ZnS}}{M_{Zn}} = \frac{3,15 \cdot 97,4}{65,4} = 4,69 \text{ кг.}$$

Количество серы в сфалерите:

$$G_S^{ZnS} = \frac{G_{ZnS}^{к-т} \cdot M_S}{M_{ZnS}} = \frac{4,69 \cdot 32}{97,4} = 1,54 \text{ кг.}$$

Найдем массу халькопирита:

$$G_{CuFeS_2}^{к-т} = \frac{G_{Cu}^{к-т} \cdot M_{CuFeS_2}}{M_{Cu}} = \frac{1,6 \cdot 183,35}{63,5} = 4,62 \text{ кг.}$$

Количество железа в халькопирите:

$$G_{Fe}^{CuFeS_2} = \frac{G_{CuFeS_2}^{к-т} \cdot M_{Fe}}{M_{CuFeS_2}} = \frac{4,62 \cdot 55,85}{183,35} = 1,41 \text{ кг.}$$

Количество серы в халькопирите:

$$G_S^{CuFeS_2} = \frac{G_{CuFeS_2}^{к-т} \cdot 2 \cdot M_S}{M_{CuFeS_2}} = \frac{4,62 \cdot 2 \cdot 32}{183,35} = 1,61 \text{ кг.}$$

Вся оставшаяся сера связана с железом в пирите:

$$G_S^{FeS_2} = 17,2 - 9,03 - 1,54 - 1,61 = 5,02 \text{ кг.}$$

Масса пирита составит:

$$G_{FeS_2}^{к-т} = \frac{G_S^{FeS_2} \cdot M_{FeS_2}}{2 \cdot M_S} = \frac{5,02 \cdot 119,85}{2 \cdot 32} = 9,4 \text{ кг.}$$

Количество железа в пирите:

$$G_{Fe}^{FeS_2} = \frac{G_{FeS_2}^{к-т} \cdot M_{Fe}}{M_{FeS_2}} = \frac{9,4 \cdot 55,85}{119,85} = 4,38 \text{ кг.}$$

Все оставшееся железо присутствует в виде гематита:

$$G_{Fe}^{Fe_2O_3} = G_{Fe}^{к-т} - G_{Fe}^{CuFeS_2} - G_{Fe}^{FeS_2} = 6,18 - 1,41 - 4,38 = 0,39 \text{ кг.}$$

Найдем количество гематита:

$$G_{Fe_2O_3}^{к-т} = \frac{G_{Fe}^{Fe_2O_3} \cdot M_{Fe_2O_3}}{2 \cdot M_{Fe}} = \frac{0,39 \cdot 159,7}{2 \cdot 55,85} = 0,56 \text{ кг.}$$

Количество кислорода в гематите:

$$G_O^{Fe_2O_3} = G_{Fe_2O_3}^{к-т} - G_{Fe}^{Fe_2O_3} = 0,56 - 0,39 = 0,17 \text{ кг.}$$

Найдем массу известняка:

$$G_{CaCO_3}^{к-т} = \frac{G_{CaO}^{к-т} \cdot M_{CaCO_3}}{M_{CaO}} = \frac{1,5 \cdot 100,1}{56,1} = 2,68 \text{ кг,}$$

$$G_{CO_2}^{CaCO_3} = G_{CaCO_3}^{к-т} - G_{CaO}^{CaCO_3} = 2,68 - 1,5 = 1,18 \text{ кг.}$$

Найдем массу карбоната магния:

$$G_{MgCO_3}^{к-т} = \frac{G_{MgO}^{к-т} \cdot M_{MgCO_3}}{M_{MgO}} = \frac{1,5 \cdot 84,3}{40,3} = 3,14 \text{ кг,}$$

$$G_{CO_2}^{MgCO_3} = G_{MgCO_3}^{к-т} - G_{MgO}^{MgCO_3} = 3,14 - 1,5 = 1,64 \text{ кг.}$$

На основании расчетов составим табл. 1.2.

Рациональный состав свинцового концентрата, %

Компоненты	Pb	Zn	Fe	Cu	S	SiO ₂	Al ₂ O ₃	CaO	MgO	O	CO ₂	Прочие	Всего
PbS	58,50	-	-	-	9,03	-	-	-	-	-	-	-	67,53
ZnS	-	3,15	-	-	1,54	-	-	-	-	-	-	-	4,69
CuFeS ₂	-	-	1,41	1,60	1,61	-	-	-	-	-	-	-	4,62
FeS ₂	-	-	4,38	-	5,02	-	-	-	-	-	-	-	9,40
Fe ₂ O ₃	-	-	0,39	-	-	-	-	-	-	0,17	-	-	0,56
CaCO ₃	-	-	-	-	-	-	-	1,50	-	-	1,18	-	2,68
MgCO ₃	-	-	-	-	-	-	-	-	1,50	-	1,64	-	3,14
SiO ₂	-	-	-	-	-	4,50	-	-	-	-	-	-	4,50
Al ₂ O ₃	-	-	-	-	-	-	1,00	-	-	-	-	-	1,00
Прочие	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,88	1,88
<i>Итого</i>	58,50	3,15	6,18	1,60	17,20	4,50	1,00	1,50	1,50	0,17	2,82	1,88	100,00

Выполним расчет рационального состава свинцового кека на 100 кг.

Для расчета принимаем, что свинец, медь, кальций и магний присутствуют в кеке в виде сульфатных соединений, а цинк и железо – в сульфатной и оксидной формах в зависимости от химического состава кека.

Найдем массу PbSO₄:

$$G_{\text{PbSO}_4}^{\text{кек}} = \frac{G_{\text{Pb}}^{\text{кек}} \cdot M_{\text{PbSO}_4}}{M_{\text{Pb}}} = \frac{29,63 \cdot 303,2}{207,2} = 43,36 \text{ кг.}$$

Количество серы в PbSO₄:

$$G_{\text{S}}^{\text{PbSO}_4} = \frac{G_{\text{PbSO}_4}^{\text{кек}} \cdot M_{\text{S}}}{M_{\text{PbSO}_4}} = \frac{43,36 \cdot 32}{303,2} = 4,58 \text{ кг.}$$

Количество кислорода в PbSO₄:

$$G_{\text{O}}^{\text{PbSO}_4} = \frac{G_{\text{PbSO}_4}^{\text{кек}} \cdot 4 \cdot M_{\text{O}}}{M_{\text{PbSO}_4}} = \frac{43,36 \cdot 4 \cdot 16}{303,2} = 9,15 \text{ кг.}$$

Найдем массу CuSO₄:

$$G_{\text{CuSO}_4}^{\text{кек}} = \frac{G_{\text{Cu}}^{\text{кек}} \cdot M_{\text{CuSO}_4}}{M_{\text{Cu}}} = \frac{1,35 \cdot 159,5}{63,5} = 3,39 \text{ кг.}$$

Количество серы в CuSO₄:

$$G_{\text{S}}^{\text{CuSO}_4} = \frac{G_{\text{CuSO}_4}^{\text{кек}} \cdot M_{\text{S}}}{M_{\text{CuSO}_4}} = \frac{3,39 \cdot 32}{159,5} = 0,68 \text{ кг.}$$

Количество кислорода в CuSO₄:

$$G_{\text{O}}^{\text{CuSO}_4} = \frac{G_{\text{CuSO}_4}^{\text{кек}} \cdot 4 \cdot M_{\text{O}}}{M_{\text{CuSO}_4}} = \frac{3,39 \cdot 4 \cdot 16}{159,5} = 1,36 \text{ кг.}$$

Найдем количество CaSO₄:

$$G_{\text{CaSO}_4}^{\text{кек}} = \frac{G_{\text{CaO}}^{\text{кек}} \cdot M_{\text{CaSO}_4}}{M_{\text{CaO}}} = \frac{5,2 \cdot 136,1}{56,1} = 12,62 \text{ кг.}$$

Количество серы в CaSO_4 :

$$G_S^{\text{CaSO}_4} = \frac{G_{\text{CaSO}_4}^{\text{kek}} \cdot M_S}{M_{\text{CaSO}_4}} = \frac{12,62 \cdot 32}{136,1} = 2,97 \text{ кг.}$$

Количество кислорода в CaSO_4 :

$$G_O^{\text{CaSO}_4} = \frac{G_{\text{CaSO}_4}^{\text{kek}} \cdot 4 \cdot M_O}{M_{\text{CaSO}_4}} = \frac{12,62 \cdot 3 \cdot 16}{136,1} = 4,45 \text{ кг.}$$

Найдем количество MgSO_4 :

$$G_{\text{MgSO}_4}^{\text{kek}} = \frac{G_{\text{MgO}}^{\text{kek}} \cdot M_{\text{MgSO}_4}}{M_{\text{MgO}}} = \frac{0,5 \cdot 120,3}{40,3} = 1,49 \text{ кг.}$$

Количество серы в MgSO_4 :

$$G_S^{\text{MgSO}_4} = \frac{G_{\text{MgSO}_4}^{\text{kek}} \cdot M_S}{M_{\text{MgSO}_4}} = \frac{1,49 \cdot 32}{120,3} = 0,4 \text{ кг.}$$

Количество кислорода в MgSO_4 :

$$G_O^{\text{MgSO}_4} = \frac{G_{\text{MgSO}_4}^{\text{kek}} \cdot 3 \cdot M_O}{M_{\text{MgSO}_4}} = \frac{1,49 \cdot 3 \cdot 16}{120,3} = 0,59 \text{ кг.}$$

Далее возможны два варианта расчета в зависимости от химического состава кека.

Вариант 1. Принимаем, что остаток серы находится в форме ZnSO_4 , оставшийся цинк – в форме ZnO . Все железо – в форме FeO .

Тогда количество серы в ZnSO_4 :

$$G_S^{\text{ZnSO}_4} = G_S^{\text{kek}} - G_S^{\text{PbSO}_4} - G_S^{\text{CuSO}_4} - G_S^{\text{CaSO}_4} - G_S^{\text{MgSO}_4} = 14,55 - 4,58 - 0,68 - 2,97 - 0,4 = 5,92 \text{ кг.}$$

Найдем массу ZnSO_4 :

$$G_{\text{ZnSO}_4}^{\text{kek}} = \frac{G_S^{\text{ZnSO}_4} \cdot M_{\text{ZnSO}_4}}{M_S} = \frac{5,92 \cdot 161,4}{32} = 29,86 \text{ кг.}$$

Количество цинка в ZnSO_4 :

$$G_{\text{Zn}}^{\text{ZnSO}_4} = \frac{G_{\text{ZnSO}_4}^{\text{kek}} \cdot M_{\text{Zn}}}{M_{\text{ZnSO}_4}} = \frac{29,86 \cdot 65,4}{161,4} = 12,1 \text{ кг.}$$

Количество кислорода в ZnSO_4 :

$$G_O^{\text{ZnSO}_4} = \frac{G_{\text{ZnSO}_4}^{\text{kek}} \cdot 4 \cdot M_O}{M_{\text{ZnSO}_4}} = \frac{29,86 \cdot 4 \cdot 16}{161,4} = 11,84 \text{ кг.}$$

Сравниваем общее количество цинка в кеке и расчетное количество цинка в сульфате.

Если рассчитанное таким образом количество цинка в сульфате оказывается меньше количества цинка в исходном кеке, то расчет продолжаем, считая, как было принято выше, что остаточный цинк присутствует в ZnO , а железо полностью в форме FeO .

Если результат сравнения оказывается противоположным, как в рассматриваемом примере, когда количество цинка в сульфате (12,1 кг) получилось больше, чем цинка в исходном кеке (10,5 кг), то необходимо изменить условия расчета, т. е. в данном случае расчет следует выполнять по варианту 2.

Вариант 2. Принимаем, что весь цинк присутствует в сульфатной форме, а остаток серы – в форме сульфата железа. Остаток железа – в форме FeO .

Найдем количество ZnSO_4 :

$$G_{\text{ZnSO}_4}^{\text{kek}} = \frac{G_{\text{Zn}}^{\text{kek}} \cdot M_{\text{ZnSO}_4}}{M_{\text{Zn}}} = \frac{10,5 \cdot 161,4}{65,4} = 25,91 \text{ кг.}$$

Количество серы в ZnSO_4 :

$$G_S^{\text{ZnSO}_4} = \frac{G_{\text{ZnSO}_4}^{\text{kek}} \cdot M_S}{M_{\text{ZnSO}_4}} = \frac{25,91 \cdot 32}{161,4} = 5,14 \text{ кг.}$$

Количество кислорода в ZnSO_4 :

$$G_O^{\text{ZnSO}_4} = \frac{G_{\text{ZnSO}_4}^{\text{kek}} \cdot 4 \cdot M_O}{M_{\text{ZnSO}_4}} = \frac{25,91 \cdot 4 \cdot 16}{161,4} = 10,27 \text{ кг.}$$

Тогда количество серы в FeSO_4 составит:

$$G_S^{\text{FeSO}_4} = G_S^{\text{kek}} - G_S^{\text{PbSO}_4} - G_S^{\text{CuSO}_4} - G_S^{\text{CaSO}_4} - G_S^{\text{MgSO}_4} - G_S^{\text{ZnSO}_4} = 14,55 - 4,58 - 0,68 - 2,97 - 0,4 - 5,14 = 0,78 \text{ кг.}$$

Найдем количество FeSO_4 :

$$G_{\text{FeSO}_4}^{\text{kek}} = \frac{G_S^{\text{FeSO}_4} \cdot M_{\text{FeSO}_4}}{M_S} = \frac{0,78 \cdot 151,85}{32} = 3,7 \text{ кг.}$$

Количество железа в FeSO_4 :

$$G_{\text{Fe}}^{\text{FeSO}_4} = \frac{G_{\text{FeSO}_4}^{\text{kek}} \cdot M_{\text{Fe}}}{M_{\text{FeSO}_4}} = \frac{3,7 \cdot 55,85}{151,85} = 1,36 \text{ кг.}$$

Количество кислорода в FeSO₄:

$$G_{\text{O}}^{\text{FeSO}_4} = \frac{G_{\text{FeSO}_4}^{\text{kek}} \cdot 4 \cdot M_{\text{O}}}{M_{\text{FeSO}_4}} = \frac{3,7 \cdot 4 \cdot 16}{151,85} = 1,56 \text{ кг.}$$

Найдем количество железа в FeO:

$$G_{\text{Fe}}^{\text{FeO}} = G_{\text{Fe}}^{\text{kek}} - G_{\text{Fe}}^{\text{FeSO}_4} = 4,25 - 1,36 = 2,89 \text{ кг.}$$

Количество FeO в кеке:

$$G_{\text{FeO}}^{\text{kek}} = \frac{G_{\text{Fe}}^{\text{FeO}} \cdot M_{\text{FeO}}}{M_{\text{Fe}}} = \frac{2,89 \cdot 71,85}{55,85} = 3,72 \text{ кг.}$$

Количество кислорода в FeO:

$$G_{\text{O}}^{\text{FeO}} = \frac{G_{\text{FeO}}^{\text{kek}} \cdot M_{\text{O}}}{M_{\text{FeO}}} = \frac{3,72 \cdot 16}{71,85} = 0,83 \text{ кг.}$$

На основании расчетов составим табл. 1.3.

Основываясь на практике свинцовых заводов, перерабатывающих подобное сырье, составим смесь, содержащую 60 % концентрата и 40 % свинцового кека (по сухой массе материалов). Расчет выполним на 100 кг смеси, т. е. на 60 кг концентрата и 40 кг кека. Рациональный состав полученной смеси сведем в табл. 1.4.

Найдем массы влажных материалов (концентрата и свинцового кека) и влажность смеси:

$$G_{\text{к-т}}^{\text{вл}} = \frac{G_{\text{к-т}}}{1 - W_{\text{к-т}}/100} = \frac{60}{1 - 6/100} = 63,83 \text{ кг,}$$

$$G_{\text{кек}}^{\text{вл}} = \frac{G_{\text{кек}}}{1 - W_{\text{кек}}/100} = \frac{40}{1 - 15/100} = 47,06 \text{ кг,}$$

$$G_{\text{см}}^{\text{вл}} = G_{\text{к-т}}^{\text{вл}} + G_{\text{кек}}^{\text{вл}} = 63,83 + 47,06 = 110,89 \text{ кг,}$$

$$W_{\text{см}} = \frac{G_{\text{см}}^{\text{вл}} - G_{\text{см}}}{G_{\text{см}}^{\text{вл}}} \cdot 100 = \frac{110,89 - 100}{110,89} \cdot 100 = 9,82 \text{ \%}$$

Таблица 1.3

Рациональный состав свинцового кека, %

Компоненты	Pb	Zn	Fe	Cu	S	SiO ₂	Al ₂ O ₃	CaO	MgO	O	Прочие	Всего
PbSO ₄	29,63	-	-	-	4,58	-	-	-	-	9,15	-	43,36
ZnSO ₄	-	10,50	-	-	5,14	-	-	-	-	10,27	-	25,91
CuSO ₄	-	-	-	1,35	0,68	-	-	-	-	1,36	-	3,39
FeSO ₄	-	-	1,36	-	0,78	-	-	-	-	1,56	-	3,70
FeO	-	-	2,89	-	-	-	-	-	-	0,83	-	3,72
CaSO ₄	-	-	-	-	2,97	-	-	5,20	-	4,45	-	12,6
MgSO ₄	-	-	-	-	0,40	-	-	-	0,50	0,59	-	1,49
SiO ₂	-	-	-	-	-	4,30	-	-	-	-	-	4,30
Al ₂ O ₃	-	-	-	-	-	-	0,50	-	-	-	-	0,50
Прочие	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,01	1,01
Итого	29,63	10,50	4,25	1,35	14,55	4,30	0,50	5,20	0,50	28,21	1,01	100,00

Таблица 1.4

Рациональный состав смеси концентрата и свинцового кека, %

Компоненты	Pb	Zn	Fe	Cu	S	SiO ₂	Al ₂ O ₃	CaO	MgO	O	CO ₂	Прочие	Всего
PbS	35,10	-	-	-	5,42	-	-	-	-	-	-	-	40,52
PbSO ₄	11,85	-	-	-	1,83	-	-	-	-	3,66	-	-	17,34
ZnS	-	1,89	-	-	0,92	-	-	-	-	-	-	-	2,81
ZnSO ₄	-	4,20	-	-	2,06	-	-	-	-	4,11	-	-	10,37
CuFeS ₂	-	-	0,85	0,96	0,97	-	-	-	-	-	-	-	2,78
CuSO ₄	-	-	2,63	0,54	0,27	-	-	-	-	0,54	-	-	1,35
FeS ₂	-	-	0,23	-	3,01	-	-	-	-	0,10	-	-	5,64
Fe ₂ O ₃	-	-	0,54	-	-	-	-	-	-	0,62	-	-	0,33
FeSO ₄	-	-	1,16	-	0,31	-	-	-	-	0,33	-	-	1,47
FeO	-	-	-	-	-	-	-	0,90	-	-	0,71	-	1,49
CaCO ₃	-	-	-	-	-	-	-	2,08	-	1,78	-	-	1,61
CaSO ₄	-	-	-	-	1,19	-	-	-	0,90	-	0,98	-	5,05
MgCO ₃	-	-	-	-	-	-	-	-	0,20	-	-	-	1,88
MgSO ₄	-	-	-	-	0,16	-	-	-	-	0,24	-	-	0,60
SiO ₂	-	-	-	-	-	4,42	-	-	-	-	-	-	4,42
Al ₂ O ₃	-	-	-	-	-	-	0,80	-	-	-	-	-	0,80
Прочие	-	-	5,41	1,50	16,14	4,42	0,80	2,98	1,10	11,38	1,69	1,54	1,54
Всего	46,95	6,09	5,41	1,50	16,14	4,42	0,80	2,98	1,10	11,38	1,69	1,54	100,00

1.1.1.2. Расчет шихты агломерирующего обжига

Расчет шихты состоит в определении количественных отношений материалов, поступающих на агломерирующий обжиг. При агломерирующем обжиге свинцовых концентратов на большинстве заводов получают офлюсованный (самоплавкий) агломерат, т. е. при расчете шихты предусматривается добавка флюсов в таком количестве, которое позволяет при последующей плавке получать шлак заданного состава. Поэтому расчет шихты для агломерации является, по существу, расчетом шихты для плавки.

Агломерирующему обжигу подвергается смесь концентрата и кека, представленная в табл. 1.4. Расчет проведем на 100 кг смеси в расчете на сухую массу.

Вначале определим состав самоплавкого шлака, т. е. при плавке без флюсов. Предварительно принимаем, что все пыли агломерации и шахтной плавки оборотные, т. е. при плавке агломерата в шлак перейдет весь цинк, все железо, кремнезем, оксид кальция, оксид магния и прочие. Цинк будет находиться в шлаке в форме ZnO, железо – в форме FeO.

Найдем массу ZnO и FeO в самоплавком шлаке:

$$G_{\text{ZnO}}^{\text{с.шл}} = \frac{G_{\text{Zn}}^{\text{см}} \cdot M_{\text{ZnO}}}{M_{\text{Zn}}} = \frac{6,09 \cdot 81,4}{65,4} = 7,58 \text{ кг,}$$

$$G_{\text{FeO}}^{\text{с.шл}} = \frac{G_{\text{Fe}}^{\text{см}} \cdot M_{\text{FeO}}}{M_{\text{Fe}}} = \frac{5,41 \cdot 71,85}{55,85} = 6,96 \text{ кг.}$$

Полученные данные сведем в табл. 1.5.

Таблица 1.5

Компонент	Количество, кг	Содержание, %
SiO ₂	4,42	17,42
CaO	2,98	11,74
MgO	1,10	4,33
Al ₂ O ₃	0,80	3,15
FeO	6,96	7,42
ZnO	7,58	19,87
Прочие	1,54	5,07
Итого	25,38	100,00

Свинцовые заводы работают на различных по составу шлаках в зависимости от состава сырья и ряда технологических факторов.

Обычно чем больше содержание в шлаке ZnO, а также Al₂O₃, который на свойства шлака влияет аналогично, тем меньше должно быть CaO и SiO₂, а FeO больше.

Исходя из установленных требований к составу шлака, общее содержание ZnO и Al₂O₃ в шлаке не должно превышать 20...24 %, общее содержание CaO и ZnO должно быть близко к 28...30 %, а содержание SiO₂ и ZnO – меньше 40 %. Из данных табл. 1.5 следует, что самоплавкий шлак не соответствует этим требованиям, следовательно, для корректировки его состава в шихту агломерации необходимо добавить флюсы.

Для расчета примем содержание ZnO в шлаке равным 20 %. Зададим требуемое соотношение между основными компонентами:

$$K_1 = \frac{SiO_2}{CaO} = 2 \quad (\text{условие 1}),$$

$$K_2 = \frac{FeO}{SiO_2} = 2 \quad (\text{условие 2}).$$

По содержанию ZnO в шлаке определим массу шлака:

$$G_{\text{шл}} = \frac{G_{ZnO}^{\text{шл}}}{C_{ZnO}^{\text{шл}}} \cdot 100 = \frac{7,58}{20} \cdot 100 = 37,9 \text{ кг.}$$

В качестве флюсов используем кварц, известняк и железную руду. Флюсы имеют следующий состав, %:

- кварц: 92 SiO₂, 8 – прочие, 3 – влажность;
- известняк: 52,4 CaO, 1,4 SiO₂, 41,1 CO₂, 5,1 – прочие, 2 – влажность;
- железная руда: 2,9 CaO, 13 SiO₂, 67 Fe₃O₄, (или в пересчете на FeO и O – 62,37 и 4,63 соответственно), 2,28 CO₂, 14,82 – прочие, 2 – влажность.

Принимаем, что все прочие составляющие флюсов переходят в конечный шлак, а CO₂ и кислород переходят в газы. Тогда в шлак от сухой массы флюсов будет переходить: 100 % от массы кварца, 58,9 % от массы известняка, 93,09 % от массы железной руды.

Обозначим необходимые количества кварца, известняка и железной руды на сухую массу соответственно X₁, X₂, X₃. Тогда масса конечного шлака будет равна:

$$G_{\text{шл}} = G_{\text{с.шл}} + X_1 + 0,589 \cdot X_2 + 0,931 \cdot X_3. \quad (1.1)$$

Из условия 1 получим уравнение:

$$G_{SiO_2}^{\text{шл}} + X_1 \cdot 0,92 + X_2 \cdot 0,014 + X_3 \cdot 0,13 = K_1 (G_{CaO}^{\text{шл}} + X_2 \cdot 0,524 + X_3 \cdot 0,029). \quad (1.2)$$

Из условия 2 получим уравнение:

$$G_{FeO}^{\text{шл}} + X_3 \cdot 0,623 = K_2 (G_{SiO_2}^{\text{шл}} + X_1 \cdot 0,92 + X_2 \cdot 0,014 + X_3 \cdot 0,13). \quad (1.3)$$

Решив систему уравнений (1.1) – (1.3), найдем значения переменных:

$$X_1 = 1,29 \text{ кг; } X_2 = 0,48 \text{ кг; } X_3 = 11,76 \text{ кг.}$$

Найденное таким образом количество флюсов пересчитываем на влажную (рабочую) массу и результаты расчетов сводим в табл. 1.6.

Таблица 1.6

Материал	Количество флюсов, кг	
	Сухая масса	Рабочая масса
Кварц	1,29	1,33
Известняк	0,48	0,49
Железная руда	11,76	12,00
<i>Итого</i>	13,53	13,82

Рассчитаем состав конечного шлака с учетом флюсов.

Масса SiO₂ в конечном шлаке:

$$G_{SiO_2}^{\text{шл}} = G_{SiO_2}^{\text{см}} + G_{\text{кв}} \cdot \frac{C_{SiO_2}^{\text{кв}}}{100} + G_{\text{изв}} \cdot \frac{C_{SiO_2}^{\text{изв}}}{100} + G_{\text{ж.р}} \cdot \frac{C_{SiO_2}^{\text{ж.р}}}{100} = 7,14 \text{ кг.}$$

Масса CaO в конечном шлаке:

$$G_{CaO}^{\text{шл}} = G_{CaO}^{\text{см}} + G_{\text{изв}} \cdot \frac{C_{CaO}^{\text{изв}}}{100} + G_{\text{ж.р}} \cdot \frac{C_{CaO}^{\text{ж.р}}}{100} = 3,57 \text{ кг.}$$

Масса FeO в конечном шлаке:

$$G_{FeO}^{\text{шл}} = G_{FeO}^{\text{см}} + G_{\text{ж.р}} \cdot \frac{C_{FeO}^{\text{ж.р}}}{100} = 14,29 \text{ кг.}$$

Масса прочих в конечном шлаке:

$$G_{\text{пр}}^{\text{шл}} = G_{\text{пр}}^{\text{см}} + G_{\text{кв}} \cdot \frac{C_{\text{пр}}^{\text{кв}}}{100} + G_{\text{изв}} \cdot \frac{C_{\text{пр}}^{\text{изв}}}{100} + G_{\text{ж.р}} \cdot \frac{C_{\text{пр}}^{\text{ж.р}}}{100} = 3,41 \text{ кг.}$$

Состав и количество конечного шлака сведем в табл. 1.7.

Таблица 1.7

Количество и состав конечного шлака

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
SiO ₂	7,14	18,84
CaO	3,57	9,42
MgO	1,10	2,90
Al ₂ O ₃	0,80	2,11
FeO	14,29	37,72
ZnO	7,58	20,01
Прочие	3,41	9,00
<i>Итого</i>	37,89	100,00

Таким образом, на 100 кг сухой массы смеси кека и концентрата необходимо добавить 13,53 кг флюсов на сухую массу, или 13,82 кг на рабочую массу.

Общее количество шихты без оборотов составит 113,53 кг на сухую массу, или 124,71 кг на рабочую массу.

Содержание серы в сухой шихте составит: $16,14 / 113,53 \cdot 100 = 14,22\%$. Состав шихты без оборотного агломерата приведен в табл. 1.8.

Обжиг проводим одноступенчатый с возвратом. Содержание серы в окончательной шихте обжига примем равным 7%. Разбавлять серу шихты необходимо оборотным агломератом, содержащим 1,5% серы.

Обозначив необходимое количество оборотного агломерата на 100 кг сухой массы смеси X, получим уравнение

$$0,07(113,53 + X) = 0,015 \cdot X + 16,14,$$

откуда $X = 148,96$ кг, т. е. на каждые 100 кг смеси концентрата и свинцового кека (или на 113,53 кг сухой шихты) потребуется вводить 148,96 кг оборотного агломерата.

Итого с учетом оборотного агломерата на агломерацию будет поступать 262,49 кг шихты.

Окончательный состав шихты одноступенчатого агломерирующего обжига приведен в табл. 1.9.

Таблица 1.8

Состав шихты агломерации (без оборотного агломерата), кг

Материал	Компоненты											Всего	
	Pb	Zn	Fe	Cu	S	SiO ₂	Al ₂ O ₃	CaO	MgO	O	CO ₂		Прочие
Концентрат	35,10	1,89	3,71	0,96	10,32	2,70	0,60	0,90	0,90	0,10	1,69	1,13	
Кек	11,85	4,20	1,70	0,54	5,82	1,72	0,20	2,08	0,20	11,28	-	0,41	
Кварц	-	-	-	-	-	1,19	-	-	-	-	-	0,10	
Известняк	-	-	-	-	-	0,01	-	0,25	-	-	0,20	0,02	
Железная руда	-	-	5,70	-	-	1,53	-	0,34	-	2,18	0,27	1,74	
<i>Итого</i>	46,95	6,09	11,11	1,50	16,14	7,15	0,80	3,57	1,10	13,56	2,16	3,40	
													113,53

Таблица 1.9

Окончательный состав шихты одноступенчатого агломерирующего обжига

Материал	Сухая масса		Рабочая масса	
	Количество, кг	Содержание, %	Количество, кг	Содержание, %
Концентрат	60,00	22,86	63,83	23,32
Кек	40,00	15,24	47,06	17,20
Кварц	1,29	0,49	1,33	0,49
Известняк	0,48	0,18	0,49	0,18
Железная руда	11,76	4,48	12,00	4,38
Оборотный агломерат	148,96	56,75	148,96	54,43
<i>Итого</i>	262,49	100,00	273,67	100,00

Свинцовые заводы работают на различных по составу шлаках в зависимости от состава сырья и ряда технологических факторов.

Обычно чем больше содержание в шлаке ZnO, а также Al₂O₃, который на свойства шлака влияет аналогично, тем меньше должно быть CaO и SiO₂, а FeO больше.

Исходя из установленных требований к составу шлака, общее содержание ZnO и Al₂O₃ в шлаке не должно превышать 20...24 %, общее содержание CaO и ZnO должно быть близко к 28...30 %, а содержание SiO₂ и ZnO – меньше 40 %. Из данных табл. 1.5 следует, что самоплавкий шлак не соответствует этим требованиям, следовательно, для корректировки его состава в шихту агломерации необходимо добавить флюсы.

Для расчета примем содержание ZnO в шлаке равным 20 %. Зададим требуемое соотношение между основными компонентами:

$$K_1 = \frac{\text{SiO}_2}{\text{CaO}} = 2 \quad (\text{условие 1}),$$

$$K_2 = \frac{\text{FeO}}{\text{SiO}_2} = 2 \quad (\text{условие 2}).$$

По содержанию ZnO в шлаке определим массу **шлака**:

$$G_{\text{шл}} = \frac{G_{\text{ZnO}}^{\text{шл}}}{C_{\text{ZnO}}^{\text{шл}}} 100 = \frac{7,58}{20} 100 = 37,9 \text{ кг.}$$

В качестве флюсов используем кварц, известняк и **железную руду**. Флюсы имеют следующий состав, %:

- кварц: 92 SiO₂, 8 – прочие, 3 – влажность;
- известняк: 52,4 CaO, 1,4 SiO₂, 41,1 CO₂, 5,1 – прочие, 2 – влажность;
- железная руда: 2,9 CaO, 13 SiO₂, 67 Fe₃O₄, (или в пересчете на FeO и O – 62,37 и 4,63 соответственно), 2,28 CO₂, 14,82 – прочие, 2 – влажность.

Принимаем, что все прочие составляющие флюсов переходят в конечный шлак, а CO₂ и кислород переходят в газы. Тогда в шлак от сухой массы флюсов будет переходить: 100 % от массы кварца, 58,9 % от массы известняка, 93,09 % от массы железной руды.

Обозначим необходимые количества кварца, известняка и железной руды на сухую массу соответственно X₁, X₂, X₃. Тогда масса конечного шлака будет равна:

$$G_{\text{шл}} = G_{\text{сшл}} + X_1 + 0,589 \cdot X_2 + 0,931 \cdot X_3. \quad (1.1)$$

Из условия 1 получим уравнение:

$$C_{\text{SiO}_2}^{\text{сшл}} + X_1 \cdot 0,92 + X_2 \cdot 0,014 + X_3 \cdot 0,13 = K_1 (G_{\text{CaO}}^{\text{сшл}} + X_2 \cdot 0,524 + X_3 \cdot 0,029). \quad (1.2)$$

Из условия 2 получим уравнение:

$$G_{\text{FeO}}^{\text{сшл}} + X_3 \cdot 0,623 = K_2 (G_{\text{SiO}_2}^{\text{сшл}} + X_1 \cdot 0,92 + X_2 \cdot 0,014 + X_3 \cdot 0,13). \quad (1.3)$$

Решив систему уравнений (1.1) – (1.3), найдем значения переменных:

$$X_1 = 1,29 \text{ кг; } X_2 = 0,48 \text{ кг; } X_3 = 11,76 \text{ кг.}$$

Найденное таким образом количество флюсов пересчитываем на влажную (рабочую) массу и результаты расчетов сводим в табл. 1.6.

Таблица 1.6

Материал	Количество флюсов, кг	
	Сухая масса	Рабочая масса
Кварц	1,29	1,33
Известняк	0,48	0,49
Железная руда	11,76	12,00
<i>Итого</i>	13,53	13,82

Рассчитаем состав конечного шлака с учетом флюсов.

Масса SiO₂ в конечном шлаке:

$$G_{\text{SiO}_2}^{\text{шл}} = G_{\text{SiO}_2}^{\text{см}} + G_{\text{кв}} \cdot \frac{C_{\text{SiO}_2}^{\text{кв}}}{100} + G_{\text{изв}} \cdot \frac{C_{\text{SiO}_2}^{\text{изв}}}{100} + G_{\text{ж.р}} \cdot \frac{C_{\text{SiO}_2}^{\text{ж.р}}}{100} = 7,14 \text{ кг.}$$

Масса CaO в конечном шлаке:

$$G_{\text{CaO}}^{\text{шл}} = G_{\text{CaO}}^{\text{см}} + G_{\text{изв}} \cdot \frac{C_{\text{CaO}}^{\text{изв}}}{100} + G_{\text{ж.р}} \cdot \frac{C_{\text{CaO}}^{\text{ж.р}}}{100} = 3,57 \text{ кг.}$$

Масса FeO в конечном шлаке:

$$G_{\text{FeO}}^{\text{шл}} = G_{\text{FeO}}^{\text{см}} + G_{\text{ж.р}} \cdot \frac{C_{\text{SiO}_2}^{\text{ж.р}}}{100} = 14,29 \text{ кг.}$$

Масса прочих в конечном шлаке:

$$G_{\text{пр}}^{\text{шл}} = G_{\text{пр}}^{\text{см}} + G_{\text{кв}} \cdot \frac{C_{\text{пр}}^{\text{кв}}}{100} + G_{\text{изв}} \cdot \frac{C_{\text{пр}}^{\text{изв}}}{100} + G_{\text{ж.р}} \cdot \frac{C_{\text{пр}}^{\text{ж.р}}}{100} = 3,41 \text{ кг.}$$

Состав и количество конечного шлака сведем в табл. 1.7.

1.1.1.3. Расчет рационального состава агломерата

Расчет выполняем также на 100 кг смеси концентрата и свинцового кека (или на 113,53 кг сухой шихты). На основе заводских данных принимаем:

- степень десульфуризации – 90 %;
- 2/3 серы в агломерате находится в сульфатах, 1/3 – в сульфидах;
- 60 % сульфидной серы связано с цинком, 20 % – с железом и 20 % – со свинцом;
- сульфатная сера в равных количествах связана со свинцом и кальцием;
- магний в агломерате находится в форме оксида;
- остальное железо находится: 50 % – в форме Fe_2O_3 , 50 % – в форме Fe_3O_4 ;
- остальной свинец присутствует в форме оксида, 1/3 которого связана в силикат;
- остальной оксид кальция связан в силикаты;
- вся медь находится в форме оксида меди (I);
- остальной цинк – в форме оксида.

Расчет ведем без учета потерь в процессе обжига. Учитывая, что агломерат в шихте агломерации оборотный, т. е. соответствует составу конечного агломерата, его компоненты при расчете не учитываются.

В агломерат перейдет серы:

$$G_S^{арг} = \frac{G_S^{ших} (100 - D_S)}{100} = \frac{16,14(100 - 90)}{100} = 1,61 \text{ кг.}$$

Сульфатной серы: $1,61 \cdot 2/3 = 1,07 \text{ кг.}$

Сульфидной серы: $1,61 \cdot 1/3 = 0,54 \text{ кг.}$

Количество сульфидной серы, связанной:

- с цинком: $0,54 \cdot 0,6 = 0,32 \text{ кг;}$

- с железом: $0,54 \cdot 0,2 = 0,11 \text{ кг;}$

- со свинцом: $0,54 \cdot 0,2 = 0,11 \text{ кг.}$

Количество сульфатной серы, связанной:

- с кальцием: $1,07 \cdot 0,5 = 0,54 \text{ кг;}$

- со свинцом: $1,07 \cdot 0,5 = 0,54 \text{ кг.}$

Найдем массу ZnS :

$$G_{ZnS}^{арг} = \frac{G_S^{ZnS} \cdot M_{ZnS}}{M_S} = \frac{0,32 \cdot 97,4}{32} = 0,97 \text{ кг,}$$

$$G_{Zn}^{ZnS} = \frac{G_{ZnS}^{арг} \cdot M_{Zn}}{M_{ZnS}} = \frac{0,97 \cdot 65,4}{97,4} = 0,65 \text{ кг.}$$

Количество ZnO :

$$G_{ZnO}^{арг} = \frac{(G_{Zn}^{ших} - G_{Zn}^{ZnS}) \cdot M_{ZnO}}{M_{Zn}} = \frac{(6,09 - 0,65)81,4}{65,4} = 6,77 \text{ кг.}$$

Найдем количество FeS в агломерате:

$$G_{FeS}^{арг} = \frac{G_S^{FeS} \cdot M_{FeS}}{M_S} = \frac{0,11 \cdot 87,85}{32} = 0,3 \text{ кг,}$$

$$G_{Fe}^{FeS} = \frac{G_{FeS}^{арг} \cdot M_{Fe}}{M_{FeS}} = \frac{0,3 \cdot 55,85}{87,85} = 0,19 \text{ кг.}$$

Найдем массу Fe_2O_3 :

$$G_{Fe_2O_3}^{арг} = \frac{(G_{Fe}^{ших} - G_{Fe}^{FeS})0,5 \cdot M_{Fe_2O_3}}{2 \cdot M_{Fe}} = \frac{(11,11 - 0,19)0,5 \cdot 159,7}{2 \cdot 55,85} = 7,81 \text{ кг.}$$

Найдем массу Fe_3O_4 :

$$G_{Fe_3O_4}^{арг} = \frac{(G_{Fe}^{ших} - G_{Fe}^{FeS})0,5 \cdot M_{Fe_3O_4}}{3 \cdot M_{Fe}} = \frac{(11,11 - 0,19)0,5 \cdot 231,55}{3 \cdot 55,85} = 7,55 \text{ кг.}$$

Найдем количество PbS :

$$G_{PbS}^{арг} = \frac{G_S^{PbS} \cdot M_{PbS}}{M_S} = \frac{0,11 \cdot 239,2}{32} = 0,82 \text{ кг,}$$

$$G_{Pb}^{PbS} = \frac{G_{PbS}^{арг} \cdot M_{Pb}}{M_{PbS}} = \frac{0,82 \cdot 207,2}{239,2} = 0,71 \text{ кг.}$$

Масса $PbSO_4$:

$$G_{PbSO_4}^{арг} = \frac{G_S^{PbSO_4} \cdot M_{PbSO_4}}{M_S} = \frac{0,54 \cdot 303,2}{32} = 5,12 \text{ кг,}$$

$$G_{Pb}^{PbSO_4} = \frac{G_{PbSO_4}^{арг} \cdot M_{Pb}}{M_{PbSO_4}} = \frac{5,12 \cdot 207,2}{303,2} = 3,5 \text{ кг.}$$

Общее количество PbO:

$$G_{\text{PbO}}^{\text{агл}} = \frac{(G_{\text{Pb}}^{\text{шх}} - G_{\text{Pb}}^{\text{PbS}} - G_{\text{Pb}}^{\text{PbSO}_4}) \cdot M_{\text{PbO}}}{M_{\text{Pb}}} = \frac{(46,95 - 0,71 - 3,5) \cdot 223,2}{207,2} = 46,04 \text{ кг};$$

в том числе:

– в форме PbO: $46,04 \cdot 2/3 = 30,69 \text{ кг},$

– в форме PbO·SiO₂: $46,04 \cdot 1/3 = 15,35 \text{ кг}.$

Всего PbO·SiO₂:

$$G_{\text{PbO·SiO}_2}^{\text{агл}} = \frac{G_{\text{PbO}}^{\text{PbO·SiO}_2} \cdot M_{\text{PbO·SiO}_2}}{M_{\text{PbO}}} = \frac{15,35 \cdot 283,2}{223,2} = 19,45 \text{ кг},$$

$$G_{\text{SiO}_2}^{\text{PbO·SiO}_2} = \frac{G_{\text{PbO·SiO}_2}^{\text{агл}} \cdot M_{\text{SiO}_2}}{M_{\text{PbO·SiO}_2}} = \frac{19,45 \cdot 60}{283,2} = 4,12 \text{ кг}.$$

Масса CaSO₄:

$$G_{\text{CaSO}_4}^{\text{агл}} = \frac{G_{\text{S}}^{\text{CaSO}_4} \cdot M_{\text{CaSO}_4}}{M_{\text{S}}} = \frac{0,54 \cdot 136,1}{32} = 2,3 \text{ кг},$$

$$G_{\text{CaO}}^{\text{CaSO}_4} = \frac{G_{\text{CaSO}_4}^{\text{агл}} \cdot M_{\text{CaO}}}{M_{\text{CaSO}_4}} = \frac{2,3 \cdot 56,1}{136,1} = 0,95 \text{ кг}.$$

Масса CaO·SiO₂:

$$G_{\text{CaO·SiO}_2}^{\text{агл}} = \frac{(G_{\text{CaO}}^{\text{шх}} - G_{\text{CaO}}^{\text{CaSO}_4}) \cdot M_{\text{CaO·SiO}_2}}{M_{\text{CaO}}} = \frac{(3,57 - 0,95) \cdot 56,1}{116,1} = 5,42 \text{ кг},$$

$$G_{\text{SiO}_2}^{\text{CaO·SiO}_2} = \frac{G_{\text{CaO·SiO}_2}^{\text{агл}} \cdot M_{\text{SiO}_2}}{M_{\text{CaO·SiO}_2}} = \frac{5,42 \cdot 60}{116,1} = 2,8 \text{ кг}.$$

Остальной SiO₂:

$$G_{\text{SiO}_2} = G_{\text{SiO}_2}^{\text{шх}} - G_{\text{SiO}_2}^{\text{PbO·SiO}_2} - G_{\text{SiO}_2}^{\text{CaO·SiO}_2} = 7,15 - 4,12 - 2,8 = 0,23 \text{ кг}.$$

Количество Cu₂O:

$$G_{\text{Cu}_2\text{O}}^{\text{агл}} = \frac{G_{\text{Cu}}^{\text{шх}} (2 \cdot M_{\text{Cu}} + M_{\text{O}})}{2 \cdot M_{\text{Cu}}} = \frac{1,5(2 \cdot 63,51 + 16)}{2 \cdot 63,51} = 1,69 \text{ кг}.$$

Рациональный состав агломерата сведен в табл. 1.10.

Таблица 1.10

Рациональный состав агломерата

Компоненты	Pb	Zn	Fe	Cu	S	SiO ₂	Al ₂ O ₃	CaO	MgO	O	Всего	
											кг	%
PbO	28,49									2,20	30,69	32,50
PbSO ₄	3,50				0,54					1,08	5,12	5,42
PbS	0,71				0,11						0,82	0,87
PbO·SiO ₂	14,23					4,12				1,10	19,45	20,60
Cu ₂ O				1,50						0,19	1,69	1,79
ZnS		0,65			0,32						0,97	1,03
ZnO		5,44								1,33	6,77	7,17
Fe ₂ O ₃			5,46							2,35	7,81	8,27
Fe ₃ O ₄			5,46							2,09	7,55	8,00
FeS			0,19		0,11						0,30	0,32
CaSO ₄					0,54			0,95		0,81	2,30	2,44
CaO·SiO ₂						2,80		2,62			5,42	5,74
MgO									1,10		1,10	1,17
SiO ₂						0,23					0,23	0,24
Al ₂ O ₃							0,80				0,80	0,85
Прочие											3,40	3,60
Всего:	46,93	6,09	11,11	1,50	1,62	7,15	0,80	3,57	1,10	11,15	94,42	100,00
кг	49,70	6,45	11,77	1,59	1,72	7,57	0,85	3,78	1,16	11,81	94,42	100,00
%												

1.1.2. Расчет процесса шахтной плавки свинцового агломерата

1.1.2.1. Материальный баланс шахтной плавки свинцового агломерата

На плавку поступает агломерат следующего состава, %: 47 Pb; 7,5 Zn; 2 Cu; 2,2 S; 13,6 Fe; 8,5 SiO₂; 3,9 CaO; 1,1 MgO; 0,9 Al₂O₃ и прочие.

Расчет ведется на 100 кг агломерата. Для заданного состава агломерата необходимо рассчитать содержание в нем кислорода и прочих. Кислород, связанный в устойчивых соединениях, которые не меняют своей формы в процессе плавки, т. е. таких как CaO, MgO, SiO₂, Al₂O₃, не учитывается в отдельном балансе по кислороду, поскольку он учитывается в балансе данных компонентов.

Уточняющий расчет агломерата

По данным практики принимаем:

- 2/3 серы в агломерате находится в сульфатах, 1/3 – в сульфидах;
- сульфатная сера в равных количествах связана со свинцом и кальцием;
- вся сульфидная сера связана со свинцом;
- остальной свинец присутствует в виде оксида;
- 50 % железа находится в виде Fe₂O₃, 50 % – в виде Fe₃O₄;
- цинк присутствует в форме ZnO, медь – в форме Cu₂O.

Тогда количество кислорода в агломерате, связанного с железом, составит:

$$G_{O}^{Fe_3O_4} = \frac{0,5 \cdot G_{Fe}^{арг} \cdot 4 \cdot M_{O}}{3 \cdot M_{Fe}} = \frac{0,5 \cdot 13,6 \cdot 4 \cdot 16}{3 \cdot 55,85} = 2,6 \text{ кг,}$$

$$G_{O}^{Fe_2O_3} = \frac{0,5 \cdot G_{Fe}^{арг} \cdot 3 \cdot M_{O}}{2 \cdot M_{Fe}} = \frac{0,5 \cdot 13,6 \cdot 3 \cdot 16}{2 \cdot 55,85} = 2,92 \text{ кг.}$$

Количество кислорода, связанного с цинком:

$$G_{O}^{ZnO} = \frac{G_{Zn}^{арг} \cdot M_{O}}{M_{Zn}} = \frac{7,5 \cdot 16}{65,4} = 1,83 \text{ кг.}$$

Найдем количество свинца в PbSO₄, PbS и PbO и количество кислорода, связанного с ним в этих соединениях:

$$G_{Pb}^{PbSO_4} = \frac{2 \cdot 0,5 \cdot G_S^{арг} \cdot M_{Pb}}{3 \cdot M_S} = \frac{2 \cdot 0,5 \cdot 2,2 \cdot 207,2}{3 \cdot 32} = 4,75 \text{ кг,}$$

$$G_{Pb}^{PbS} = \frac{G_S^{арг} \cdot M_{Pb}}{3 \cdot M_S} = \frac{2,2 \cdot 207,2}{3 \cdot 32} = 4,75 \text{ кг,}$$

$$G_{Pb}^{PbO} = G_{Pb}^{арг} - G_{Pb}^{PbSO_4} - G_{Pb}^{PbS} = 47 - 4,75 - 4,75 = 37,5 \text{ кг,}$$

$$G_{O}^{PbSO_4} = \frac{G_{Pb}^{PbSO_4} \cdot 4 \cdot M_{O}}{M_{Pb}} = \frac{4,75 \cdot 4 \cdot 16}{207,2} = 1,48 \text{ кг,}$$

$$G_{O}^{PbO} = \frac{G_{Pb}^{PbO} \cdot M_{O}}{M_{Pb}} = \frac{37,5 \cdot 16}{207,2} = 2,9 \text{ кг.}$$

Количество кислорода, связанного с медью:

$$G_{O}^{Cu_2O} = \frac{G_{Cu}^{арг} \cdot M_{O}}{2 \cdot M_{Cu}} = \frac{2 \cdot 16}{2 \cdot 63,5} = 0,25 \text{ кг.}$$

Количество кислорода, связанного в CaSO₄ (CaO·SO₃):

$$G_{O}^{CaSO_4} = \frac{2 \cdot 0,5 \cdot G_S^{арг} \cdot 3 \cdot M_{O}}{3 \cdot M_S} = \frac{2,2 \cdot 3 \cdot 16}{3 \cdot 32} = 1,1 \text{ кг.}$$

Всего кислорода в сульфатах и оксидах:

$$G_{O}^{обш} = 2,6 + 2,92 + 1,83 + 1,48 + 2,9 + 0,25 + 1,1 = 13,08 \text{ кг.}$$

Таким образом, содержание прочих в агломерате равно 0,22 кг.

Исходные данные для расчета материального баланса плавки

Основываясь на данных практики, зададим принципы распределения компонентов по продуктам плавки.

Свинец: извлечение в штейн – 3 %; содержание в шлаке – 1,5 %; выход в пыль – 2 %.

Цинк: извлечение в штейн – 15 %; извлечение в шлак – 75 %; выход в пыль – 2 %; извлечение в черновой металл – 8 %.

Медь: извлечение в штейн – 50 %; извлечение в шлак – 24,5 %; выход в пыль – 1 %; извлечение в черновой металл – 24,5 %.

SiO₂, MgO, CaO, Al₂O₃, Fe: извлечение в шлак – 99 %; выход в пыль – 1 %.

Сера: извлечение в штейн – 70 %; выход в пыль – 1 %; извлечение в черновой металл – 0,5 %; извлечение в газ – 28,5 %.

Прочие: содержание в штейне – 1 %; за вычетом количества прочих, переходящих в штейн: извлечение в шлак – 98 %; выход в пыль – 1 %; извлечение в черновой металл – 1 %.

Расчет количества и состава пыли

Рассчитаем состав и количество пыли без учета окисления, кг:

$$G_{Pb}^{пыль} = \frac{G_{Pb}^{агл} \cdot \epsilon_{Pb}^{пыль}}{100} = \frac{47 \cdot 2}{100} = 0,94;$$

$$G_{Zn}^{пыль} = \frac{G_{Zn}^{агл} \cdot \epsilon_{Zn}^{пыль}}{100} = \frac{7,5 \cdot 2}{100} = 0,15;$$

$$G_{Cu}^{пыль} = \frac{G_{Cu}^{агл} \cdot \epsilon_{Cu}^{пыль}}{100} = \frac{2 \cdot 1}{100} = 0,02;$$

$$G_{SiO_2}^{пыль} = \frac{G_{SiO_2}^{агл} \cdot \epsilon_{SiO_2}^{пыль}}{100} = \frac{8,5 \cdot 1}{100} = 0,09;$$

$$G_{CaO}^{пыль} = \frac{G_{CaO}^{агл} \cdot \epsilon_{CaO}^{пыль}}{100} = \frac{3,9 \cdot 1}{100} = 0,04;$$

$$G_{MgO}^{пыль} = \frac{G_{MgO}^{агл} \cdot \epsilon_{MgO}^{пыль}}{100} = \frac{1,1 \cdot 1}{100} = 0,01;$$

$$G_{Al_2O_3}^{пыль} = \frac{G_{Al_2O_3}^{агл} \cdot \epsilon_{Al_2O_3}^{пыль}}{100} = \frac{0,9 \cdot 1}{100} = 0,01;$$

$$G_{Fe}^{пыль} = \frac{G_{Fe}^{агл} \cdot \epsilon_{Fe}^{пыль}}{100} = \frac{13,6 \cdot 1}{100} = 0,14;$$

$$G_O^{пыль} = \frac{G_O^{агл} \cdot \epsilon_O^{пыль}}{100} = \frac{13,07 \cdot 1}{100} = 0,13;$$

$$G_S^{пыль} = \frac{G_S^{агл} \cdot \epsilon_S^{пыль}}{100} = \frac{2,2 \cdot 1}{100} = 0,02.$$

Состав и количество пыли без учета окисления приведены в табл. 1.11.

Таблица 1.11

Состав и количество пыли без учета окисления

Компонент	Количество, кг	Содержание, %
Pb	0,94	60,65
Zn	0,15	9,68
Cu	0,02	1,29
SiO ₂	0,09	5,81
CaO	0,04	2,58
MgO	0,01	0,64
Al ₂ O ₃	0,01	0,64
Fe	0,14	9,03
O	0,13	8,39
S	0,02	1,29
<i>Итого</i>	1,55	100

Рассчитаем состав и количество пыли с учетом окисления, кг:

$$G_{PbO}^{пыль} = \frac{G_{Pb}^{пыль} \cdot M_{PbO}}{M_{Pb}} = \frac{0,94 \cdot 223,2}{207,2} = 1,01;$$

$$G_{ZnO}^{пыль} = \frac{G_{Zn}^{пыль} \cdot M_{ZnO}}{M_{Zn}} = \frac{0,15 \cdot 81,4}{65,4} = 0,19;$$

$$G_{Cu_2O}^{пыль} = \frac{G_{Cu}^{пыль} \cdot M_{Cu_2O}}{2 \cdot M_{Cu}} = \frac{0,02 \cdot 143}{2 \cdot 63,5} = 0,02;$$

$$G_{Fe_2O_3}^{пыль} = \frac{G_{Fe}^{пыль} \cdot M_{Fe_2O_3}}{2 \cdot M_{Fe}} = \frac{0,14 \cdot 159,7}{2 \cdot 55,85} = 0,2.$$

Состав и количество пыли с учетом окисления приведены в табл. 1.12.

Таблица 1.12

Состав и количество пыли с учетом окисления

Компонент	Количество, кг	Содержание, %
PbO	1,01	64,33
ZnO	0,19	12,10
Cu ₂ O	0,02	1,27
SiO ₂	0,09	5,73
CaO	0,04	2,55
MgO	0,01	0,64
Al ₂ O ₃	0,01	0,64
Fe ₂ O ₃	0,20	12,74
<i>Итого</i>	1,57	100

По практическим данным свинцовых заводов, механический вынос пыли при шахтной плавке составляет 1...2 % от массы перерабатываемого агломерата. В нашем случае механический пылеунос равен 1,57 %.

Расчет количества и состава штейна

Рассчитаем количество и состав штейна по степени десульфурзации при плавке и содержанию серы в штейне.

Степень десульфурзации при плавке равна:

$$D_S = \epsilon_S^{газ} + \epsilon_S^{пыль} = 28,5 + 1 = 29,5 \%$$

Выход серы в штейн составит:

$$\epsilon_S^{шт} = 100 - D_S - \epsilon_S^{сч} = 100 - 29,5 - 0,5 = 70 \%$$

Количество серы, переходящей в штейн:

$$G_S^{\text{шт}} = \frac{G_S^{\text{агл}} \cdot \epsilon_S^{\text{шт}}}{100} = \frac{2,2 \cdot 70}{100} = 1,54 \text{ кг.}$$

Найдем количество штейна, приняв содержание серы в штейне равным 20 %:

$$G_{\text{шт}} = \frac{G_S^{\text{шт}} \cdot 100}{C_S^{\text{шт}}} = \frac{1,54 \cdot 100}{20} = 7,7 \text{ кг.}$$

Найдем количество и содержание свинца в штейне:

$$G_{\text{Pb}}^{\text{шт}} = \frac{G_{\text{Pb}}^{\text{агл}} \cdot \epsilon_{\text{Pb}}^{\text{шт}}}{100} = \frac{47 \cdot 3}{100} = 1,41 \text{ кг,}$$

$$C_{\text{Pb}}^{\text{шт}} = \frac{G_{\text{Pb}}^{\text{шт}}}{G_{\text{шт}}} \cdot 100 = \frac{1,41 \cdot 100}{7,7} = 18,31 \text{ \%}$$

Аналогичным образом рассчитаем содержание остальных компонентов, переходящих в штейн.

$$G_{\text{Zn}}^{\text{шт}} = \frac{G_{\text{Zn}}^{\text{агл}} \cdot \epsilon_{\text{Zn}}^{\text{шт}}}{100} = \frac{7,5 \cdot 15}{100} = 1,13 \text{ кг;}$$

$$C_{\text{Zn}}^{\text{шт}} = \frac{G_{\text{Zn}}^{\text{шт}}}{G_{\text{шт}}} \cdot 100 = \frac{1,13 \cdot 100}{7,7} = 14,68 \text{ \%};$$

$$G_{\text{Cu}}^{\text{шт}} = \frac{G_{\text{Cu}}^{\text{агл}} \cdot \epsilon_{\text{Cu}}^{\text{шт}}}{100} = \frac{2 \cdot 50}{100} = 1 \text{ кг;}$$

$$C_{\text{Cu}}^{\text{шт}} = \frac{G_{\text{Cu}}^{\text{шт}}}{G_{\text{шт}}} \cdot 100 = \frac{1 \cdot 100}{7,7} = 12,99 \text{ \%};$$

$$G_{\text{проч}}^{\text{шт}} = \frac{G_{\text{шт}} \cdot C_{\text{проч}}^{\text{шт}}}{100} = \frac{7,7 \cdot 1}{100} = 0,08 \text{ кг.}$$

Содержание железа находим по разности:

$$C_{\text{Fe}}^{\text{шт}} = 100 - C_S^{\text{шт}} - C_{\text{Pb}}^{\text{шт}} - C_{\text{Zn}}^{\text{шт}} - C_{\text{Cu}}^{\text{шт}} - C_{\text{проч}}^{\text{шт}} = \\ = 100 - 20 - 18,31 - 14,68 - 12,99 - 1 = 33,02 \text{ \%},$$

$$G_{\text{Fe}}^{\text{шт}} = \frac{G_{\text{шт}} \cdot C_{\text{Fe}}^{\text{шт}}}{100} = \frac{7,7 \cdot 33,02}{100} = 2,54 \text{ кг.}$$

Состав и количество штейна приведены в табл. 1.13.

Состав и количество штейна

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
Pb	1,41	18,31
Zn	1,13	14,68
Cu	1,00	12,99
Fe	2,54	33,02
S	1,54	20,00
Прочие	0,08	1,00
<i>Итого</i>	7,70	100,00

Расчет количества и состава шлака

Рассчитаем количество и состав шлака при плавке. Расчет шлака по компонентам производим исходя из количества шлакообразующих в агломерате и золе кокса.

Согласно данным практики принимаем, что расход влажного кокса при плавке составляет 12 % от количества перерабатываемого агломерата. Влажность кокса составляет 4 %, зольность – 15 %.

Таким образом, расход влажного кокса составляет 12 кг, сухого – $12 \cdot 0,96 = 11,52$ кг.

С коксом в плавку поступает: $11,52 \cdot 0,85 = 9,79$ кг углерода.

Из кокса в шлак переходит зола в количестве: $11,52 \cdot 0,15 = 1,73$ кг.

Зола кокса имеет следующий состав, %: $\text{SiO}_2 - 48$, $\text{Al}_2\text{O}_3 - 37$, $\text{Fe}_2\text{O}_3 - 12$, $\text{CaO} - 2$, прочие – 1.

В золу переходит, кг:

$$\text{SiO}_2 - 1,73 \cdot 0,48 = 0,83;$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 - 1,73 \cdot 0,37 = 0,64;$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 - 1,73 \cdot 0,12 = 0,21.$$

В том числе: $\text{Fe} - 0,21 \cdot 2 \cdot 55,85 / 159,7 = 0,15$ кг;

$$\text{O} - 0,21 - 0,15 = 0,06 \text{ кг;}$$

$$\text{CaO} - 1,73 \cdot 0,02 = 0,03 \text{ кг;}$$

$$\text{прочие} - 1,73 \cdot 0,01 = 0,02 \text{ кг.}$$

Общее количество SiO_2 , переходящего в шлак, составит:

$$G_{\text{SiO}_2}^{\text{шт}} = G_{\text{SiO}_2}^{\text{агл}} + G_{\text{SiO}_2}^{\text{кокс}} - G_{\text{SiO}_2}^{\text{пыль}} = 8,5 + 0,83 - 0,09 = 9,24 \text{ кг.}$$

Аналогично рассчитаем количество остальных компонентов, переходящих в шлак, кг:

$$G_{\text{Fe}}^{\text{шт}} = G_{\text{Fe}}^{\text{агл}} + G_{\text{Fe}}^{\text{кокс}} - G_{\text{Fe}}^{\text{шт}} - G_{\text{Fe}}^{\text{пыль}} = 13,6 + 0,15 - 2,54 - 0,14 = 11,07;$$

$$G_{\text{FeO}}^{\text{шт}} = \frac{G_{\text{Fe}}^{\text{шт}} \cdot M_{\text{FeO}}}{M_{\text{Fe}}} = \frac{11,07 \cdot 71,85}{55,85} = 14,24;$$

Таблица 1.15

$$G_{CaO}^{шл} = G_{CaO}^{агл} + G_{CaO}^{кокс} - G_{CaO}^{пмль} = 3,9 + 0,03 - 0,04 = 3,89;$$

$$G_{MgO}^{шл} = G_{MgO}^{агл} - G_{MgO}^{пмль} = 1,1 - 0,01 = 1,09;$$

$$G_{Al_2O_3}^{шл} = G_{Al_2O_3}^{агл} + G_{Al_2O_3}^{кокс} - G_{Al_2O_3}^{пмль} = 0,9 + 0,64 - 0,01 = 1,53;$$

$$G_{Cu}^{шл} = \frac{G_{Cu}^{агл} \cdot \epsilon_{Cu}^{шл}}{100} = \frac{2 \cdot 24,5}{100} = 0,49;$$

$$G_{Cu_2O}^{шл} = \frac{G_{Cu}^{шл} \cdot M_{Cu_2O}}{2 \cdot M_{Cu}} = \frac{0,49 \cdot 143}{2 \cdot 63,5} = 0,55;$$

$$G_{Zn}^{шл} = \frac{G_{Zn}^{агл} \cdot \epsilon_{Zn}^{шл}}{100} = \frac{7,5 \cdot 75}{100} = 5,63;$$

$$G_{ZnO}^{шл} = \frac{G_{Zn}^{шл} \cdot M_{ZnO}}{M_{Zn}} = \frac{5,63 \cdot 81,4}{65,4} = 7,01;$$

$$G_{проч}^{шл} = \frac{(G_{проч}^{агл} - G_{проч}^{шт}) \epsilon_{проч}^{шл}}{100} + G_{проч}^{кокс} = \frac{(0,22 - 0,08)98}{100} + 0,02 = 0,16.$$

Количество шлага без учета свинца составит:

$$9,24 + 14,24 + 3,89 + 1,09 + 1,53 + 0,55 + 7,01 + 0,16 = 37,71 \text{ кг.}$$

Принимаем содержание свинца в шлаке равным 1,5 %, тогда содержание PbO будет:

$$C_{PbO}^{шл} = \frac{C_{PbO}^{шл} \cdot M_{PbO}}{M_{Pb}} = \frac{1,5 \cdot 223,2}{207,2} = 1,62 \text{ \%}.$$

Масса PbO в шлаке: $37,71 \cdot 1,62 / (100 - 1,62) = 0,62 \text{ кг.}$

Тогда общее количество шлага: $37,71 + 0,62 = 38,33 \text{ кг.}$

Результаты расчета шлага сведем в табл. 1.14 и 1.15.

Таблица 1.14

Химический состав и количество шлага

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
Pb	0,58	1,50
SiO ₂	9,24	24,11
CaO	3,89	10,15
MgO	1,09	2,84
Al ₂ O ₃	1,53	3,99
Cu	0,49	1,28
Zn	5,63	14,69
Fe	11,07	28,88
O	4,65	12,13
Прочие	0,16	0,42
<i>Итого</i>	38,33	100,00

Вещественный состав и количество шлага

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
PbO	0,62	1,62
SiO ₂	9,24	24,11
CaO	3,89	10,15
MgO	1,09	2,84
Al ₂ O ₃	1,53	3,99
Cu ₂ O	0,55	1,43
ZnO	7,01	18,29
FeO	14,24	37,15
Прочие	0,16	0,42
<i>Итого</i>	38,33	100,00

Расчет состава и количества черного свинца

Количество свинца в черновом металле:

$$G_{Pb}^{с.ч} = G_{Pb}^{агл} - G_{Pb}^{пмль} - G_{Pb}^{шт} - G_{Pb}^{шл} = 47 - 0,94 - 1,41 - 0,58 = 44,07 \text{ кг.}$$

Аналогично находим содержание других компонентов, переходящих в черновую металл, кг:

$$G_{Zn}^{с.ч} = G_{Zn}^{агл} - G_{Zn}^{пмль} - G_{Zn}^{шт} - G_{Zn}^{шл} = 7,5 - 0,15 - 1,13 - 5,63 = 0,59;$$

$$G_{Cu}^{с.ч} = G_{Cu}^{агл} - G_{Cu}^{пмль} - G_{Cu}^{шт} - G_{Cu}^{шл} = 2 - 0,02 - 1 - 0,49 = 0,49;$$

$$G_S^{с.ч} = \frac{G_S^{агл} \cdot \epsilon_S^{с.ч}}{100} = \frac{2,2 \cdot 0,5}{100} = 0,01;$$

$$G_{проч}^{с.ч} = \frac{(G_{проч}^{агл} - G_{проч}^{шт}) \epsilon_{проч}^{с.ч}}{100} = \frac{(0,22 - 0,08)1}{100} = 0,001.$$

Состав и количество черного свинца приведены в табл. 1.16.

Таблица 1.16

Состав и количество черного свинца

Компонент	Количество, кг	Содержание, %
Pb	44,07	97,59
Zn	0,59	1,31
Cu	0,49	1,08
S	0,01	0,02
<i>Итого</i>	45,16	100,00

Расчет количества дутья на горение кокса и состава отходящих газов

Найдем количество серы, переходящей в газы:

$$G_S^{\text{газ}} = \frac{G_S^{\text{агл}} \cdot \varepsilon_S^{\text{газ}}}{100} = \frac{2,2 \cdot 28,5}{100} = 0,63 \text{ кг.}$$

Принимаем, что сера в отходящих газах находится в форме SO_2 . Тогда количество SO_2 в газах:

$$G_{\text{SO}_2}^{\text{газ}} = \frac{G_S^{\text{газ}} \cdot M_{\text{SO}_2}}{M_S} = \frac{0,627 \cdot 64}{32} = 1,26 \text{ кг;}$$

$$V_{\text{SO}_2}^{\text{газ}} = \frac{G_{\text{SO}_2}^{\text{газ}} \cdot 22,4}{M_{\text{SO}_2}} = \frac{1,254 \cdot 22,4}{64} = 0,44 \text{ м}^3.$$

На образование SO_2 потребуется кислорода:

$$G_{\text{O}_2}^{\text{SO}_2} = G_{\text{SO}_2}^{\text{газ}} - G_S^{\text{SO}_2} = 1,26 - 0,63 = 0,63 \text{ кг.}$$

Сжигание кокса в процессе шахтной плавки ведется с учетом создания в печи восстановительной атмосферы, определяемой отношением $\text{CO}_2:\text{CO}$ в газах печи. В нашем случае принимаем отношение $\text{CO}_2:\text{CO}$ равным 2:1, т. е. 2/3 углерода кокса в печи сгорает до CO_2 , а 1/3 до CO .

$$G_C^{\text{CO}_2} = \frac{2}{3} G_C^{\text{кокс}} = \frac{2}{3} 9,79 = 6,53 \text{ кг;}$$

$$G_C^{\text{CO}} = \frac{1}{3} G_C^{\text{кокс}} = \frac{1}{3} 9,79 = 3,26 \text{ кг.}$$

Найдем количество газов, образующихся при горении кокса, и количество кислорода, необходимого на его сжигание, кг:

$$G_{\text{CO}_2}^{\text{газ}} = \frac{G_C^{\text{CO}_2} \cdot M_{\text{CO}_2}}{M_C} = \frac{6,53 \cdot 44}{12} = 23,94;$$

$$G_{\text{O}_2}^{\text{CO}_2} = G_{\text{CO}_2}^{\text{газ}} - G_C^{\text{CO}_2} = 23,94 - 6,53 = 17,41;$$

$$G_{\text{CO}}^{\text{газ}} = \frac{G_C^{\text{CO}} \cdot M_{\text{CO}}}{M_C} = \frac{3,26 \cdot 28}{12} = 7,61;$$

$$G_{\text{O}_2}^{\text{CO}} = G_{\text{CO}}^{\text{газ}} - G_C^{\text{CO}} = 7,61 - 3,26 = 4,35.$$

Всего кислорода в газах в форме CO , CO_2 и SO_2 $4,35 + 17,41 + 0,63 = 22,39$ кг.

Найдем количество кислорода, которое необходимо подать с дутьем:

$$\begin{aligned} G_{\text{O}_2}^{\text{в}} &= G_{\text{O}_2}^{\text{CO}} + G_{\text{O}_2}^{\text{CO}_2} + G_{\text{O}_2}^{\text{SO}_2} + G_{\text{O}_2}^{\text{шл}} + G_{\text{O}_2}^{\text{пыль}} - G_{\text{O}_2}^{\text{агл}} - G_{\text{O}_2}^{\text{кокс}} = \\ &= 4,35 + 17,41 + 0,63 + 4,65 + 0,13 - 13,08 - 0,06 = 14,03 \text{ кг,} \end{aligned}$$

$$V_{\text{O}_2}^{\text{в}} = \frac{G_{\text{O}_2}^{\text{в}} \cdot 22,4}{M_{\text{O}_2}} = \frac{14,03 \cdot 22,4}{32} = 9,82 \text{ м}^3.$$

В качестве дутья используется воздух, содержание кислорода в котором составляет 21 % (объемн.).

Найдем общий объем дутья:

$$V_{\text{в}} = \frac{V_{\text{O}_2}^{\text{в}} \cdot 100}{C_{\text{O}_2}^{\text{в}}} = \frac{9,82 \cdot 100}{21} = 46,76 \text{ м}^3.$$

Количество азота в дутье:

$$V_{\text{N}_2}^{\text{в}} = V_{\text{в}} - V_{\text{O}_2}^{\text{в}} = 46,76 - 9,82 = 36,94 \text{ м}^3;$$

$$G_{\text{N}_2}^{\text{в}} = \frac{V_{\text{N}_2}^{\text{в}} \cdot M_{\text{N}_2}}{22,4} = \frac{36,94 \cdot 28}{22,4} = 46,18 \text{ кг.}$$

Масса дутья составит:

$$G_{\text{д}} = G_{\text{O}_2}^{\text{д}} + G_{\text{N}_2}^{\text{д}} = 14,03 + 46,18 = 60,21 \text{ кг.}$$

На основании выполненных расчетов составим таблицу (1.17) количества и состава отходящих газов.

Таблица 1.17

Количество и состав отходящих газов

Компонент	Количество		Содержание	
	кг	м ³	% по массе	% по объему
SO_2	1,26	0,44	1,59	0,78
N_2	46,18	36,94	58,11	65,66
CO_2	23,94	12,19	30,12	21,67
CO	7,61	6,09	9,58	10,82
H_2O	0,48	0,60	0,60	1,07
Всего	79,47	56,26	100,00	100,00

На основании проведенных расчетов составим табл. 1.18 предварительного материального баланса процесса шахтной плавки свинцового агломерата.

Таблица 1.18

Предварительный материальный баланс
шахтной плавки свинцового агломерата, кг

Материал	Pb	Zn	Cu	Fe	S	O	N ₂	H ₂ O	C	SiO ₂	CaO	Al ₂ O ₃	MgO	Прочие	Всего
<i>Поступило</i>															
Агломерат	47,00	7,50	2,00	13,60	2,20	13,08	-	-	-	8,50	3,90	0,90	1,10	0,22	100,00
Кокс	-	-	-	0,15	-	0,06	-	0,48	9,79	0,83	0,03	0,64	-	0,02	12,00
Воздух	-	-	-	-	-	14,03	46,18	-	-	-	-	-	-	-	60,21
Итого	47,00	7,50	2,00	13,75	2,20	27,17	46,18	0,48	9,79	9,33	3,93	1,54	1,10	0,24	172,21
<i>Получено</i>															
Штейн	1,41	1,13	1,00	2,54	1,54	-	-	-	-	-	-	-	-	0,08	7,70
Шлак	0,58	5,63	0,49	11,07	-	4,65	-	-	-	9,24	3,89	1,53	1,09	0,16	38,33
Черновой свинец	44,07	0,59	0,49	0,01	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	45,16
Пыль	0,94	0,15	0,02	0,14	0,02	0,13	-	-	-	0,09	0,04	0,01	0,01	-	1,55
Отходящие газы	-	-	-	-	0,63	22,39	46,18	0,48	9,79	-	-	-	-	-	79,47
Итого	47,00	7,50	2,00	13,75	2,20	27,17	46,18	0,48	9,79	9,33	3,93	1,54	1,10	0,24	172,21

1.1.2.2. Тепловой баланс шахтной плавки свинцового агломерата

Тепловой баланс шахтной плавки свинцового агломерата рассчитывается на основе материального баланса процесса.

Для расчета теплового баланса шахтной плавки принимаем:

- температура агломерата $t_{агл} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$;
- теплоемкость агломерата $C_{агл} = 0,12 \text{ ккал}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$;
- температура кокса $t_{кокс} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$;
- теплоемкость кокса $C_{кокс} = 0,2 \text{ ккал}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$;
- температура воздуха $t_{в} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$;
- теплоемкость воздуха $C_{в} = 0,31 \text{ ккал}/(\text{м}^3\cdot^\circ\text{C})$
- температура черного свинца $t_{с,ч} = 800 \text{ }^\circ\text{C}$;
- теплоемкость черного свинца $C_{с,ч} = 0,033 \text{ ккал}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$;
- температура шлака $t_{шл} = 1250 \text{ }^\circ\text{C}$;
- теплоемкость шлака $C_{шл} = 0,3 \text{ ккал}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$;
- температура штейна $t_{шт} = 1200 \text{ }^\circ\text{C}$;
- теплоемкость штейна $C_{шт} = 0,2 \text{ ккал}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$;
- температура пыли $t_{пыль} = 300 \text{ }^\circ\text{C}$;
- теплоемкость пыли $C_{пыль} = 0,12 \text{ ккал}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$;
- температура отходящих газов $t_{газ} = 300 \text{ }^\circ\text{C}$;
- теплоемкость SO_2 $C_{\text{SO}_2} = 0,57 \text{ ккал}/(\text{м}^3\cdot^\circ\text{C})$;
- теплоемкость N_2 $C_{\text{N}_2} = 0,338 \text{ ккал}/(\text{м}^3\cdot^\circ\text{C})$;
- теплоемкость CO_2 $C_{\text{CO}_2} = 0,562 \text{ ккал}/(\text{м}^3\cdot^\circ\text{C})$;
- теплоемкость CO $C_{\text{CO}} = 0,345 \text{ ккал}/(\text{м}^3\cdot^\circ\text{C})$;
- теплоемкость воды (пар) $C_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{п}} = 0,428 \text{ ккал}/(\text{м}^3\cdot^\circ\text{C})$;
- теплоемкость воды (жидкость) $C_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{ж}} = 1 \text{ ккал}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$;
- теплота испарения воды при $100 \text{ }^\circ\text{C}$ $\lambda_{\text{H}_2\text{O}} = 539 \text{ ккал}/\text{кг}$;
- расход воды на охлаждение кессонов при $\Delta t = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ – $3 \text{ м}^3/\text{т}$ шихты.

Приход тепла

Приход тепла при шахтной плавке состоит из физического тепла исходных веществ и тепла экзотермических реакций.

Если в расчете теплового баланса строго следовать порядку протекания физико-химических и тепловых процессов, то вначале необходимо найти количество тепла на нагрев исходных веществ до температур, при которых протекают реакции, и рассчитать тепловые эффекты реакций при этих температурах. Затем рассчитать количество тепла, необходимого на нагрев продуктов от температур, при которых они образуются, до температуры плавки.

Мы предлагаем иной порядок расчета тепловых эффектов в шахтной печи, при котором будем использовать значения стандартных энтальпий реакций. В этом случае физическое тепло исходных веществ и продуктов реакций должно рассчитываться относительно стандартной температуры, т. е. для 25 °С. Такой прием не противоречит закону Гесса, а расчет становится проще и понятнее. При этом в общем виде физическое тепло i -го материала Q_i^{Φ} рассчитывается по формуле

$$Q_i^{\Phi} = G_i \cdot C_i (t_i - 25),$$

где G_i – масса i -го материала, кг;

t_i – температура i -го материала, °С;

C_i – теплоемкость i -го материала, ккал/(кг·°С).

Найдем физическое тепло агломерата:

$$Q_{\text{агл}}^{\Phi} = G_{\text{агл}} \cdot C_{\text{агл}} (t_{\text{агл}} - 25) = 100 \cdot 0,12(20 - 25) = -60 \text{ ккал.}$$

Отрицательное значение этой величины означает, что на нагрев поступающего на плавку материала требуется тепло.

Физическое тепло кокса:

$$Q_{\text{кокс}}^{\Phi} = G_{\text{кокс}} \cdot C_{\text{кокс}} (t_{\text{кокс}} - 25) = 12 \cdot 0,2(20 - 25) = -12 \text{ ккал.}$$

Физическое тепло воздуха:

$$Q_{\text{в}}^{\Phi} = V_{\text{в}} \cdot C_{\text{в}} (t_{\text{в}} - 25) = 46,76 \cdot 0,31(20 - 25) = -72,48 \text{ ккал.}$$

Всего приход физического тепла:

$$Q_{\text{ф}}^{\text{прих}} = Q_{\text{агл}}^{\Phi} + Q_{\text{кокс}}^{\Phi} + Q_{\text{в}}^{\Phi} = -60 - 12 - 72,48 = -144,48 \text{ ккал.}$$

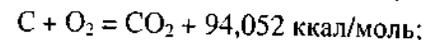
В процессе шахтной плавки СО и СО₂ образуются за счет реакций окисления углерода кокса кислородом дутья и восстановления оксидов агломерата. Тепло от окисления углерода кислородом дутья мо-

жет быть рассчитано с использованием известных реакций взаимодействия С и О₂.

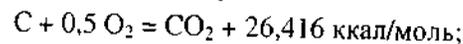
Для расчета тепловых эффектов восстановления оксидов углеродом принимаем следующую схему. Вначале PbO разлагается до Pb и О₂ (в соответствии с количеством Pb в черновом металле), Fe₃O₄ и Fe₂O₃ до FeO (железо в шлаке принимаем в форме FeO) и О₂. Образующийся кислород и кислород дутья окисляют углерод кокса до СО и СО₂.

Тогда в приходной части теплового баланса рассчитывается тепло от окисления всего углерода по известным реакциям взаимодействия его с кислородом, а в расходной части следует учесть тепло, затрачиваемое на разложение оксидов свинца на Pb и О₂ и оксидов железа на FeO и О₂.

Тепло реакций окисления углерода кокса (Q_1 и Q_2):



$$Q_1 = 94,052 \frac{G_{CO_2}^{\text{газ}}}{M_{CO_2}} = 94,052 \frac{23940}{44} = 51172,84 \text{ ккал};$$



$$Q_2 = 26,416 \frac{G_{CO}^{\text{газ}}}{M_{CO}} = 26,416 \frac{7610}{28} = 7179,49 \text{ ккал.}$$

Образование SO₂ при плавке происходит либо за счет окисления сульфидов агломерата, либо при разложении сульфатов. Тепловыми эффектами, связанными с преобразованием серы и ее соединений, пренебрегаем, так как содержание серы в агломерате мало и в сульфидной форме присутствует меньшая ее доля.

Тепловыми эффектами реакций шлакообразования также пренебрегаем, поскольку они в основном протекают в процессе агломерации.

Итого общий приход тепла составит:

$$Q_{\text{прих}} = Q_1 + Q_2 + Q_{\text{ф}}^{\text{прих}} = 51172,84 + 7179,49 - 144,48 = 58207,85 \text{ ккал.}$$

Расход тепла

Физическое тепло продуктов плавки

Тепло на нагрев черного свинца:

$$Q_{с.ч}^{\phi} = G_{с.ч} \cdot C_{с.ч} (t_{с.ч} - 25) = 45,16 \cdot 0,033(800 - 25) = 1154,97 \text{ ккал.}$$

Тепло на нагрев штейна:

$$Q_{шт}^{\phi} = G_{шт} \cdot C_{шт} (t_{шт} - 25) = 7,7 \cdot 0,2(1200 - 25) = 1809,5 \text{ ккал.}$$

Тепло на нагрев пыли:

$$Q_{пыль}^{\phi} = G_{пыль} \cdot C_{пыль} (t_{пыль} - 25) = 1,55 \cdot 0,12(300 - 25) = 51,15 \text{ ккал.}$$

Тепло на нагрев шлака:

$$Q_{шл}^{\phi} = G_{шл} \cdot C_{шл} (t_{шл} - 25) = 38,33 \cdot 0,3(1250 - 25) = 14 086,28 \text{ ккал.}$$

Тепло на нагрев газов:

$$Q_{SO_2}^{\phi} = V_{SO_2} \cdot C_{SO_2} (t_{газ} - 25) = 0,44 \cdot 0,57(300 - 25) = 68,97 \text{ ккал;}$$

$$Q_{N_2}^{\phi} = V_{N_2} \cdot C_{N_2} (t_{газ} - 25) = 36,94 \cdot 0,338(300 - 25) = 3 433,57 \text{ ккал;}$$

$$Q_{CO_2}^{\phi} = V_{CO_2} \cdot C_{CO_2} (t_{газ} - 25) = 12,19 \cdot 0,562(300 - 25) = 1 883,96 \text{ ккал;}$$

$$Q_{CO}^{\phi} = V_{CO} \cdot C_{CO} (t_{газ} - 25) = 6,09 \cdot 0,345(300 - 25) = 577,79 \text{ ккал;}$$

$$Q_{H_2O}^{\phi} = G_{H_2O} \cdot C_{H_2O}^*(100 - 25) + G_{H_2O} \cdot \lambda_{H_2O} + V_{H_2O} \cdot C_{H_2O}^r (t_{газ} - 100) = \\ = 0,48 \cdot 1 \cdot (100 - 25) + 0,48 \cdot 539 + 0,6 \cdot 0,428(300 - 100) = 346,08 \text{ ккал;}$$

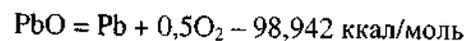
$$Q_{газ}^{\phi} = Q_{SO_2}^{\phi} + Q_{N_2}^{\phi} + Q_{CO_2}^{\phi} + Q_{CO}^{\phi} + Q_{H_2O}^{\phi} = 68,97 + 3 433,57 + 1 883,96 + \\ + 577,79 + 346,08 = 6 310,37 \text{ ккал.}$$

Итого физическое тепло продуктов плавки:

$$Q_{ф}^{расх} = Q_{с.ч}^{\phi} + Q_{шт}^{\phi} + Q_{пыль}^{\phi} + Q_{шл}^{\phi} + Q_{газ}^{\phi} = 1154,97 + 1809,5 + 51,15 + \\ + 14 086,28 + 6310,27 = 23412,27 \text{ ккал.}$$

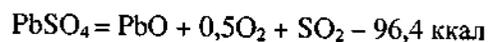
Затраты тепла на протекание эндотермических реакций

При разложении оксида свинца по реакции



образуется 44,07 кг Pb (в соответствии с количеством Pb в черновом металле). Следовательно, на эту реакцию будет затрачено $98,942 \cdot 44 070 / 207,2 = 21 044,28$ ккал.

В агломерате в форме PbSO₄ содержится 4,75 кг Pb, тогда на восстановление PbSO₄ по реакции

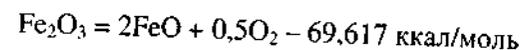


будет затрачено: $4 750 / 207,2 \cdot 96,4 = 2209,94$ ккал.

Количество Fe₂O₃ в агломерате равно:

$$G_{Fe_2O_3}^{агл} = \frac{0,5 \cdot G_{Fe}^{агл} \cdot M_{Fe_2O_3}}{100 \cdot 3 \cdot M_{Fe}} = \frac{0,5 \cdot 13,6 \cdot 159,7}{2 \cdot 55,85} = 9,72 \text{ кг.}$$

На восстановление Fe₂O₃ до FeO по реакции

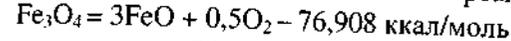


будет затрачено: $69,617 \cdot 9 720 / 159,7 = 4237,18$ ккал.

Количество Fe₃O₄ в агломерате равно:

$$G_{Fe_3O_4}^{агл} = \frac{0,5 \cdot G_{Fe}^{агл} \cdot M_{Fe_3O_4}}{100 \cdot 3 \cdot M_{Fe}} = \frac{0,5 \cdot 13,6 \cdot 231,55}{3 \cdot 55,85} = 9,4 \text{ кг.}$$

На восстановление Fe₃O₄ до FeO по реакции

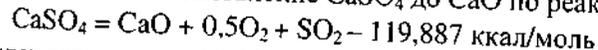


будет затрачено: $76,908 \cdot 9 400 / 231,55 = 3 122,16$ ккал.

Количество диссоциирующего CaSO₄ равно:

$$G_{CaSO_4}^{агл} = \frac{2 \cdot 0,5 \cdot G_S^{агл} \cdot M_{CaSO_4}}{3 \cdot M_S} = \frac{2 \cdot 0,5 \cdot 2,2 \cdot 136,1}{3 \cdot 32} = 3,12 \text{ кг.}$$

Тогда на восстановление CaSO₄ до CaO по реакции



будет затрачено: $119,887 \cdot 3120 / 136,1 = 2 748,33$ ккал.

Итого расход тепла на эндотермические реакции составит:

$$Q_{нд} = 21 044,28 + 3 122,16 + 4 237,18 + 2 209,94 + 2 748,33 = 33 361,89 \text{ ккал.}$$

Потери тепла с охлаждающей водой кессонов

Расход охлаждающей воды составит $3 \cdot 100/1000 = 0,3 \text{ м}^3$ на 100 кг агломерата, а потери тепла с водой – $0,3 \cdot 1 \cdot 30 \cdot 1000 = 9000$ ккал.

Потерями тепла через кладку горна пренебрегаем, так как их доля в общих затратах не превышает 1 %.

Итого расход тепла составит:

$$Q_{расх} = Q_{физ} + Q_{нд} + Q_{кес} = 23 412,27 + 33 361,89 + 9 000 = 65 774,16 \text{ ккал.}$$

Невязка теплового баланса составит:

$$Q_{прих} - Q_{расх} = 58 207,85 - 65 774,16 = -7 566,31 \text{ ккал.}$$

Отрицательная невязка теплового баланса означает нехватку тепла для поддержания необходимой температуры процесса. Для компенсации невязки тепла при неизменности состава дутья необходимо увеличить расход кокса.

В нашем случае для шахтной плавки принятого расхода кокса не хватило для замыкания теплового баланса. Рассчитаем, какое количество кокса необходимо для восполнения недостающего тепла.

При горении кокса часть выделяемого тепла тратится на нагрев продуктов сгорания самого топлива, а остальное тепло (которое мы назовем эффективным теплом) идет на компенсацию тепловых затрат технологического процесса.

$$q_{\text{эф}} = Q_{\text{прих}}^{\text{Г.К}} - Q_{\text{расх}}^{\text{Г.К}}$$

где $q_{\text{эф}}$ – эффективное тепло горения кокса;

$Q_{\text{прих}}^{\text{Г.К}}$ – приход тепла в процессе горения кокса;

$Q_{\text{расх}}^{\text{Г.К}}$ – затраты тепла в процессе горения кокса.

Исходя из принятого выше состава кокса, найдем **эффективное тепло** его сгорания в расчете на 100 кг рабочей массы.

Масса сухого кокса составляет $100 \cdot 0,96 = 96$ кг.

В 100 кг влажного кокса содержится, кг:

– влаги $100 \cdot 0,04 = 4$;

– углерода $96 \cdot 0,85 = 81,6$;

– SiO_2 $96 \cdot 0,15 \cdot 0,48 = 6,91$;

– Al_2O_3 $96 \cdot 0,15 \cdot 0,37 = 5,33$;

– Fe_2O_3 $96 \cdot 0,15 \cdot 0,12 = 1,73$ кг. в том числе Fe $\frac{1,73 \cdot 2 \cdot 55,85}{159,7} =$

$= 1,21$;

– CaO $96 \cdot 0,15 \cdot 0,02 = 0,29$;

– прочих зол $96 \cdot 0,15 \cdot 0,01 = 0,14$.

Углерод кокса в процессе шахтной плавки окисляется до CO_2 и CO в соответствии с принятым ранее соотношением $\text{CO}_2:\text{CO}$ в газе печи, равным 2:1, т. е. $2/3$ углерода кокса в печи сгорает до CO_2 , а $1/3$ – до CO :

$$G_{\text{C}}^{\text{CO}_2} = \frac{2}{3} G_{\text{C}}^{\text{кокс}} = \frac{2}{3} 81,6 = 54,4 \text{ кг};$$

$$G_{\text{C}}^{\text{CO}} = \frac{1}{3} G_{\text{C}}^{\text{кокс}} = \frac{1}{3} 81,6 = 27,2 \text{ кг}.$$

Найдем количество газов, образующихся при горении кокса, и количество кислорода, необходимого на горение, кг:

$$G_{\text{CO}_2}^{\text{газ}} = \frac{G_{\text{C}}^{\text{CO}_2} \cdot M_{\text{CO}_2}}{M_{\text{C}}} = \frac{54,4 \cdot 44}{12} = 199,47;$$

$$G_{\text{O}_2}^{\text{CO}_2} = G_{\text{CO}_2}^{\text{газ}} - G_{\text{C}}^{\text{CO}_2} = 199,475 - 54,4 = 145,07;$$

$$G_{\text{CO}}^{\text{газ}} = \frac{G_{\text{C}}^{\text{CO}} \cdot M_{\text{CO}}}{M_{\text{C}}} = \frac{27,2 \cdot 28}{12} = 63,47;$$

$$G_{\text{O}_2}^{\text{CO}} = G_{\text{CO}}^{\text{газ}} - G_{\text{C}}^{\text{CO}} = 63,47 - 27,2 = 36,27$$

В окислении углерода кокса при его горении участвует кислород дутья и кислород кокса, образующийся при разложении Fe_2O_3 кокса на FeO и O_2 . Найдем количество кислорода, образующегося при разложении Fe_2O_3 .

$$G_{\text{O}_2}^{\text{кокс}} = \frac{G_{\text{Fe}_2\text{O}_3}^{\text{кокс}} \cdot M_{\text{O}_2}}{M_{\text{Fe}_2\text{O}_3}} = \frac{1,73 \cdot 16}{159,7} = 0,17 \text{ кг}.$$

Тогда с дутьем необходимо подать на 100 кг кокса:

$$G_{\text{O}_2}^{\text{в}} = G_{\text{O}_2}^{\text{CO}_2} + G_{\text{O}_2}^{\text{CO}} - G_{\text{O}_2}^{\text{кокс}} = 145,07 + 36,27 - 0,17 = 181,17 \text{ кг}$$

или

$$V_{\text{O}_2}^{\text{в}} = \frac{G_{\text{O}_2}^{\text{в}} \cdot 22,4}{M_{\text{O}_2}} = \frac{181,17 \cdot 22,4}{32} = 126,82 \text{ м}^3.$$

Содержание кислорода в дутье составляет **21 %**. Найдем общий объем дутья:

$$V_{\text{в}} = \frac{V_{\text{O}_2}^{\text{в}} \cdot 100}{C_{\text{O}_2}^{\text{в}}} = \frac{126,82 \cdot 100}{21} = 603,9 \text{ м}^3.$$

Количество азота в дутье:

$$V_{\text{N}_2}^{\text{в}} = V_{\text{в}} - V_{\text{O}_2}^{\text{в}} = 603,9 - 126,82 = 477,08 \text{ м}^3.$$

Количество газов, образующихся при сжигании 100 кг влажного кокса, сведем в табл. 1.19.

Таблица 1.19

Состав и количество газов образующихся при сжигании 100 кг кокса

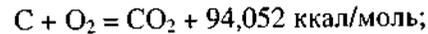
Компонент	Количество		Содержание	
	кг	м ³	% по массе	% по объему
CO ₂	199,47	101,55	23,11	16,01
CO	63,47	50,78	7,35	8,00
H ₂ O	4,00	4,98	0,46	0,79
N ₂	596,35	477,08	69,08	75,20
Итого	863,29	634,39	100,00	100,00

В шлак переходят компоненты золы в следующих количествах:

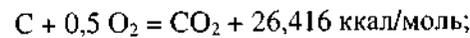
– SiO ₂	6,19 кг;
– Al ₂ O ₃	5,33 кг;
– FeO	1,56 кг (1,73 · 2 · 71,85 / 159,7);
– CaO	0,29 кг;
– прочие золы	0,14 кг.
Итого:	14,23 кг.

Рассчитаем приход тепла при горении кокса.

Тепло реакций окисления углерода кокса:



$$Q_1 = 94,052 \frac{G_{CO_2}^{\text{газ}}}{M_{CO_2}} = 94,052 \frac{199\,470}{44} = 426\,376,19 \text{ ккал};$$



$$Q_2 = 26,416 \frac{G_{CO}}{M_{CO}} = 26,416 \frac{63\,470}{28} = 59\,879,41 \text{ ккал}.$$

Физическое тепло кокса:

$$Q_{\text{кокс}}^{\phi} = G_{\text{кокс}} \cdot C_{\text{кокс}} (t_{\text{кокс}} - 25) = 100 \cdot 0,2(20 - 25) = -100 \text{ ккал}.$$

Физическое тепло дутья:

$$Q_{\text{в}}^{\phi} = V_{\text{в}} \cdot C_{\text{в}} \cdot (t_{\text{в}} - 25) = 603,9 \cdot 0,31 \cdot (20 - 25) = -936,05 \text{ ккал}.$$

Итого приход тепла составит:

$$Q_{\text{прих}}^{\text{г.к}} = Q_1 + Q_2 + Q_{\text{кокс}}^{\phi} + Q_{\text{в}}^{\phi} = 426\,376,19 + 59\,879,41 - 100 - 936,05 = 485\,219,55 \text{ ккал}.$$

Рассчитаем расход тепла при горении кокса.

Затраты тепла на нагрев продуктов горения:

$$Q_{CO_2}^{\phi} = V_{CO_2} \cdot C_{CO_2} (t_{\text{газ}} - 25) = 101,55 \cdot 0,562(300 - 25) = 15\,694,55 \text{ ккал};$$

$$Q_{CO}^{\phi} = V_{CO} \cdot C_{CO} (t_{\text{газ}} - 25) = 50,78 \cdot 0,345(300 - 25) = 4\,817,75 \text{ ккал};$$

$$Q_{H_2O}^{\phi} = G_{H_2O} \cdot C_{H_2O}^*(100 - 25) + G_{H_2O} \cdot \lambda_{H_2O} + V_{H_2O} \cdot C_{H_2O}^r (t_{\text{газ}} - 100) = 4 \cdot 1(100 - 25) + 4 \cdot 539 + 4,98 \cdot 0,428(300 - 100) = 2\,882,29 \text{ ккал};$$

$$Q_{N_2}^{\phi} = V_{N_2} \cdot C_{N_2} (t_{\text{газ}} - 25) = 477,08 \cdot 0,338(300 - 25) = 44\,344,59 \text{ ккал}.$$

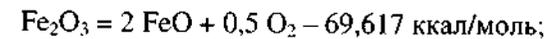
Итого на нагрев газов затрачивается тепла:

$$Q_{\text{газ}}^{\phi} = Q_{CO_2}^{\phi} + Q_{CO}^{\phi} + Q_{H_2O}^{\phi} + Q_{N_2}^{\phi} = 15\,694,55 + 4\,817,75 + 2\,882,29 + 44\,344,59 = 67\,739,18 \text{ ккал}.$$

Рассчитаем затраты тепла на нагрев золы кокса, приняв теплоемкость и температуру золы такими же, как и для шлака:

$$Q_3^{\phi} = G_3 \cdot C_3 (t_3 - 25) = 14,23 \cdot 0,3(1250 - 25) = 5\,229,53 \text{ ккал}.$$

Затраты тепла на разложение гематита ($Q_{\text{энд}}$) золы кокса:



$$Q_{\text{энд}} = 69,617 \frac{G_{Fe_2O_3}^{\text{газ}}}{M_{Fe_2O_3}} = 69,617 \frac{1\,730}{159,7} = 754,15 \text{ ккал}.$$

Итого расход тепла:

$$Q_{\text{расх}}^{\text{г.к}} = Q_{\text{газ}}^{\phi} + Q_3^{\phi} + Q_{\text{энд}} = 67\,739,18 + 5\,229,53 + 754,15 = 73\,722,86 \text{ ккал}.$$

Тогда эффективное тепло горения 100 кг кокса будет равно:

$$q_{\text{эф}} = Q_{\text{прих}}^{\text{г.к}} - Q_{\text{расх}}^{\text{г.к}} = 485\,219,55 - 73\,722,86 = 411\,496,69 \text{ ккал},$$

или в расчете на 1 кг кокса: $411\,496,69 / 100 = 4\,114,97$ ккал.

Дополнительно необходимое количество кокса составит: $7566,31 / 4114,97 = 1,84$ кг. На это количество кокса необходимо: $1,84 \cdot 603,9 / 100 = 11,11$ м³ дутья. Таким образом, суммарное количество кокса будет равно: $12 + 1,84 = 13,84$ кг.

Тепловой баланс по результатам расчетов сводим в табл. 1.20.

Таблица 1.20

Тепловой баланс шахтной плавки свинцового агломерата		
Статьи баланса	Количество, ккал	Содержание, %
<i>Приход тепла</i>		
Горение топлива	67299,43	100,24
Физическое тепло:		
кокса	-13,84	-0,02
агломерата	-60,00	-0,09
дутья	-89,70	-0,13
<i>Итого</i>	67135,89	100
<i>Расход тепла</i>		
Нагрев		
отходящих газов	7556,77	11,26
шлака	14182,50	21,12
чернового свинца	1154,97	1,72
штейна	1809,50	2,69
пыли	51,15	0,08
Эндотермические реакции	33375,77	49,72
Потери с охлаждающей водой	9000,00	13,41
Невязка	5,23	-
<i>Итого</i>	67135,89	100

Состав и количество отходящих газов с учетом газов, образующихся при сжигании дополнительного количества кокса, приведены в табл. 1.21.

Таблица 1.21

Состав и количество отходящих газов

Компонент	Количество		Содержание	
	кг	м ³	% по массе	% по объему
SO ₂	1,26	0,44	1,32	0,65
N ₂	57,15	45,72	59,93	67,31
CO ₂	27,61	14,06	28,96	20,70
CO	8,78	7,02	9,21	10,34
H ₂ O	0,55	0,68	0,58	1,00
<i>Итого</i>	95,35	67,92	100,00	100,00

1.1.2.3. Окончательный материальный баланс шахтной плавки свинцового агломерата

На основании всех проведенных расчетов составляем табл. 1.22 окончательного (уточненного) материального баланса процесса шахтной плавки свинцового агломерата.

Таблица 1.22

Окончательный материальный баланс шахтной плавки свинцового агломерата, кг

Материал	Pb	Zn	Cu	Fe	S	O	N ₂	H ₂ O	C	SiO ₂	CaO	Al ₂ O ₃	MgO	Прочие	Всего
Агломерат	47,00	7,50	2,00	13,60	2,20	13,08	-	-	-	8,50	3,90	0,90	1,10	0,22	100,00
Кокс	-	-	-	0,17	-	0,07	-	0,55	11,29	0,96	0,04	0,74	-	0,02	13,84
Воздух	-	-	-	-	-	17,36	57,15	-	-	-	-	-	-	-	74,51
<i>Итого</i>	47,00	7,50	2,00	13,77	2,20	30,51	57,15	0,55	11,29	9,46	3,94	1,64	1,10	0,24	188,35
Штейн	1,41	1,13	1,00	2,54	1,54	-	-	-	-	-	-	-	-	0,08	7,70
Шлак	0,58	5,63	0,49	11,09	-	4,66	-	-	-	9,37	3,90	1,63	1,09	0,16	38,60
Черновой свинец	44,07	0,59	0,49	-	0,01	-	-	-	-	-	-	-	-	-	45,16
Пыль	0,94	0,15	0,02	0,14	0,02	0,13	-	-	-	0,09	0,04	0,01	0,01	-	1,55
Отходящие газы	-	-	-	-	0,63	25,73	57,15	0,55	11,29	-	-	-	-	-	95,35
<i>Итого</i>	47,00	7,50	2,00	13,77	2,20	30,52	57,15	0,55	11,29	9,46	3,94	1,64	1,10	0,24	188,36

1.1.2.4. Расчет шахтной печи

Определение оптимального количества дутья

По следующей формуле определяем предельное количество дутья (К):

$$K = \frac{265 \cdot \omega_1 \cdot a}{\Phi} \sqrt{\frac{h_1 \cdot \gamma_1 + h_2 \cdot \gamma_2 + \dots}{\gamma_0^{\text{газ}} (1 + \beta \cdot t_{\text{ср}}^{\text{газ}}) \left[\frac{h_1}{l_1} \left(\frac{2 \cdot \omega_1}{\omega_1 + \omega_2} \right)^2 + \frac{h_2}{l_2} \left(\frac{2 \cdot \omega_1}{\omega_1 + \omega_2} \right)^2 + \dots \right]}}$$

где ω_1, ω_2 – величина площади свободных проходов между кусками в слоях 1 и 2 шихты, доли единицы;

a – безразмерный коэффициент, учитывающий неточности при определении ω ;

Φ – количество газов, образующихся в печи на единицу дутья, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

h_1, h_2 – высота слоев шихты, м;

γ_1, γ_2 – кажущаяся плотность шихтовых материалов, $\text{кг}/\text{м}^3$;

l_1, l_2 – средний размер кусков шихтовых материалов по фракциям 1 и 2, м;

$\gamma_0^{\text{газ}}$ – приведенная к нормальным условиям плотность газов в печи, $\text{кг}/\text{м}^3$;

β – коэффициент $\frac{1}{273}$;

$t_{\text{ср}}^{\text{газ}}$ – средняя температура газов в слоях шихты, $^{\circ}\text{C}$.

Значения входящих в формулу величин по составу и характеристике шихты внесены в табл. 1.23. На основании данных ситовых анализов этих материалов (табл. 1.24) найдем средний размер кусков агломерата и кокса.

Таблица 1.23

Состав и характеристика шихты

Материал	Массовый состав шихты, т	Насыпная масса, $\text{т}/\text{м}^3$	Объемный состав шихты, м^3	Объемная доля, %	Высота слоя при $H_{\text{обш}}=1 \text{ м}$, м	Кажущаяся плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$	$\omega_{\text{ср}}$	$l_{\text{ср}}$, м
Агломерат	100,0	1,10	91,0	78	0,78	1400	0,150	0,014
Кокс	11,5	0,45	25,6	22	0,22	970	0,215	0,050
<i>Итого</i>	111,5	-	116,6	100	1,00	-	-	-

Ситовые анализы материалов шихты

Материал	Класс, %				
	+100 мм	-100...+50 мм	-50...+20 мм	-20...+5 мм	-5 мм
Агломерат	-	15	65	15	5
Кокс	10	45	35	10	-

Средние размеры кусков агломерата и кокса вычисляются на основе данных ситовых анализов этих материалов, приведенных в табл. 1.24.

Средний размер кусков агломерата

Весь агломерат представлен средними размерами: крупные куски ($l_{\text{кр}} = 38,2 \text{ мм}$) – 80 %; мелкие куски ($l_{\text{мел}} = 4,35 \text{ мм}$) – 20 %.

Средний размер кусков агломерата будет составлять:

$$l_{\text{ср}} = 0,3 \cdot l_{\text{кр}} + 0,7 \cdot l_{\text{мел}} = 0,3 \cdot 38,2 + 0,7 \cdot 4,35 = 14,4 \text{ мм} = 0,014 \text{ м}.$$

Средний размер кусков кокса

Крупная часть кокса представлена кусками 120 мм – 10 % (18,2 %) и 75 мм – 45 % (81,8 %):

$$l_{\text{кр}} = 0,9(0,818 \cdot 75 + 0,182 \cdot 120) = 75 \text{ мм}.$$

Мелкая часть кокса представлена кусками 35 мм – 35 % (77,8 %) и 12 мм – 10 % (22,2 %):

$$l_{\text{мел}} = 0,3 \cdot 35 + 0,7 \cdot 12 = 18,9 \text{ мм}.$$

Весь кокс представлен средними размерами: крупные куски ($l_{\text{кр}} = 75 \text{ мм}$) – 55 %; мелкие куски ($l_{\text{мел}} = 18,9 \text{ мм}$) – 45 %.

$$l_{\text{ср}} = 0,55 \cdot l_{\text{кр}} + 0,45 \cdot l_{\text{мел}} = 0,55 \cdot 75 + 0,45 \cdot 18,9 = 49,8 \text{ мм} = 0,05 \text{ м}.$$

За расчетную единицу объема принимается слой шихты высотой 1 м и сечением 1 м^2 .

Расположение материалов снизу вверх: кокс, а затем агломерат.

Высота слоя агломерата в единице объема 0,78 м, кокса – 0,22 м (см. табл. 1.23).

Средняя температура газов в печи при температуре фокуса печи $1300 \text{ }^{\circ}\text{C}$ и температуре отходящих газов $250 \text{ }^{\circ}\text{C}$ составляет:

$$t_{\text{ср}}^{\text{газ}} = \frac{1300 + 250}{2} = 775 \text{ }^{\circ}\text{C};$$

$$\varphi = \frac{V_{\text{газ}}}{V_a} = \frac{73,95}{65,6} = 1,13 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$\gamma_0^{\text{газ}} = \frac{100,79}{73,95} = 1,36 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

Значение коэффициента a принимается равным 0,6.

Предельное количество дутья:

$$K = \frac{265 \cdot 0,215 \cdot 0,6}{1,13} \sqrt{\frac{0,22 \cdot 970 + 0,78 \cdot 1400}{1,36 \left(1 + \frac{775}{273} \right) \left[\frac{0,22 \left(\frac{2 \cdot 0,215}{0,05(0,215 + 0,15)} \right)^2 + \frac{0,78 \left(\frac{2 \cdot 0,215}{0,014(0,15 + 0,215)} \right)^2 \right]}}}} = 52,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин}).$$

По величине K определяют оптимальное количество дутья по формуле

$$K_o = (0,6 \dots 0,9) \cdot K.$$

Учитывая абсолютную недопустимость продувов слоя шихты при свинцовой плавке, принимаем наименьшее значение коэффициента K в формуле

$$K_o = 0,6 \cdot K = 0,6 \cdot 52,4 = 31,44 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин}).$$

Определение удельной производительности печи

Удельная производительность печи a , т/(м²·сут), рассчитывается по формуле, выведенной из предположения, что производительность печи является прямой функцией от интенсивности сжигания топлива (кокса):

$$a = 6 \frac{K_o \cdot \tau}{m \cdot n},$$

где K_o – оптимальное количество дутья, м³/(м²·мин);

τ – число рабочих часов в сутки, ч;

m – удельный расход кокса, % от массы шихты;

n – удельный расход дутья (воздуха) на единицу кокса, м³/кг.

$$\text{При } \tau = 22 \text{ ч, } m = 11,5 \%, n = \frac{65,6}{11,5} = 5,8 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$a = 6 \frac{31,44 \cdot 22}{11,5 \cdot 5,8} = 62,2 \text{ т}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут}).$$

Полученная удельная производительность согласуется с данными заводской практики.

Определение основных размеров печи

Площадь поперечного сечения печи на уровне фурм рассчитывается по формуле

$$F = \frac{A}{a} = \frac{400}{62,2} = 6,43 \text{ м}^2,$$

где A – суточная производительность печи по перерабатываемому агломерату, 400 т/сут.

Ширину шахтной печи на уровне фурм (B) с учетом данных практики принимаем равной 1,35 м.

Длина печи рассчитывается по формуле

$$L = \frac{F}{B} = \frac{6,43}{1,35} \approx 4,8 \text{ м}.$$

При стандартной ширине кессона 800 мм и зазоре между кессонами 10 мм число кессонов по длине печи равно 6. В связи с этим уточненная длина печи будет равна: $L = 0,8 \cdot 6 + 5 \cdot 0,01 = 4,85 \text{ м}$.

Уточненная по размерам стандартных кессонов площадь печи

$$F = 1,35 \cdot 4,85 = 6,55 \text{ м}^2.$$

Рабочую высоту печи (высоту сыпи над фурмами) определяют по формуле

$$H_p = \frac{a \cdot V_{\text{уд}} \cdot \tau_1}{\tau},$$

где $V_{\text{уд}}$ – удельный объем шихты в печи, равный $116,6/111,5 = 1,04 \text{ м}^3/\text{т}$ (см. табл. 1.23);

τ_1 – минимально необходимое время пребывания шихты в печи, обеспечивающее завершение физико-химических процессов; принимаем $\tau_1 = 1,5 \text{ ч}$, учитывая самоплавкость агломерата.

$$H_p = \frac{62,2 \cdot 1,04 \cdot 1,5}{22} = 4,4 \text{ м.}$$

Общую высоту печи от лещади (подины) до уровня колошника определяем по формуле

$$H = (1,2 \dots 1,4) H_p + 1 \text{ м.}$$

$$H = 1,3 \cdot H_p + 1 = 1,3 \cdot 4,4 + 1 = 6,72 \text{ м.}$$

Используя формулу

$$Q = a_v (t_r - t_w) V_w \cdot \tau,$$

где Q – расчетное количество тепла, ккал;
 a_v – коэффициент суммарной (объемной) теплопередачи, ккал/(м³·ч·°C);
 $t_r - t_w$ – разность температур газов и поверхности шихты в шахтных печах, °C;
 V_w – объем шахты печи, участвующей в теплообмене, м³;
 τ – время теплообмена между газами и шихтой (время пребывания газов в слое шихты), ч,

проверяем далее рабочую высоту печи по теплообмену.

Определим значения входящих в эту формулу величин. Среднее значение разности температур газов и поверхности шихты принимаем равным 75 °C.

Объем шихты, участвующей в теплообмене:

$$V_w = F \cdot H_p = 6,55 \cdot 4,4 = 28,8 \text{ м}^3.$$

Время теплообмена между газами и шихтой (время пребывания газов в слое шихты):

$$\tau = \frac{H_p}{v'_i} = \frac{4,4}{13} = 0,34 \text{ с, или } 0,000094 \text{ ч,}$$

где v'_i – действительная скорость газов в печи, заполненной шихтой:

$$v'_i = \frac{\omega_i}{\omega_{cp}} = \frac{\omega_0 (1 + \beta \cdot t_{cp}^{газ})}{\omega_{cp}} = \frac{0,56 (1 + 775/273)}{0,165} = 13 \text{ м/с,}$$

где ω_0 – условная скорость газов в пустой шихте печи, м/с.

Время переработки 100 кг агломерата: $\frac{22 \cdot 100}{400000} = 0,0055 \text{ ч, или } 19,8 \text{ с;}$ количество газов в секунду $V_{сек} = \frac{73,95}{19,8} = 3,7 \text{ м}^3/\text{с,}$ условная

скорость газов в пустой шахте: $\omega_0 = \frac{3,7}{6,55} = 0,56 \text{ м/с.}$

Средневзвешенное значение коэффициента ω_{cp} (см. табл. 1.23) рассчитывается по формуле

$$\omega_{cp} = 0,15 \cdot 0,78 + 0,215 \cdot 0,22 = 0,165.$$

Значение объемного коэффициента теплопередачи в слое кускового материала определяется по формуле

$$a_v = 160 \cdot \frac{\omega_0^{0,9} \cdot T^{0,3}}{d^{0,75}} M,$$

где T – средняя температура газов, К: $775 + 273 = 1048 \text{ К;}$

d – средний размер кусков шихты (см. табл. 1.24)

$$d = (75 \cdot 0,15 + 35 \cdot 0,65 + 12 \cdot 0,15 + 2,5 \cdot 0,05) 0,78 +$$

$$+ (120 \cdot 0,1 + 75 \cdot 0,45 + 35 \cdot 0,35 + 12 \cdot 0,1) 0,22 = 38,7 \text{ мм} \approx 0,039 \text{ м.}$$

M – коэффициент, при наличии мелочи в шихте принимается равным 0,5.

$$a_v = 160 \frac{0,56^{0,9} \cdot 1048^{0,3}}{0,039^{0,75}} 0,5 = 4330.$$

Определяем количество передаваемого тепла:

$$Q = a_v (t_r - t_w) V_w \cdot \tau = 4330 \cdot 75 \cdot 28,8 \cdot 0,000094 = 879 \text{ кал.}$$

Количество тепла, получаемого по тепловому балансу в результате горения кокса без тепла отходящих газов:

$$Q' = Q_{гор} - Q_r = 53650 - 6160 = 47490 \text{ кал за } 0,0055 \text{ ч.}$$

За время τ

$$Q' = 47\,490 \frac{0,000094}{0,0055} = 812 \text{ кал.}$$

Как видно из сопоставления Q и Q' , количество выделяемого тепла примерно равно количеству передаваемого (вернее, количеству тепла, которое может быть передано газами шихте).

Это указывает на то, что найденная высота печи 4,4 м обеспечивает завершение теплообмена и получение температуры отходящих газов порядка 250 °С.

Окончательно принимаем $H_p = 4,4$ м, $H = 6,72$ м.

Определение давления дутья

Вначале определяется сопротивление слоя шихты в шахте печи по формуле

$$h_{\text{сопр}} = k \frac{H_p}{d} \cdot \frac{\omega_0^2}{2 \cdot g} \cdot \gamma_0^{\text{газ}} \cdot (1 + \beta \cdot t_{\text{ср}}^{\text{газ}}),$$

где $h_{\text{сопр}}$ – сопротивление слоя шихты, мм вод. ст.;

g – ускорение силы тяжести, м/с²;

$\gamma_0^{\text{газ}}$ – приведенная к нормальным условиям плотность газов в печи, кг/м³;

β – коэффициент, равный $\frac{1}{273}$;

$t_{\text{ср}}^{\text{газ}}$ – средняя температура газов в слоях шихты, °С;

k – коэффициент, значение которого может быть найдено двумя путями: по формуле Вагнера – Барта и по графику на рис. 1.1.

1) Определим коэффициент k по формуле Вагнера – Барта:

$$k = \frac{a}{V^2},$$

где V – объем пустот в шихте, м³/м³;

a – безразмерный коэффициент.

Объем пустот в шихте рассчитывается по формуле

$$V = \frac{\gamma_{\text{кус}} - \gamma_{\text{ших}}}{\gamma_{\text{ших}}} = \frac{1,3 - 0,96}{1,3} = 0,26 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

в зависимости от объемных масс кусков ($\gamma_{\text{кус}}$) шихтовых материалов и шихты в целом ($\gamma_{\text{ших}}$):

$$\gamma_{\text{кус}} = 1,4 \cdot 0,78 + 0,97 \cdot 0,22 = 1,3 \text{ т/м}^3,$$

$$\gamma_{\text{ших}} = \frac{111,5}{116,6} = 0,96 \text{ т/м}^3 \text{ (см. табл. 1.23).}$$

Коэффициент a определяется в зависимости от значения критерия Рейнольдса по табл. 1.25.

Таблица 1.25

Значение коэффициента a

Re	Значение a		
	для кокса	для руды	для агломерата
1000	14,0	20,0	24,2
2000	12,0	16,5	20,5
3000	11,0	14,0	18,5
4000	10,3	12,3	16,6
5000	9,8	11,3	15,5
6000 и более	9,5	10,5	15,0

Таблица 1.26

Значение коэффициента внутреннего трения (η_i) для газов печей цветной металлургии

Средняя температура газов, °С	$\eta_i \cdot 10^5$, кг/(м · с)
200	2,7
300	3,0
400	3,5
500	3,7
600	4,0
700	4,5
800	4,7
900	5,0
1000	5,4
1100	5,7
1200	6,0

$$Re = \frac{\omega_0 \cdot \gamma_0^{\text{газ}} \cdot d}{V \cdot \eta_i} = \frac{0,56 \cdot 1,36 \cdot 0,039}{0,26 \cdot 4,6 \cdot 10^{-5}} = 2440.$$

По табл. 1.26 $\eta_i = 4,6 \cdot 10^{-5}$ кг/(м·с).

По табл. 1.25 значение a для агломерата $\sim 19,5$, для кокса $\sim 11,5$.

Средневзвешенное значение $a = 19,5 \cdot 0,78 + 11,5 \cdot 0,22 = 11,7$.

$$k = \frac{17,7}{0,26^2} = 260.$$

2) Определяем k по графику на рис. 1.1: $k = 60$.

Среднее значение коэффициента k , определенное двумя способами, составит:

$$k = \frac{260 + 60}{2} = 160.$$

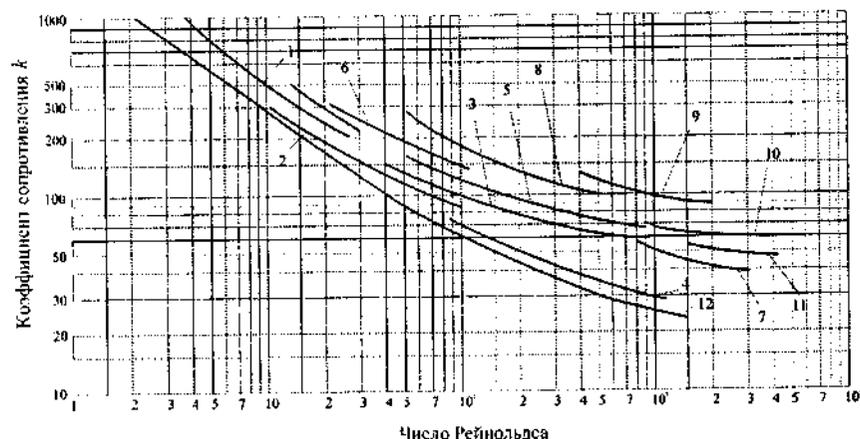


Рис. 1.1. Коэффициент сопротивления слоя кусковых материалов:
1 – антрацит, $l_{cp} = 1,5$ мм; 2 – антрацит, $l_{cp} = 2,5$ мм; 3 – антрацит, $l_{cp} = 10$ мм; 4 – сланец, $l_{cp} = 9,5$ мм; 5 – железная руда; 6 – уголь ПЖ, $l_{cp} = 15$ мм; 7 – агломерат из вращающейся печи; 8 – челябинский уголь; 9 – руда; 10 – агломерат с ленты; 11 – кокс; 12 – дробь

При значениях $\omega_0 = 0,56$ м/с, $\gamma_0^{газ} = 1,36$ кг/м³, $t_{cp}^{газ} = 775$ °С, $d = 0,039$ м и $k = 160$ сопротивление слоя шихты в печи составит:

$$h_{сопр} = 160 \frac{4,4}{0,039} \frac{0,56^2}{2 \cdot 9,8} 1,36 \left(1 + \frac{775}{273} \right) \approx 1510 \text{ мм вод. ст.,}$$

или $\sim 0,015$ МПа.

Давление воздуха на воздуходувке с учетом потерь давления на фурмах и в подводящей сети:

$$p = 1,3 \cdot h_{сопр} = 1,3 \cdot 1510 \approx 1965 \text{ мм вод. ст., или } \sim 0,020 \text{ МПа.}$$

По данным практики для свинцовой плавки упругость дутья колеблется в пределах 700...2000 мм вод. ст. (редко до 2 700 мм вод. ст.).

Проверка ширины печи по проницаемости шихты

Ширину печи по проницаемости шихты проверяют по формуле

$$B = \frac{h_{сопр}}{\Delta h} = \frac{1510}{1150} \approx 1,31 \text{ м,}$$

где $\Delta h = 1150$ мм вод. ст./м; выбирается по данным, приведенным в табл. 1.27.

Таблица 1.27

Значение удельной упругости дутья

Проницаемость шихты	Δh , мм вод. ст. на 1 м ширины печи
Плохопроницаемая шихта – мелкая плотная руда, мало кокса	2000...3000
Среднепроницаемая шихта – среднее содержание мелочи, значительное количество кокса	1000...2000
Хорошопроницаемая шихта – отсутствие мелочи, много кокса	500...1000

Проверка показывает, что принятая ширина печи 1,35 м удовлетворяет условиям проницаемости шихты.

Число и размеры фурм

Выбираем двухрядное расположение фурм с расстоянием между рядами 200 мм.

При диаметре фурмы 100 мм число их на каждом боковом кессоне будет равно 4 (по 2 в ряду). Общее число фурм на боковых кессонах $4 \cdot 12 = 48$. Площадь сечения всех фурм

$$48 \frac{\pi \cdot d^2}{4} = 48 \frac{3,14 \cdot 0,1^2}{4} = 0,377 \text{ м}^2.$$

Отношение площади сечения всех фурм к площади сечения печи в плоскости фурм $\frac{0,377}{6,55} = 0,058$ удовлетворяет данным практики.

Выбор воздуходувных средств

Количество воздуха, необходимого для плавки:

$$\frac{65,6 \cdot 400\,000}{100} = 262\,400 \text{ м}^3 / \text{сут},$$

где 65,6 м³ – количество воздуха на 100 кг агломерата.

Производительность воздуходувной машины с учетом потерь воздуха в сети и необходимого резерва

$$V_{\text{воз}} = \frac{262400 \cdot 1,15}{22 \cdot 60} \approx 230 \text{ м}^3 / \text{мин}.$$

Давление дутья на воздуходувке равно 2 000 мм вод. ст., или 0,02 МПа.

По этим параметрам выбирают воздуходувки, выпускаемые заводами.

Технические показатели

Основные технические показатели рассчитанной шахтной печи для плавки свинцового агломерата:

Производительность печи по агломерату (шихте), т/сут	400
Удельная производительность печи, т/(м ² ·сут)	62,2
Площадь печи в области фурм, м ²	6,55
Ширина печи в области фурм, м	1,35
Длина печи в области фурм, м	4,85
Общая высота печи (от лещади до колошника), м	6,72
Высота сыпи, м	4,4
Расход кокса от агломерата (шихты), %	11,5
Производительность воздуходувки, м ³ /мин	230
Давление воздуха на воздуходувке, мм вод. ст.	2000
Удельное количество дутья, м ³ /(м ² ·мин)	30,35
Диаметр фурм, мм	100
Число фурм	48
Фурменное отношение	0,058
Извлечение свинца из агломерата в черновой свинец, %	95,5
Выход продуктов плавки от агломерата, %:	
черновой свинец	36,57
штейн	4,6
шлак	53,24
пыль	1

1.1.3. Расчет материального и теплового баланса процесса фьюмингования цинксодержащего шлака

В основе пирометаллургических процессов переработки цинксодержащих шлаков свинцового производства заложен принцип, основанный на низкой температуре кипения металлического цинка. Поэтому в любом способе переработки шлаков, будь то фьюмингование, электроплавка или вельцевание, важнейшей операцией является высокотемпературное восстановление оксида цинка и его возгонка. Для селективного перевода цинка в паровую фазу необходимо создать такие условия в металлургическом агрегате, которые позволяли бы восстанавливать оксид цинка до металла, не восстанавливая другие шлакообразующие оксиды. В качестве восстановителей, как правило, применяются углеродсодержащие продукты: пылеуголь, природный газ и др.

Типичные составы шлаков свинцовой шахтной плавки представлены в табл. 1.28.

Таблица 1.28

Состав типичных цинксодержащих шлаков, %

Предприятие	FeO	SiO ₂	CaO	ZnO	MgO	Al ₂ O ₃	Pb
Электроцинк	29 – 31	19 – 20	17 – 19	15 – 18	1 – 2	2 – 5	1 – 1,5
Чимкентский свинцовый завод (ЧСЗ)	25 – 29	21 – 23	15 – 16	11 – 12	1,4 – 2	1,5 – 4	1 – 3
Усть-Каменогорский свинцово-цинковый комбинат (УКСЦК)	25 – 27	20 – 25	8 – 10	25 – 29	2	-	1 – 2
Зарубежные предприятия	38 – 40	21 – 24	8 – 11	18 – 22	1,5 – 2	3 – 5	1 – 3

Содержание оксида цинка в шлаках является определяющим фактором для последующей операции извлечения цинка в возгоны. Скорость процесса фьюмингования в общем случае зависит от объема газов, проходящих через расплав в единицу времени, и парциального давления паров цинка в объеме образующихся газов. Во всех случаях необходимо стремиться вводить в расплав в единицу времени максимально возможное количество дутья. От этого зависит выбор соотношения восстановитель – воздух, температура процесса и парциальное давление паров цинка в газовой фазе. Об интенсивности процесса можно судить по равновесным давлениям паров цинка в газовой фазе. Основные зависимости равновесного давления паров цинка в газовой фазе от его активности в шлаковом расплаве и температуры показаны на рис. 1.2–1.4.

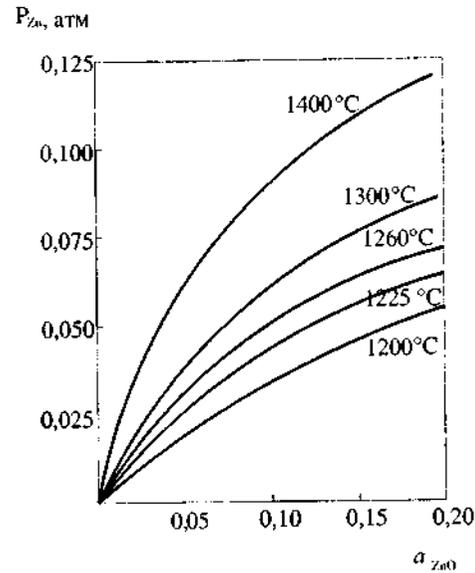


Рис. 1.2. Влияние температуры и активности цинка в шлаке на давление паров цинка в газовой фазе

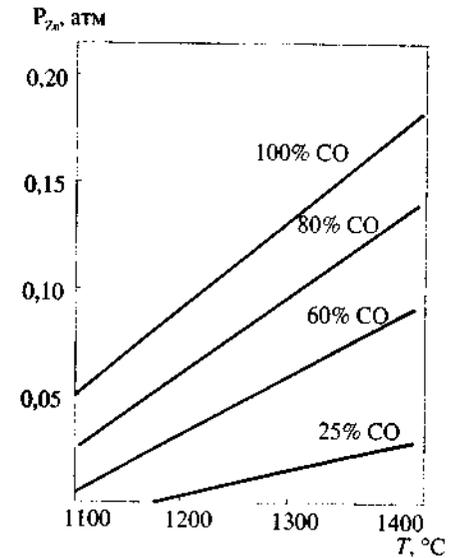


Рис. 1.4. Влияние температуры и состава газовой фазы на давление паров цинка в газовой фазе ($a_{Zn} = 0,1$)

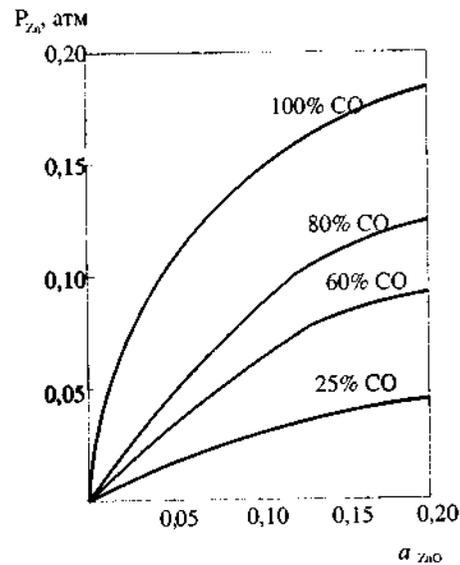


Рис. 1.3. Влияние активности цинка в шлаке и содержания CO в газовой фазе на давление паров цинка в газовой фазе

На рис. 1.2 приведена зависимость P_{Zn} от температуры и активности цинка в шлаке. Видно, что при температуре от 1200 до 1300 °C интенсивность отгонки цинка возрастает примерно в два раза.

На рис. 1.3 показано, что скорость отгонки цинка повышается при увеличении содержания CO в «исходной» газовой фазе. Однако при работе на воздушном дутье увеличение содержания CO в газовой фазе по отношению к определенной величине вызывает повышенный расход пылеугля или природного газа и затрудняет достижение необходимой температуры шлака.

На рис. 1.4 для одинакового состава шлака ($a_{Zn} = 0,1$) представлена зависимость P_{Zn} от температуры и состава газовой фазы.

Таким образом, при расчете процесса фьюмингования цинксодержащих шлаков необходимо задать такие условия процесса, которые обеспечивали бы максимальное селективное восстановление ZnO (P_{O_2}) до Zn , возгонку цинка и поддержание теплового баланса печи.

1.1.3.1. Определение размеров печи и выбор типа печи

Фьюминговые печи собираются из отдельных кессонов, что позволяет компоновать печи необходимых габаритных размеров, кратных размерам целых кессонов.

ФГУП «ГИПРОЦВЕТМЕТ» разработано восемь типоразмеров печей (см. табл. 1.29). Для унифицирования размеров фьюмингпечей приняли ширину торцевых и боковых (в том числе и фурменных) кессонов равной соответственно 1,5 и 1,2 м; высота боковых и торцевых кессонов одинаковая – 1,7 м.

Высота промышленных фьюминговых печей колеблется в широких пределах: от 3 до 10 м. Правильный выбор высоты печи имеет большое практическое значение, так как определяет длительность и надежность работы печи, расход воды на ее охлаждение, высоту здания цеха и др.

Кроме того, необходимо учитывать, что выбросы шлака при барботаже достигают высоты 3...4 м. Поэтому нецелесообразно сооружать печи ниже этой высоты. В случае переработки высококремнистых более вязких шлаков желательно увеличить высоту печи до 7...7,5 м.

На рис. 1.5 представлена схема поперечного разреза печи и расположение кессонов в плане для восьми типов печей.

Выбор печи конкретного типового размера сводится к определению количества шлака, который необходимо переработать в течение одной операции продувки шлака. Для этого необходимо знать суточную производительность печи (Π) и продолжительность одного цикла (τ , ч), который включает в себя время на заливку шлака, его разогрев, восстановительную продувку и выпуск шлака. Продолжительность одного цикла колеблется от 3 до 4,5 часов.

Если печь в сутки работает в течение 22 часов, то число циклов $n = 22 / \tau$, а количество шлака, который загружается для одной операции:

$$P = \Pi / n = \Pi \cdot \tau / 22 \tau.$$

Зная величину P , из табл. 1.29 можно выбрать одну из типовых печей и приступить к расчету процесса фьюмингования.

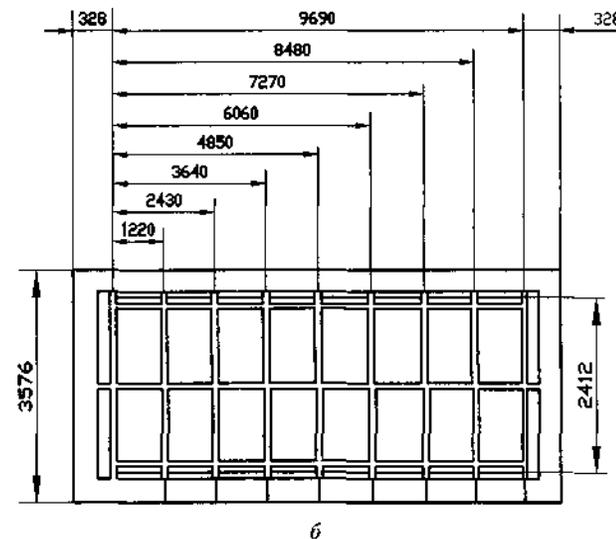
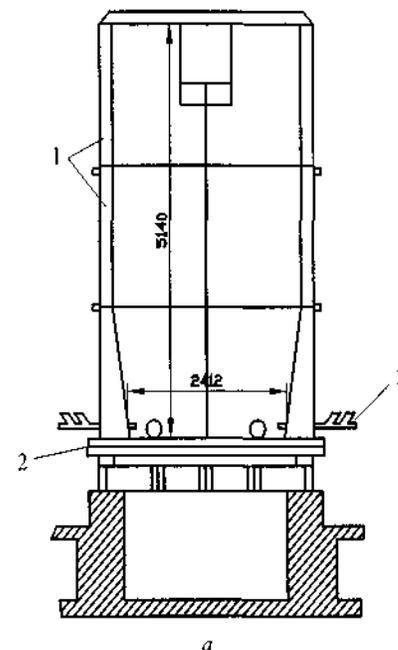


Рис. 1.5. Схема поперечного разреза печи (а) и схема расположения кессонов в плане (б): 1 – кессоны боковые; 2 – кессоны подовые; 3 – фурмы

Таблица 1.29

Размеры типовых печей

Характеристика	Тип							
	1	2	3	4	5	6	7	8
Количество боковых фурменных кессонов с одной стороны	1	2	3	4	5	6	7	8
Площадь фурменного сечения печи, м ²	2,95	5,87	8,78	11,7	14,6	17,6	20,5	23,4
Ширина печи на уровне фурм, мм	2412	2412	2412	2412	2412	2412	2412	2412
Длина печи по внутреннему контуру, мм	1220	2430	3640	4850	6060	7270	8480	9690
Ширина печи по подовым кессонам, мм	3576	3576	3576	3576	3576	3576	3576	3576
Длина печи по подовым кессонам, мм	1876	3086	4296	5506	6716	7926	9136	10346
Емкость ванны, т, при плотности шлака $\gamma = 3,6 \text{ т/м}^3$ и глубине ванны $H = 1 \text{ м}$	10	21	32	43	54	65	75	85

1.1.3.2. Исходные данные

В качестве примера проведем расчет для цинксодержащего шлака свинцовой плавки следующего состава, %: 18 ZnO; 23,5 SiO₂; 38,4 FeO; 10,3 CaO; 3,5 Al₂O₃; 2,1 MgO; 1 Pb, остальное – прочие.

Восстановитель – угольная пыль, содержащая 75 % С, 20 % золы и 5 % влаги.

Состав золы пылеугля, %: 50 SiO₂; 25 FeO; 15 CaO; 10 Al₂O₃.

Степень извлечения в возгоны: Zn – 88 %, Pb – 98 %.

Расчет процесса фьюмингования проведем на 100 кг шлака.

1.1.3.3. Расчет количества пылеугля

На фьюмингование шлак поступает в жидком состоянии при 1200 °С. Сначала его необходимо разогреть до рабочей температуры. Допустим, что процесс фьюмингования протекает при 1220 °С. Разогрев шлака проводится за счет сжигания угольной пыли при $\alpha = 1$, т. е. по реакции



Количество тепла, которое необходимо получить от сжигания пылеугля, чтобы нагреть шлак от 1200 до 1220 °С (Δt), определим по формуле

$$Q = c_{\text{шл}} \cdot m_{\text{шл}} \cdot \Delta t,$$

где $c_{\text{шл}}$ – теплоемкость шлака, равная 0,3 ккал/(кг·°С);

$$m_{\text{шл}} = 100 \text{ кг};$$

$$\Delta t = 1220 - 1200 = 20 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Тогда

$$Q = 0,3 \cdot 100 \cdot 20 = 600 \text{ ккал.}$$

По реакции (1.4) определяем количество углерода (G_{C}), при сжигании которого выделяется 600 ккал:

$$G_{\text{C}}^{\text{нагр}} = \frac{12 \cdot 600}{94052} = 0,077 \text{ кг} \left(\text{или } G_{\text{угля}}^{\text{нагр}} = \frac{0,077}{0,75} = 0,1 \text{ кг угля} \right).$$

На горение израсходуется кислорода:

$$G_{\text{O}_2} = \frac{0,077 \cdot 32}{12} = 0,205 \text{ кг} \left(\text{или } G_{\text{воз}} = 0,205 : 0,23 = 0,893 \text{ кг воздуха} \right).$$

С воздухом в печь будет поступать азота: $G_{\text{N}_2} = 0,893 - 0,205 = 0,688 \text{ кг}.$

При горении выделится:

$$G_{\text{CO}_2} = \frac{0,077 \cdot 44}{12} = 0,282 \text{ кг.}$$

Вычислим количество угля, которое необходимо загрузить в печь для восстановления ZnO и PbO.

Расчет проведем для процесса восстановления ZnO и PbO при 1220 °С. Для селективного восстановления оксида цинка в печи необходимо поддерживать кислородный потенциал на уровне 10^{-10} атм (восстановительная атмосфера для оксида цинка).

Определим условия окисления углерода угля, при которых равновесное давление кислорода в системе равно 10^{-10} атм.

Расчет процесса горения угля

Определим для реакции



соотношение $N_{\text{CO}_2} / N_{\text{CO}}$ (N_{CO_2} и N_{CO} – число молей соответственно CO₂ и CO в газовой смеси CO₂ + CO при $P_{\text{O}_2} = 10^{-10}$ атм).

Константа равновесия для реакции (1.5):

$$K_p = \frac{N_{CO_2}}{N_{CO} P_{O_2}^{1/2}} = \exp \left[\left(\frac{29\,366}{1493} - 8,961 \right) \frac{2,3023}{2} \right] = 225\,630,$$

отсюда $\frac{N_{CO_2}}{N_{CO}} = K_p \cdot P_{O_2}^{1/2} = 225\,630 \cdot \sqrt{10^{-10}} = 2,256.$

Обозначим $\frac{N_{CO_2}}{N_{CO}} = A$, тогда $A = 2,256$. Это условие 1 (или уравнение 1).

Для определения численных значений N_{CO_2} и N_{CO} необходимо второе условие (или уравнение 2).

Условие 2 установим, основываясь на следующих положениях:

– при сгорании 1 кг угля окисляется 750 г углерода (75 % C), или

$$N_C = \frac{750}{12} = 62,5 \text{ г-моля углерода;}$$

– при принятом значении P_{O_2} это количество углерода (N_C) частично окисляется до CO_2 и частично до CO , следовательно,

$$N_C = N_{CO_2} + N_{CO}.$$

Таким образом, получаем систему двух линейных уравнений двумя неизвестными (N_{CO_2} и N_{CO}):

$$\begin{cases} \frac{N_{CO_2}}{N_{CO}} = A; \\ N_C = N_{CO_2} + N_{CO}. \end{cases}$$

Преобразовав ее относительно неизвестных

$$\begin{cases} N_{CO} = \frac{N_C}{1+A}; \\ N_{CO_2} = A \cdot N_{CO}, \end{cases}$$

вычисляем их численные значения:

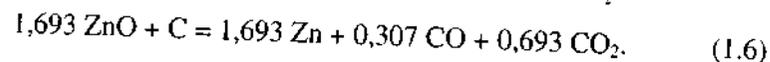
$$N_{CO} = \frac{62,5}{1+2,256} = 19,195; \quad N_{CO_2} = 2,256 \cdot 19,195 = 43,304.$$

такое количество молей CO и CO_2 будет образовываться при сгорании 1 кг угля (750 г C) при заданном P_{O_2} .

Для рассчитанного значения $N_C = 62,5$ определим долю г-молей CO и CO_2 , образующихся из 1 г-моля C:

$$N_{CO} = \frac{19,195}{62,5} = 0,307 \text{ и } N_{CO_2} = \frac{43,304}{62,5} = 0,693.$$

Теперь можно записать реакцию восстановления ZnO с соответствующими коэффициентами для ZnO , CO и CO_2 , которые будут характеризовать равновесный состав газовой фазы при $P_{O_2} = 10^{-10}$ атм:



По реакции (1.6) вычислим количество углерода, требуемое для восстановления оксида цинка. Для этого определим количество оксида цинка, которое необходимо восстановить из шлака при извлечении в возгоны 88 % цинка.

В исходных 18 кг ZnO шлака содержится 14,46 кг Zn. При фьюминговании в возгоны перейдет: $14,46 \text{ кг} \cdot 0,88 = 12,72 \text{ кг Zn}$, в отвальном шлаке останется: $14,46 - 12,72 = 1,74 \text{ кг Zn}$ или 2,17 кг ZnO .

Таким образом, в процессе фьюмингования из шлака восстанавливается ZnO :

$$G_{ZnO}^{вос} = 18 - 2,17 = 15,83 \text{ кг.}$$

Определим количество углерода, которое будет реагировать при восстановлении 3,11 кг кислорода ($15,83 - 12,72$), входящего в состав ZnO :

$$G_C^{ZnO} = \frac{3,11 \cdot 12}{1,693 \cdot 16} = 1,38 \text{ кг C (в пересчете на уголь - } G_{угля}^{ZnO} = \frac{1,38}{0,75} = 1,84 \text{ кг).}$$

В результате восстановления 15,83 кг ZnO выделится:

$$\frac{1,38 \cdot 0,307 \cdot 28}{12} = 0,99 \text{ кг CO и } \frac{1,38 \cdot 0,693 \cdot 44}{12} = 3,51 \text{ кг CO}_2.$$

Рассчитаем количество углерода, необходимого для восстановления оксида свинца.

В исходном шлаке содержится 1 кг свинца, в возгоны перейдет 0,98 кг Pb. В пересчете на PbO это составит:

$$G_{PbO}^{вос} = \frac{0,98 \cdot 223,2}{207,2} = 1,06 \text{ кг.}$$

Оксид свинца восстанавливается по реакции



На восстановление PbO израсходуется:

$$G_{\text{C}}^{\text{PbO}} = \frac{1,06 \cdot 12}{223,2} = 0,057 \text{ кг С или } G_{\text{угля}}^{\text{PbO}} = 0,076 \text{ кг угля.}$$

В результате восстановления выделится:

$$\frac{0,057 \cdot 28}{12} = 0,133 \text{ кг CO.}$$

1.1.3.4. Расчет количества отвального шлака, воздуха, подаваемого в печь, и отходящих газов

Для расчета массы отвального шлака примем количество угля, необходимого для поддержания теплового баланса в процессе фьюмингования, равным B кг.

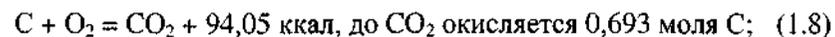
Тогда масса отвального шлака составит:

$$100 + 0,2 (B + G_{\text{угля}}^{\text{нагр}} + G_{\text{угля}}^{\text{ZnO}} + G_{\text{угля}}^{\text{PbO}}) - G_{\text{ZnO}}^{\text{вос}} - G_{\text{PbO}}^{\text{вос}} = \\ = 100 + 0,2 (B + 0,1 + 1,84 + 0,076) - 15,83 - 1,06 = 83,51 + 0,2 \cdot B,$$

где 100 – масса исходного шлака;

0,2 – доля золы в массе угля, поступающего в процесс фьюмингования.

Определим количество CO и CO₂, образующееся при сгорании B кг угля. Уголь, необходимый для поддержания теплового баланса, содержит $0,75 \cdot B$ кг углерода, который одновременно сгорает по двум реакциям:



$0,75B$ кг углерода содержат

$$\frac{0,75 \cdot B \cdot 10^3}{12} = 62,5 \cdot B \text{ г-моля С.}$$

Следовательно, до CO₂ окислится $62,5 \cdot B \cdot 0,693 = 43,304 \cdot B$ г-моля С, а до CO $62,5 \cdot B \cdot 0,307 = 19,195 \cdot B$ г-моля С.

По реакции (1.8) выделится CO₂: $43,304 \cdot B$ г-молей, или $1,9 \cdot B$ кг.

По реакции (1.9) выделится CO: $19,195 \cdot B$ г-молей, или $0,54 \cdot B$ кг.

На горение B кг угля по реакции (1.8), израсходуется $43,307 \cdot B$ г-молей O₂, или $1,39 \cdot B$ кг O₂, что в пересчете на воздух составит $6,04 \cdot B$ кг.

С этим количеством воздуха в печь будет подаваться $4,65 \cdot B$ кг азота.

На горение B кг угля по реакции (1.9) израсходуется $\frac{19,195 \cdot B}{2}$ г-молей O₂, или $0,31 \cdot B$ кг O₂, что в пересчете на воздух составит $1,35 \cdot B$ кг. С этим количеством воздуха в печь будет подаваться $1,04 \cdot B$ кг азота.

Таким образом, количество воздуха, подаваемого в печь, следующее, кг:

0,893 – на разогрев шлака от 1200 до 1220 °С;

$6,04 \cdot B$ – на сжигание углерода по реакции (1.8);

$1,35 \cdot B$ – на сжигание углерода по реакции (1.9).

Суммарное количество воздуха, подаваемого в печь: $0,893 + 7,39 \cdot B$ кг.

В табл. 1.30 представлен состав отходящих газов.

Таблица 1.30

Состав отходящих газов, кг			
Стадия	CO	CO ₂	N ₂
Разогрев шлака от 1200 до 1220 °С ($\alpha = 1$)	–	0,282	0,688
Восстановление:			
ZnO	0,990	3,510	–
PbO	0,133	–	–
По реакции:			
(1.8)	–	$1,9 \cdot B$	$4,65 \cdot B$
(1.9)	$0,54 \cdot B$	–	$1,04 \cdot B$
<i>Итого</i>	$1,123 + 0,54 \cdot B$	$3,792 + 1,9 \cdot B$	$0,688 + 5,69 \cdot B$

1.1.3.5. Расчет теплового и материального балансов фьюмингования

При расчете воспользуемся следующими табличными значениями теплоемкости, ккал/(кг·°С):

- шлака $c_{\text{шл}} = 0,3$;
- угля $c_{\text{у}} = 0,24$;
- воздуха $c_{\text{в}} = 0,24$;
- CO $c_{\text{CO}} = 0,245$;

$$- \text{CO}_2 \quad c_{\text{CO}_2} = 0,245;$$

$$- \text{N}_2 \quad c_{\text{N}_2} = 0,244.$$

Принимаем, что температура угольной пыли и воздуха, поступающего в печь, равна 20 °С, а расход воды на охлаждение кессонов составляет 1 м³ на 100 кг шлака.

Приход тепла:

– тепло, вносимое жидким шлаком при 1 200 °С,

$$Q_{\text{шл}} = c_{\text{шл}} \cdot m_{\text{шл}} \cdot t_{\text{шл}} = 0,3 \cdot 100 \cdot 1\,200 = 36\,000 \text{ ккал};$$

– тепло, вносимое угольной пылью,

$$Q_y = c_y \cdot m_y \cdot t_y = 0,24 (1,84 + 0,1 + 0,076 + B) 20 = (9,68 + 4,8 \cdot B) \text{ ккал};$$

– тепло, вносимое воздухом,

$$Q_v = c_v \cdot m_v \cdot t_v = 0,24 (0,893 + 7,39 \cdot B) 20 = (4,29 + 35,47 \cdot B) \text{ ккал};$$

– тепло от горения угольной пыли при разогреве шлака от 1200 до 1220 °С

$$Q = 600 \text{ ккал};$$

– тепло от горения угольной пыли по реакциям (1.8) и (1.9)

$$43,304 \cdot B \cdot 94,05 = 4072,7 \cdot B \text{ ккал};$$

$$19,195 \cdot B \cdot 26,4 = 506,7 \cdot B \text{ ккал}.$$

Расход тепла:

– тепло, уносимое шлаком при 1220 °С,

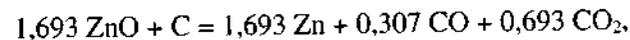
$$Q_{\text{шл}} = c_{\text{шл}} \cdot m_{\text{шл}} \cdot t_{\text{шл}} = 0,3 (83,51 + 0,2 \cdot B) 1220 = (30565 + 73,2 \cdot B) \text{ ккал}$$

– тепло, уносимое возгонами,

$$Q_{\text{возг}} = c_{\text{возг}} \cdot m_{\text{возг}} \cdot t = 0,3 \cdot (12,72 + 0,98) 1220 = 5014,2 \text{ ккал};$$

– потери тепла за счет эндотермических реакций:

1) при восстановлении 15,83 кг ZnO по реакции (1.6)



тепловой эффект которой

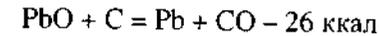
$$-Q_p = -94,05 \cdot 0,693 - 26,4 \cdot 0,307 + 27,5 \cdot 1,693 + 83,7 \cdot 1,693 = 115 \text{ ккал/моль},$$

где (-94,05), (-26,4), (-83,7) – энтальпии образования соединений соответственно CO₂, CO, ZnO, а 27,5 – теплота, затрачиваемая на испарение металлического цинка;

потери тепла составляют:

$$Q = \frac{15,83 \cdot 115 \cdot 10^3}{1,693 \cdot 81,4} = 13\,210 \text{ ккал};$$

2) при восстановлении PbO по реакции (1.7)



потери тепла составляют $Q = \frac{0,98 \cdot 26 \cdot 10^3}{207,2} = 123 \text{ ккал};$

– потери тепла с угольной пылью:

1) на нагрев (до 100 °С) и испарение влаги

$$Q_{\text{вл}} = 0,05 (1,84 + 0,1 + 0,076 + B) (100 + 539) = 64,41 + 31,95 \cdot B \text{ ккал};$$

2) на нагрев водяного пара от 100 до 1 220 °С

$$Q_n = 0,05 (1,84 + 0,1 + 0,076 + B) 0,43 \frac{22,4}{18} (1220 - 100) = 60,41 + 30 \cdot B \text{ ккал};$$

3) на нагрев золы

$$Q_z = 0,2 (1,84 + 0,1 + 0,076 + B) 0,3 \cdot 1220 = 147,6 + 73,2 \cdot B \text{ ккал};$$

– потери тепла с водой, охлаждающей кессоны*,

$$Q_k = c_v \cdot m_v \cdot \Delta t = 1 \cdot 1000 \cdot 30 = 30\,000 \text{ ккал};$$

– тепло, уносимое газами CO, CO₂ и N₂ при 1 220 °С:

$$Q_{\text{CO}} = 0,245 (1,123 + 0,54 \cdot B) 1220 = (335,7 + 161,4 \cdot B) \text{ ккал};$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 0,228 (3,792 + 1,9 \cdot B) 1220 = (1054,8 + 528,5 \cdot B) \text{ ккал};$$

$$Q_{\text{N}_2} = 0,244 (0,688 + 5,66 \cdot B) 1220 = (204,8 + 1684,9 \cdot B) \text{ ккал}.$$

Суммарное количество тепла, уносимого с газами (без учета паров воды), будет равно:

$$(1\,595,3 + 2\,374 \cdot B) \text{ ккал}.$$

Для вычисления величины «В» представим структуру теплового баланса:

Приход тепла, ккал	
Со шлаком	36 000
С угольной пылью	9,68 + 4,8 · В
С воздухом	4,29 + 35,47 · В

* Из практики работы фьюминговых печей расход воды на 100 кг шлака составляет 1 т при перепаде температуры воды на входе в кессон и выходе 30 °С.

От горения угля при разогреве шлака	600
Горение угля по реакциям:	
(1.8)	$4\,072,7 \cdot B$
(1.9)	$506,7 \cdot B$
Итого:	$36\,614 + 4\,619,7 \cdot B$

<u>Расход тепла</u> , ккал	
Со шлаком	$30\,565 + 73,2 \cdot B$
С возгонами	5\,014,2
С газами	$1\,595,3 + 2\,374,8 \cdot B$
На эндотермические реакции	13\,333
Испарение влаги угольной пыли	$64,41 + 31,95 \cdot B$
Нагрев пара	$60,41 + 30 \cdot B$
Нагрев золы	$147,6 + 73,2 \cdot B$
Охлаждение кессонов	30\,000
Итого:	$80\,779,9 + 2\,583,2 \cdot B$

Составим уравнение теплового баланса:

$$36\,614 + 4\,619,7 \cdot B = 80\,779,9 + 2\,583,2 \cdot B.$$

$$\text{Отсюда } B = \frac{80\,779,9 - 36\,614}{4\,619,7 - 2\,583,2} = 21,69 \text{ кг угля.}$$

Теперь можно определить приходные и расходные статьи материального и теплового балансов.

Количество воздуха, подаваемого в печь:

$$0,893 + 6,04 \cdot B + 1,35 \cdot B = 0,893 + 7,39 \cdot 21,69 = 161,18 \text{ кг, или } 124,95 \text{ м}^3.$$

Количество угольной пыли:

$$1,84 + 0,1 \cdot B + 0,076 \cdot B = 1,84 + 0,1 + 0,076 \cdot 21,69 = 23,71 \text{ кг.}$$

Масса отвального шлака:

$$83,51 + 0,2 \cdot B = 83,51 + 0,2 \cdot 21,69 = 87,85 \text{ кг.}$$

Количество отходящих газов:

$$1,123 + 0,54 \cdot B = 1,123 + 0,54 \cdot 21,69 = 12,84 \text{ кг, или } 10,27 \text{ м}^3 \text{ CO}_2,$$

$$3,792 + 1,9 \cdot B = 3,792 + 1,9 \cdot 21,69 = 45,00 \text{ кг, или } 22,91 \text{ м}^3 \text{ CO}_2,$$

$$0,688 + 5,66 \cdot B = 0,688 + 5,66 \cdot 21,69 = 123,45 \text{ кг, или } 98,76 \text{ м}^3 \text{ N}_2,$$

$$0,05(1,84 + 0,1 + 0,076 \cdot B) = 0,05(1,84 + 0,1 + 0,076 \cdot 21,69) = 1,19 \text{ кг}$$

или $1,48 \text{ м}^3 \text{ H}_2\text{O}$.

Суммарное количество отходящих газов 182,48 кг, или $133,42 \text{ м}^3$.
Тепловой баланс фьюмингпечи и материальный баланс процесса фьюмингования шлака приведены в табл. 1.31 и 1.32.

Количество и состав технологических газов (на выходе из шлаковой ванны) представлен в табл. 1.33.

Таблица 1.31

Статьи баланса	Q	
	ккал	%
Приход тепла:		
со шлаком	36\,000,0	26,31
с угольной пылью	113,8	0,08
с воздухом	773,6	0,57
от горения угля	99\,927,2	73,04
<i>Итого</i>	136\,814,6	100,00
Расход тепла		
со шлаком	32\,152,7	23,50
с газами	53\,104,7	38,82
с возгонами	5\,014,2	3,67
на эндотермические реакции	13\,333,0	9,75
охлаждение кессонов	30\,000,0	21,93
испарение влаги, нагрев пара, нагрев золы	3\,203,8	2,33
<i>Итого</i>	136\,808,4	100,00
Невязка:	-6,1	-

Таблица 1.32

Поступило	Масса, кг	Получено	Масса, кг
Цинковистый шлак	100,00	Отвальный шлак	87,82
Угольная пыль	23,71	Возгоны	13,70
Воздух	161,18	Газы	182,48
<i>Итого</i>	284,89	<i>Итого</i>	284,00
Невязка:	-		-0,89

Таблица 1.33

Компонент	Масса, кг	Объем, м ³	% объемн.
CO ₂	45,00	22,91	17,17
CO	12,84	10,27	7,70
N ₂	123,45	98,76	74,02
H ₂ O	1,19	1,48	1,11
<i>Итого</i>	182,48	133,42	100,00

1.1.3.6. Расчет состава отвального шлака

В отвальный шлак, количество и состав которого представлены в табл. 1.34, перейдут шлакообразующие соединения, входящие в золу угольной пыли.

В пылеугле содержится 20 % золы, тогда масса золы будет: $0,2 \cdot 23,71 = 4,74$ кг.

В этом количестве золы содержится, кг:

$$4,74 \cdot 0,5 = 2,37 \text{ SiO}_2 ;$$

$$4,74 \cdot 0,25 = 1,19 \text{ FeO} ;$$

$$4,74 \cdot 0,15 = 0,71 \text{ CaO} ;$$

$$4,74 \cdot 0,1 = 0,47 \text{ Al}_2\text{O}_3 .$$

Таблица 1.34

Состав и количество отвального шлака

Компоненты	Масса, кг	Содержание, %
ZnO	18,00 – 15,83=3,17	3,61
SiO ₂	23,50 + 2,37=25,87	29,45
FeO	38,40 + 1,19=39,59	45,07
CaO	10,30 + 0,71=12,01	13,67
Al ₂ O ₃	3,50 + 0,47=3,97	4,52
MgO	2,10	2,39
Pb	0,02	0,02
Прочие	1,12	1,27
<i>Итого</i>	87,85	100,00

Таким образом, расчет материального и теплового баланса свидетельствует, что при расходе угольной пыли в количестве 23,71 кг на 100 кг исходного шлака обеспечивается стабильный тепловой режим фьюмингпечи.

При этом расход воздуха равен 124,95 м³.

Выход отвального шлака и возгонов (12,72 кг Zn + 0,98 кг Pb) составляет соответственно 87,9 и 13,7 % от количества первичного шлака.

Выход газов 1,07 м³ на 1 м³ расходуемого воздуха.

Полученные результаты расчета хорошо согласуются с практическими показателями работы отечественных и зарубежных фьюмингпечей.

1.2. Расчет материального и теплового балансов плавки свинцового сульфидного сырья в процессе Ванюкова

В середине семидесятых годов прошлого века в связи с ужесточением требований экологии внимание ученых-металлургов было привлечено к автогенным, (прямым) способам переработки свинцовых сульфидных концентратов. Примечательно, что практически одновременно было разработано несколько технологий, различающихся как аппаратным оформлением, так и условиями их осуществления.

Несмотря на значительные внешние различия (плавки в расплавах и во взвешенном состоянии, периодические и непрерывные и т.д., этим процессам присущи общие признаки.

1. Автогенные плавки свинцовых сульфидных концентратов обязательно многостадийны и включают как минимум две стадии – окислительную и восстановительную. На окислительной стадии получают черновой металл с относительно низким содержанием серы и весьма богатый по свинцу (до 50...60 %) шлак. На восстановительной стадии полученный богатый шлак обрабатывают с получением дополнительного чернового металла и отвального по свинцу шлака. Параллельной задачей второй стадии является подавление возгонки цинка, практически всегда присутствующего в свинцовом сырье в значительных количествах. Условия второй стадии подбирают таким образом, чтобы в шлаке максимально концентрировался цинк. Последующие операции технологии переработки цинковистых шлаков направлены на извлечение цинка в самостоятельный продукт с использованием процессов, идентичных по своей сути фьюмингованию, осуществляемому в непрерывном или периодическом режиме.

Несмотря на относительно высокое содержание в сырье меди, предпочтение отдается бесштейновой технологии, так как получаемый автогенными способами свинец имеет более высокую температуру, чем получаемый при шахтной плавке. Этому способствует также непрерывность процессов, поскольку непрерывный поток расплавленного свинца охлаждается в меньшей степени. Аппаратурное оформление автогенных процессов также позволяет избежать выкристаллизовывания медистых настывлей внутри печей.

2. Низкое содержание серы в шихте не позволяет обходиться без использования дополнительного количества углеродистого топлива и реализовать при плавке чисто автогенные режимы. Поэтому во всех известных процессах используется тепло от сжигания топлива уже на

окислительной стадии, не говоря уже о последующих стадиях, на которых углеродистое топливо одновременно выполняет функции восстановителя.

3. Высокая летучесть свинца и его соединений обуславливает большой выход возгонов на всех стадиях процесса. Окончательная форма нахождения свинца в возгонах окислительной стадии – сульфатная, так как возгоняющиеся при плавке PbS , PbO , $Pb_{мет}$ вследствие взаимодействия с компонентами газовой фазы в газоходных устройствах превращаются в $PbSO_4$. Поскольку выход возгонов напрямую связан с количеством газов, проходящих через расплав, в качестве дутья используют технологический кислород, способствующий минимизации возгонообразования.

Описание различных технологий прямого получения свинца из сульфидного сырья приведено в учебном пособии «Металлургия свинца»^{*}.

Методика расчета материального и теплового балансов автогенной технологии получения свинца в двухстадийном варианте основана на равновесных представлениях о характере протекающих в металлургическом агрегате процессов. Эта методика может быть применена для расчета любой технологии получения свинца из сульфидного сырья. В конкретном примере расчета за основу взят процесс Ванюкова.

1.2.1. Конструктивные особенности печи Ванюкова

Плавка Ванюкова применительно к свинцовому сульфидному сырью осуществляется в печах (рис. 1.6), конструктивно сходных с теми, которые используются для получения медных штейнов. Отличия состоят в том, что печь имеет меньшие геометрические размеры (в связи с меньшими масштабами производства и более богатыми по свинцу концентратами), а футеровка подины печи заключена в герметичный стальной кожух (корыто), поскольку свинец характеризуется высокой текучестью и склонностью к пропитыванию огнеупорной кладки. Кроме того, устройства для утилизации тепла отходящих газов расположены вертикально непосредственно над аптейками окислительной и восстановительной зон. При этом на их вертикальных поверхностях не происходит значительного настыеобразования.

Незначительные по объему свинецсодержащие отложения практически непрерывно срываются и попадают непосредственно в ванну расплава, не нарушая хода технологического процесса. При этом существенно снижается реальный выход возгонов. В связи с токсичностью и высокой летучестью свинца и его соединений повышенные требования предъявляются к герметизации дозирующих, транспортирующих и загрузочных устройств и желобов для расплавов.

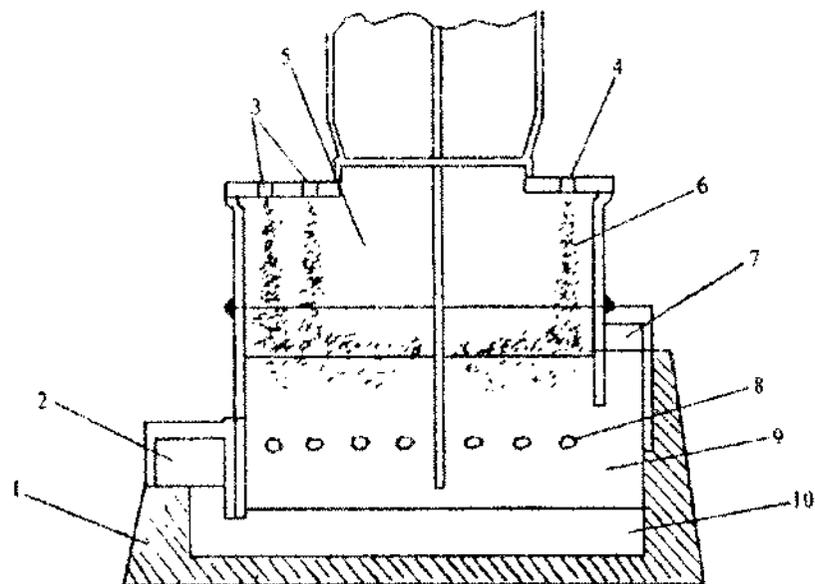


Рис. 1.6. Схема двухзонной печи Ванюкова для прямого получения свинца из сульфидного сырья:

- 1 – подина печи; 2 – сифон для выпуска свинца; 3 – отверстия для загрузки шихты; 4 – отверстия для загрузки восстановителя; 5 – окислительная зона; 6 – восстановительная зона; 7 – сифон для выпуска шлака; 8 – фурма; 9 – шлак; 10 – свинец

1.2.2. Исходные данные для расчета

Необходимо рассчитать показатели совместной переработки свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека в двухзонной печи Ванюкова с получением чернового свинца и отвального по

^{*} *Металлургия свинца: Учеб. пособие / Ю.П. Романтеев, А.Н. Федоров, С.В. Быстров, А.А. Комков; Под ред. В.П. Быстрова. М.: МИСиС, 2005.*

свинцу шлака, содержащего цинк. Производительность передела по свинцовому сырью составляет 75 000 т в год.

На переработку поступает свинцовое сырье, представляющее собой смесь свинцового сульфидного концентрата (60 %) и свинцового кека (40 %). Химические составы свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека, а также подробная методика и результаты расчетов их рациональных составов представлены выше (см. 1.1.1.1). Рациональный состав смеси свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека приведен в табл. 1.4.

Применяющиеся при плавке флюсы имеют следующий состав, %:

– известняк: 52,4 CaO, 1,4 SiO₂, 41,1 CO₂, 5,1 – прочие, 2 – влажность;

– железная руда: 2,9 CaO, 13 SiO₂, 67 Fe₃O₄, 2,28 CO₂, 14,82 – прочие, 2 – влажность (или в пересчете на FeO: 2,9 CaO, 13 SiO₂, 62,37 FeO, 4,63 O, 2,28 CO₂, 14,82 – прочие, 2 – влажность).

В качестве топлива и восстановителя используется уголь.

Состав угля на рабочую массу, %: 65,7 С, 3 Н, 1,9 N, 3,1 O, 0,3 S, 16 – зола, 0,72 – прочие, 10 – влага.

Зола угля имеет следующий состав, %: 56 SiO₂, 27 Al₂O₃, 4 CaO, 1,5 MgO, 7 Fe₂O₃, 4,5 – прочие.

Объемное содержание кислорода в дутье: на окислительной стадии – 90 %, на восстановительной – 60 %.

В расчетах приняты следующие допущения и условия:

– в составе оборотных возгонов окислительной стадии свинец присутствует в форме PbSO₄;

– в оборотных возгонах восстановительной стадии свинец находится в форме PbO, а цинк – ZnO;

– температуру на окислительной стадии принимаем равной 1100 °С, на восстановительной – 1250 °С;

– при выборе оптимальных параметров ведения окислительной плавки необходимо руководствоваться задачами этой стадии: провести глубокое окисление для максимального удаления серы и получения кондиционного по содержанию серы чернового свинца. Как видно из графика, представленного на рис. 1.7, при температуре процесса 1100 °С для получения чернового металла с содержанием серы 0,2 % необходимо поддерживать кислородный потенциал на уровне $\log P_{O_2} = -8$ атм (т. е. при $P_{O_2} = 10^{-8}$ атм);

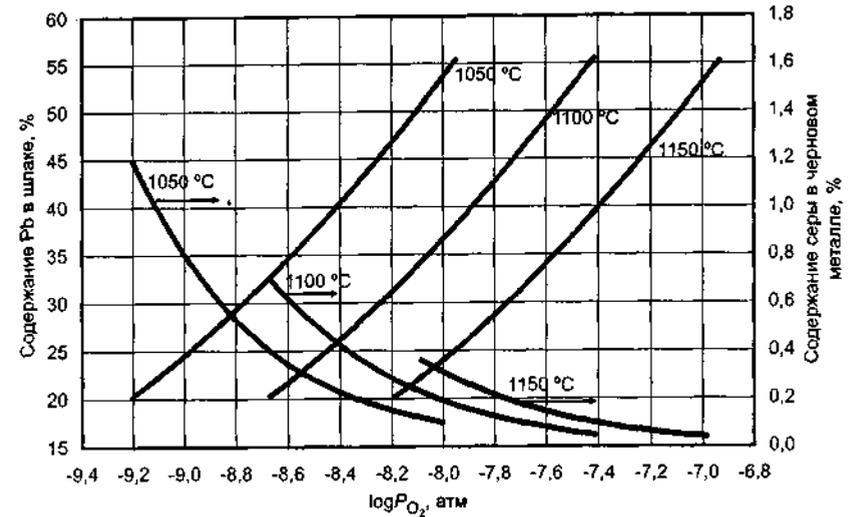


Рис. 1.7. Зависимость содержания свинца в шлаке окислительной стадии и серы в черновом металле от P_{O_2} и температуры

– технологические параметры восстановительной стадии подбираются из условия селективного извлечения свинца в черновой металл без восстановления цинка с целью максимального сохранения его в шлаке. Поэтому кислородный потенциал восстановительной стадии принимаем равным $5 \cdot 10^{-10}$ атм, основываясь на данных, представленных на рис. 1.8.

Для сопутствующих свинцу ценных компонентов шихты коэффициенты распределения задаем на основании практических данных. При этом полагаем:

- извлечение серы в газы на окислительной стадии составляет ~100 %;
- извлечение цинка в шлак на окислительной и восстановительной стадиях составляет соответственно 100 и 70 % (30 % – в возгоны);
- извлечение меди на окислительной и восстановительной стадиях соответственно в металл 60 и 90 %; в шлак – 40 и 10 %;
- распределение прочих компонентов на окислительной и восстановительной стадиях соответственно в металл 10 и 8 %; в шлак – 80 и 82 %; в возгоны – по 10 %.

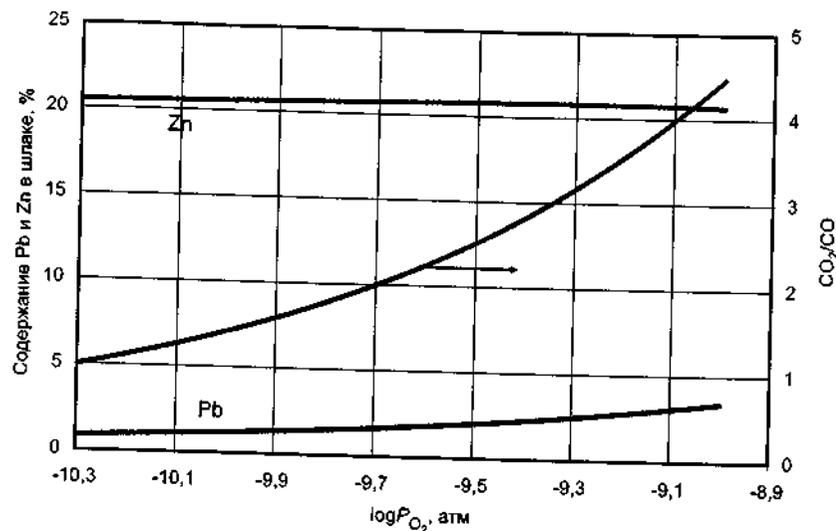


Рис. 1.8. Зависимость содержания свинца и цинка в отвальном шлаке и отношения CO_2/CO от P_{O_2}

Приступая непосредственно к расчету материального и теплового балансов по стадиям процесса переработки исходного сырья, необходимо сформировать структурную схему расчетов. В рассматриваемом примере предлагается составить и рассчитать балансовые схемы потоков свинца, цинка (и прочих) в целом по процессу, а по стадиям процесса рассчитать:

- количество и состав продуктов;
- дефицит (невязку) теплового баланса;
- расход топлива, необходимого для замыкания теплового баланса;
- окончательный тепловой баланс;
- материальный баланс.

1.2.3. Расчет потоков свинца и цинка в процессе Ванюкова

На первом этапе расчета необходимо составить схемы материальных потоков в предлагаемой технологии переработки свинцового сырья заданного состава и системы уравнений для расчета балансов по свинцу, цинку и прочим перерабатываемого сырья. Расчеты выполняем на 100 кг сухой смеси свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека (см. табл. 1.4).

1.2.3.1. Расчет потоков свинца

На рис. 1.9 представлена схема потоков свинца в процессе Ванюкова.

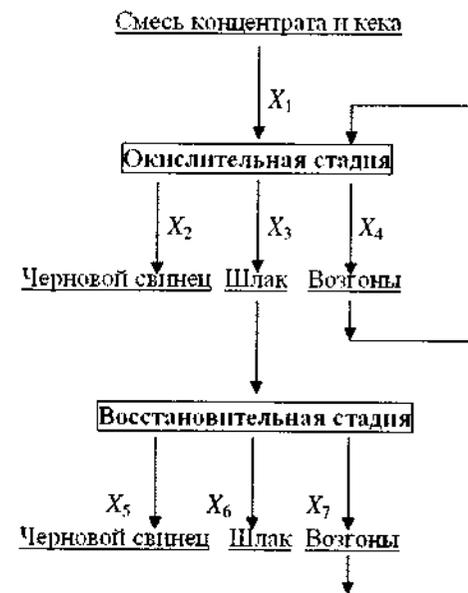


Рис. 1.9. Схема потоков свинца (X_i) в процессе Ванюкова

Коэффициенты распределения свинца между продуктами окислительной плавки определяем по графикам на рис. 1.10 – 1.12.

При выбранном ранее значении $P_{O_2} = 10^{-8}$ атм и температуре 1100 °С согласно данным рис. 1.10–1.12 извлечение свинца в черновой металл составит 47,5 %, в шлак – 32,8 %, в возгоны – 19,7 %.

Распределение свинца на восстановительной стадии для выбранных условий определяются содержанием свинца в шлаке окислительной стадии (рис. 1.13). Для составления системы уравнений на основе практических данных изначально принимаем содержание свинца в шлаке окислительной плавки равным 35 %. Тогда по данным рис. 1.13 при восстановительной плавке извлечение свинца в черновой металл составит 60,5 %, в шлак – 3,5 %, в возгоны – 36 %.

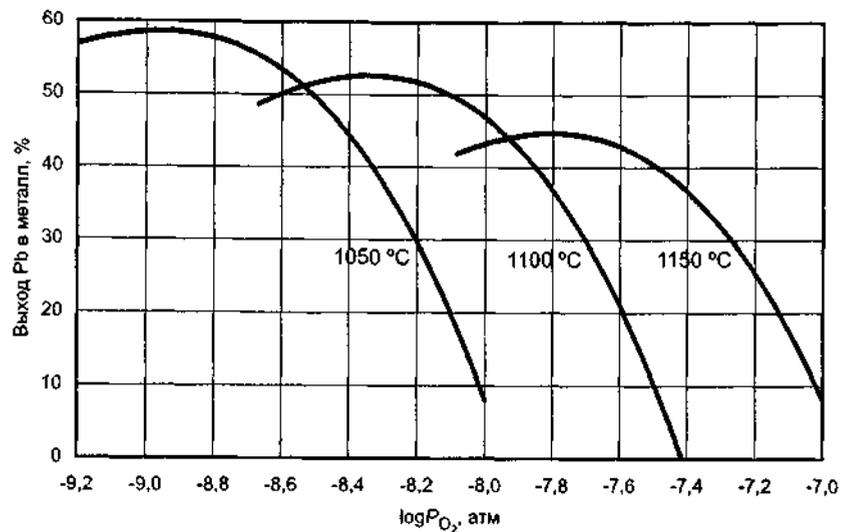


Рис. 1.10. Зависимость извлечения свинца в черновой металл окислительной стадии от P_{O_2} и температуры

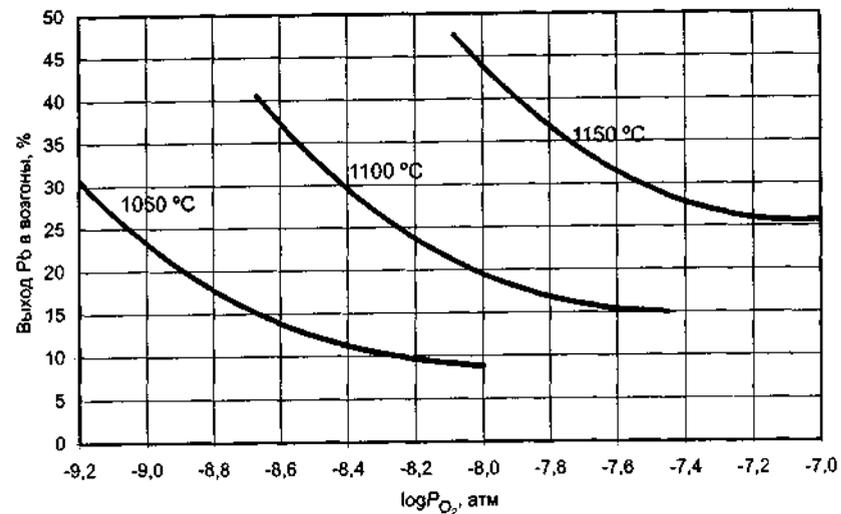


Рис. 1.12. Зависимость извлечения свинца в возгоны окислительной стадии от P_{O_2} и температуры

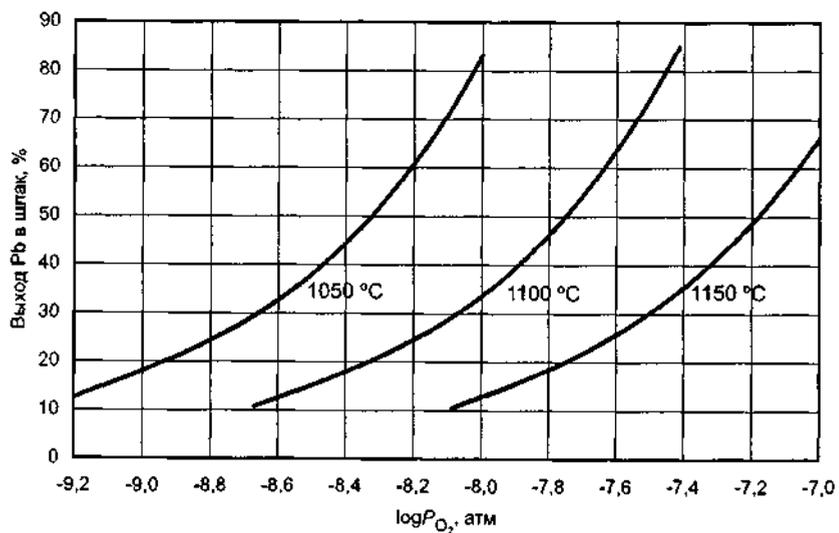


Рис. 1.11. Зависимость извлечения свинца в шлак окислительной стадии от P_{O_2} и температуры

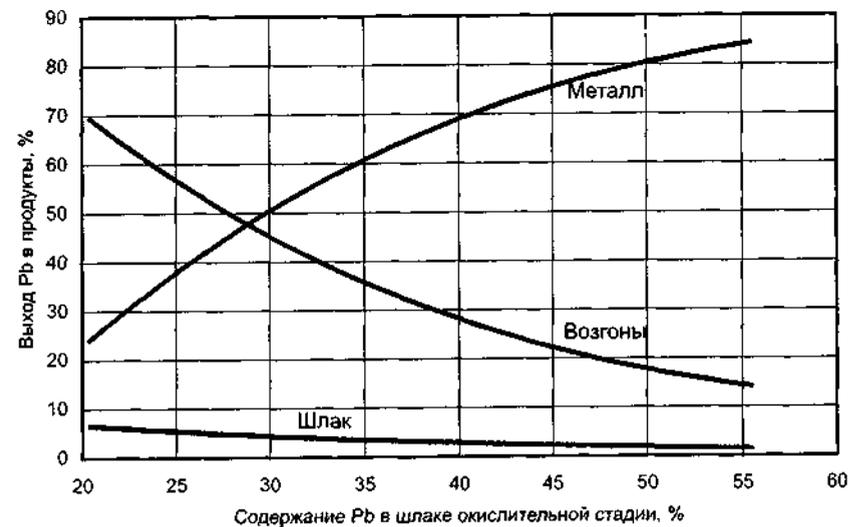


Рис. 1.13. Зависимость выхода свинца в продукты восстановительной стадии от содержания свинца в шлаке окислительной стадии

Поскольку на схеме (см. рис. 1.9) представлено семь потоков свинца, необходимо составить систему из семи уравнений, в том числе двух уравнений (первых) баланса по двум стадиям, четырех уравнений (последующих), задающих условия распределения, и уравнения (последнего), задающего входной поток. Система уравнений и ее решение с помощью компьютерной программы, реализующей метод Гаусса, приведены ниже.

Система уравнений:

$$X_1 + X_4 + X_7 = X_2 + X_3 + X_4;$$

$$X_3 = X_5 + X_6 + X_7;$$

$$X_2 = 0,475 (X_1 + X_4 + X_7);$$

$$X_3 = 0,328 (X_1 + X_4 + X_7);$$

$$X_5 = 0,605 X_3;$$

$$X_6 = 0,035 X_3;$$

$$X_1 = 46,95.$$

Решение:

$$X_1 = 46,95; X_2 = 32,56; X_3 = 22,48; X_4 = 13,5; X_5 = 13,6; X_6 = 0,79; X_7 = 8,09.$$

1.2.3.2. Расчет потоков цинка

Схема потоков цинка в процессе Ванюкова представлена на рис. 1.14.

На схеме (см. рис. 1.14) представлено четыре потока, по которым распределяется цинк в процессе переработки. Поэтому необходимо составить систему из четырех уравнений, в том числе двух уравнений (первых) баланса по двум стадиям, одного уравнения (последующего), задающего условия распределения цинка, и уравнения (последнего), задающего входной поток. При составлении системы уравнений по практическим данным принимаем, что при окислительной плавке весь цинк, присутствующий в исходной шихте, полностью (100 %) переходит в шлак, а при восстановительной плавке 70 % его остается в шлаке, а 30 % переходит в возгоны. Соответствующая система уравнений и ее решение приведены ниже.

Система уравнений:

$$Y_1 + Y_4 = Y_2;$$

$$Y_2 = Y_3 + Y_4;$$

$$Y_3 = 0,7 Y_2;$$

$$Y_1 = 6,09.$$

Решение:

$$Y_1 = 6,09; Y_2 = 8,70; Y_3 = 6,09; Y_4 = 2,61.$$



Рис. 1.14. Схема потоков цинка (Y_i) в процессе Ванюкова

1.2.3.3. Расчет потоков прочих компонентов сырья

В любом исходном сырье, подвергающемся металлургической переработке, содержатся компоненты (твердые и газообразные), которые не оказывают существенного влияния на осуществление технологического процесса и поэтому химически не анализируются, а в данных химического анализа материала определяются как прочие, покрывающие невязку между суммарным содержанием всех выявленных компонентов и 100 %. Вместе с тем «прочие» исходного сырья, флюсов и оборотных материалов, распределяясь по продуктам переработки, существенно влияют на их количество. В связи с этим в металлургических расчетах необходимо учитывать (хотя бы на уровне прогноза) распределение прочих в процессе переработки, руководствуясь теоретическими и практическими данными.

В данном примере принято следующее распределение прочих смеси свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека по продуктам процесса Ванюкова:

– 10 % прочих переходит в черновой свинец при окислительной плавке исходной свинцовой смеси и оборотных возгонов, 80 % – в шлак и 10 % – в возгоны;

– 8 % прочих шлака окислительной плавки переходит в черновой свинец при его восстановительной плавке, 82 % – в отвальный шлак и 10 % – в возгоны.

Схема потоков прочих сырья в процессе Ванюкова представлена на рис. 1.15, в которой, так же как и в схеме потоков свинца, имеется семь потоков прочих. Соответственно составляем систему из семи уравнений, включающую два уравнения (первые) баланса по двум стадиям, четыре уравнения (последующие), задающие условия распределения и уравнение (последнее), задающее входной поток прочих.

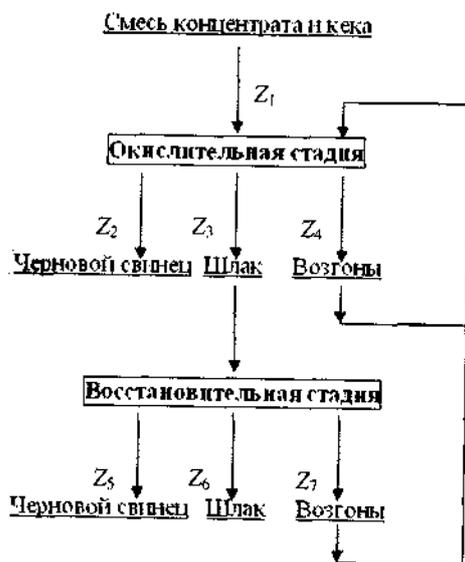


Рис. 1.15. Схема потоков прочих сырья (Z_i) в процессе Ванюкова

Система уравнений:

$$Z_1 + Z_4 + Z_7 = Z_2 + Z_3 + Z_4;$$

$$Z_3 = Z_5 + Z_6 + Z_7;$$

$$Z_2 = 0,1 (Z_1 + Z_4 + Z_7);$$

$$Z_3 = 0,8 (Z_1 + Z_4 + Z_7);$$

$$Z_5 = 0,08 Z_3;$$

$$Z_6 = 0,82 Z_3;$$

$$Z_1 = 1,54.$$

Решение:

$$Z_1 = 1,54; Z_2 = 0,19; Z_3 = 1,5; Z_4 = 0,19; Z_5 = 0,12; Z_6 = 1,23; Z_7 = 0,15.$$

1.2.4. Расчет материальных потоков окислительной стадии

1.2.4.1. Расчет количества и состава шлака

Первоначально рассчитаем количество и состав самоплавкого шлака при окислительной плавке (без добавки флюсов). При выполнении расчетов принимаем следующие условия:

- расход угля при окислительной плавке составляет 15 % от массы перерабатываемой смеси свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека и компоненты золы угля полностью переходят в шлак;
- все компоненты шлакового расплава представлены в оксидной форме;
- механический пылеунос при плавке не учитываем ввиду его малой величины (менее 1 %).

Согласно выполненным расчетам потоков свинца, цинка и прочих в процессе переработки свинцового сырья в самоплавкий шлак на окислительной стадии перейдут: 22,48 кг Pb или 24,22 кг PbO; 8,7 кг Zn или 10,83 кг ZnO; 1,5 кг прочих, а также остальные компоненты сырья (табл. 1.35).

Таблица 1.35

Составляющие самоплавкого шлака из смеси концентрата и кека, а также золы угля, кг

Компоненты	Смесь концентрата и кека	Зола угля	Всего
Cu ₂ O	0,68	–	0,68
В том числе Cu	1,5 · 0,4 = 0,6	–	0,6
FeO	6,96	0,15	7,11
В том числе Fe	5,41	15 · 16 · 0,07 · 2 · 55,85/159,7 = 0,12	5,53
SiO ₂	4,42	15 · 0,16 · 0,56 = 1,34	5,76
CaO	2,98	15 · 0,16 · 0,04 = 0,10	3,08
Al ₂ O ₃	0,8	15 · 0,16 · 0,27 = 0,65	1,45
MgO	1,1	15 · 0,16 · 0,015 = 0,04	1,14
Прочие	1,5	15 · 0,16 · 0,045 = 0,11	1,61

Рассчитанные данные сведем в табл. 1.36.

Формирование шлака при окислительной стадии переработки свинцового сульфидного сырья осуществляется с учетом получения отвального по содержанию свинца шлака на заключительной восстановительной стадии. При этом содержание основных шлакооб-

разующих компонентов должно соответствовать следующим соотношениям:

$$(G_{CaO} + G_{MgO}) / (G_{SiO_2} + G_{Al_2O_3}) = 0,75 - 0,9,$$

$$G_{FeO} / G_{SiO_2} = 1,5 - 1,9.$$

Таблица 1.36

Состав и количество самоплавкого шлака

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
PbO	24,22	43,34
ZnO	10,83	19,38
Cu ₂ O	0,68	1,22
FeO	7,11	12,72
SiO ₂	5,76	10,31
Al ₂ O ₃	1,45	2,6
CaO	3,08	5,51
MgO	1,14	2,04
Прочие	1,61	2,88
<i>Итого</i>	55,88	100

В нашем примере первое соотношение принимаем равным 0,8, а второе – 1,7. Для обеспечения принятых соотношений основных компонентов в шлаке необходимо использовать флюсы – известняк и железную руду.

Для расчета масс вводимых в шихту известкового ($G_{изв}$) и железосодержащего ($G_{жел}$) флюсов составляем систему балансовых уравнений с учетом их химического состава:

$$\frac{3,08 + 1,14 + 0,029 \cdot G_{жел} + 0,524 \cdot G_{изв}}{5,76 + 1,45 + 0,13 \cdot G_{жел} + 0,014 \cdot G_{изв}} = 0,8,$$

$$\frac{7,11 + 0,6237 \cdot G_{жел}}{5,76 + 0,13 \cdot G_{жел} + 0,014 \cdot G_{изв}} = 1,7.$$

Решив систему уравнений, найдем необходимое количество флюсов на влажную массу:

– известняка: $G_{изв} = 4,03$ кг,

– железной руды: $G_{жел} = 6,89$ кг.

С флюсами в шлак окислительной стадии дополнительно переходят:

– FeO $6,89 \cdot 0,6237 = 4,3$ кг,

– CaO $6,89 \cdot 0,029 + 4,03 \cdot 0,524 = 2,31$ кг,

– SiO₂ $6,89 \cdot 0,13 + 4,03 \cdot 0,014 = 0,96$ кг,

– прочие $6,89 \cdot 0,1482 + 4,03 \cdot 0,051 = 1,23$ кг.

На основе полученных данных составим табл. 1.37 количества и состава шлака окислительной стадии процесса.

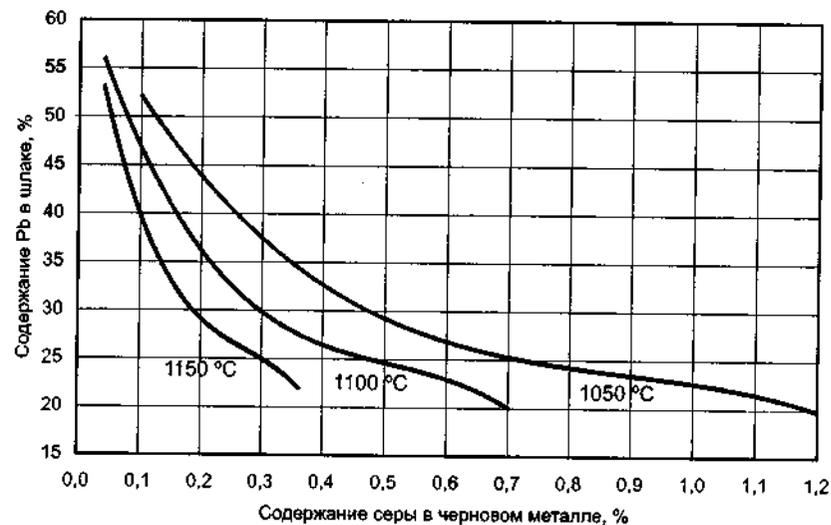


Рис. 1.16. Зависимость содержания свинца в шлаке окислительной стадии от содержания серы в черновом металле

Таблица 1.37

Состав и количество шлака окислительной стадии

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
PbO	24,22	37,45
ZnO	10,83	16,75
Cu ₂ O	0,68	1,05
FeO	11,41	17,64
SiO ₂	6,72	10,39
Al ₂ O ₃	1,45	2,24
CaO	5,39	8,33
MgO	1,14	1,76
Прочие	2,84	4,39
<i>Всего</i>	64,68	100

Как следует из данных табл. 1.37, содержание PbO в шлаке составляет 37,45 % или в пересчете на свинец – 34,76 %, что согласуется с экспериментальными данными (рис. 1.16) и данными промышленной эксплуатации печи Ванюкова, и обеспечивает получение чернового свинца с содержанием серы на уровне 0,2 %.

1.2.4.2. Расчет количества и состава чернового свинца

В черновой металл на окислительной стадии переходят:

- свинец 32,56 кг (в соответствии с балансом);
- медь $1,5 \cdot 0,6 = 0,9$ кг (в соответствии с заданным извлечением);
- прочие 0,19 кг (в соответствии с балансом).

Кроме того, в черновой свинец на окислительной стадии переходит некоторое количество серы, которое зависит от термодинамических условий осуществления процесса. В нашем случае, как отмечалось выше, содержание серы в металлической фазе составляет 0,2 %. Тогда масса чернового свинца окислительной стадии будет равна:

$$\frac{32,56 + 0,9 + 0,19}{1 - 0,002} = 33,72 \text{ кг},$$

а масса серы в черновом металле – $33,72 \cdot 0,002 = 0,07$ кг.

Расчетные данные по черновому свинцу окислительной стадии сведем в табл. 1.38.

Таблица 1.38

Состав и количество чернового свинца окислительной стадии

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
Pb	32,56	96,56
Cu	0,9	2,67
S	0,07	0,21
Прочие	0,19	0,56
<i>Всего</i>	33,72	100

1.2.4.3. Расчет состава и количества возгонов

На окислительной стадии плавки часть свинца переходит в газовую фазу в форме PbS, PbO и Pb_{мет.} При охлаждении и химических взаимодействиях с компонентами газовой фазы и подсосами воздуха в газоходах, охладительных и пылеулавливающих устройствах про-

исходит сульфатизация возгоняемых соединений свинца. В форме PbSO₄ свинец направляется в оборот на окислительную плавку вместе со смесью свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека. Принимаем, что при окислительной стадии в возгоны переходят только соединения свинца. Количество свинца, переходящего в возгоны, в соответствии с балансом составляет 13,5 кг. Со свинцом связано 2,08 кг ($13,5 \cdot 0,32/207,2$) серы и 4,17 кг ($13,50 \cdot 16 \cdot 4/207,2$) кислорода. Общая масса сульфата свинца в возгонах 19,75 кг.

1.2.4.4. Расчет состава и количества технологических газов (без учета продуктов сжигания топлива)

В газовую фазу переходит сера в форме SO₂ в количестве 16,14 – 0,07 = 16,07 кг (серу, приходящую и уходящую со свинцовыми возгонами окислительной стадии, в расчетах не учитываем). Из этой серы при ее окислении образуется $16,07 \cdot 64/32 = 32,14$ кг SO₂.

Кроме того, в технологические газы переходит влага смеси свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека и флюсов (известняка и железной руды) в количестве 11,11 кг, в том числе, кг:

- из смеси свинцового концентрата и кека $\frac{100 \cdot 9,82}{100 - 9,82} = 10,89$;
- из известняка $\frac{4,03 \cdot 2}{100 - 2} = 0,08$;
- из железной руды $\frac{6,89 \cdot 2}{100 - 2} = 0,14$.

В технологические газы также переходит CO₂, содержащийся в смеси свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека и во флюсах, в количестве 3,51 кг, в том числе, кг:

- из смеси свинцового концентрата и кека $100 \cdot 0,0169 = 1,69$;
- из известняка $4,03 \cdot 0,411 = 1,66$;
- из железной руды $6,89 \cdot 0,0228 = 0,16$.

Для определения количества азота, подающегося в окислительную зону печи Ванюкова с технологическим кислородом (90 % объёмн. O₂), необходимо рассчитать потребность в дутье на технологические нужды (без учета горения угля).

Кислород при плавке расходуется на окисление, кг:

- серы $\frac{16,07 \cdot 16 \cdot 2}{32} = 16,07$;

$$\begin{aligned}
 & \text{– меди} \quad \frac{0,68 \cdot 16}{143} = 0,08; \\
 & \text{– железа} \quad \frac{(11,41 - 0,15)16}{71,85} = 2,51; \\
 & \text{– цинка} \quad \frac{10,83 \cdot 16}{81,4} = 2,13; \\
 & \text{– свинца} \quad \frac{24,22 \cdot 16}{223,2} = 1,74. \\
 & \text{Всего:} \quad 22,53.
 \end{aligned}$$

На окислительную плавку кислород поступает со следующими материалами, кг:

$$\begin{aligned}
 & \text{– со смесью свинцового концентрата и кека} \quad 11,38; \\
 & \text{– с железной рудой} \quad \frac{6,89 \cdot 0,67 \cdot 16 \cdot 4}{231,55} = 1,28;
 \end{aligned}$$

– с оборотными возгонами окислительной стадии (в форме $PbSO_4$) 4,17;
 – с оборотными возгонами восстановительной стадии (в форме PbO и ZnO).

Количество кислорода в этих возгонах рассчитываем по данным балансовых схем:

$$\begin{aligned}
 & \text{в форме } PbO \quad \frac{8,09 \cdot 16}{207,2} = 0,62 \text{ кг}; \\
 & \text{в форме } ZnO \quad \frac{2,61 \cdot 16}{65,4} = 0,64 \text{ кг}. \\
 & \text{Всего:} \quad 18,09 \text{ кг}.
 \end{aligned}$$

Тогда с дутьем необходимо подать:

$$22,53 - 18,09 = 4,44 \text{ кг или } \frac{4,47 \cdot 22,4}{16 \cdot 2} = 3,11 \text{ м}^3 \text{ кислорода.}$$

С технологическим кислородом на окислительную стадию будет поступать:

$$\frac{3,11 \cdot 0,1}{0,9} = 0,35 \text{ м}^3 \text{ или } \frac{0,35 \cdot 14 \cdot 2}{22,4} = 0,44 \text{ кг азота.}$$

Расход технологического кислорода на технологию окислительной плавки составит:

$$4,44 + 0,44 = 4,88 \text{ кг, или } 3,11 + 0,35 = 3,46 \text{ м}^3.$$

Состав технологических газов, образующихся в результате окисления компонентов шихты на первой стадии плавки, приведен в табл. 1.39.

Таблица 1.39

Состав и количество технологических газов окислительной стадии

Компонент	Масса		Объем	
	кг	%	м ³	%
SO ₂	32,14	68,09	11,25	41,33
H ₂ O	11,11	23,54	13,83	50,81
CO ₂	3,51	7,44	1,79	6,58
N ₂	0,44	0,93	0,35	1,28
<i>Итого</i>	47,2	100	27,22	100

1.2.4.5. Расчет процесса горения угля

При окислительной стадии переработки свинцового сульфидного сырья уголь является топливом, обеспечивая формирование жидких и газообразных продуктов плавки при заданной температуре процесса – 1100 °С. В окислительных условиях плавки углерод, летучие и сера угля сгорают полностью до CO₂, H₂O и SO₂ с выделением максимального количества тепла. В задачу расчета процесса горения угля входит определение количества технологического кислорода, необходимого на его полное сжигание, количества и состава образующихся при этом топочных газов, а также количества компонентов золы, переходящих в шлак окислительной стадии.

В нашем примере изначально был принят расход угля в количестве 15 % (на рабочую массу) от расхода смеси свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека.

Используя химический состав рабочей массы угля (см. разд. 1.2.2), определяем количество кислорода, необходимое для сжигания горючих компонентов угля, кг:

$$\begin{aligned}
 & \text{– углерода до } CO_2 \quad \frac{15 \cdot 0,657 \cdot 16 \cdot 2}{12} = 26,28 \text{ кг}; \\
 & \text{– водорода до } H_2O \quad \frac{15 \cdot 0,03 \cdot 16}{2} = 3,6 \text{ кг}; \\
 & \text{– серы до } SO_2 \quad \frac{15 \cdot 0,003 \cdot 16 \cdot 2}{32} = 0,05 \text{ кг}.
 \end{aligned}$$

В процессе окисления горючих компонентов угля будет участвовать кислород угля (3,1 %) и кислород от диссоциации Fe_2O_3 золы угля до FeO :

$$15 \cdot 0,031 = 0,465 \text{ кг и } \frac{15 \cdot 0,16 \cdot 7 \cdot 16}{100 \cdot 159,7} = 0,02 \text{ кг.}$$

Тогда с дутьем необходимо подать следующее количество кислорода на сжигание угля:

$$26,28 + 3,6 + 0,05 - 0,465 - 0,02 = 29,44 \text{ кг или } \frac{29,44 \cdot 22,4}{32} = 20,61 \text{ м}^3.$$

С этим количеством кислорода в составе технологического кислорода, используемого в качестве дутья, на сжигание угля в окислительной стадии будет поступать азота:

$$\frac{20,61 \cdot 0,1}{0,9} = 2,29 \text{ м}^3 \text{ или } \frac{2,29 \cdot 14 \cdot 2}{22,4} = 2,86 \text{ кг.}$$

Всего на сжигание угля необходимо технологического кислорода:

$$29,44 + 2,86 = 32,3 \text{ кг или } 20,61 + 2,29 = 22,9 \text{ м}^3.$$

В топочные газы при сжигании угля перейдут:

$$\begin{aligned} - CO_2 & 15 \cdot 0,657 \cdot 44/12 = 36,14 \text{ кг или } 36,14 \cdot 22,4/44 = 18,4 \text{ м}^3; \\ - H_2O & 15 \cdot (0,03 \cdot 18/2 + 0,1) = 5,55 \text{ кг или } 5,55 \cdot 22,4/18 = 6,91 \text{ м}^3; \\ - SO_2 & 15 \cdot 0,003 \cdot 64/32 = 0,09 \text{ кг или } 0,09 \cdot 22,4/64 = 0,03 \text{ м}^3; \\ - N_2 & 2,86 + 15 \cdot 0,019 = 3,15 \text{ кг или } 3,15 \cdot 22,4/28 = 2,52 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Количество и состав топочных газов сведем в табл. 1.40.

Таблица 1.40

Состав и количество топочных газов на окислительной стадии

Компонент	Масса		Объем	
	кг	%	м ³	%
SO ₂	0,09	0,2	0,03	0,11
H ₂ O	5,55	12,35	6,91	24,8
CO ₂	36,14	88,44	18,4	66,05
N ₂	3,15	7,01	2,52	9,04
<i>Итого</i>	40,87	100	27,85	100

Для расчета теплового баланса окислительной стадии необходимо знать количество и состав отходящих газов, которые представляют собой смесь технологических газов и газов от горения угля. Количество и состав отходящих газов (без учета подсосов воздуха) представлен в табл. 1.41.

Таблица 1.41

Состав и количество отходящих газов на окислительной стадии

Компонент	Масса		Объем	
	кг	%	м ³	%
SO ₂	32,23	34,98	11,28	20,48
H ₂ O	16,66	18,08	20,74	37,65
CO ₂	39,65	43,04	20,19	36,66
N ₂	3,59	3,9	2,87	5,21
<i>Итого</i>	92,13	100	55,08	100

Компоненты золы угля были определены выше при расчете количества и состава самоплавкого шлака на окислительной стадии (см. табл. 1.36).

Для определения конструктивных размеров окислительной зоны печи и расчета теплового баланса процесса необходимо знать общее количество дутья, расходуемого на окисление 100 кг смеси свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека и горение 15 кг угля:

$$3,46 + 22,9 = 26,36 \text{ м}^3 \text{ или } 4,88 + 32,3 = 37,18 \text{ кг.}$$

1.2.4.6. Определение размеров окислительной зоны печи Ванюкова и тепловых потерь в агрегате

Внутренние размеры окислительной зоны печи Ванюкова определяются из удельной дутьевой нагрузки (интенсивность дутья) на ванну шлакового расплава, которая должна находиться при переработке свинцового сульфидного сырья в диапазоне 800...1000 м³ дутья на 1 м² горизонтального сечения печи в плоскости фурм в час. Принимаем в наших расчетах интенсивность дутья 850 м³/(м²·ч).

Для расчета геометрических размеров окислительной зоны необходимо выполнить пересчет суммарного расхода дутья на технологию и горение угля со 100 кг на часовую производительность печи по смеси свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека.

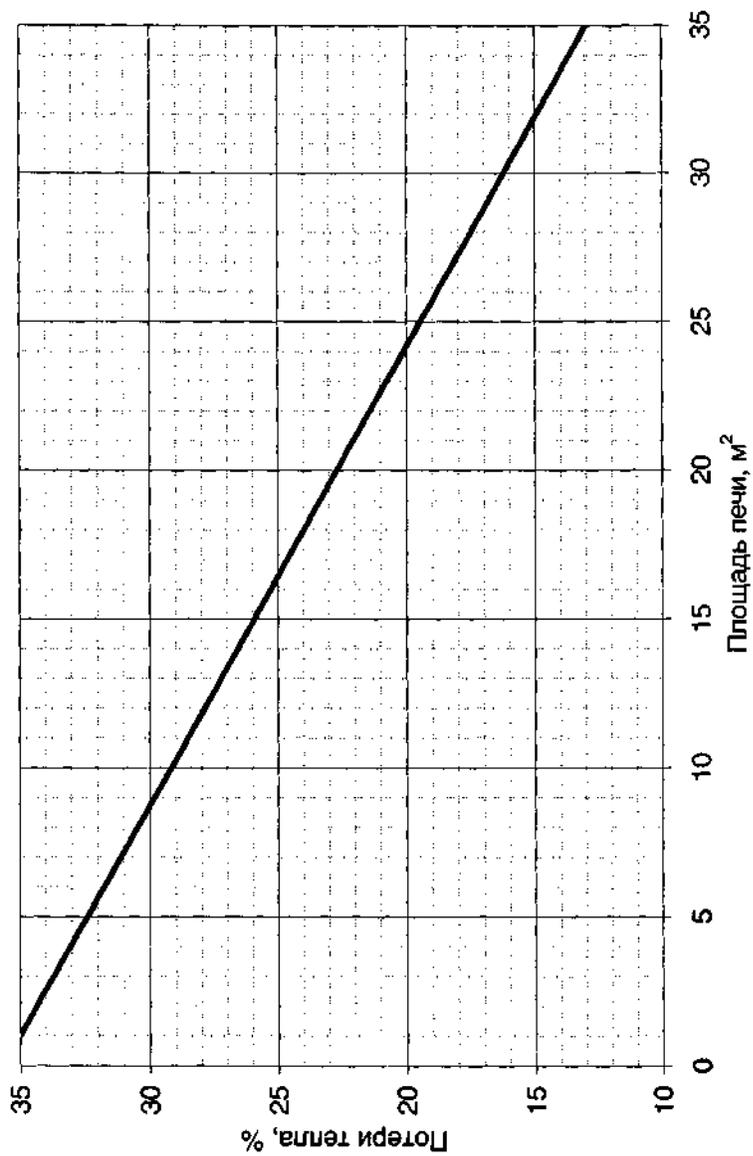


Рис. 1.17. Зависимость потерь тепла с кессонами от площади печи

Часовая производительность печи по смеси концентрата и кека при годовом фонде работы 330 суток составляет:

$$75000 / (330 \cdot 24 \cdot 1000) = 9469,7 \text{ кг/ч.}$$

На это количество смеси необходимо подать дутья:

$$9469,7 \cdot 26,36 / 100 = 2496,21 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

С учетом этого количества дутья площадь окислительной зоны печи составляет

$$2496,21 / 850 = 2,94 \text{ м}^2.$$

Ширина печи в плоскости фурм обусловлена необходимой интенсивностью массообмена в реакционной зоне и в условиях плавки свинцового сырья равна 1 м. С учетом ширины обычно применяемых боковых фурменных кессонов 600 мм (при принятой ширине окислительной зоны 1 м) ее длина составит 3 м, т. е. в каждой боковой стене будет установлено 5 кессонов. Принимаем площадь окислительной зоны печи равной 3 м². При этом интенсивность дутьевой нагрузки составит: $2496,21 / 3 = 832 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, что укладывается в установленный диапазон.

Для расчета теплового баланса необходимо знать потери тепла с кессонированными элементами, ограждающими рабочую зону, которые можно определить по экспериментальным данным, представленным на рис. 1.17. Например, для окислительной зоны площадью 3 м² доля потерь тепла с агрегатом составляет 33,5 % от общего расхода тепла на окислительную плавку.

1.2.4.7. Расчет теплового баланса окислительной стадии

В общепринятой схеме расчета теплового баланса вначале обычно рассчитывают теплоту, необходимую для нагрева исходных материалов до температуры, при которой осуществляется процесс, а затем тепловые эффекты реакций, происходящих в печи. В нашем случае вначале рассчитаны тепловые эффекты реакций при стандартной температуре 25 °С (298 К), а затем теплота, необходимая для нагрева продуктов реакций до температуры, при которой осуществляется процесс. Такой прием не противоречит закону Гесса и, на наш взгляд, делает последовательность расчетов теплового баланса более логичной.

Для расчета теплового баланса процесса необходимо использование данных справочного характера по тепловым эффектам химических реакций, теплоемкостям компонентов газовой фазы и расплавов и т. д.

Справочные данные по тепловым эффектам (энтальпиям) химических реакций, протекающих на окислительной стадии, приведены в табл. 1.42.

Таблица 1.42

Справочные данные по тепловым эффектам

Реакция	Энтальпия ($-\Delta H_{298}^0$), ккал /кмоль
$4\text{CuFeS}_2 = 2\text{Cu}_2\text{S} + 4\text{FeS} + \text{S}_2$	- 78600
$\text{PbSO}_4 = \text{PbO} + 0,5\text{O}_2 + \text{SO}_2$	- 96400
$\text{ZnSO}_4 = \text{ZnO} + 0,5\text{O}_2 + \text{SO}_2$	- 79715
$2\text{CuSO}_4 = \text{Cu}_2\text{O} + \text{SO}_2 + 1,5\text{O}_2$	- 186397
$\text{FeSO}_4 = \text{FeO} + \text{SO}_2 + 0,5\text{O}_2$	- 87655
$\text{CaSO}_4 = \text{CaO} + \text{SO}_2 + 0,5\text{O}_2$	- 119887
$\text{MgSO}_4 = \text{MgO} + \text{SO}_2 + 0,5\text{O}_2$	- 92288
$\text{FeS}_2 = \text{FeS} + 0,5\text{S}_2$	- 32341
$\text{Fe}_3\text{O}_4 = 3\text{FeO} + 0,5\text{O}_2$ (Fe руда)	- 75900
$\text{Fe}_2\text{O}_3 = 2\text{FeO} + 0,5\text{O}_2$	- 69100
$\text{CaCO}_3 = \text{CaO} + \text{CO}_2$	- 42500
$\text{MgCO}_3 = \text{MgO} + \text{CO}_2$	- 26500
$\text{Pb}_ж = \text{Pb}_{пар}$	- 46564
$\text{PbS} + \text{O}_2 = \text{Pb} + \text{SO}_2$	47440
$\text{PbS} + 1,5\text{O}_2 = \text{PbO} + \text{SO}_2$	99760
$\text{ZnS} + 1,5\text{O}_2 = \text{ZnO} + \text{SO}_2$	105560
$\text{FeS} + 1,5\text{O}_2 = \text{FeO} + \text{SO}_2$	110250
$\text{Cu}_2\text{S} + \text{O}_2 = 2\text{Cu} + \text{SO}_2$	51940
$\text{Cu}_2\text{S} + 1,5\text{O}_2 = \text{Cu}_2\text{O} + \text{SO}_2$	97112
$\text{S}_2 + 2\text{O}_2 = 2\text{SO}_2$	172424

Тепловые эффекты реакций, протекающих в окислительной зоне с учетом количества молей соответствующих веществ на 100 кг смеси свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека, представлены ниже.

Эндотермические реакции:

- диссоциация:

$$\text{CuFeS}_2 \quad \frac{-78\,600 \cdot 2,78}{4 \cdot 183,35} = -297,94 \text{ ккал}$$

$$\text{(при этом образуется } \frac{2,78 \cdot 87,85}{183,35} = 1,33 \text{ кг FeS и}$$

$$\frac{2,78 \cdot 64}{183,35} = 0,97 \text{ кг S);}$$

$$\text{PbSO}_4 \text{ смеси концентрата и кека и возгонов } \frac{-96\,400(11,85 + 13,5)}{207,2} = -11\,794,11 \text{ ккал;}$$

$$\text{ZnSO}_4 \quad \frac{-79\,715 \cdot 10,37}{161,4} = -5\,121,71 \text{ ккал;}$$

$$\text{CuSO}_4 \quad \frac{-186\,397 \cdot 1,35}{2 \cdot 159,5} = -788,83 \text{ ккал}$$

$$\text{(при этом образуется } \frac{1,35 \cdot 0,5 \cdot 143}{183,35} = 0,53 \text{ кг Cu}_2\text{O);}$$

$$\text{FeSO}_4 \quad \frac{-87\,655 \cdot 1,47}{151,85} = -848,55 \text{ ккал;}$$

$$\text{CaSO}_4 \quad \frac{-119\,887 \cdot 5,05}{136,1} = -4\,448,42 \text{ ккал;}$$

$$\text{MgSO}_4 \quad \frac{92\,288 \cdot 0,6}{120,3} = -460,29 \text{ ккал;}$$

$$\text{FeS}_2 \quad \frac{-32\,341 \cdot 5,64}{119,85} = -1\,521,93 \text{ ккал}$$

$$\text{(при этом образуется } \frac{5,64 \cdot 87,85}{119,85} = 4,13 \text{ кг FeS и}$$

$$\frac{5,64 \cdot 32}{119,85} = 1,51 \text{ кг S);}$$

$$\text{Fe}_3\text{O}_4 \text{ железной руды } \frac{-75\,900 \cdot 4,62}{231,55} = -1\,514,39 \text{ ккал;}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \quad \frac{-69\,100(0,33 + 0,17)}{159,7} = -216,34 \text{ ккал;}$$

$$\text{CaCO}_3 \text{ смеси концентрата и кека и флюсов}$$

$$\frac{-42\,500(0,9 + 0,2 + 2,11)}{56,1} = -2\,431,82 \text{ ккал};$$

MgCO₃ смеси концентрата и кека и флюсов

$$\frac{-26\,500 \cdot 1,88}{84,3} = -590,98 \text{ ккал};$$

– испарение Pb $\frac{-46\,564 \cdot 13,5}{207,2} = -3\,033,85 \text{ ккал}.$

Суммарный тепловой эффект эндотермических реакций будет равен:

$$Q_{\text{энд}} = -33\,069,16 \text{ ккал}.$$

Экзотермические реакции:

– окисление:

PbS до металла $\frac{47\,440 \cdot 32,56}{207,2} = 7\,454,86 \text{ ккал};$

PbS до оксида $\frac{99\,760(35,1 - 32,56)}{207,2} = 1\,222,93 \text{ ккал};$

ZnS до оксида цинка $\frac{105\,560 \cdot 2,81}{97,4} = 3\,045,42 \text{ ккал};$

FeS, образующегося при разложении пирита и халькопирита $\frac{110\,250(4,13 + 1,33)}{87,85} = 6\,852,19 \text{ ккал};$

S, образующейся при разложении пирита и халькопирита $\frac{172\,424(0,97 + 1,51)}{64} = 6\,681,43 \text{ ккал};$

Cu₂S (халькозина) до оксида $\frac{97\,112(0,6 - 0,53)}{143} = 47,54 \text{ ккал};$

Cu₂S до металла $\frac{51\,940 \cdot 0,9}{2 \cdot 63,5} = 368,08 \text{ ккал}.$

Суммарный тепловой эффект экзотермических реакций будет равен:

$$Q_{\text{экз}} = 25\,672,45 \text{ ккал}.$$

Для расчета тепла, затрачиваемого на нагрев продуктов плавки до температуры процесса, необходимо знать значения их теплоемкостей. Для расчета теплового баланса окислительной стадии принимаем следующие теплоемкости, ккал/(кг·°C):

– черного свинца	0,033;
– шлака	0,2;
– возгонов	0,04;
– SO ₂	0,544;
– CO ₂	0,544;
– N ₂	0,338;
– воды (пар)	0,434;
– воды (жидкость)	1;
– теплоту испарения воды при 100 °C	539 ккал/(кг·°C).

В процессе Ванюкова температура жидких, пылевидных и газообразных продуктов соответствует температуре плавки (*t_{о.с.}*) на окислительной стадии. Поэтому в расчете теплового баланса этой стадии принимаем, что температура черного свинца, шлака, возгонов и отходящих газов равна 1 100 °C.

Тепло черного свинца окислительной стадии:

$$Q_{\text{ч.с}} = 0,033(1\,100 - 25)33,72 = 1\,196,22 \text{ ккал}.$$

Тепло шлака:

$$Q_{\text{шл}} = 0,2(1\,100 - 25)64,68 = 13\,906,2 \text{ ккал}.$$

Тепло возгонов окислительной стадии:

$$Q_{\text{воз}} = 0,04(1\,100 - 25)19,75 = 849,25 \text{ ккал}.$$

Тепло отходящих газов (*Q_{газ}*) рассчитываем как сумму теплосодержания их компонентов и затрат тепла на нагрев и испарение влаги шихты и угля:

$$\text{SO}_2 \quad 0,544(1\,100 - 25)11,28 = 6\,596,54 \text{ ккал};$$

$$\text{CO}_2 \quad 0,544(1\,100 - 25)20,19 = 1\,180,71 \text{ ккал};$$

$$\text{N}_2 \quad 0,338(1\,100 - 25)2,87 = 1\,042,81 \text{ ккал};$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad (100 - 25)16,66 + 539 \cdot 16,66 + 0,434(1\,100 - 100)20,74 = 19\,230,4 \text{ ккал};$$

$$Q_{\text{газ}} = 6\,596,54 + 1\,180,71 + 1\,042,81 + 19\,230,4 = 38\,676,86 \text{ ккал}.$$

Таким образом, суммарные затраты тепла на протекание эндотермических реакций, на нагрев продуктов окислительной стадии, на нагрев и испарение влаги шихты и угля составят:

$$Q_{\Sigma} = Q_{\text{энд}} + Q_{\text{ч.с}} + Q_{\text{шл}} + Q_{\text{воз}} + Q_{\text{газ}} = 33\,069,16 + 1\,196,22 + 13\,906,20 + 849,25 + 38\,676,86 = 87\,697,69 \text{ ккал}.$$

Суммарный расход тепла на проведение окислительной стадии:

$$Q_{\text{расх}} = Q_{\Sigma} + Q_{\text{кес}}$$

где $Q_{\text{кес}}$ – тепло, уносимое охлаждающими элементами окислительной зоны печи, ккал.

Выше было определено, что доля потерь тепла с кессонами составляет 33,5 % от общего расхода тепла на окислительную стадию, т. е.

$$\frac{Q_{\text{кес}} \cdot 100}{Q_{\text{расх}}} = 33,5 \quad \text{или} \quad \frac{Q_{\text{кес}} \cdot 100}{Q_{\Sigma} + Q_{\text{кес}}} = 33,5.$$

Решив последнее уравнение, найдем величину $Q_{\text{кес}}$.

$$Q_{\text{кес}} = \frac{33,5 \cdot Q_{\Sigma}}{100 - 33,5} = \frac{33,5 \cdot 87\,697,69}{100 - 33,5} = 44\,178,54 \text{ ккал.}$$

Тогда суммарный расход тепла составит:

$$Q_{\text{расх}} = 87\,697,69 + 44\,178,54 = 131\,876,23 \text{ ккал.}$$

Приход тепла ($Q_{\text{прих}}$) складывается из экзотермических реакций и тепла горения топлива. Физическим теплом исходных материалов в приходной части теплового баланса пренебрегаем потому, что их температура принята равной 25 °С.

Теплоту сгорания (теплотворную способность) 1 кг топлива (угля) рассчитаем по формуле Д. И. Менделеева на высшую теплотворную способность ($q_{\text{в,р}}$), так как затраты тепла на нагрев и испарение влаги угля учтены в расходной части теплового баланса окислительной стадии:

$$q_{\text{в,р}} = 81C^{\text{р}} + 300H^{\text{р}} - 26(O^{\text{р}} - S^{\text{р}}) = 81 \cdot 65,7 + 300 \cdot 3 - 26(3,1 - 0,3) = 6\,148,9 \text{ ккал/кг,}$$

где верхний индекс р обозначает рабочую массу.

Теплота сгорания 15 кг топлива в расчете на рабочую массу составит

$$Q_{\text{в,р}} = 15 \cdot q_{\text{в,р}} = 15 \cdot 6\,148,9 = 92\,233,5 \text{ ккал.}$$

Тогда приход тепла при окислительной стадии

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{экз}} + Q_{\text{в,р}} = 25\,672,45 + 92\,233,5 = 117\,905,95 \text{ ккал.}$$

Дефицит тепла при окислительной стадии на 100 кг смеси концентрата и кека составляет:

$$Q_{\text{деф}} = Q_{\text{расх}} - Q_{\text{прих}} = 131\,876,23 - 117\,905,95 = 13\,970,28 \text{ ккал.}$$

1.2.4.8. Расчет эффективного тепла от сжигания угля при окислительной стадии

Для покрытия дефицита тепла при окислительной стадии следует сжигать уголь до конечных продуктов – CO_2 и H_2O . Для определения необходимого количества сжигаемого угля нужно знать эффективную теплоту его горения в условиях окислительной стадии ($Q_{\text{эф}}$), т. е. то количество теплоты, которое выделяется при горении угля за вычетом теплоты, затрачиваемой на нагрев газообразных и твердых продуктов горения от 298 К до температуры, при которой протекает процесс, а также на протекание эндотермических реакций.

Для расчета теплоты, затрачиваемой на нагрев газообразных и твердых продуктов горения угля и на протекание эндотермических реакций, воспользуемся данными по сжиганию 15 кг угля, полученными выше в разд. 1.2.4.5.

Тепло топочных газов ($Q_{\text{т,г}}$) рассчитываем как сумму теплосодержания газообразных компонентов и затрат тепла на нагрев и испарение влаги угля:

- SO_2 : $0,544(1\,100 - 25)0,03 = 17,54 \text{ ккал;}$
- CO_2 : $0,544(1\,100 - 25)18,4 = 10\,760,32 \text{ ккал;}$
- N_2 : $0,338(1\,100 - 25)2,52 = 915,64 \text{ ккал;}$
- H_2O : $(100 - 25 + 539)5,55 + 0,434(1\,100 - 100)6,91 = 6\,406,64 \text{ ккал;}$

$$Q_{\text{т,г}} = 17,54 + 10\,760,32 + 915,64 + 6\,406,64 = 18\,100,14 \text{ ккал.}$$

Тепло золы угля

$$Q_{\text{з,уг}} = 0,2(1\,100 - 25)15 \cdot 0,16 = 516 \text{ ккал.}$$

Тепло, затрачиваемое на разложение Fe_2O_3 золы:

$$Q_{\text{гем}} = \frac{69\,100 \cdot 15 \cdot 0,16 \cdot 0,07}{159,7} = 72,69 \text{ ккал.}$$

Таким образом, эффективная теплота полного сгорания 15 кг угля при условиях окислительной стадии составит:

$$Q_{\text{эф}} = Q_{\text{в,р}} - (Q_{\text{т,г}} + Q_{\text{з,уг}} + Q_{\text{гем}}) = 92\,233,5 - (18\,100,14 + 516 + 72,69) = 73\,544,67 \text{ ккал}$$

$$\text{или } q_{\text{эф}} = \frac{Q_{\text{эф}}}{15} = \frac{73\,544,67}{15} = 4\,902,98 \text{ ккал/кг.}$$

Для покрытия дефицита теплового баланса при окислительной стадии ($Q_{\text{деф}}$) необходимо дополнительно сжигать угля:

$$\Delta G_{\text{угля}} = \frac{Q_{\text{деф}}}{q_{\text{эф}}} = \frac{13970,28}{4902,98} = 2,85 \text{ кг.}$$

Тогда общий расход угля на окислительную стадию составит:

$$G_{\text{угля}} = 15 + \Delta G_{\text{угля}} = 15 + 2,85 = 17,85 \text{ кг.}$$

1.2.4.9. Уточнение расхода и интенсивности дутья, количества и состава продуктов на окислительной стадии

На сжигание дополнительного количества угля ($\Delta G_{\text{угля}}$) затрачивается

технологического кислорода: $\frac{32,3 \cdot 2,85}{15} = 6,14 \text{ кг}$ или

$$\frac{22,9 \cdot 2,85}{15} = 4,35 \text{ м}^3,$$

в том числе:

– чистого кислорода: $\frac{29,44 \cdot 2,85}{15} = 5,59 \text{ кг}$ или $\frac{5,59 \cdot 22,4}{32} = 3,91 \text{ м}^3$;

– азота: $\frac{2,86 \cdot 2,85}{15} = 0,54 \text{ кг}$ или $\frac{0,54 \cdot 22,4}{28} = 0,43 \text{ м}^3$.

Общий (окончательный) расход технологического кислорода на окислительную плавку:

$$37,18 + 6,14 = 43,32 \text{ кг или } 26,36 + 4,35 = 30,71 \text{ м}^3.$$

В пересчете на часовую производительность печи по смеси концентрата и кека (9 469,7 кг/ч) необходимо подать дутья:

$$\frac{9469,7 \cdot 30,71}{100} = 2908,14 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

При площади окислительной зоны печи, равной 3 м², интенсивность дутьевой нагрузки составит: $2908,14/3 = 969,38 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, что укладывается в принятый интервал значений.

В топочные газы при сжигании дополнительного количества угля перейдут:

– CO₂ $\frac{2,85 \cdot 0,657 \cdot 44}{12} = 6,87 \text{ кг}$ или $\frac{6,87 \cdot 22,4}{44} = 3,5 \text{ м}^3$;

– H₂O $2,85 \left(\frac{0,03 \cdot 18}{2} + 0,1 \right) = 1,05 \text{ кг}$ или $\frac{1,05 \cdot 22,4}{18} = 1,31 \text{ м}^3$;

– SO₂ $\frac{2,85 \cdot 0,003 \cdot 64}{32} = 0,02 \text{ кг}$ или $\frac{0,02 \cdot 22,4}{64} = 0,01 \text{ м}^3$;

– N₂ $0,54 + 2,85 \cdot 0,019 = 0,59 \text{ кг}$ или $\frac{0,59 \cdot 22,4}{28} = 0,47 \text{ м}^3$.

Состав отходящих газов необходимо скорректировать с учетом газообразных продуктов сжигания дополнительного количества угля. Окончательный состав газов окислительной стадии приведен в табл. 1.43.

Таблица 1.43

Состав и количество отходящих газов, образующихся на окислительной стадии

Компонент	Масса		Объем	
	кг	%	м ³	%
SO ₂	32,25	32,04	11,29	18,7
H ₂ O	17,71	17,59	22,05	36,52
CO ₂	46,52	46,21	23,69	39,23
N ₂	4,19	4,16	3,35	5,55
Итого	100,67	100	60,38	100

В шлак окислительной стадии при сжигании дополнительного количества угля из золы угля перейдут, кг:

– FeO $0,03$, в том числе Fe $\frac{2,85 \cdot 0,16 \cdot 0,07 \cdot 2 \cdot 55,85}{159,7} = 0,02$;

– SiO₂ $2,85 \cdot 0,16 \cdot 0,56 = 0,26$;

– CaO $2,85 \cdot 0,16 \cdot 0,04 = 0,02$;

– Al₂O₃ $2,85 \cdot 0,16 \cdot 0,27 = 0,12$;

– MgO $2,85 \cdot 0,16 \cdot 0,015 = 0,01$;

– прочие $2,85 \cdot 0,16 \cdot 0,045 = 0,02$.

Итого золы $0,45 \text{ кг}$.

Состав шлака окислительной стадии необходимо также скорректировать с учетом количества компонентов золы от сжигания дополнительного количества угля, переходящих в шлак. Окончательный состав и количество шлака на окислительной стадии приведены в табл. 1.44.

Таблица 1.44

**Состав и количество шлака,
образующегося на окислительной стадии**

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
PbO	24,22	37,18
ZnO	10,83	16,63
Cu ₂ O	0,68	1,04
FeO	11,44	17,56
SiO ₂	6,98	10,72
Al ₂ O ₃	1,57	2,41
CaO	5,41	8,31
MgO	1,15	1,76
Прочие	2,86	4,39
<i>Всего</i>	65,14	100

Заключительным этапом расчета окислительной стадии является составление таблицы материального баланса (табл. 1.45).

1.2.5. Расчет материальных потоков восстановительной стадии

1.2.5.1. Расчет количества и состава шлака

Рассчитаем предварительное количество и состав шлака, образующегося при восстановительной обработке шлака окислительной стадии. При выполнении расчетов принимаем следующие условия:

– расход угля на восстановительной стадии предварительно принимаем равным 8 % от массы шлака, перерабатываемого на окислительной стадии;

– компоненты золы угля полностью переходят в шлак;

– пылеунос при восстановительной стадии не учитываем.

В шлаке восстановительной стадии в соответствии с рассчитанными ранее потоками свинца и цинка в процессе переработки свинцового сырья должно содержаться 0,79 кг Pb или 0,85 кг PbO, 6,09 кг Zn или 7,58 кг ZnO.

По заданному коэффициенту распределения рассчитаем количество оксида меди в шлаке: $0,68 \cdot 0,1 = 0,07$ кг.

Шлакообразующие оксиды шлака окислительной стадии полностью переходят в шлак восстановительной стадии.

Таблица 1.45
Материальный баланс окислительной стадии на 100 кг смеси свинцового сульфидного концентрата и куска, кг

Материал	Pb	Zn	Cu	Fe	SiO ₂	CaO	Al ₂ O ₃	MgO	S	C	O	N ₂	H	Прочие	Всего
Смесь концентрата и куска	46,95	6,09	1,5	5,41	4,42	2,98	0,8	1,1	16,14	0,46	22,29	–	1,21	1,54	110,89
Возгоны ОС	13,5	–	–	–	–	–	–	–	2,08	–	4,17	–	–	0,19	19,94
Возгоны ВС	8,09	2,61	–	–	–	–	–	–	–	–	1,26	–	–	0,15	12,11
Известняк	–	–	–	–	0,06	2,11	–	–	–	0,45	1,28	–	0,01	0,21	4,12
Железная руда	–	–	–	3,34	0,9	0,2	–	–	–	0,04	1,52	–	0,02	1,02	7,04
Уголь	–	–	–	0,14	1,6	0,12	0,77	0,05	0,06	11,73	2,21	0,34	0,74	0,13	17,89
Технологический хлорид	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	39,47	3,84	–	–	43,31
<i>Всего</i>	68,54	8,7	1,5	8,89	6,98	5,41	1,57	1,15	18,28	12,68	72,2	4,18	1,98	3,24	215,3
Получено															
Черновой свинец	32,56	–	0,9	–	–	–	–	–	0,07	–	–	–	–	0,19	33,72
Шлак ОС	22,48	8,7	0,6	8,89	6,98	5,41	1,57	1,15	–	–	6,5	–	–	2,86	65,14
Возгоны ОС	13,5	–	–	–	–	–	–	–	2,08	–	–	–	–	0,19	15,77
Отходящие газы	–	–	–	–	–	–	–	–	16,13	12,69	65,7	4,19	1,97	–	100,68
<i>Всего</i>	68,54	8,7	1,5	8,89	6,98	5,41	1,57	1,15	18,28	12,69	72,2	4,19	1,97	3,24	215,31

Примечание. Невязка материального баланса – 0,01 кг, а также невязка (положительная и отрицательная) по углероду, азоту и водороду связана с округлением рассчитываемых величин и составляет $0,01 \cdot 100/215,31 = 0,005$ %, что является вполне допустимой величиной в металлургических расчетах.

Обозначим $\frac{N_{\text{CO}_2}}{N_{\text{CO}}} = A$, тогда $A = 3,204$.

При сгорании 1 кг угля окисляется 657 г углерода (65,7 % С) или $N_{\text{C}} = \frac{657}{12} = 54,75$ г-моля углерода.

При принятом значении P_{O_2} это количество углерода частично окисляется до CO_2 и частично до CO , следовательно, $N_{\text{C}} = N_{\text{CO}_2} + N_{\text{CO}}$.

Таким образом, получаем систему двух линейных уравнений с двумя неизвестными (N_{CO_2} и N_{CO}):

$$\begin{cases} \frac{N_{\text{CO}_2}}{N_{\text{CO}}} = A, \\ N_{\text{C}} = N_{\text{CO}_2} + N_{\text{CO}}. \end{cases}$$

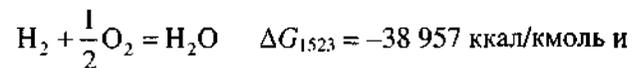
Решив систему уравнений, найдем значения неизвестных: $N_{\text{CO}} = 13,023$, $N_{\text{CO}_2} = 41,727$.

Такое количество молей CO и CO_2 будет образовываться при сгорании 1 кг угля (657 г С) при заданном P_{O_2} .

Для рассчитанного значения $N_{\text{C}} = 54,75$ определим долю г-молей CO и CO_2 , образующихся из 1 г-моля С:

$$n_{\text{CO}} = \frac{13,023}{54,75} = 0,238, \quad n_{\text{CO}_2} = \frac{41,727}{54,75} = 0,762.$$

По аналогичной методике определим для реакции



соотношение

$$\frac{N_{\text{H}_2\text{O}}}{N_{\text{H}_2}},$$

где $N_{\text{H}_2\text{O}}$ и N_{H_2} – число молей соответственно H_2O и H_2 в газовой смеси $\text{H}_2\text{O} + \text{H}_2$ при $P_{\text{O}_2} = 5 \cdot 10^{-10}$ атм.

Константа равновесия для реакции горения водорода:

$$K_p = \exp\left(\frac{-\Delta G}{R \cdot T}\right) = \exp\left(\frac{38957}{1,986 \cdot 1523}\right) = 392\,275,$$

$$\text{отсюда } \frac{N_{\text{H}_2\text{O}}}{N_{\text{H}_2}} = K_p \cdot P_{\text{O}_2}^{1/2} = 392\,275 \cdot \sqrt{5 \cdot 10^{-10}} = 8,772.$$

Обозначим $\frac{N_{\text{H}_2\text{O}}}{N_{\text{H}_2}} = A$, тогда $A = 8,772$.

При сгорании 1 кг угля окисляется 30 г водорода (3 % Н) или $N_{\text{H}} = \frac{30}{1} = 30$ г-моля водорода.

При принятом значении P_{O_2} это количество водорода частично переходит в газовую фазу в форме H_2O и частично в форме H_2 , следовательно,

$$N_{\text{H}} = 2(N_{\text{H}_2\text{O}} + N_{\text{H}_2}).$$

Таким образом, получаем систему двух уравнений с двумя неизвестными ($N_{\text{H}_2\text{O}}$ и N_{H_2}):

$$\begin{cases} \frac{N_{\text{H}_2\text{O}}}{N_{\text{H}_2}} = A, \\ N_{\text{H}} = 2 \cdot (N_{\text{H}_2\text{O}} + N_{\text{H}_2}). \end{cases}$$

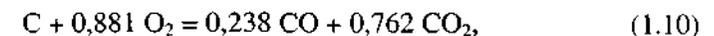
Решив систему уравнений, найдем значения неизвестных: $N_{\text{H}_2} = 1,535$; $N_{\text{H}_2\text{O}} = 13,465$.

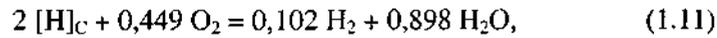
Такое количество молей H_2 и H_2O будет образовываться при сгорании 1 кг угля (30 г Н) при заданном P_{O_2} .

Для рассчитанного значения $N_{\text{H}} = 30$ определим долю г-молей H_2 и H_2O , образующихся из 1 г-моля Н:

$$n_{\text{H}_2} = \frac{2 \cdot 1,535}{30} = 0,102, \quad n_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{2 \cdot 13,465}{30} = 0,898.$$

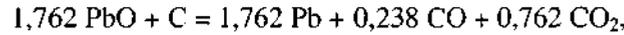
На основе выполненных расчетов можно записать реакции горения углерода и водорода угля в условиях восстановительной стадии:





где $[\text{H}]_{\text{C}}$ – водород, содержащийся в угле.

Восстановление оксида свинца из шлакового расплава будет происходить за счет протекания следующих реакций:



Тепловой эффект горения углерода ($Q_{\text{гор}}^{\text{C}}$) и водорода ($Q_{\text{гор}}^{\text{H}}$) в заданных условиях может быть определен исходя из справочных значений энтальпий образования участвующих в реакциях индивидуальных веществ:

$$Q_{\text{гор}}^{\text{C}} = -(n_{\text{CO}} \cdot \Delta H_{\text{обр}}^{\text{CO}} + n_{\text{CO}_2} \cdot \Delta H_{\text{обр}}^{\text{CO}_2}) = (0,238 \cdot 26\,415 + 0,762 \cdot 94\,052) = 77\,954,4 \text{ ккал/кмоль};$$

$$Q_{\text{гор}}^{\text{H}} = -(n_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \Delta H_{\text{обр}}^{\text{H}_2\text{O}}) = 0,898 \cdot 68\,310 = 61\,342,4 \text{ ккал/кмоль}.$$

Используя полученные данные, рассчитаем тепловой эффект от сжигания 1 кг угля в условиях восстановительной стадии:

$$q_{\text{уг}} = \frac{0,657 \cdot Q_{\text{гор}}^{\text{C}}}{12} + \frac{0,03 \cdot Q_{\text{гор}}^{\text{H}}}{2} + \frac{0,003 \cdot Q_{\text{гор}}^{\text{S}}}{32} = \frac{0,657 \cdot 77\,954,4}{12} + \frac{0,03 \cdot 61\,342,4}{2} + \frac{0,003 \cdot 172\,424}{32} = 5\,196,25 \text{ ккал/кг},$$

где $Q_{\text{гор}}^{\text{S}}$ – тепловой эффект окисления серы, равный 172 424 ккал/кмоль.

Согласно исходным данным содержание кислорода в дутье при восстановительной стадии составляет 60 % (объемн.). Вначале рассчитаем количество кислорода, необходимого для сжигания 1 кг угля в условиях восстановительной стадии по реакциям (1.10) и (1.11) и реакции окисления серы угля:

$$\frac{1 \cdot 0,657 \cdot 0,881 \cdot 32}{12} = 1,54 \text{ кг или } \frac{1,54 \cdot 22,4}{32} = 1,08 \text{ м}^3,$$

$$\frac{1 \cdot 0,03 \cdot 0,449 \cdot 32}{2} = 0,22 \text{ кг или } \frac{0,22 \cdot 22,4}{32} = 0,15 \text{ м}^3,$$

$$1 \cdot 0,003 = 0,003 \text{ кг или } \frac{0,003 \cdot 22,4}{32} = 0,002 \text{ м}^3,$$

всего кислорода: 1,76 кг, или 1,23 м³.

С учетом кислорода угля на сжигание 1 кг угля потребуется кислорода (удельный расход кислорода):

$$1,76 - 1 \cdot 0,0321 = 1,73 \text{ кг, или } 1,21 \text{ м}^3.$$

С этим количеством кислорода в дутье будет азота:

$$\frac{1,21 \cdot 40}{60} = 0,81 \text{ м}^3 \text{ или } \frac{0,81 \cdot 28}{22,4} = 1,01 \text{ кг}.$$

Тогда всего дутья (60 % объемн. O₂) на сжигание 1 кг угля потребуется 2,74 кг, или 2,02 м³.

Для составления кислородно-воздушной смеси заданного состава необходимо знать количественные соотношения между технологическим кислородом (90 % объемн. O₂) и дутьевым воздухом (21 % объемн. O₂). Обозначив количество технологического кислорода K, а воздуха – B в 1 м³ их смеси, составим систему уравнений:

$$K + B = 1$$

$$0,9 \cdot K + 0,21 \cdot B = 0,6.$$

Решив систему уравнений, найдем в 1 м³ смеси:

– количество технологического кислорода K = 0,565 м³ (или 0,81 кг),

– количество дутьевого воздуха B = 0,435 м³ (или 0,54 кг).

Зная количество азота, поступающего с дутьем, можно рассчитать тепло топочных газов ($q_{\text{т.г}}$) как сумму теплосодержания газообразных компонентов и затрат тепла на нагрев и испарение влаги угля (в расчетах принимаем, что теплоемкость CO составляет 0,345, а теплоемкость H₂ – 0,318 ккал/(м³·°C)):

$$-\text{SO}_2 \quad 0,544(1250 - 25) \frac{0,003 \cdot 22,4}{32} = 1,4 \text{ ккал};$$

$$-\text{CO}_2 \quad 0,544(1250 - 25) \frac{0,657 \cdot 0,762 \cdot 22,4}{12} = 622,76 \text{ ккал};$$

$$-\text{CO} \quad 0,345(1250 - 25) \frac{0,657 \cdot 0,238 \cdot 22,4}{12} = 123,36 \text{ ккал};$$

$$-\text{H}_2 \quad 0,318(1250 - 25) \frac{0,03 \cdot 0,102 \cdot 22,4}{2} = 13,35 \text{ ккал};$$

$$-\text{N}_2 \quad 0,338(1250 - 25) \frac{0,81 + 0,019 \cdot 22,4}{28} = 341,67 \text{ ккал};$$

$$- \text{H}_2\text{O} \quad 0,1 \left[(100 - 25 + 539) + 0,434(1250 - 100) \frac{22,4}{18} \right] + \\ + \frac{0,03 \cdot 0,898}{2} \cdot 18 \left[(100 - 25 + 539) + 0,434(1250 - 100) \frac{22,4}{18} \right] = \\ = 422,97 \text{ ккал};$$

$$q_{т.г} = 1,4 + 622,76 + 123,36 + 13,35 + 335,38 + 422,97 = 1525,51 \text{ ккал.}$$

Тепло золы угля:

$$q_{з.уг} = 0,2 (1250 - 25) 0,16 = 39,2 \text{ ккал.}$$

Тепло, затрачиваемое на разложение Fe_2O_3 золы ($q_{гем}$):

$$q_{гем} = \frac{69100(0,16 \cdot 0,07)}{159,7} = 4,85 \text{ ккал.}$$

Таким образом, эффективная теплота сгорания 1 кг угля в условиях восстановительной стадии составит:

$$q_{эф} = q_{уг} - (q_{т.г} + q_{з.уг} + q_{гем}) = 5196,25 - (1525,51 + 39,2 + 4,85) = \\ = 3626,69 \text{ ккал/кг.}$$

За счет высвободившегося кислорода (при восстановлении оксидов металлов шлака – 2,39 кг) сгорит угля (расчет выполняем по удельному расходу O_2):

$$\frac{2,39}{1,73} = 1,38 \text{ кг.}$$

Тогда за счет кислорода дутья при восстановительной стадии нужно сжечь угля из принятых 5,21 кг:

$$5,21 - 1,38 = 3,83 \text{ кг.}$$

При этом израсходуется дутья:

$$3,83 \cdot 2,74 = 10,49 \text{ кг или } 3,83 \cdot 2,02 = 7,74 \text{ м}^3,$$

в том числе:

$$- \text{кислорода} \quad 7,74 \cdot 0,6 = 4,64 \text{ м}^3 \text{ или } 4,64 \cdot 32/22,4 = 6,63 \text{ кг}; \\ - \text{азота} \quad 7,74 - 4,64 = 3,10 \text{ м}^3 \text{ или } 10,49 - 6,63 = 3,86 \text{ кг.}$$

При сжигании 5,21 кг угля образуется газы:

$$- \text{SO}_2 \quad \frac{5,21 \cdot 0,003 \cdot 64}{32} = 0,03 \text{ кг или } \frac{0,03 \cdot 22,4}{64} = 0,01 \text{ м}^3;$$

$$- \text{CO}_2 \quad \frac{5,21 \cdot 0,657 \cdot 0,762 \cdot 44}{12} = 9,56 \text{ кг или } \frac{9,56 \cdot 22,4}{44} = 4,87 \text{ м}^3;$$

$$- \text{CO} \quad \frac{5,21 \cdot 0,657 \cdot 0,238 \cdot 28}{12} = 1,9 \text{ кг или } \frac{1,9 \cdot 22,4}{28} = 1,52 \text{ м}^3;$$

$$- \text{H}_2 \quad 5,21 \cdot 0,03 \cdot 0,102 = 0,02 \text{ кг или } \frac{0,02 \cdot 22,4}{2} = 0,18 \text{ м}^3;$$

$$- \text{N}_2 \quad 5,21 \cdot 0,019 + 3,86 = 3,96 \text{ кг или } \frac{3,96 \cdot 22,4}{28} = 3,17 \text{ м}^3;$$

$$- \text{H}_2\text{O} \quad 5,21 \left(0,1 + \frac{0,03 \cdot 0,898 \cdot 18}{2} \right) = 1,78 \text{ кг или } \frac{1,78 \cdot 22,4}{18} = 2,22 \text{ м}^3.$$

На основе рассчитанных данных составим табл. 1.47 предварительного количества и состава отходящих газов восстановительной стадии.

Таблица 1.47

Предварительное количество и состав отходящих газов восстановительной стадии

Компонент	Масса		Объем	
	кг	%	м ³	%
SO ₂	0,03	0,17	0,01	0,08
CO ₂	9,56	55,42	4,87	40,69
CO	1,9	11,01	1,52	12,7
H ₂ O	1,78	10,32	2,22	18,55
H ₂	0,02	0,12	0,18	1,5
N ₂	3,96	22,96	3,17	26,48
Итого	17,25	100	11,97	100

1.2.5.5. Определение размеров восстановительной зоны печи Ванюкова и тепловых потерь

Внутренние размеры восстановительной зоны печи Ванюкова также определяются из величины удельной дутьевой нагрузки на ванну шлакового расплава, которая должна находиться при обработке свинцовистого шлака в пределах от 500 до 900 м³/(м²·ч). Принимая в наших расчетах интенсивность дутья 600 м³/(м²·ч).

Для расчета геометрических размеров восстановительной зоны следует выполнить пересчет количества дутья со 100 кг на часовую производительность печи по смеси свинцового сульфидного концентрата и свинцового кека, т.е. на 9 469,7 кг/ч.

В расчете на это количество смеси в восстановительную зону необходимо подать дутья:

$$\frac{9\,469,7 \cdot 7,74}{100} = 732,95 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Если исходить из этого количества дутья, площадь восстановительной зоны печи будет составлять:

$$\frac{732,95}{600} = 1,22 \text{ м}^2.$$

С учетом ширины боковых фурменных кессонов 600 мм при принятой ширине восстановительной зоны 1 м ее длина составит 1,2 м, т.е. в каждой боковой стене будет установлено по 2 кессона. Принимаем площадь восстановительной зоны печи равной 1,2 м². При этом интенсивность дутьевой нагрузки составит: $732,95/1,2 = 610,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, что укладывается в установленный диапазон.

Потери тепла с кессонированными элементами определяем по экспериментальным данным (см. рис. 1.17). Для восстановительной зоны площадью 1,2 м² доля потерь тепла с агрегатом составляет 35 % от общего расхода тепла на восстановительную плавку.

1.2.5.6. Расчет теплового баланса восстановительной стадии

Приходная часть теплового баланса восстановительной стадии складывается из тепла, вносимого входящим потоком шлака окислительной стадии с температурой 1100 °С, и тепла от неполного сгорания угля.

Теплосодержание шлака окислительной стадии составляет:

$$Q_{\text{шл. о.с}} = 0,2 \cdot 1\,100 \cdot 65,14 = 14\,330,8 \text{ ккал}.$$

Тепло от неполного сжигания 5,21 кг угля:

$$Q_{\text{уг}} = 5,21 \cdot q_{\text{уг}} = 5,21 \cdot 5\,196,25 = 27\,072,46 \text{ ккал}.$$

Всего приход тепла в восстановительной стадии:

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{шл. о.с}} + Q_{\text{уг}} = 14\,330,8 + 27\,072,46 = 41\,403,26 \text{ ккал}.$$

Расходная часть теплового баланса восстановительной стадии включает следующие статьи: тепло отвалного шлака, чернового металла, возгонов, отходящих газов, тепло эндотермических реакций и потери тепла с конструктивными элементами печи, ограждающими рабочую зону. Эти величины определяются по методике, идентичной той, которая использовались при расчете теплового баланса окислительной стадии.

Тепло чернового свинца восстановительной стадии:

$$Q_{\text{ч.с}} = 0,033(1250 - 25)14,26 = 576,46 \text{ ккал}.$$

Тепло отвалного шлака:

$$Q_{\text{шл}} = 0,2(1250 - 25)38,47 = 9425,15 \text{ ккал}.$$

Тепло возгонов восстановительной стадии:

$$Q_{\text{воз}} = 0,04(1250 - 25)12,11 = 593,39 \text{ ккал}.$$

Тепло отходящих газов ($Q_{\text{газ}}$) рассчитываем как сумму теплосодержания их компонентов и затрат тепла на нагрев и испарение влаги шихты и угля:

- SO₂ 0,544(1250 – 25)0,01 = 6,66 ккал;
- CO₂ 0,544(1250 – 25)4,87 = 3245,37 ккал;
- CO 0,345(1250 – 25)1,52 = 642,39 ккал;
- N₂ 0,338(1250 – 25)3,17 = 1312,54 ккал;
- H₂ 0,318(1250 – 25)0,18 = 70,12 ккал;
- H₂O (100 – 25)1,78 + 539 · 1,78 + 0,434(1250 – 100)2,22 = 2200,92 ккал;

$$Q_{\text{газ}} = 6,66 + 3\,245,37 + 642,39 + 1312,54 + 70,12 + 2200,92 = 7478 \text{ ккал}.$$

Справочные данные по тепловым эффектам (энтальпиям) химических реакций, протекающих при восстановительной стадии, приведены в табл. 1.48.

Таблица 1.48

Справочные данные по тепловым эффектам реакций восстановительной стадии

Реакция	Энтальпия ($-\Delta H_{298}^0$), ккал/кмоль
PbO = Pb + 0,5O ₂	– 52377
ZnO = Zn + 0,5O ₂	– 83700
Cu ₂ O = 2Cu + 0,5O ₂	– 39952
Pb* = Pb _{пар}	– 46564
Zn* = Zn _{пар}	– 31133

Тепловые эффекты эндотермических реакций, протекающих при восстановительной стадии, рассчитываем по количеству свинца, цинка и меди, переходящих в возгоны и в черновой металл:

– диссоциация

$$\text{PbO} \quad \frac{52\,377 \cdot 21,69}{207,2} = 5\,482,9 \text{ ккал};$$

$$\text{ZnO} \quad \frac{83\,700 \cdot 2,61}{65,4} = 3\,340,32 \text{ ккал};$$

$$\text{Cu}_2\text{O} \quad \frac{39\,952 \cdot 0,54/63,5}{2} = 169,87 \text{ ккал};$$

– испарение

$$\text{Pb} \quad \frac{46\,564 \cdot 8,09}{207,2} = 1\,818,06 \text{ ккал};$$

$$\text{Zn} \quad \frac{31\,133 \cdot 2,61}{65,4} = 1\,242,46 \text{ ккал}.$$

Суммарный тепловой эффект эндотермических реакций будет равен:

$$Q_{\text{энд}} = 12\,078,86 \text{ ккал}.$$

Таким образом, суммарные затраты тепла на протекание эндотермических реакций, на нагрев продуктов восстановительной стадии, на нагрев и испарение влаги угля составят:

$$Q_{\Sigma} = Q_{\text{энд}} + Q_{\text{ч.с}} + Q_{\text{шл}} + Q_{\text{воз}} + Q_{\text{газ}} = 12\,078,86 + 576,46 + 9\,425,15 + 593,39 + 7\,478 = 30\,151,86 \text{ ккал}.$$

Суммарный расход тепла на проведение окислительной стадии:

$$Q_{\text{расх}} = Q_{\Sigma} + Q_{\text{кес}},$$

где $Q_{\text{кес}}$ – тепло, уносимое охлаждающими элементами окислительной зоны печи, ккал.

Выше было определено, что доля потерь тепла с кессонами составляет 35 % от общего расхода тепла на окислительную стадию, т. е.

$$\frac{Q_{\text{кес}} \cdot 100}{Q_{\text{расх}}} = 35 \text{ или } \frac{Q_{\text{кес}} \cdot 100}{Q_{\Sigma} + Q_{\text{кес}}} = 35.$$

Решив последнее уравнение, найдем величину $Q_{\text{кес}}$:

$$Q_{\text{кес}} = \frac{35 \cdot Q_{\Sigma}}{100 - 35} = \frac{35 \cdot 30\,151,86}{100 - 35} = 16\,235,62 \text{ ккал}.$$

Тогда суммарный расход тепла будет равен:

$$Q_{\text{расх}} = 30\,151,86 + 16\,235,62 = 46\,387,48 \text{ ккал}.$$

Дефицит тепла при восстановительной стадии составляет:

$$Q_{\text{деф}} = Q_{\text{расх}} - Q_{\text{прих}} = 46\,387,48 - 41\,403,26 = 4\,984,22 \text{ ккал}.$$

Для покрытия дефицита теплового баланса при восстановительной стадии ($Q_{\text{деф}}$) необходимо дополнительно сжигать угля:

$$\Delta G_{\text{уг}} = \frac{Q_{\text{деф}}}{q_{\text{эф}}} = \frac{4\,984,22}{3\,626,69} = 1,37 \text{ кг}.$$

Тогда общий расход угля при восстановительной стадии составит:

$$G_{\text{уг}} = 5,21 + \Delta G_{\text{уг}} = 5,21 + 1,37 = 6,58 \text{ кг}.$$

1.2.5.7. Уточнение расхода и интенсивности дутья, количества и состава продуктов при восстановительной стадии

На сжигание дополнительного количества угля (1,37 кг) необходимо дутья: $1,37 \cdot 2,74 = 3,75 \text{ кг}$ или $1,37 \cdot 2,02 = 2,77 \text{ м}^3$,

в том числе:

$$\text{– технологического кислорода: } \frac{3,75 \cdot 0,81}{0,81 + 0,54} = 2,25 \text{ кг}$$

$$\text{или } 2,77 \cdot 0,565 = 1,56 \text{ м}^3;$$

– дутьевого воздуха: $3,75 - 2,25 = 1,5 \text{ кг}$ или $2,77 - 1,56 = 1,21 \text{ м}^3$.
Общий (окончательный) расход дутья на восстановительной стадии:

$$10,49 + 3,75 = 14,24 \text{ кг или } 7,74 + 2,77 = 10,51 \text{ м}^3,$$

в том числе:

$$\text{– технологического кислорода: } \frac{14,24 \cdot 0,81}{0,81 + 0,54} = 8,54 \text{ кг}$$

$$\text{или } 10,51 \cdot 0,565 = 5,94 \text{ м}^3;$$

– дутьевого воздуха: $14,24 - 8,54 = 5,7 \text{ кг}$ или $10,51 - 5,77 = 4,74 \text{ м}^3$.

В пересчете на часовую производительность печи по смеси концентрата и кека (9 469,7 кг/ч) необходимо подать дутья в восстановительную зону печи:

$$\frac{9\,469,7 \cdot 10,51}{100} = 995,27 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

При площади восстановительной зоны печи 1,2 м² интенсивность дутьевой нагрузки составит: $995,27/1,2 = 829,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, что укладывается в принятый диапазон значений.

В отходящие газы при сжигании дополнительного количества угля перейдут:

$$\begin{aligned} - \text{SO}_2 & \frac{1,37 \cdot 0,003 \cdot 64}{32} = 0,01 \text{ кг или } \frac{0,01 \cdot 22,4}{64} = 0,003 \text{ м}^3; \\ - \text{CO}_2 & \frac{1,37 \cdot 0,657 \cdot 0,762 \cdot 44}{12} = 2,51 \text{ кг или } \frac{2,51 \cdot 22,4}{44} = 1,28 \text{ м}^3; \\ - \text{CO} & \frac{1,37 \cdot 0,657 \cdot 0,238 \cdot 28}{12} = 0,5 \text{ кг или } \frac{0,5 \cdot 22,4}{28} = 0,4 \text{ м}^3; \\ - \text{H}_2 & 1,37 \cdot 0,03 \cdot 0,102 = 0,004 \text{ кг или } \frac{0,004 \cdot 22,4}{2} = 0,05 \text{ м}^3; \\ - \text{N}_2 & 1,37 \cdot 0,019 + \frac{2,77 \cdot 0,4 \cdot 28}{22,4} = 1,41 \text{ кг или } \frac{1,41 \cdot 22,4}{28} = 1,13 \text{ м}^3; \\ - \text{H}_2\text{O} & 1,37 \left(0,1 + \frac{0,03 \cdot 0,898 \cdot 18}{2} \right) = 0,47 \text{ кг или } \frac{0,47 \cdot 22,4}{18} = 0,58 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Состав отходящих газов необходимо скорректировать с учетом продуктов сжигания дополнительного количества угля. Окончательный состав газов на восстановительной стадии сведен в табл. 1.49.

Таблица 1.49

Состав и количество отходящих газов на восстановительной стадии

Компонент	Масса		Объем	
	кг	%	м ³	%
SO ₂	0,04	0,18	0,01	0,07
CO ₂	12,07	54,49	6,15	39,91
CO	2,4	10,84	1,92	12,46
H ₂ O	2,25	10,16	2,8	18,17
H ₂	0,02	0,09	0,23	1,49
N ₂	5,37	24,24	4,3	27,9
<i>Итого</i>	22,15	100	15,41	100

В шлак восстановительной стадии от сжигания дополнительного количества угля из золы угля перейдут:

$$\begin{aligned} - \text{FeO} & 0,014 \text{ кг} \\ (\text{Fe} & \frac{1,37 \cdot 0,16 \cdot 0,07 \cdot 2 \cdot 55,85}{159,7} = 0,011 \text{ кг}); \\ - \text{SiO}_2 & 1,37 \cdot 0,16 \cdot 0,56 = 0,12 \text{ кг}; \\ - \text{CaO} & 1,37 \cdot 0,16 \cdot 0,04 = 0,01 \text{ кг}; \\ - \text{Al}_2\text{O}_3 & 1,37 \cdot 0,16 \cdot 0,27 = 0,06 \text{ кг}; \\ - \text{MgO} & 1,37 \cdot 0,16 \cdot 0,015 = 0,003 \text{ кг}; \\ - \text{прочие} & 1,37 \cdot 0,16 \cdot 0,045 = 0,01 \text{ кг}; \\ - \text{всего золы} & 0,22 \text{ кг}. \end{aligned}$$

Окончательный состав и количество отвального шлака восстановительной стадии приведены в табл. 1.50.

Таблица 1.50

Состав и количество отвального шлака восстановительной стадии

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
PbO	0,85	2,2
ZnO	7,58	19,6
Cu ₂ O	0,07	0,18
FeO	11,5	29,73
SiO ₂	7,57	19,57
Al ₂ O ₃	1,86	4,81
CaO	5,45	14,09
MgO	1,16	3
Прочие	2,64	6,82
<i>Итого</i>	38,69	100

В заключение расчетов восстановительной стадии процесса Ванюкова составим таблицу материального баланса (табл. 1.51).

Таблица 1.51

Материальный баланс восстановительной стадии на 100 кг смеси свинцового сульфидного концентрата и кека, кг

Материал	Pb	Zn	Cu	Fe	Поступило										Прочие	Всего
					SiO ₂	CaO	Al ₂ O ₃	MgO	S	C	O	N ₂	H			
Шлак ОЗ	22,48	8,7	0,6	8,89	6,98	5,41	1,57	1,15	-	-	6,5	-	-	-	2,86	65,14
Уголь	-	-	-	0,05	0,59	0,04	0,29	0,01	0,02	4,32	0,82	0,13	0,27	0,05	0,05	6,59
Технологический кислород	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7,64	0,9	-	-	-	8,54
Воздух	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,42	4,28	-	-	-	5,7
Всего	22,48	8,7	0,6	8,94	7,57	5,45	1,86	1,16	0,02	4,32	16,38	5,31	0,27	2,91	85,97	
Получено																
Черновой свинец	13,6	-	0,54	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,12	14,26
Шлак ВС	0,79	6,09	0,06	8,94	7,57	5,45	1,86	1,16	-	-	4,13	-	-	2,64	38,69	
Возгоны ВС	8,09	2,61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,15	10,85	
Отходящие газы	-	-	-	-	-	-	-	-	0,02	4,32	12,17	5,37	0,27	-	22,15	
Всего	22,48	8,7	0,6	8,94	7,57	5,45	1,86	1,16	0,02	4,32	16,30	5,37	0,27	2,91	85,95	

Примечание. Невязка материального баланса - 0,02 кг, а положительная и отрицательная невязка по кислороду и азоту связана с округлением расчетных данных при неоднократных пересчетах из весовых в объемные величины и обратно и составляет: $0,02 \cdot 100/85,97 = 0,02\%$, что является вполне допустимой величиной в металлургических расчетах.

1.2.6. Технологические показатели процесса Ванюкова

Основные технологические показатели процесса Ванюкова для переработки свинцового сульфидного сырья:

Производительность печи Ванюкова по сырью (смесь концентрата и кека):

- т/год	75 000
- т/сут	227,3
- т/ч	9,5

Удельная производительность печи по зонам, т/(м²·сут):

- окислительная (по влажной шихте без возгонов)	92,5
- восстановительная (по шлаку окислительной стадии)	123,4

Площадь печи в плоскости фурм по зонам, м²:

- окислительная	3
- восстановительная	1,2

Ширина печи в плоскости фурм, м

1

Длина зон печи в плоскости фурм, м:

- окислительная	3
- восстановительная	1,2

Интенсивность дутья по зонам печи, м³/(м²·ч):

- окислительная	970
- восстановительная	830

Расход угля:

- общий от шихты, %	20,1
- окислительная стадия, т/ч	1,7
- восстановительная стадия, т/ч	0,6

Расход технологического кислорода, м³/ч

3470

в том числе:

- окислительная стадия, м ³ /ч	2 910
- восстановительная стадия, м ³ /ч	560

Расход воздуха (восстановительная стадия), м³/ч

450

Выход:

чернового металла:

- окислительная стадия, т/ч	3,19
- восстановительная стадия, т/ч	1,35

отвального шлака, т/ч

3,66

отходящих газов:

- окислительная стадия, м ³ /ч	5 720
- восстановительная стадия, м ³ /ч	1460

Содержание SO₂ в отходящих газах окислительной стадии, % (объемн.)

18,7

Извлечение свинца из смеси в черновой металл, %

98,32

2. РАСЧЕТЫ В МЕТАЛЛУРГИИ ЦИНКА

2.1. Сырье цинкового производства

Цинковые концентраты, которые являются основным сырьем для производства цинка, получают при обогащении сложных полиметаллических руд. Цинк в этих рудах присутствует, в основном, в виде сфалерита. Содержание цинка в концентрате колеблется от 45 до 60 %. На цинковые концентраты распространяется отраслевой стандарт так же, как и на свинцовые концентраты. Качество цинковых концентратов определяется содержанием не только основного металла, но и железа, а также меди и свинца. Цинковые концентраты обычно содержат 10...12 % влаги, в подсушенных концентратах ее содержание падает до 5...6 %.

Примерный состав цинковых концентратов представлен в табл. 2.1.

2.2. Технология переработки цинковых концентратов

Большая часть цинка в настоящее время получается по гидрометаллургическому способу. Для того, чтобы при выщелачивании перевести цинк в раствор, необходимо подготовить сульфидный концентрат пирометаллургическим путем – провести его обжиг. При этом нерастворимый в серноокислом растворе сульфид цинка переходит в растворимые оксиды и сульфаты.

Выщелачивание огарка, как правило, проводится в две стадии: нейтральное и кислое. Нейтральное выщелачивание состоит в том, что огарок перемешивают с раствором, содержащим 0,5...1 % серной кислоты. При этом происходит растворение всего имеющегося в огарке сульфатного цинка и лишь части окиси цинка, так как пульпа вскоре становится нейтральной. Основная масса цинка остается в твердой части пульпы и для ее растворения проводят вторую стадию – кислое выщелачивание, осуществляемое раствором, содержащим 5...6 % серной кислоты. Высокая концентрация серной кислоты в этом переделе обуславливает переход в раствор одновременно с цинком ряда примесей. К концу кислого выщелачивания кислотность раствора падает до 0,5...1 % серной кислоты. К этому времени он обогащается цинком и загрязняется примесями. Раствор после кислого выщелачивания поступает на нейтральное выщелачивание, где обогащается еще некоторым количеством цинка за счет нейтрализа-

ции кислоты новой порцией огарка до pH 5,2...5,6, в результате чего происходит осаждение таких примесей, как железо, алюминий, медь (частично), мышьяк, сурьма, и некоторых других за счет реакции гидролиза их сульфатов. После дополнительно проводимой очистки от меди, кадмия, кобальта и хлора нейтральный раствор поступает на электролиз. Полученный при электролизе отработанный электролит представляет собой серноокислый раствор с некоторым содержанием цинка и направляется на выщелачивание.

Таблица 2.1

Состав цинковых концентратов, %

Концентрат	Zn	Fe	Pb	Cu	S	SiO ₂	CaO	Cd
1	57	3,9	0,9	0,2	30,7	2,1	0,3	-
2	55	6	0,8	0,8	39	1,8	0,6	-
3	49,7	6,2	2,8	0,1	32,2	2,8	0,3	0,6
4	43,6	10,8	0,8	2,7	32	4,8	0,9	0,2
5	47,3	7	3	0,17	30	1,9	0,8	-
6	45,5	10,7	0,6	0,8	34,2	-	0,8	-
7	58,7	3,8	1	0,3	32,4	1	0,3	-
8	47,5	5	2	0,3	29,3	4,8	3,5	-
9	56	2,3	0,4	0,1	30	2,3	2,8	-
10	49,3	5,6	2,5	0,1	31	2,6	2,4	-
11	56,7	2,8	1,8	0,1	30,5	-	2,3	-
12	48,1	7	9	0,1	31	1,7	1	-
13	48	10,7	0,4	1,8	34,4	1	-	0,1
14	50	8,6	0,3	2,6	32,1	0,8	-	0,2

2.3. Расчет процесса обжига цинкового концентрата в печах кипящего слоя

2.3.1. Расчет рационального состава цинкового концентрата

На завод поступает цинковый концентрат следующего состава, %: 50 Zn; 1,5 Pb; 0,2 Cd; 0,8 Cu; 9 Fe; 32 S; 2 SiO₂; 1 CaO; 0,5 MgO; 3 – прочие.

Для расчета принимаем, что элементы Zn, Pb, Cu, Fe содержатся в концентрате в виде следующих минералов: Zn – в сфалерите, Pb – в галените, Cu – в халькопирите, Fe – в пирите и пирротине. Пустая порода представлена известняком, магнезитом и кремнеземом.

Расчет ведем на 100 кг концентрата.

Серы связано, кг:
 – с цинком $65,38 \text{ Zn} - 32 \text{ S}$
 $50 - x$ $x = 24,47 \text{ кг};$
 – со свинцом $207,21 \text{ Pb} - 32 \text{ S}$
 $1,5 - x$ $x = 0,23 \text{ кг};$
 – с кадмием $112,4 \text{ Cd} - 32 \text{ S}$
 $0,2 - x$ $x = 0,057 \text{ кг};$
 – с халькопиритом $63,57 \text{ Cu} - 2 \cdot 32 \text{ S}$
 $0,8 - x$ $x = 0,8 \text{ кг}.$

В халькопирите содержится железа:
 $55,85 \text{ Fe} - 63,57 \text{ Cu}$
 $x - 0,8 \text{ кг}$ $x = 0,7 \text{ кг Fe}.$

Остальное железо в количестве $8,3 \text{ кг}$ ($9 - 0,7$) распределяется между пиритом и пирротинном. Количество серы в пирите и пирротине равно:

$$32 - (24,47 + 0,23 + 0,057 + 0,8) = 6,44 \text{ кг}.$$

Принимаем, что количество железа в пирите равно x , тогда в пирротине его будет $(8,3 - x)$. Количество серы в пирите: $\frac{x \cdot 64}{55,8}$, а количество серы в пирротине равно:

$$\frac{(6,44 - x) \cdot 32}{7 \cdot 55,8}.$$

Тогда

$$S_{\text{пирит}} + S_{\text{пирротин}} = \frac{x \cdot 64}{55,8} + \frac{(6,44 - x) \cdot 32}{7 \cdot 55,8} = 6,44.$$

$$1,147x + 4,22 - 0,655x = 6,44.$$

Получив из уравнения содержание железа в пирите $x = 4,5 \text{ кг}$, найдем содержание железа в пирротине:

$$8,3 - 4,5 = 3,8 \text{ кг}.$$

Количество серы в пирите: $\frac{4,5 \cdot 64}{55,8} = 5,16 \text{ кг};$

в пирротине: $6,44 - 5,16 = 1,28 \text{ кг}.$

Количество пирита (FeS_2): $4,5 + 5,16 = 9,66 \text{ кг};$

пирротина (Fe_7S_8): $1,28 + 3,8 = 5,08 \text{ кг}.$

Количество CO_2 , связанного с оксидом кальция, кг, равно:

$$56,1 \text{ CaO} - 44 \text{ CO}_2.$$

$$1 - x \quad x = 0,78 \text{ кг CO}_2.$$

Количество CaCO_3 составит: $1 + 0,78 = 1,78 \text{ кг}.$

Количество CO_2 , связанного с MgO , кг, будет равно:

$$40,4 \text{ MgO} - 44 \text{ CO}_2$$

$$0,5 - x \quad x = 0,54 \text{ кг CO}_2.$$

Количество MgCO_3 составит: $0,5 + 0,54 = 1,04 \text{ кг}.$

Результаты расчета сводим в табл. 2.2.

Таблица 2.2

Рациональный состав концентрата, кг

Компоненты	Zn	Pb	Cd	Cu	Fe	S	SiO ₂	CaO	MgO	CO ₂	Прочие	Итого
ZnS	50	-	-	-	-	24,47	-	-	-	-	-	74,47
PbS	-	1,5	-	-	-	0,23	-	-	-	-	-	1,73
CdS	-	-	0,2	-	-	0,06	-	-	-	-	-	0,26
CuFeS ₂	-	-	-	0,8	0,7	0,8	-	-	-	-	-	2,3
FeS ₂	-	-	-	-	4,5	5,16	-	-	-	-	-	9,66
Fe ₇ S ₈	-	-	-	-	3,8	1,28	-	-	-	-	-	5,08
SiO ₂	-	-	-	-	-	-	2	-	-	-	-	2
CaCO ₃	-	-	-	-	-	-	-	1	-	0,78	-	1,78
MgCO ₃	-	-	-	-	-	-	-	-	0,5	0,54	-	1,04
Прочие	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,68	1,68
<i>Итого</i>	50	1,5	0,2	0,8	9	32	2	1	0,5	1,32	1,68	100

2.3.2. Расчет рационального состава обожженного цинкового концентрата (смеси огарка и пыли)

При обжиге цинковых концентратов в кипящем слое получают огарок и пыль, составы которых отличаются практически только по содержанию серы и, как правило, направляются на совместную дальнейшую переработку. Поэтому производим расчет рационального состава огарка в смеси с пылью.

Данные анализов производственных проб позволяют допустить при расчете, что металлы содержатся в обожженном цинковом материале в форме следующих соединений: цинк – в виде ZnO , ZnSO_4 , ZnS и $\text{ZnO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$; свинец – 50 % PbO и 50 % PbSO_4 ; медь – 80 % CuO и 20 % CuSO_4 ; кадмий – 80 % CdO и 20 % CdSO_4 ; железо – 90 % фер-

ритов цинка, 5 % FeO и 5 % Fe₂O₃; магний – MgSO₄; кальций – CaSO₄. В обожженном материале содержится 0,3 % S_S и 3,2 % S_{SO₄}.

Определим массу этих соединений.

Находим количество Pb в PbO: $1,5 \cdot 0,5 = 0,75$ кг.

Тогда количество PbO равно: $223,2 \cdot 0,75/207,2 = 0,81$ кг, в том числе кислорода – 0,06 кг.

Количество PbSO₄ равно: $303,2 \cdot 0,75/207,2 = 1,1$ кг, в том числе кислорода – $64 \cdot 0,75/207,2 = 0,23$ кг и серы – $32 \cdot 0,75/207,2 = 0,12$ кг.

Медь присутствует в форме CuO и CuSO₄. Определяем массу меди в CuO: $0,8 \cdot 0,8 = 0,64$ кг Cu, тогда CuO составит: $79,6 \cdot 0,64/63,6 = 0,8$ кг, в том числе кислорода – 0,16 кг.

Количество меди в форме CuSO₄ равно: $0,8 \cdot 0,2 = 0,16$ кг.

Определяем количество CuSO₄: $159,6 \cdot 0,16/63,3 = 0,4$ кг, в том числе кислорода – 0,16 кг и серы – 0,08 кг.

Кадмий распределяется между CdO и CdSO₄.

Количество кадмия в CdO равно: $0,2 \cdot 0,8 = 0,16$ кг.

Определяем количество CdO: $128,4 \cdot 0,16/112,4 = 0,1827$ кг, в том числе кислорода – 0,0227 кг и серы – 0,011 кг.

Количество CaSO₄: $136,1 \cdot 1/0,56,1 = 2,426$ кг, в том числе кислорода – 0,856 кг и серы – 0,57 кг.

Количество MgSO₄: $120,3 \cdot 0,5/40,3 = 1,49$, в том числе кислорода – 0,5945 кг и серы – 0,396 кг.

Железо распределяется между FeO, Fe₂O₃ и ZnO·Fe₂O₃.

Количество железа в FeO равно: $9 \cdot 0,05 = 0,45$ кг.

Определяем количество FeO: $71,8 \cdot 0,45/55,8 = 0,579$ кг, в том числе кислорода – 0,128 кг.

Количество железа в Fe₂O₃ равно: $9 \cdot 0,05 = 0,45$ кг, тогда масса Fe₂O₃ равна: $159,6 \cdot 0,45/111,6 = 0,64$ кг, в том числе кислорода – 0,192 кг.

Количество железа в ZnO·Fe₂O₃ равно: $9 \cdot 0,9 = 8,1$ кг.

Определяем массу феррита цинка: $241 \cdot 8,1/111,6 = 17,49$ кг, в том числе цинка – $8,1 \cdot 65,4/111,6 = 4,7465$ кг и кислорода – 4,64 кг.

Распределение цинка между его соединениями определяется содержанием S_S и S_{SO₄}, выход которых неизвестен. Поэтому выполним следующие действия.

Определяем массу ZnS. Масса серы в ZnS равна 0,003x, где x – масса обожженного материала. Тогда масса ZnS составит:

$$\frac{97,4}{32} \cdot 0,003x = 0,009 \text{ кг, в том числе цинка: } \frac{65,4}{32} \cdot 0,003x = 0,006x.$$

Определяем массу ZnSO₄. Масса S_{SO₄} в ZnSO₄ равна разности массы сульфатной серы в обожженном материале и сульфатной серы, связанной со свинцом, медью, кадмием и сульфатами кальция и магния.

$$0,032x - (0,12 + 0,08 + 0,011 + 0,57 + 0,39) = (0,032x - 1,171) \text{ кг.}$$

Отсюда масса ZnSO₄ равна:

$$\frac{161,4}{32} (0,032x - 1,171) = (0,16x - 5,9) \text{ кг,}$$

в том числе цинка:

$$\frac{65,4}{32} (0,032x - 1,171) = (0,065x - 2,39) \text{ кг,}$$

кислорода:

$$\frac{64}{32} (0,032x - 1,171) = (0,064x - 2,342) \text{ кг.}$$

Определяем массу ZnO. Массу цинка в ZnO определяем как разность между массой цинка в концентрате и цинка, связанного в феррит и сульфат:

$$50 - (4,746 + 0,006x + 0,065x - 2,39) = (47,644 - 0,071x) \text{ кг.}$$

Затем по массе цинка определяем массу ZnO:

$$\frac{81,4}{65,4} (47,644 - 0,071x) = (59,3 - 0,088x) \text{ кг.}$$

На основании полученных данных определяем массу обожженного материала:

$$x = 0,81 + 1,1 + 0,8 + 0,4 + 0,183 + 0,074 + 2,426 + 1,49 + 0,579 + 0,64 + 17,49 + 0,009x + 0,16x - 5,9 + (59,3 - 0,088x) + 2 + 1,69 = 83,172 \text{ кг.}$$

$$x = (83,17 - 0,081x) \text{ кг.}$$

$$0,92x = 83,17.$$

$$x = 90,4 \text{ кг.}$$

Масса обожженного материала равна 91,55 кг, или выход его равен 91,55 %.

Затем определяем количество ZnS, кг:

$$90,4 \cdot 0,009 = 0,8136,$$

в том числе цинка 0,54 и серы – 0,27.

Масса ZnSO₄ равна 8,56 кг, в том числе цинка 3,486 кг, кислорода 3,44 кг, а серы 1,72 кг.

Масса ZnO равна 51,345 кг, в том числе цинка 41,226 кг, кислорода 10,119 кг.

Рациональный состав обожженного концентрата (смеси огарка и пыли) сводим в табл. 2.3.

По данным табл. 2.3 количество сульфидной серы в обожженном материале составило 0,27 кг. Отсюда количество серы в газах равно:

$$100 \cdot 0,32 - 2,89 - 0,27 = 28,84 \text{ кг.}$$

Степень десульфуризации при обжиге составляет:

$$\frac{28,84}{32} 100 = 90,1 \text{ \% .}$$

Таблица 2.3

Рациональный состав обожженного концентрата, %

Компоненты	Zn	Pb	Cu	Cd	Fe	S _s	S _{SO₄}	O ₂	CaO	MgO	SiO ₂	Прочие	Итого
ZnO	41,23	–	–	–	–	–	–	10,12	–	–	–	–	51,35
ZnSO ₄	3,48	–	–	–	–	–	1,72	3,44	–	–	–	–	8,64
ZnS	0,54	–	–	–	–	0,27	–	–	–	–	–	–	0,81
ZnO · Fe ₂ O ₃	4,75	–	–	–	8,1	–	–	4,645	–	–	–	–	17,49
PbO	–	0,75	–	–	–	–	–	0,06	–	–	–	–	0,81
PbSO ₄	–	0,75	–	–	–	–	0,12	0,23	–	–	–	–	1,1
CuO	–	–	0,64	–	–	–	–	0,16	–	–	–	–	0,8
CuSO ₄	–	–	0,16	–	–	–	0,08	0,16	–	–	–	–	0,4
CdO	–	–	–	0,16	–	–	–	0,023	–	–	–	–	0,183
CdSO ₄	–	–	–	0,04	–	–	0,11	0,023	–	–	–	–	0,074
FeO	–	–	–	–	0,45	–	–	0,128	–	–	–	–	0,578
Fe ₂ O ₃	–	–	–	–	0,45	–	–	0,192	–	–	–	–	0,64
CaSO ₄	–	–	–	–	–	–	0,57	0,856	1	–	–	–	2,426
MgSO ₄	–	–	–	–	–	–	0,39	0,595	–	0,5	–	–	1,485
SiO ₂	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	2	–	2
Прочие	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	1,68	1,68
Итого	50	1,5	0,8	0,2	9	0,27	2,89	20,63	1	0,5	2	1,68	90,47

2.3.3. Расчет рационального состава огарка и пыли

При приближенных расчетах, поскольку пыль при обжиге в кипящем слое обычно является конечным продуктом, можно принять составы огарка и пыли одинаковыми. Однако заводская практика показывает, что составы огарка и пыли несколько отличаются один от другого по содержанию в них серы (табл. 2.4). Разница в содержании остальных элементов при существующих условиях обжига цинковых концентратов в кипящем слое (способ загрузки, температура процесса и др.) незначительна.

Расчет рационального состава огарка и пыли проведен на примере концентрата следующего состава, %: 50 Zn; 1,5 Pb; 1 Cu; 0,3 Cd; 8 Fe; 32 S; 2,8 SiO₂; 3 Al₂O₃; 1,4 – прочих.

В этом расчете, за исключением серы, распределение всех элементов исходного концентрата в огарок и пыль принимается по данным заводской практики равным 3:2, т. е. 60 % – в огарок и 40 % – в пыль. Поскольку исходный концентрат близок по составу к концентрату завода «Электроцинк», содержание серы в продуктах обжига принято по данным этого завода.

Таблица 2.4

Состав огарка и пыли по заводским данным, %

Завод	Продукт обжига	Сера		
		Общая	Сульфатная	Сульфидная
«Электроцинк»	Огарок	1,4	1	0,4
	Циклонная пыль	3,5	3	0,5
«Украинк»	Огарок	1,6	1,3	0,3
	Циклонная пыль	4,8	4,1	0,7
«Трейл»	Огарок	0,8	0,5	0,3
	Циклонная пыль	4	3	1

В огарке и пыли металлы находятся в виде следующих соединений: цинк – в виде оксида ZnO, сульфата ZnSO₄ и сульфида ZnS, причем вся сульфидная сера связана с цинком как с наиболее плотным и трудно окисляющимся сульфидом; свинец и кадмий – в виде оксидов и сульфатов. В расчете принято, что 50 % – в виде оксидов PbO и CdO, а 50% – в виде сульфатов PbSO₄ и CdSO₄; медь и железо – в виде оксидов Cu₂O и Fe₂O₃.

Расчет состава огарка и пыли ведем алгебраическим методом.

Обозначим: x – количество огарка, кг;

$0,01 x$ – количество сульфатной серы в огарке;

0,004 x – количество сульфидной серы в огарке;
 y – количество пыли, кг;
 0,03 y – количество сульфатной серы в пыли;
 0,005 y – количество сульфидной серы в пыли.

Получим, кг:

– сульфида цинка в огарке

$$\frac{97,4 \cdot 0,004 x}{32} = 0,0122 x,$$

в пыли

$$\frac{97,4 \cdot 0,005 y}{32} = 0,0152 y;$$

– сульфата свинца в огарке

$$\frac{303,2 \cdot 0,45}{207,2} = 0,66,$$

в пыли

$$\frac{303,2 \cdot 0,3}{207,2} = 0,44;$$

– оксида свинца в огарке

$$\frac{223,2 \cdot 0,45}{207,2} = 0,486,$$

в пыли

$$\frac{223,2 \cdot 0,3}{207,2} = 0,324;$$

– сульфата кадмия в огарке

$$\frac{208,4 \cdot 0,09}{112,4} = 0,168,$$

в пыли

$$\frac{208,4 \cdot 0,06}{112,4} = 0,112;$$

– оксида кадмия в огарке

$$\frac{128,4 \cdot 0,09}{112,4} = 0,102,$$

в пыли

$$\frac{128,4 \cdot 0,06}{112,4} = 0,068;$$

– сульфата цинка в огарке

$$\frac{161,4(0,01x - 0,096)}{32},$$

где 0,096 – сульфатная сера в огарке в сульфатах свинца и кадмия;
 соответственно в сульфате свинца

$$\frac{0,66 \cdot 32}{303,2} = 0,07;$$

в сульфате кадмия

$$\frac{0,168 \cdot 32}{208,4} = 0,026.$$

Аналогично получим:

– количество сульфата цинка в пыли

$$\frac{161,4(0,03 y - 0,064)}{32};$$

– оксида цинка в огарке

$$\frac{81,4}{65,4} \left[30 - \frac{65,4}{97,4} 0,0122x - \frac{65,4}{32} (0,01x - 0,096) \right],$$

где 30 – общее содержание цинка в огарке;

$\frac{65,4}{97,4} 0,0122 x$ – содержание цинка в виде сульфида;

$\frac{65,4}{32} (0,01 x - 0,096)$ – содержание цинка в виде сульфата.

Аналогично получим:

– количество оксида цинка в пыли

$$\frac{81,4}{65,4} \left[20 - \frac{65,4}{97,4} 0,0152 y - \frac{65,4}{32} (0,03 y - 0,064) \right];$$

– закиси меди в огарке

$$\frac{143,2 \cdot 0,6}{127,2} = 0,675,$$

в пыли

$$\frac{143,2 \cdot 0,4}{127,2} = 0,45;$$

– оксида железа в огарке

$$\frac{159,6 \cdot 4,8}{111,6} = 6,87,$$

в пыли

$$\frac{159,6 \cdot 3,2}{111,6} = 4,58.$$

Оксид алюминия и другие компоненты концентрата переходят в огарок и пыль также в соотношении 3:2.

Для определения количества огарка и пыли составляют и решают уравнения:

– для определения количества огарка

$$x = 0,0122x + 0,66 + 0,486 + 0,168 + 0,102 + \frac{161,4}{32} (0,01 x - 0,096) + \\ + \frac{81,4}{65,4} \left[30 - \frac{65,4}{97,4} 0,0122 x - \frac{65,4}{32} (0,01 x - 0,096) \right] + \\ + 0,675 + 6,87 + 1,68 + 1,8 + 0,84,$$

$$x = 51,82 \text{ кг,}$$

– для определения количества пыли

$$y = 0,0152y + 0,44 + 0,324 + 0,112 + 0,068 + \frac{161,4}{32} (0,03 y - 0,064) + \\ + \frac{81,4}{65,4} \left[20 - \frac{65,4}{97,4} 0,0152 y - \frac{65,4}{32} (0,03 y - 0,064) \right] + \\ + 0,45 + 4,58 + 1,12 + 1,2 + 0,56,$$

$$y = 36,42 \text{ кг.}$$

По значениям x и y определяют количество оксидов, сульфатов и сульфидов цинка в огарке и пыли и по этим данным составляют табл. 2.5 и 2.6 рационального состава огарка и пыли.

На основании проведенного расчета находят степень десульфурзации при обжиге

$$\frac{32 - 1,998}{32} 100 = 93,8 \%,$$

где 32 – количество серы в исходном концентрате, кг;

1,998 – количество серы в продуктах обжига, кг.

В заключение следует отметить, что расчет рационального состава и количества огарка и пыли можно вести иначе, задаваясь в начале расчета степенью десульфурзации при обжиге.

Рациональный состав огарка

Соединения	Zn		Pb		Cu		Cd		Fe		S _{co₂}		S _s		O ₂		SiO ₂		Al ₂ O ₃		Прочие		Итого		
	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	
ZnO	28,71	55,45	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7,062	13,63	-	-	-	-	-	-	-	35,772	69
ZnSO ₄	0,865	1,67	-	-	-	-	-	-	-	-	0,423	0,815	-	-	0,847	1,63	-	-	-	-	-	-	-	2,135	4,12
ZnS	0,425	0,78	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,207	0,4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2,135	4,12
PbO	-	-	0,45	0,865	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,036	0,07	-	-	-	-	-	-	-	0,486	0,94
PbSO ₄	-	-	0,45	0,865	-	-	-	-	-	-	0,07	0,135	-	-	0,14	0,27	-	-	-	-	-	-	-	0,666	1,28
CdO	-	-	-	-	-	-	0,09	0,175	-	-	-	-	-	-	0,052	0,1	-	-	-	-	-	-	-	0,102	0,2
CdSO ₄	-	-	-	-	-	-	0,09	0,175	-	-	0,026	0,05	-	-	0,075	0,14	-	-	-	-	-	-	-	0,168	0,32
Cu ₂ O	-	-	-	-	0,6	1,16	-	-	-	-	-	-	-	-	2,07	3,99	-	-	-	-	-	-	-	6,87	13,26
Fe ₂ O ₃	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4,89	9,26	-	-	-	-	-	-	1,68	3,24	-	-	-	-	1,68	3,24
SiO ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,8	3,48	-	-	-	1,8	3,48
Al ₂ O ₃	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,8	3,48
Прочие	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,84	1,63
<i>Итого</i>	30	57,9	0,9	1,73	0,6	1,16	0,18	0,35	14,89	26,0	0,519	1	0,207	0,4	10,294	19,85	1,68	3,24	1,8	3,48	0,84	1,63	1,63	3,182	51,82

Таблица 2.5

Рациональный состав пыли

Соединения	Zn		Pb		Cu		Cd		Fe		S _{co₂}		S _s		O ₂		SiO ₂		Al ₂ O ₃		Прочие		Итого		
	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	кг	%	
ZnO	17,529	48,18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4,306	11,8	-	-	-	-	-	-	-	21,835	59,92
ZnSO ₄	2,099	5,77	-	-	-	-	-	-	-	-	1,026	2,83	-	-	2,052	5,65	-	-	-	-	-	-	-	5,177	14,19
ZnS	0,372	1,03	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,182	0,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,554	1,51
PbO	-	-	0,3	0,825	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,024	0,07	-	-	-	-	-	-	-	0,324	0,88
PbSO ₄	-	-	0,3	0,825	-	-	-	-	-	-	0,047	0,13	-	-	0,093	0,25	-	-	-	-	-	-	-	0,44	1,21
CdO	-	-	-	-	-	-	0,06	0,165	-	-	-	-	-	-	0,008	0,02	-	-	-	-	-	-	-	0,068	0,19
CdSO ₄	-	-	-	-	-	-	0,06	0,165	-	-	0,017	0,04	-	-	0,035	0,09	-	-	-	-	-	-	-	0,112	0,37
Cu ₂ O	-	-	-	-	0,4	1,1	-	-	-	-	-	-	-	-	0,05	0,14	-	-	-	-	-	-	-	0,45	1,23
Fe ₂ O ₃	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3,2	8,8	-	-	-	1,38	3,8	-	-	-	-	-	-	-	4,58	12,58
SiO ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,12	3,08
Al ₂ O ₃	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,2	3,29
Прочие	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,56	1,55
<i>Итого</i>	20	54,98	0,6	1,65	0,4	1,1	0,12	0,33	3,2	8,8	1,09	3	0,182	0,5	7,948	21,82	1,12	3,08	1,2	3,29	0,56	1,55	1,55	36,42	100

Таблица 2.6

2.3.4. Расчет расхода воздуха

Для расчета расхода воздуха, необходимого для окисления сульфидного концентрата, используем данные технологических расчетов.

Принимаем, что вся сера в обжиговых газах находится в форме SO_2 (содержание SO_3 в газах незначительно: 0,1...0,3 %).

По данным табл. 2.3 при обжиге 100 кг сухого цинкового концентрата на образование оксидов и сульфидов расходуется 20,63 кг кислорода.

В обжиговые газы перейдет 28,84 кг серы, с которой связано 28,84 кг кислорода.

Теоретически необходимое количество кислорода для обжига 100 кг концентрата составит:

- для образования SO_2 – 28,84 кг;
 - для образования оксидов и сульфатов – 20,63 кг.
- Итого: 49,47 кг кислорода (34,63 нм^3).

С этим количеством кислорода будет введено азота:

$$\frac{49,47 \cdot 77}{23} = 165,6 \text{ кг, или } 132,58 \text{ нм}^3.$$

Теоретически необходимое количество воздуха составит:

$$49,47 + 165,6 = 215,07 \text{ кг или } \frac{215,07}{1,293} = 166,3 \text{ нм}^3.$$

Количество SO_2 в обжиговых газах:

$$28,84 + 28,84 = 57,68 \text{ кг, или } 20,18 \text{ нм}^3.$$

Поступит воды с концентратом при влажности концентрата 6 % (H_2O)_к:

$$\frac{100}{0,94} - 100 = 6,38 \text{ кг, или } 7,975 \text{ м}^3.$$

При влажности воздушного дутья 6 г/м³ поступит воды с воздухом:

$$(\text{H}_2\text{O})_в = \frac{166,3 \cdot 6}{1000} = 0,998 \text{ кг, или } 1,25 \text{ м}^3.$$

Всего поступит воды:

$$6,38 + 0,998 = 7,378 \text{ кг или } 7,975 + 1,25 = 9,225 \text{ м}^3.$$

Количеством CO_2 , образующимся от диссоциации карбонатов, пренебрегаем.

Для определения практически необходимого количества воздуха необходимо задаться коэффициентом избытка дутья – α . На практике он колеблется в пределах 1,15...1,35. Кроме того, для обеспечения оптимальных условий обжига необходимо, чтобы остаточное содержание кислорода в обжиговых газах составляло 4...5 %.

Для расчета принимаем, что в обжиговых газах на выходе из печи кипящего слоя (КС) содержание кислорода 4,5 %. Составляем уравнение:

$$\frac{0,21P \cdot 100}{132,58 + 20,18 + 7,975 + 1,25 + 0,0075P + P} = 4,5,$$

- где P – количество избыточного дутья;
- 0,21 – количество избыточного кислорода в обжиговых газах;
 - 132,58 – количество азота при подаче теоретического количества воздуха;
 - 20,18 – количество SO_2 в обжиговых газах;
 - 7,975 – количество H_2O , поступающей из концентрата;
 - 1,25 – количество H_2O , поступающей из теоретически необходимого дутья;
 - 0,0075 P – количество H_2O , поступившей из избыточного количества дутья, получено из расчета $\frac{6P}{1550} \frac{22,4}{18}$.

Решая уравнение, находим P :

$$\frac{21P}{161,985 + 1,0075P} = 4,5;$$

$$\begin{aligned} 21P &= 728,93 + 4,53P; \\ 16,47P &= 728,93; \\ P &= 44,25 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Затем определяем α :

$$\alpha = \frac{166,3 + 44,25}{163,3} = 1,26.$$

Исходя из этого, определяем практически необходимое количество и состав дутья.

Расход воздушного дутья составляет:

$$215,07 \cdot 1,26 = 270,98 \text{ кг или } 166,3 \cdot 1,26 = 209,53 \text{ нм}^3.$$

Кислорода в дутье:

$$49,47 \cdot 1,26 = 62,33 \text{ кг или } 34,63 \cdot 1,26 = 43,63 \text{ нм}^3.$$

Азота в дутье:

$$165,6 \cdot 1,26 = 208,65 \text{ кг или } 132,58 \cdot 1,26 = 167,05 \text{ нм}^3.$$

Влага в дутье:

$$0,998 \cdot 1,26 = 1,26 \text{ кг или } 1,25 \cdot 1,26 = 1,57 \text{ нм}^3.$$

2.3.5. Расчет количества и состава обжиговых газов на выходе из печи

Остаток кислорода в обжиговых газах:

$$62,33 - 49,47 = 12,86 \text{ кг или } 43,63 - 34,63 = 9 \text{ нм}^3.$$

Количество воды в газах из концентрата и воздуха:

$$6,38 + 1,26 = 7,64 \text{ кг или } 7,975 + 1,57 = 9,545 \text{ нм}^3.$$

Результаты расчетов сведем в табл. 2.7.

Таблица 2.7

Состав и выход обжиговых газов на 100 кг сухого концентрата

Компонент	кг	нм ³	% (объемн.)
SO ₂	57,68	20,18	9,81
O ₂	12,86	9	4,37
N ₂	208,65	167,05	81,18
H ₂ O	7,64	9,545	4,64
<i>Итого</i>	286,83	205,775	100

2.3.6. Расчет теплового баланса печи КС

При расчете теплового баланса решается вопрос, какое количество избыточного тепла необходимо отнять или компенсировать недостаток тепла.

2.3.6.1. Приход тепла

Приход тепла при обжиге цинковых концентратов складывается из физического тепла концентрата и воздуха, а также тепла экзотермических реакций.

1) Физическое тепло концентрата определяем из выражения

$$Q^{np} = C_1 m_1 t_1,$$

где C_1 – теплоемкость цинкового концентрата, $C_1 = 0,18$ ккал/(кг·град);
 m_1 – количество влажного концентрата, $m_1 = 106,38$ кг;
 t_1 – температура концентрата, $t_1 = 15$ °С;

$$Q^{np} = 0,18 \cdot 106,38 \cdot 15 = 287,2 \text{ ккал.}$$

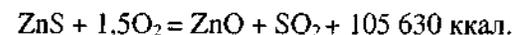
2) Физическое тепло воздуха определяем из выражения

$$Q^{np} = C_2 \omega_2 t_2,$$

где C_2 – теплоемкость воздуха, $C_2 = 0,312$ ккал/(м³·град);
 ω_2 – расход воздуха, $\omega_2 = 209,53$ м³;
 t_2 – температура воздуха, $t_2 = 15$ °С;

$$Q^{np} = 0,312 \cdot 209,53 \cdot 15 = 980,6 \text{ ккал.}$$

3) Тепло экзотермических реакций рассчитываем по металлам в сырье, используя данные технологических расчетов:



Получаем:

$$\frac{105\,630(41,23 + 4,75)}{65,4} = 74264 \text{ ккал.}$$

Здесь 41,23 и 4,75 – масса цинка, находящегося соответственно в концентрате в виде ZnS и окисляющегося до свободного и связанного в феррит цинка.

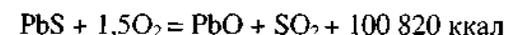
За счет окисления сульфида цинка до сульфата по реакции



получим:

$$\frac{185\,380 \cdot 3,48}{65,4} = 9864 \text{ ккал.}$$

За счет окисления сульфида свинца до оксида по реакции



получим:

$$\frac{100820 \cdot 0,75}{207,2} = 365 \text{ ккал.}$$

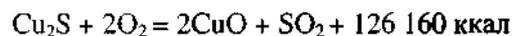
За счет окисления сульфида свинца до сульфата:



получим:

$$\frac{196\,960 \cdot 0,75}{207,2} = 713 \text{ ккал.}$$

За счет окисления Cu_2S , образовавшегося при диссоциации халькопирита, до CuO :



получим:

$$\frac{126\,160 \cdot 0,64}{2 \cdot 63,6} = 716 \text{ ккал.}$$

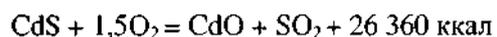
За счет окисления Cu_2S до сульфата:



получим:

$$\frac{299\,130 \cdot 0,16}{2 \cdot 63,6} = 425 \text{ ккал.}$$

За счет окисления CdS до CdO по реакции



получим:

$$\frac{26\,360 \cdot 0,16}{112,4} = 37,5.$$

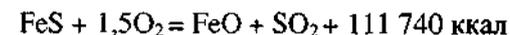
За счет окисления CdS до сульфата по реакции



получим:

$$\frac{187\,700 \cdot 0,04}{112,4} = 66,8 \text{ ккал.}$$

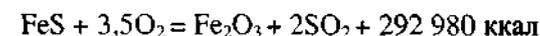
За счет окисления FeS до FeO по реакции



получим:

$$\frac{111\,740 \cdot 0,45}{55,8} = 901 \text{ ккал.}$$

За счет окисления FeS до Fe_2O_3 по реакции



получим:

$$\frac{292\,980 \cdot 0,45}{2 \cdot 55,8} = 1181 \text{ ккал.}$$

Сера, образовавшаяся при диссоциации высших сульфидов халькопирита, пирита и пирротина, будет окисляться с выделением тепла по реакции $\text{S} + \text{O}_2 = \text{SO}_2 + 70\,960 \text{ ккал}$.

Количество серы составит:

$$\frac{0,8}{4} + \frac{5,16}{2} + \frac{1,28}{8} = 2,94 \text{ кг.}$$

От окисления 2,94 кг серы получим тепла:

$$\frac{70960 \cdot 2,94}{32} = 6\,519,5 \text{ ккал.}$$

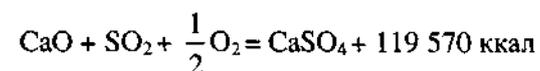
Количество тепла за счет образования феррита цинка по реакции



составит:

$$\frac{5\,800 \cdot 8,72}{159,6} = 2\,131 \text{ ккал.}$$

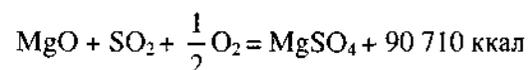
За счет образования сульфата кальция по реакции



получим тепла:

$$\frac{119\,570 \cdot 1}{56,1} = 2\,131 \text{ ккал.}$$

За счет образования сульфата магния по реакции



получим тепла:

$$\frac{90\,710 \cdot 0,5}{40,3} = 1\,125 \text{ ккал.}$$

Общее тепло горения 100 кг концентрата составит:

$$74\,264 + 9\,864 + 365 + 713 + 716 + 425 + 37,5 + 66,8 + 901 + 1\,181 + 6\,519,5 + 316,9 + 2\,131 + 1\,125 = 98\,625,7 \text{ ккал.}$$

Общий приход тепла:

$$287,2 + 980,6 + 98\,625,7 = 99\,893,5 \text{ ккал.}$$

2.3.6.2. Расход тепла

Расход тепла – это тепло, уносимое огарком, пылью и отходящими газами, тепло эндотермических реакций, тепло на испарение влаги, потери тепла во внешнюю среду.

1) Тепло, уносимое обожженным концентратом, определяем по формуле

$$Q^p = C_1^p (m'_1 \cdot t'_1 + m'_2 \cdot t'_2),$$

где C_1^p – теплоемкость обожженного цинкового концентрата

(0,177 ккал/°С);

m'_1 – масса обожженного цинкового концентрата, разгружаемого через порог печи;

m'_2 – масса пыли.

По данным практики с пылью уносится 30...40 % обожженного продукта и 60...70 % разгружается через порог печи; принимаем для расчета 35 и 65 %, тогда

$$m'_1 = 90 \cdot 47 \cdot 0,65 = 58,8 \text{ т,}$$

$$m'_2 = 90 \cdot 47 \cdot 0,35 = 31,67 \text{ т;}$$

t'_1 и t'_2 – температура обожженного концентрата и пыли (930 и 880 °С);

$$Q^p = 0,177(58,8 \cdot 930 + 31,67 \cdot 880) = 14612 \text{ ккал.}$$

2) Тепло, уносимое газами и парами воды, определяется по выражению

$$Q_2^p = (C_{\text{SO}_2} \cdot V_{\text{SO}_2} + C_{\text{O}_2} \cdot V_{\text{O}_2} + C_{\text{N}_2} \cdot V_{\text{N}_2}) t_{\text{газ}} + C_n \cdot V_n (t_{\text{газ}} - 100),$$

где $C_{\text{SO}_2}, C_{\text{O}_2}, C_{\text{N}_2}, C_n$ – средняя теплоемкость газов и пара воды (индекс «п») в интервале 0...800 °С; $C_{\text{SO}_2} = 0,528$ ккал/(м³·град);

$C_{\text{O}_2} = 0,349$ ккал/(м³·град); $C_{\text{N}_2} = 0,329$ ккал/(м³·град);

$C_n = 0,401$ ккал/(м³·град); V – объем газов или пара, м³.

$$Q_2^p = (0,528 \cdot 20,18 + 0,349 \cdot 9 + 0,329 \cdot 167,05)880 + 0,401 \cdot 9,55(880 - 100) = 63\,531 \text{ ккал.}$$

3) Тепло эндотермических реакций определяется с учетом диссоциаций соединений:

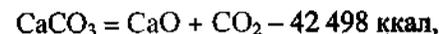
а) халькопирита (CuFeS₂):

$$\left(\frac{20000}{32} \right) \left(\frac{0,8}{2} \right) = 250 \text{ ккал,}$$

где 20 000 ккал – количество тепла, затрачиваемое на 1 кмоль образующейся серы;

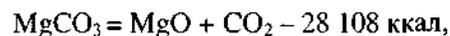
0,8/2 – масса образующейся серы, кг;

б) карбоната кальция



$$\frac{42\,498 \cdot 1}{56,1} = 758 \text{ ккал;}$$

в) карбоната магния



$$\frac{28\,108 \cdot 0,5}{40,3} = 349 \text{ ккал};$$

г) пирита (FeS_2)

$$\frac{20\,000 \cdot 5,16}{32 \cdot 2} = 1\,612 \text{ ккал};$$

д) пирротина (Fe_7S_8)

$$\frac{20\,000 \cdot 1,28}{32 \cdot 8} = 100 \text{ ккал}.$$

Всего на диссоциацию потребуется тепла:

$$250 + 758 + 349 + 1612 + 100 = 1\,969 \text{ ккал}.$$

4) Тепло, расходуемое на нагрев и испарение воды, поступающей с концентратом и дутьем:

а) на нагрев воды с 15 до 100 °С:

$$1 \cdot 7,64(100 - 15) = 649,4 \text{ ккал};$$

б) на испарение воды:

$$539 \cdot 7,64 = 4\,118 \text{ ккал}.$$

Всего на нагрев и испарение влаги расходуется:

$$649,4 + 4\,118 = 4\,767 \text{ ккал}.$$

Тепло, теряемое печью КС во внешнюю среду, по данным практики составляет 5...6 % от приходящего тепла. Принимаем 5 %, или $99\,893,5 \cdot 0,05 = 4\,994,7$ ккал.

Тепловой баланс сводим в табл. 2.8.

Избыток тепла необходимо отвести. На практике хорошо себя зарекомендовала система утилизации тепла из кипящего слоя и тепла отходящих газов с отдельными циркуляционными контурами для теплообменников и котла-утилизатора. Теплообменники печи работают на 60 %-ной пароводяной эмульсии с получением насыщенного пара давлением 40 атм и температурой смеси – 250 °С. Питающая теплообменники вода проходит очистку, деаэрацию и нагрев до

100 °С получаемым паром. Узел питания нагретой водой – общий для теплообменников, расположенных в кипящем слое, и для котла-утилизатора.

Таблица 2.8

Тепловой баланс обжига цинковых концентратов в печи кипящего слоя

Статьи баланса	Количество, ккал	Содержание, %	Статьи баланса	Количество, ккал	Содержание, %
<i>Приход тепла</i>			<i>Расход тепла</i>		
Концентрат	287,2	0,3	Огарок и пыль	14612	14,6
Воздух	980,6	1	Газы	63531	63,6
Тепло экзотермических реакций	98 625,7	98,7	Нагрев и испарение влаги	4767,4	4,8
–	–	–	Потери в внешнюю среду	4994,7	5
–	–	–	Эндотермические реакции	1969	2
–	–	–	Избыток	10019,4	10
<i>Итого</i>	<i>99 893,5</i>	<i>100</i>	<i>Итого</i>	<i>99893,5</i>	<i>100</i>

Общая поверхность трубчатых теплообменников в слое ($F, \text{м}^2$) определяется по формуле

$$F = Q_{\text{изб}} / k(t' - t'')\tau,$$

где k – коэффициент теплопередачи; колеблется в пределах 220...260 ккал/($\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}$);

$(t' - t'')$ – средние температуры слоя и пароводяной эмульсии, соответственно 930 и 250 °С;

τ – время пребывания в печи 106,4 кг концентрата, ч; принимаем среднюю из практики 0,0142 ч.

$$F = \frac{10\,019,4}{250(930 - 250)0,0142} = 4,5 \text{ м}^2.$$

Принимаем площадь поверхности одной секции теплообменного устройства 1,5 м^2 , тогда их число будет равняться 3.

Определим расход воды на охлаждение.

При теплосодержании в пароводяной 60 %-ной эмульсии 666 ккал/кг пара, 250 ккал/кг воды, а питающей воды 100 ккал/кг расход воды x определяется из соотношения

$$Q_{\text{изб}} = (0,6x \cdot 666 + 0,4x \cdot 250) - x \cdot 100,$$

откуда $x = \frac{10019,4}{(0,6 \cdot 666 + 0,4 \cdot 250) - 100} = 25$ кг за 0,0142 ч, или 1760 кг/ч (1,76 м³/ч).

2.3.7. Принцип расчета печей КС

При расчете печей кипящего слоя рабочий материал соответствует составу огарка, а не концентрата.

2.3.7.1. Определение давления воздуха

Явление кипения происходит в условиях, когда давление воздуха под слоем огарка на подине несколько превышает давление слоя:

$$\Delta P = H_c \cdot \gamma_n = H_k \cdot (\gamma_o - \gamma_{\text{газ}})(1 - \varepsilon), \quad (2.1)$$

где ΔP – избыточное давление воздуха под слоем, атм;

H_c – высота спокойно лежащего или фильтрующего слоя, м;

γ_n – насыпная масса огарка, $\gamma_n = 1,8 \dots 2,2$ т/м³;

H_k – высота кипящего слоя, м;

γ_o – плотность огарка, $\gamma_o = 4,7 \dots 4,9$ т/м³;

$\gamma_{\text{газ}}$ – плотность газа, $\gamma_{\text{газ}} = 0,35$ кг/м³ (этой величиной можно пренебречь);

ε – порозность слоя (0,7...0,75), для спокойного слоя $\varepsilon = 0,5 \dots 0,6$;

$$H_k = \frac{H_c \cdot \gamma_n}{\gamma_o (1 - \varepsilon)} = \frac{H_c \cdot 2}{4,8 \cdot 0,3} = 1,4 H_c. \quad H_k = (1,2 \dots 1,5) H_c. \quad (2.2)$$

Уравнение (2.1) является основным законом псевдооживления. Кипение может начинаться при $H_k = 30 \dots 50$ мм. Однако устойчивая работа промышленной печи по условию достаточной тепловой и гидродинамической инерции надежна при $H_k = 0,8 \dots 1,8$ м.

Можно рекомендовать $H_k = 1,4 \dots 1,1$ м.

Из уравнения (2.2) $\frac{H_k}{H_c} = 1,4$ – коэффициент раздувания.

Примем $H_k = 1,3$, тогда

$$\Delta P = (1,3/1,4)2 = 1,85 \text{ атм.}$$

2.3.7.2. Производительность печей КС

Расход воздуха на 1 м² подины ($P_{в,м}$) определяется по практическим данным, исходя из скорости дутья 10...14 см/с, и составляет 6...8,4 м³/(м²·мин), или 360...504 м³/(м²·ч). Возможна и большая удельная подача воздуха – до 800 м³/(м²·ч).

Теоретический расход дутья на 1 кг концентрата (P_0) для полного окисления сульфидов до оксидов равен 1,5...1,8 м³/кг. Коэффициент избытка воздуха α следует принимать равным 1,1...1,3.

Для ориентировочного расчета количества воздуха, необходимого для обжига 1 кг концентрата, воспользуемся формулой, предложенной Н. В. Гудимой:

$$P_0 = \left(\frac{\%Zn}{4} + \frac{\%Fe}{2,3} + 1,05 \%S \right) 0,033 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Если обжигается концентрат, содержащий 51 % цинка, 7,5 % железа и 31 % серы, то расход воздуха составит 1,65 м³/кг, или 1650 м³/т.

Удельная производительность печи [A , т/(м²·сут)] определяется по воздуху:

$$A = \frac{P_{в,м} \cdot 24 \cdot 60}{P_0 \cdot \alpha}.$$

Если принять $P_{в,м} = 7,2$ м³/(м²·мин), то

$$A = \frac{7,2 \cdot 24 \cdot 60}{1650 \cdot 1,2} = 5,25 \text{ т/(м}^2 \cdot \text{сут)}.$$

Производительность печи (Π) рассчитываем исходя из удельной производительности и принятой площади пода печи (S):

$$\Pi = A \cdot S = 5,25 \cdot 36 = 201 \text{ т/сут.}$$

Среднее время пребывания концентрата в печи определяется по вению

$$t = \frac{H_k \cdot \gamma_o (1 - \varepsilon) 24}{A} = \frac{1,3 \cdot 4,8 \cdot 0,3 \cdot 24}{5,25} = 7,13 \text{ ч.}$$

Экспериментально доказано, что время пребывания частиц огарка эчи от долей секунды до 15 часов. Это свидетельствует о больших

резервах процесса обжига в печах КС. Один из весьма эффективных способов интенсификации процесса – повышение содержания O_2 в дутье до 30...35%. Производительность печи при этом достигает 8...11 т/м² в сутки, т. е. возрастает в 1,5–2 раза.

2.3.7.3. Определение размеров печи

Высота печи должна быть такой, чтобы частицы, выносимые из слоя, успели полностью окислиться во время движения до выхода из печи. Ориентировочно для этого требуется 14...15 с:

$$H_{\text{печи}} = H_k + (14...15)/V_{\text{газ}},$$

где $V_{\text{газ}}$ – вертикальная скорость горячих газов над слоем (13,3 см/с).

При нормальных условиях

$$H_{\text{печи}} = 1,3 + 15 \cdot 0,133 \frac{930 + 273}{20 + 273} = 10 \text{ м.}$$

Диаметр печи при $S = 36 \text{ м}^2$ (не считая форкамеры) равен:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 36}{3,14}} = 6,8 \text{ м.}$$

2.3.7.4. Размеры и число дутьевых сопел

Суммарную площадь сопел рассчитываем по законам истечения газов при низком давлении.

Скорость истечения воздуха из сопла V , м/с, находят по формуле

$$V = \varphi \sqrt{\frac{2 \cdot g(p_1 - p_2)}{\gamma}},$$

где φ – коэффициент расхода (для цилиндрических отверстий с острыми кромками $\varphi = 0,8$);

g – ускорение свободного падения, равное 9,81 м/с²;

p_1 – давление воздуха в сопле, равное 1 475 мм вод. ст. ($2,59 \cdot 10^2$ Па);

p_2 – давление воздуха в нижней части печи кипящего слоя, равное 1 375 мм вод. ст. ($2,41 \cdot 10^2$ Па) при $H_k = 1,3$ м;

γ – плотность воздуха, равная 1,29 кг/м³.

$$V = 0,8 \sqrt{\frac{2 \cdot 9,81(1475 - 1375)}{1,29}} = 31 \text{ м/с.}$$

Количество сопел рассчитывается по формуле

$$n = \frac{1,2 \cdot \omega}{V \cdot f},$$

где ω – расход воздуха на печь, м³/с;

f – площадь выходного отверстия одного сопла, м²;

1,2 – коэффициент запаса.

На практике применяют 40–50 сопел на 1 м².

Расход воздуха на печь (ω , м³/с) определяют исходя из производительности печи и расхода дутья на 1 т концентрата:

$$\omega = \frac{P_b \cdot \alpha \cdot n}{24 \cdot 3600 \cdot 0,98},$$

где 0,98 – коэффициент работы печи в сутки,

$$\omega = \frac{1650 \cdot 1,2 \cdot 201}{24 \cdot 3600 \cdot 0,98} = 4,7 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Принимаем 44 сопла на 1 м² пода печи.

Общее количество сопел будет:

$$44 \cdot 36 = 1584 \text{ шт.}$$

Площадь отверстия сопла:

$$f = \frac{1,2 \cdot \omega}{V \cdot n} = \frac{1,2 \cdot 4,7}{31 \cdot 1584} = 1,14 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

При наличии в сопле четырех отверстий площадь одного отверстия (S) будет равна:

$$\frac{0,000114}{4} = 0,0000285 \text{ м}^2.$$

Диаметр отверстия определяется из формулы площади круга:

$$d_{\text{отв}} = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0000285}{3,14}} = 6 \text{ мм.}$$

Суммарная площадь сечения отверстий всех сопел по отношению к площади пода печи КС («сечение в свету») должна составлять ~0,5%.

Проверяем:

$$\frac{0,0000285 \cdot 4 \cdot 1584}{36} 100 = 0,5\%.$$

Характеристика печей КС различных размеров представлена в табл.2.9.

Таблица 2.9

Техническая характеристика печей КС

Показатели	1	2	3	4
Площадь пода печи, м ²	31,6	33	50	90
Высота печи, м	10	7,4	13,5	-
Внутренний диаметр печи, м	6,34	6,5	8/11,5	10,5
Число сопел в подине, шт.	1390	1788	-	-
Высота кипящего слоя, м	1,1	1,1	1,35	1,9
Удельная производительность, т/м ² сут:				
по сырому концентрату	5,7	-	8	7,6
по сухому «	5,4	-	-	-
по огарку	4,9	4,5	-	-
Давление воздуха, мм вод. ст.	2500	1600	-	-
Расход воздуха на 1 т сырого концентрата, м ³ /т	1876	2000	-	-
Температура, °С:				
кипящего слоя	930	910	-	-
отходящих газов	870	820	-	-

2.3.8. Расчет газоходной системы

Расчет газоходной системы печей состоит из выбора схемы газоочистки и утилизации газов и пыли, разработки пространственной схемы всего газоходного тракта и собственно расчета газоходов, устройств для улавливания пыли и утилизации тепла газов, дымососа или дымовой трубы.

Принимаем для расчетов приведенную на рис. 2:1 схему газоходной системы. Эта схема обеспечивает хорошую утилизацию тепла отходящих газов и достаточно полное улавливание пыли.

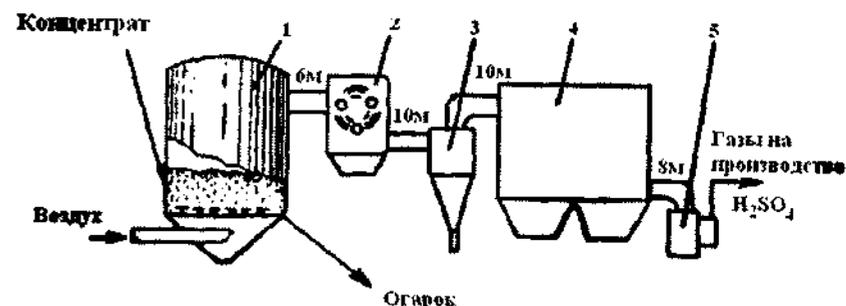


Рис. 2.1. Схема газоходной системы печи кипящего слоя:
1 - печь; 2 - паровой котел; 3 - циклон; 4 - электрофильтр; 5 - дымосос

Количество газов, образующихся в печи, равно:

$$\frac{180000 \cdot 179,96}{106,4 \cdot 24 \cdot 3600} = 3,5 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Температура газов 870 °С, удельный вес 1,42 кг/м³.

Температура газов на выходе из котла-утилизатора по условиям его работы 350 °С.

С учетом подсоса по 5 % количество газа на участках будет, м³/с:

- печь - котел $3,5 \cdot 1,05 = 3,68$;
- котел - циклон $3,5 \cdot 1,1 = 3,84$;
- циклон - электрофильтр $3,5 \cdot 1,15 = 4,02$;
- электрофильтр - дымосос $3,5 \cdot 1,2 = 4,2$.

Температура газов на выходе из печи с учетом подсоса

$$\frac{870}{1,05} \approx 830 \text{ °С}.$$

Температура газов на входе в котел при падении температуры °С на 1 пог. м газохода:

$$830 \text{ °С} - 5 \cdot 6 = 800 \text{ °С}.$$

Температура газов на выходе из котла 350 °С; с учетом подсоса:

$$\frac{350}{1,05} \approx 330 \text{ °С}.$$

Температура газов на входе в циклон: $330 \text{ °С} - 2 \cdot 10 = 310 \text{ °С}.$

Температура газов на выходе из циклона 230 °С; с учетом подсоса:
 $\frac{230}{1,05} = 220 \text{ °С}.$

Температура газов на входе в электрофильтр: $220 \text{ °С} - 2 \cdot 10 = 200 \text{ °С}.$

Температура газов на выходе из электрофильтра 150 °С, с учетом подсоса: $\frac{150}{1,05} = 143 \text{ °С}.$

Температура газов перед дымососом: $143 - 1 \cdot 8 = 135 \text{ °С}.$

Далее определяют действительные объемы газов и рассчитывают отдельные узлы газоходной системы.

Участок печь – котел

Средняя температура газов: $\frac{830+800}{2} = 815 \text{ °С}.$

Объем газов: $3,68 \frac{1088}{273} = 14,7 \text{ м}^3/\text{с}.$

При скорости газа 5 м/с сечение газохода на этом участке равно:
 $\frac{14,7}{5} = 2,93 \text{ м}^2.$

При газоходе прямоугольного сечения и отношении высоты к ширине газохода 0,8 определяем его размеры:

$$\frac{a}{b} = 0,8; 0,8b^2 = 2,93 \text{ м}^2,$$

откуда $a = 1,52 \text{ м}, b = 1,91 \text{ м}.$

Проведем ориентировочный расчет параметров котла-утилизатора при условии, что котел работает на нагретой до 100° воде с получением пара 40 атм. Количество тепла, отдаваемого газами котлу, при учете потерь тепла во внешнюю среду 5 %, равно:

$$Q = 0,95 c_{\text{газ}} V_{\text{газ}} (t_{\text{газ}}^{\text{вх}} - t_{\text{газ}}^{\text{вх}}) = 0,95 \cdot 0,34 \cdot 3,68 (800 - 350) = 535 \text{ ккал/с},$$

или 1 925 000 ккал/ч.

Поверхность котла

$$F = \frac{Q}{k \Delta t_{\text{cp}}},$$

где k – коэффициент теплопередачи; принятый равным 40 ккал/(м²·ч) (с учетом обдува рабочих поверхностей).

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\text{н}} - \Delta t_{\text{к}}}{2,31 \lg (\Delta t_{\text{н}} / \Delta t_{\text{к}})} = \frac{550,8 - 100,8}{2,31 \lg (550,8 / 100,8)} = 264 \text{ °С},$$

где $\Delta t_{\text{н}} = t_{\text{газ}}^{\text{вх}} - t_{\text{конт}} = 800 - 249,2 = 550,8 \text{ °С};$

$\Delta t_{\text{к}} = t_{\text{газ}}^{\text{вх}} - t_{\text{конт}} = 350 - 249,2 = 100,8 \text{ °С};$

$t_{\text{конт}} = 249,2$ (при $P = 40$ атм),

$$F = \frac{1925000}{40 \cdot 264} = 182 \text{ м}^2.$$

При получении насыщенного пара 40 атм паропроизводительность котла D может быть определена из соотношения

$$D = \frac{Q}{(i_{\text{пар}} - i_{\text{вод}})},$$

где $i_{\text{пар}}$ – теплосодержание получаемого пара, 666 ккал/кг;

$i_{\text{вод}}$ – теплосодержание питающей воды, 100 ккал/кг.

$$D = \frac{1925000}{666 - 100} = 3460 \text{ кг/ч}, \text{ или } \sim 3,5 \text{ т/ч}.$$

В настоящее время котлы-утилизаторы для печей цветной металлургии не стандартизованы. Поэтому выбор их по расчетным характеристикам затруднителен. К данным нашего расчета по характеристике и условиям работы приближается котел-утилизатор типа УККС 8/40.

Участок котел – циклон

Средняя температура газов: $\frac{330+310}{2} = 320 \text{ °С}.$

Объем газов: $3,84 \frac{593}{273} = 8,32 \text{ м}^3/\text{с}.$

Сечение газохода: $\frac{8,32}{5} = 1,67 \text{ м}^2.$

$$\text{Диаметр газохода } d = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,67}{3,14}} = 1,46 \text{ м.}$$

$$\text{Средняя температура газа в циклоне: } \frac{310 + 230}{2} = 270 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Объем газов, проходящих через циклон:

$$3,84 \frac{543}{273} = 7,64 \text{ м}^3/\text{с, или } 27\,500 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

По данной производительности выбираем два батарейных циклона БЦ-24-0, работающих параллельно, каждый сопротивлением 50 мм вод. ст. и производительностью 17 520 м³/ч.

Участок циклон – электрофильтр

$$\text{Средняя температура газов: } \frac{220 + 200}{2} = 210 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$\text{Объем газов: } 4,03 \frac{483}{273} = 7,1 \text{ м}^3/\text{с.}$$

$$\text{Сечение газохода: } \frac{7,1}{5} = 1,42 \text{ м}^2.$$

$$\text{Диаметр газохода } d = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,42}{3,14}} = 1,35 \text{ м.}$$

$$\text{Средняя температура газа в электрофильтре: } \frac{200 + 150}{2} = 175 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Объем газов, проходящих через электрофильтр:

$$4,02 \frac{448}{273} = 6,6 \text{ м}^3/\text{с, или } 23\,800 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Для этих условий выбираем электрофильтр типа ГК-30 производительностью до 100 000 м³/ч, к которому могут быть подключены 3-4 запроектированные печи.

Участок электрофильтр – дымосос

$$\text{Средняя температура газов: } \frac{143 + 135}{2} = 139 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$\text{Объем газов: } 4,2 \cdot \frac{412}{273} = 6,35 \text{ м}^3/\text{с.}$$

$$\text{Сечение газохода: } \frac{6,35}{5} = 1,27 \text{ м}^2.$$

$$\text{Диаметр газохода } d = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,27}{3,14}} = 1,28 \text{ м.}$$

Количество газов перед дымососом:

$$4,02 \frac{408}{273} = 6,3 \text{ м}^3/\text{с, или } 22\,600 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Для выбора дымососа необходимо определить сопротивление (сумму потерь напора) газоходной системы.

Потери напора в газоходной системе складываются из потерь напора на каждом ее участке.

Участок печь – котел

1) Потери напора при повороте газа на 90° при выходе из печи определяются по формуле

$$h_{\text{пот}}^I = \xi \frac{\omega_i^2}{2g} \gamma_i, \quad (2.3)$$

где $\xi = 1$ (резкий поворот под прямым углом);

ω_i – скорость движения газа, равная 5 м/с;

$$\gamma_i = \frac{273 \gamma_0}{273 + t} = \frac{273 \cdot 1,41}{273 + 830} = 0,352 \text{ кг/м}^3,$$

$$\text{здесь } \gamma_0 = \frac{1,42 + 1,29 \cdot 0,05}{1,05} = 1,41.$$

$$h_{\text{пот}}^I = 1 \frac{5^2}{2 \cdot 9,8} \cdot 0,352 = 0,45 \text{ мм вод. ст.}$$

2) Потери напора при внезапном сужении определяется по формуле

$$h_{\text{пот}}^{II} = \xi \frac{\omega_i^2}{2g} \gamma_i$$

при значении $\xi = 0,5(1 - F_2/F_1)$, где F_2 – сечение газохода.

Поскольку $F_2 \ll F_1$, $\xi = 0,5$,

$$h_{\text{пот}}^{\text{II}} = 0,5 \frac{5^2}{2 \cdot 9,8} 0,352 = 0,23 \text{ мм вод. ст.}$$

3) Потери напора на трение определяются по формуле

$$h_{\text{пот}}^{\text{III}} = \mu \frac{L}{d} \frac{\omega_r^2}{2g} \gamma_i, \quad (2.4)$$

где $\mu = 0,05$; $L = 6 \text{ м}$; $d = \frac{4F_2}{P}$, здесь P – периметр газохода;

$$d = \frac{4 \cdot 2,93}{6,86} = 1,71 \text{ м};$$

$$\gamma_i = \frac{273 \cdot 1,41}{273 + 815} = 0,354;$$

$$h_{\text{пот}}^{\text{III}} = 0,05 \frac{6}{1,71} \frac{5^2}{2 \cdot 9,8} 0,354 = 0,08 \text{ мм вод. ст.}$$

4) Потери в нишах шиберов до и после котла (имеется обводной газоход) определяются по формуле

$$h_{\text{пот}}^{\text{IV}} = \xi \frac{\omega_r^2}{2g} \gamma_i;$$

при значении $\xi = 0,3$

$$h_{\text{пот}}^{\text{IV}} = 0,3 \frac{5^2}{2 \cdot 9,8} 0,354 \cdot 2 = 0,28 \text{ мм вод. ст.}$$

5) Потери напора в котле принимаем 40 мм вод. ст.

$$h_{\text{пот}}^{\text{V}} = 40 \text{ мм вод. ст.}$$

Участок котел – циклон

1) Потери напора на трение определяются по формуле (2.4) при $\mu = 0,05$; $L = 10 \text{ м}$; $d = 1,67 \text{ м}$;

$$\gamma_o = \frac{1,42 + 1,29 \cdot 0,1}{1,1} = 1,41;$$

$$\gamma_i = \frac{\gamma_o 273}{273 + t_{\text{cp}}} = \frac{1,41 \cdot 273}{273 + 320} = 0,65;$$

$$h_{\text{пот}}^{\text{VI}} = 0,05 \frac{10}{1,67} \frac{5^2}{2 \cdot 9,8} 0,65 = 0,25 \text{ мм вод. ст.}$$

2) Потери напора в батарейном циклоне равны 50 мм вод. ст. (параллельное соединение циклонов):

$$h_{\text{пот}}^{\text{VII}} = 50 \text{ мм вод.ст.}$$

Участок циклон – электрофильтр

1) Потери напора на трение определяются по формуле (2.4):

$$h_{\text{пот}}^{\text{VIII}} = 0,05 \frac{10}{1,35} \frac{5^2}{2 \cdot 9,8} 0,795 = 0,37 \text{ мм вод. ст.},$$

где $L = 10 \text{ м}$; $d = 1,35 \text{ м}$; $\gamma_o = \frac{1,42 + 1,29 \cdot 0,15}{1,15} = 1,4$; $\gamma_i = \frac{273 \cdot 1,4}{273 + 210} = 0,795$.

2) Поворот газа на 90° определяется по формуле (2.3) при $\xi = 0,5$ (плавный поворот под прямым углом):

$$h_{\text{пот}}^{\text{IX}} = 0,5 \frac{5^2}{2 \cdot 9,8} 0,795 = 0,5 \text{ мм вод. ст.}$$

3) Потери напора в электрофильтре принимаем 20 мм вод. ст.

$$h_{\text{пот}}^{\text{X}} = 20 \text{ мм вод. ст.}$$

Участок электрофильтр – дымосос

1) Потери на трение определяются по формуле (2.4):

$$h_{\text{пот}}^{\text{XI}} = 0,05 \frac{8}{1,28} \frac{5^2}{2 \cdot 9,8} 0,93 = 0,37 \text{ мм вод. ст.},$$

где $L = 8$ м; $d = 1,28$ м; $\gamma_0 = \frac{1,42 + 1,29 \cdot 0,2}{1,2} = 1,4$ кг/м³;

$$\gamma_r = \frac{273 \cdot 1,4}{273 + 139} = 0,93 \text{ кг/м}^3.$$

2) Поворот газа на 90° (плавный поворот) – по формуле (2.3):

$$h_{\text{пот}}^{\text{II}} = 0,5 \frac{5^2}{2 \cdot 9,8} 0,93 = 0,6 \text{ мм вод. ст.}$$

3) Потери при опускании газа после электрофилтра:

$$h_{\text{пот}}^{\text{XIII}} = H(\gamma_{\text{возд}} - \gamma_{\text{газ}}) = 4(1,29 - 0,93) = 1,44 \text{ мм вод. ст.}$$

$$\begin{aligned} \sum h_{\text{пот}} &= h_{\text{пот}}^{\text{I}} + h_{\text{пот}}^{\text{II}} + h_{\text{пот}}^{\text{III}} + h_{\text{пот}}^{\text{IV}} + h_{\text{пот}}^{\text{V}} + h_{\text{пот}}^{\text{VI}} + h_{\text{пот}}^{\text{VII}} + h_{\text{пот}}^{\text{VIII}} + h_{\text{пот}}^{\text{IX}} + \\ &+ h_{\text{пот}}^{\text{X}} + h_{\text{пот}}^{\text{XI}} + h_{\text{пот}}^{\text{XII}} + h_{\text{пот}}^{\text{XIII}} = \\ &= 0,45 + 0,23 + 0,08 + 0,28 + 40 + 0,25 + 50 + \\ &+ 0,37 + 0,5 + 20 + 0,37 + 0,6 + 1,44 = 114,54 \text{ мм вод. ст.,} \end{aligned}$$

с учетом запаса напора 50 % $\sum h_{\text{пот}} \approx 172$ мм вод. ст.

Выбираем центробежный вентилятор среднего давления завода «Ростовгазоаппарат» №8, имеющий производительность 27 870 м³/ч при $h = 180$ мм вод. ст.

2.3.9. Расчет дымовой трубы и дымососов

В результате ряда металлургических процессов (восстановительная плавка свинцового агломерата, фьюмингование или вельцевание свинцово-цинковых полупродуктов металлургического производства, плавка медного сырья на штейн и др.) образуются газы, не представляющие никакой ценности, поэтому после очистки от пыли и охлаждения они выбрасываются через трубу в атмосферу.

Ниже приводится расчет необходимой высоты трубы для преодоления сопротивления движению газа от металлургического агрегата через принятую газоходную систему, пример расчета которой был приведен в разд. 2.3.8.

2.3.9.1. Боров дымовой трубы

Предположим, что по расчету исходный объем газов, образующихся в печи, составляет 16,3 м³/с. За счет подсосов в газоходной системе в боров дымовой трубы подается 21,19 м³/с приведенного газа.

Подсос воздуха в борове дымовой трубы составляет 10 % от исходного, или $16,3 \cdot 0,1 = 1,63$ м³/с.

Общий приведенный объем газов на участке:

$$21,19 + 1,63 = 22,82 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Температура газов на входе в участок 223 °С. С учетом подсоса и теплоотдачи 1 °С на 1 пог. м температура газов на входе в дымовую трубу:

$$223 \frac{21,19}{22,82} - 1 \cdot 50 \approx 160 \text{ °С.}$$

Средняя температура газов в борове:

$$\frac{230 + 160}{2} = 195 \text{ °С.}$$

Действительный расход газов в борове дымовой трубы:

$$22,82 \left(1 + \frac{195}{273} \right) = 39,1 \text{ м}^3/\text{с.}$$

При скорости газов 7 м/с сечение газохода:

$$\frac{39,1}{7} \approx 5,6 \text{ м}^2.$$

Принимаем ширину газохода 2,8 м; высоту – 2 м.

2.3.9.2. Расчет потерь напора в газоходной системе

По результатам расчета потери напора в газоходной системе ($\sum h_{\text{пот}}$) составили 83,21 мм вод. ст. Объем газов на входе в трубу 22,82 м³/с. Температура газов на входе в трубу 160 °С. Действительный объем газов в трубе при средней температуре газов в трубе 100 °С:

$$V_r = 22,82 \left(1 + \frac{100}{273} \right) = 31,2 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Принимаем среднюю скорость газов в трубе $\omega_g = 5$ м/с.

Диаметр трубы:

$$D_{\text{устья}} = 1,13 \sqrt{\frac{31,2}{5}} = 2,82 \text{ м.}$$

$$D_{\text{основ}} = 1,5 D_{\text{устья}} = 1,5 \cdot 2,82 = 4,24 \text{ м.}$$

Высоту дымовой трубы находим по формуле

$$1,3 \sum h_{\text{пот}} = H(\gamma_v - \gamma'_{\text{газ}}) - \left(1 + \mu \frac{H}{D_{\text{устья}}}\right) \frac{\omega_g^2}{2g} \gamma'_{\text{газ}},$$

где H – высота трубы, м;

1,3 – коэффициент запаса напора;

γ_v – удельный вес воздуха, $\gamma_v = 1,29$ кг/м³;

$\gamma'_{\text{газ}}$ – удельный вес газа на входе в трубу (при 160 °С), $\gamma'_{\text{газ}} = 0,98$ кг/м³;

$$1,3 \cdot 83,21 = H(1,29 - 0,98) - \left(1 + 0,05 \frac{H}{2,82}\right) \frac{25}{2 \cdot 9,8} \cdot 0,98.$$

Откуда $H = 380$ м.

Следовательно, необходимо ставить дымососы. Характеристика дымососов должна соответствовать следующим данным: напор не ниже $1,3 \cdot 83,21 = 108$ мм вод. ст.; производительность $31,2 \cdot 3600 = 112\,000$ м³/ч.

Принимаем к установке два дымососа Подольского завода типа Д-15Х2 производительностью по 113 000 м³/ч и с максимальным напором 232 мм вод. ст. Один из этих дымососов устанавливают как резервный.

Высоту дымовой трубы принимаем по санитарным соображениям 70 м.

2.4. Расчет процесса выщелачивания цинкового огарка

На выщелачивание поступает материал, состав которого приведен в табл. 2.10.

Состав огарка, %

Zn	В том числе			Pb	Cu	Cd	Fe	S _{об}	В том числе		O ₂	CaO	SiO ₂	MgO	Прочие	Итого
	Zn (S)	Zn (SO ₄)	Zn (ZnO)						S _S	S _{SO₄}						
58,4	1	4,4	53	3,46	1	1,5	7,4	3,5	0,5	3	21,6	1	1,5	0,48	0,16	100

2.4.1. Расчет состава и выхода остатков от выщелачивания

Расчет ведем на 100 кг огарка.

Растворимость отдельных составных частей огарка должна определяться путем предварительно проведенных опытов. За неимением таких данных на основании практики работы заводов принимаем:

а) из всего количества железа переходит в раствор и в дальнейшем осаждается в виде Fe(OH)₃ 10%. Остальное количество железа остается в виде нерастворившихся ферритов. Тогда в раствор переходит $7,4 \cdot 0,1 = 0,74$ кг железа. Остается нерастворенным $7,4 \cdot 0,9 = 6,66$ кг железа;

б) медь переходит в раствор на 50%: $1 \cdot 0,5 = 0,5$ кг;

в) кадмий растворяется почти полностью;

г) окись магния растворяется полностью;

д) свинец, присутствующий в огарке в виде сульфата, останется без изменения, а находящийся в виде окиси также перейдет в сульфатное соединение. Следовательно, все 3,46 кг свинца будут присутствовать в остатках от выщелачивания в виде PbSO₄;

е) цинк, присутствующий в огарке в виде сульфида в количестве 1 кг, остается нерастворимым. Не растворяется также ферритный цинк, количество его в виде ZnO · Fe₂O₃ находим по пропорции:

$$\begin{array}{l} 65 \text{ кг Zn} - 112 \text{ кг Fe} \\ x - 6,66 \text{ кг} \quad \quad x = 3,86 \text{ кг.} \end{array}$$

Всего нерастворимого цинка $1 + 3,86 = 4,86$ кг, что составляет от общего содержания цинка в огарке:

$$\frac{4,86 \cdot 100}{58,4} = 8,3 \%$$

Растворимость цинка: $58,4 - 4,86 = 53,54$ кг, или 91,7%.

Полученные данные сводим в табл. 2.11.

Таблица 2.11

Состав и выход остатков от выщелачивания, %

Компоненты	Элементы										Итого
	Zn	S	O ₂	H	Fe	Cu	Pb	CaO	SiO ₂	Прочие	
ZnS	1	0,5	—	—	—	—	—	—	—	—	1,5
ZnO	3,86	—	0,95	—	—	—	—	—	—	—	4,81
Fe ₂ O ₃	—	—	2,86	—	6,66	—	—	—	—	—	9,52
Fe(OH) ₃	—	—	0,64	0,04	0,74	—	—	—	—	—	1,42
CuO	—	—	0,13	—	—	0,5	—	—	—	—	0,63
PbSO ₄	—	0,54	1,08	—	—	—	3,46	—	—	—	5,08
CaSO ₄	—	0,57	0,86	—	—	—	—	1	—	—	2,43
SiO ₂	—	—	—	—	—	—	—	—	1,5	—	1,5
Прочие	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,16	0,16
Итого:											
кг	4,86	1,61	6,52	0,04	7,4	0,5	3,46	1	1,5	0,16	27,05
%	17,9	5,9	24	0,2	27,4	1,8	12,9	3,7	5,5	0,7	100

Таким образом, в результате выщелачивания 100 кг огарка получается 27,05 кг нерастворимого остатка, который, кроме того, захватывает раствор, содержащий цинк.

Примем, что в результате отмывки количество сульфатного цинка в остатках снижается до 2 % от массы влажного осадка, а влажность его равна 35 %.

Обозначим массу влаги, смачивающей остаток, x , массу сульфатного цинка — a , воды — b . Тогда

$$x = a + b.$$

Учитывая процентное содержание сульфатного цинка в кеках, составляем пропорцию

$$(27,05 + x) - 100 \%$$

$$a - 2 \%$$

Аналогично записываем пропорциональную зависимость между количеством влаги и весом влажных кеков:

$$(27,05 + x) - 100 \%$$

$$b - 35 \%$$

Решая систему из трех полученных уравнений, находим: $a = 0,86$ кг, $b = 14,9$ кг, $x = 15,76$ кг.

Следовательно, всего остатков от выщелачивания будет:

- сухого кека 27,05 кг, или 63,03 %
- воды 14,9 кг, или 34,97 %
- сульфатного цинка 0,86 кг, или 2 %

Итого: 42,81 кг, или 100 %

В том числе сухого кека: $27,05 + 0,86 = 27,91$ кг.

Состав сухого кека приведен в табл. 2.12.

Сульфатная сера складывается из серы сульфатов цинка, свинца и кальция в количестве: $ZnSO_4 - 0,18$ кг, $PbSO_4 - 0,54$ кг, $CaSO_4 - 0,57$ кг. Всего 1,29 кг, что составляет 4,8 %.

Таблица 2.12

Выход и состав сухого кека

Компоненты	Zn	S	O	H	Fe	Cu	Pb	CaO	SiO ₂	Прочие	Итого
Сухой материал, кг	4,86	1,61	6,52	0,04	7,4	0,5	3,46	1	1,5	0,16	27,05
ZnSO ₄ , кг	0,34	0,18	0,34	—	—	—	—	—	—	—	0,86
Итого:											
кг	5,20	1,79	6,86	0,04	7,4	0,5	3,46	1	1,5	0,16	27,91
%	18,60	6,4	24,62	0,14	26,66	1,79	12,45	3,6	5,4	0,45	100

Для компенсации потерь серной кислоты в процессах выщелачивания и электролиза в обожженном концентрате оставляют некоторое количество сульфатной серы. В данном расчете принято 3 % S_{SO_4} в огарке. Так как в процесс вводится 3 кг S_{SO_4} , то при расходе ее 1,29 кг с кеками добавлять серную кислоту не потребуется.

2.4.2. Определение выхода цинка в чушковый металл

Исходное содержание цинка в обожженном материале составляет 58,4 кг, с остатками от выщелачивания теряется 5,2 кг цинка. Остаток от выщелачивания перерабатывают (например, вельцеванием), дополнительное извлечение цинка в раствор составляет примерно 80 %, т. е. окончательные потери будут: $5,2 \cdot 0,2 = 1,04$ кг.

Следовательно, извлечение в процессе выщелачивания остатков от выщелачивания с учетом переработки составит:

$$\frac{58,4 - 1,04}{58,4} = 98,2 \%$$

т. е. потери составляют 1,8 %.

Другие потери цинка в производстве укладываются в следующие пределы, %:

– при переплавке катодов	1;
– при очистке растворов от примесей	0,7;
– в цехе выщелачивания	0,5;
– в электролизном цехе	0,5.
Итого:	2,7.

Таким образом, суммарные потери цинка составят: $1,8 + 2,7 = 4,5 \%$, выход цинка в чушковый металл $100 - 4,5 = 95,5 \%$.

2.4.3. Определение суточного количества потерь и материалов

Допустим, что производительность проектируемого завода составляет 110 000 т чушкового металла в год. Приняв число рабочих дней в году равным 365, получим суточную производительность по чушковому металлу:

$$\frac{110\,000}{365} = 303 \text{ т.}$$

Примем, что из катодного цинка 4 % будет израсходовано для производства цинковой пыли и 2,5 % перейдет в дросс. Дросс возвращается в процесс выщелачивания, где цинк полностью извлекается (на безвозвратные потери ранее принято было 1 %). Цинковую пыль (4 %), расходуемую на очистку растворов от меди и кадмия, лишь частично растворяют, а остальную ее часть выводят из процесса с медно-кадмиевым кеком. Для упрощения расчетов примем, что цинк из цинковой пыли вовсе не извлекают.

Выход катодного цинка в сутки тогда составит:

$$\frac{303 \cdot 100}{93,5} = 324 \text{ т.}$$

Для производства такого количества цинка необходимо ввести в процесс выщелачивания обожженный цинковый концентрат в размере:

$$\frac{324}{0,955 \cdot 0,96 \cdot 0,584} = 605 \text{ т.}$$

Таким образом, в процесс выщелачивания поступает в сутки $605 \cdot 0,584 = 353,3$ т цинка.

Суммарные потери будут: $353,3 \cdot 0,045 = 15,87$ т цинка.

Абсолютные величины потерь распределяются следующим образом, т:

– потери в остатках от выщелачивания (с учетом доизвлечения цинка)	$353,3 \cdot 0,018 = 6,35;$
– потери при очистке электролита	$353,3 \cdot 0,007 = 2,47;$
– потери в цехе выщелачивания	$353,3 \cdot 0,005 = 1,76;$
– потери в электролитном цехе	$353,3 \cdot 0,005 = 1,76;$
– потери при переплавке катодов	$353,3 \cdot 0,01 = 3,53.$
Итого:	15,87.

Выщелачивая в сутки 605 т огарка, получим остатков от выщелачивания:

$$605 \cdot 0,2791 = 168,8 \text{ т.}$$

Суточное количество влажных кеков составит:

$$168,8 + \frac{168,8 \cdot 35}{65} = 259,6 \text{ т.}$$

Суточная производительность электролитного цеха составляет 324 т.

При осаждении этого количества цинка на катодах образуется эквивалентное количество серной кислоты по реакции $\text{ZnSO}_4 + \text{H}_2\text{O} = \text{Zn} + \text{H}_2\text{SO}_4 + 0,5\text{O}_2$, а именно $324 \cdot 1,5 = 486$ т.

Зададимся содержанием цинка в нейтральном растворе, поступающем на электролиз, – 120 г/л и количеством цинка, выделяемого при электролизе, – 80 г/л. Тогда для производства 324 т катодного цинка потребуется раствора:

$$\frac{324 \cdot 1\,000 \cdot 1\,000}{80 \cdot 1\,000} = 4\,050 \text{ м}^3.$$

Удельный вес раствора выбранного состава равен 1,285. Весовое количество его будет:

$$4\,050 \cdot 1,285 = 5\,204 \text{ т.}$$

Каждый кубический метр этого раствора состоит из следующих компонентов, кг:

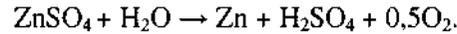
– сульфата цинка	$120 \cdot 2,47^* = 296,4;$
– воды (по разности)	988,6.
Итого:	1 285.

* 2,47 – коэффициент пересчета количества Zn в ZnSO_4 .

Следовательно, во всей массе раствора содержится, т:

– ZnSO₄ 4050 · 0,2964 = 1 200,4;
 – воды 4050 · 0,9886 = 4003,6.
 Итого: 5 204.

В процессе электролиза происходит выделение цинка на катоде и эквивалентного количества кислорода на аноде по схеме



При этом выделится $\frac{324 \cdot 16}{65,38} = 79,3$ т кислорода за счет разложения

$324 \cdot 2,47 = 800$ т ZnSO₄ и $\frac{324 \cdot 18}{65,38} = 89,3$ т воды.

Состав и количество получившегося отработанного электролита будет, т:

– сульфата цинка 1200,4 – 800 = 400,4;
 – воды 4003,6 – 89,3 = 3914,3;
 – серной кислоты 486;
 Итого: 4 800,7.

Удельный вес отработанного электролита примем равным 1,18.

Тогда объем его будет: $\frac{4 800,7}{1,18} = 4 068$ м³.

Содержание цинка составит: $\frac{400,4 \cdot 1000 \cdot 1000}{2,47 \cdot 4008 \cdot 1000} = 40$ г/л, серной ки-

слоты – $\frac{486 \cdot 1000 \cdot 1000}{4008 \cdot 1000} = 120$ г/л.

При выгрузке катодов происходит потеря раствора и с ним цинка. Выше было подсчитано, что потери при электролизе составляют 1,76 т цинка, что дает в пересчете на сульфат цинка $1,76 \cdot 2,47 = 4,34$ т.

С раствором удаляется также кислота:

$$\frac{4,34 \cdot 486,0}{400,4} = 5,27 \text{ т}$$

и вода

$$\frac{4,34 \cdot 3914,3}{400,4} = 42,6 \text{ т.}$$

Таким образом, количество отработанного электролита будет, т:

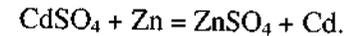
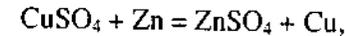
– сульфата цинка 400,4 – 4,34 = 396,06;
 – серной кислоты 486,0 – 5,27 = 480,73;
 – воды 3914,3 – 42,6 = 3 871,70.
 Итого: 4 748,49,

что в пересчете на объемные единицы составит: $4 748,49/1,18 = 4 020$ м³.

2.4.4. Расчет медно-кадмиевой очистки растворов

В течение суток перейдет в раствор $605 \cdot 0,005 = 3,02$ т меди и $605 \cdot 0,015 = 9,08$ т кадмия.

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



Теоретический расход цинковой пыли составит, т:

– для осаждения меди $\frac{65,4 \cdot 3,02}{63,6} = 3,11$,

– для осаждения кадмия $\frac{65,4 \cdot 9,08}{112,4} = 5,28$.

Итого: 8,39 т.

Практически было принято, что 4 % от всего катодного цинка будет расходоваться для этой цели, или $324 \cdot 0,04 = 12,96$ т в сутки, т. е. расход цинковой пыли будет примерно в полтора раза больше теоретически необходимого количества: избыточная пыль в количестве $12,96 - 8,39 = 4,57$ т перейдет в медно-кадмиевые кеки. В этих кеках сумма Cu + Cd + Zn составляет 60 % (табл. 2.13).

Таблица 2.13

Состав медно-кадмиевого кека

Компонент	Количество, т	Содержание, %
Цинк	4,57	16,4
Медь	3,02	10,9
Кадмий	9,08	32,7
Итого	16,67	60,0

Ежесуточное получение медно-кадмиевых кеков составит:

$$\frac{16,67 \cdot 100}{60} = 27,8 \text{ т.}$$

2.4.5. Расход воды на процесс

Вода на промывку кеков берется 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 составит 2 % от количества нейтрального раствора, или

$$5204 \cdot 0,02 = 104,08 \text{ т.}$$

Примем, что в медно-кадмиевых кеках содержится 30 % воды, или

$$27,8 \cdot 0,3 = 8,34 \text{ т.}$$

Всего будет израсходовано воды, т:

– с цинковыми кеками	90,8;
– с медно-кадмиевыми кеками	8,34;
– на испарение	104,08;
– потери при электролизе	42,6.
Итого:	245,82.

Результаты всех расчетов сводим в общую таблицу материального баланса выщелачивания (табл. 2.14).

Таблица 2.14

Материальный баланс выщелачивания, т

Статьи баланса	Компоненты							Итого
	Zn	Pb	Cu	Cd	Fe	S _{общ}	Прочие	
<i>Поступило</i>								
Обоженный концентрат	353,3	20,9	6	9,1	44,8	21,2	149,7	605
Отработанный электролит	160,5	–	–	–	–	235,5	4352,5	4748,5
Цинковая пыль	12,9	–	–	–	–	–	–	12,9
Вода для промывки кеков	–	–	–	–	–	–	245,8	245,8
Итого	526,7	20,9	6	9,1	44,8	256,7	4748	5612,2
<i>Получено</i>								
Нейтральный раствор	486,4	–	–	–	–	238	4479,6	5204
Влажные цинковые кеки	31,5	20,9	3	–	44,8	10,8	148,6	259,6
Медно-кадмиевые кеки	4,5	–	3	9,1	–	–	11,2	27,8
Испарение воды	–	–	–	–	–	–	104,1	104,1
Потери	4,3	–	–	–	–	7,9	4,5	16,7
Итого	526,7	20,9	6	9,1	44,8	256,7	4748	5612,2

2.5. Расчет процесса электролиза растворов сульфата цинка

2.5.1. Расчет состава и выхода катодного цинка

На электролиз поступает электролит состава, г/л: Zn – 120; 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 – 40; 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, получившегося из одного литра раствора, г: Zn – 80,0; Fe – 0,005; Cd – 0,002; Cu – 0,0002. Всего 80,0072 г.

Принимаем ориентировочно, что в катодном цинке содержится 0,005 % свинца, т. е.:

$$\frac{80,0072 \cdot 0,005}{100} = 0,004 \text{ г.}$$

Окончательный состав катодного цинка и его выход из одного литра электролита представлен в табл. 2.15.

Таблица 2.15

Состав катодного цинка

Компонент	Количество, г	Содержание, %
Цинк	80,0	99,986
Свинец	0,004	0,005
Железо	0,005	0,006
Кадмий	0,002	0,002
Медь	0,0002	0,0002
<i>Итого</i>	80,0112	100,000

В соответствии с ГОСТом цинк получается марки ЦО.

2.5.2. Расчет необходимого количества ванн и катодов

Для определения активной поверхности всех катодов в цехе пользуются формулой

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

где F – активная поверхность всех катодов в цехе, м²;
 Q – суточная производительность цеха, кг;
 D_k – катодная плотность тока, А/м²;
 24 – время работы ванн в сутки, ч;
 q – электрохимический эквивалент цинка;
 η – коэффициент использования тока.

При суточной производительности цеха по катодному цинку 324 т, катодной плотности тока 550 А/м², коэффициенте использования тока 0,91 получим:

$$F = \frac{324000 \cdot 1000}{550 \cdot 24 \cdot 1,219 \cdot 0,91} = 22127,17 \text{ м}^2.$$

Активная поверхность двух сторон одного катода стандартных размеров равна 1,22 м². Устанавливая в одной ванне 32 катода, получаем активную поверхность одной ванны:

$$1,22 \cdot 32 = 39 \text{ м}^2.$$

В цехе необходимо поставить:

$$\frac{22127,2}{39} = 570 \text{ ванн.}$$

С учетом запаса на чистку и ремонт устанавливаем 580 ванн.

2.5.2.1. Определение величины тока, проходящего через ванну при последовательном включении

Ток, проходящий на одну ванну при принятой плотности 550 А/м², будет равен:

$$550 \cdot 39 = 21450 \text{ А.}$$

С целью предотвращения невыполнения плана из-за возможных простоев должна быть предусмотрена возможность повышения тока на 5%. Тогда ток, проходящий на одну ванну, будет равен:

$$J = \frac{21450 \cdot 105}{100} = 22522,5 \text{ А.}$$

Через один катод при максимальной нагрузке пройдет ток величиной:

$$\frac{22522,5}{32} = 704 \text{ А,}$$

а при номинальной нагрузке:

$$\frac{21450}{32} = 670 \text{ А.}$$

2.5.2.2. Расчет количества электролита, поступающего в электролитный цех

Количество электролита, подаваемого в ванны, определяется по формуле

$$V = \frac{J \cdot q \cdot \eta \cdot n}{P_1 - P_2},$$

где J – ток, проходящий на ванну, А;

η – выход цинка по току, %;

n – число ванн;

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

На одну ванну надо подавать:

$$V = \frac{21450 \cdot 1,219 \cdot 0,91 \cdot 1}{120 - 40} = 297,4 \text{ л/ч.}$$

В сутки для одной ванны потребуется электролита: $297,4 \cdot 24 = 7137,6$ л/сут. Для всех ванн потребуется раствора: $7137,6 \cdot 570 = 4068432$ л = $4068,4$ м³.

2.5.2.3. Расчет производительности ванны

Через одну ванну проходит ток 21450 А. При выходе по току 91% суточная производительность ванны составляет:

$$\frac{0,91 \cdot 1,219 \cdot 24 \cdot 21450}{1000} = 571 \text{ кг,}$$

что вполне обеспечит заданную производительность цеха ($571 \cdot 570 = 325470$ кг/сут).

2.5.2.4. Расчет количества отработанного электролита

В ванну поступает 297,4 л/ч электролита, содержащего 120 г/л цинка при удельном весе 1,285. Весовое количество электролита, поступающего в ванну, будет:

$$297,4 \cdot 1,285 = 382,16 \text{ кг.}$$

Если из каждого литра извлекается 80 г цинка, то одна ванна выдает в час:

$$\frac{297,4 \cdot 80}{100} = 23,79 \text{ кг.}$$

На аноде выделится кислорода:

$$\frac{23,79 \cdot 16}{65,4} = 5,82 \text{ кг.}$$

Из каждого литра раствора осаждается марганца: $4,717 - 3,217 = 1,5$ г. Следовательно, в целом из электролита за час перейдет:

$$\frac{297,4 \cdot 1,5}{1000} = 0,45 \text{ кг.}$$

Всего удаляется при электролизе:

$$23,79 + 5,82 + 0,45 = 30,06 \text{ кг.}$$

Электролита останется: $382,16 - 30,06 = 352,1$ кг.

Примем, что испарение электролита составляет 1 кг в час с одного квадратного метра зеркала ванны. Ванна стандартных размеров имеет зеркало $1,7 \text{ м}^2$. Потери через испарение составят:

$$1 \cdot 1,7 = 1,7 \text{ кг.}$$

Через разбрызгивание теряется электролита 0,3 %, т. е.

$$382,16 \cdot 0,003 = 1,15 \text{ кг.}$$

Следовательно, из ванны вытекает ежедневно отработанного электролита:

$$352,1 - 2,85 = 349,25 \text{ кг.}$$

При удельном весе электролита 1,18 его объем будет:

$$\frac{349,25}{1,18} = 296 \text{ л.}$$

2.5.2.5. 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 23,79 кг цинка израсходуется свинца:

$$\frac{23,79 \cdot 1,5}{1000} = 0,035 \text{ кг.}$$

Из этого количества в катодный цинк переходит:

$$\frac{23,79 \cdot 0,005}{100} = 0,00012 \text{ кг,}$$

в шлам уходит:

$$0,035 - 0,00012 = 0,03488 \text{ кг.}$$

В пересчете на PbO_2 это составит:

$$\frac{0,035 \cdot 239}{207} = 0,04 \text{ кг.}$$

В одной ванне осаждается марганца 0,45 кг. В пересчете на MnO_2 получаем:

$$\frac{0,45 \cdot 87}{55} = 0,71 \text{ кг.}$$

Всего в шлам уйдет: $0,04 + 0,71 = 0,75$ кг.

Проведенные расчеты сводим в табл. 2.16.

Таблица 2.16

Часовой материальный баланс одной ванны

Статья баланса	Приход, кг	Расход, кг
Нейтральный раствор	382,16	-
Свинец с анодов	0,035	-
Катодный цинк	-	23,79
Кислород в атмосферу (за вычетом ушедшего в шлам)	-	5,555
Шлам	-	0,75
Потери	-	2,85
Отработанный электролит	-	349,25
<i>Итого</i>	382,195	382,195

2.5.2.6. Расчет напряжения на ванне

Напряжение на ванне складывается из следующих величин:

$$U = E + E_{эл} + E_k + ir,$$

где E – напряжение разложения соли $ZnSO_4$;

$E_{эл}$ – падение напряжения на электролите;

E_k – падение напряжения в проводниках, катодных и анодных контактах, штангах;

i – сила тока в цепи;

r – сопротивление корки шлама.

1) Расчет напряжения разложения соли сульфата цинка производится по формуле

$$E = \varphi_a - \varphi_k.$$

Потенциал анода φ_a теоретически равен $-1,23$ В, так как концентрация кислоты в растворе близка к двухнормальной. К этому значению следует добавить величину перенапряжения кислорода на свинцовом аноде, равную $-0,58$ В. Таким образом,

$$\varphi_a = -1,23 + (-0,58) = -1,81 \text{ В.}$$

Потенциал катода φ_k может быть получен с использованием следующих данных:

– концентрация цинка в растворе составляет около $0,75$ г моль/л;

– коэффициент активности ионов цинка $a_{zn} = 0,0575$;

– величина поляризации катода $0,08$ В.

Потенциал катода при 35°C будет равен:

$$\begin{aligned} \varphi_k &= \varphi_{a_{zn}} + \frac{R \cdot T}{n \cdot F} \ln C_{zn} \cdot a_{zn} - \eta_{zn} = \\ &= -0,762 + \frac{8,316 \cdot 308 \cdot 2,303}{2 \cdot 96500} \lg 0,75 \cdot 0,0575 - 0,08 = -0,88 \text{ В.} \end{aligned}$$

Разность потенциалов на электродах составит:

$$E = -1,81 - 0,88 = -2,69 \text{ В.}$$

2) Падение напряжения в электролите (ΔU) определяем из графика, представленного на рис. 2.2*. При плотности тока (D_k) 550 A/m^2 , межэлектродном расстоянии (l) 3 см и кислотности раствора 120 г/л оно составляет $0,48 \text{ В}$.

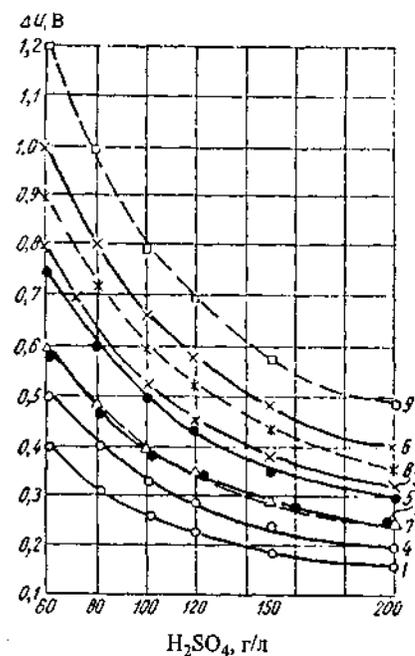


Рис. 2.2.* Кривые изменения падения напряжения в растворе в зависимости от его кислотности и расстояния между электродами:

- 1 – $l = 2 \text{ см}$
 - 2 – $l = 3 \text{ см}$
 - 3 – $l = 4 \text{ см}$
 - 4 – $l = 2 \text{ см}$
 - 5 – $l = 3 \text{ см}$
 - 6 – $l = 4 \text{ см}$
 - 7 – $l = 2 \text{ см}$
 - 8 – $l = 3 \text{ см}$
 - 9 – $l = 4 \text{ см}$
- $D_k = 400 \text{ A/m}^2$ (для кривых 1, 2, 3)
 $D_k = 500 \text{ A/m}^2$ (для кривых 4, 5, 6)
 $D_k = 600 \text{ A/m}^2$ (для кривых 7, 8, 9)

* Баймаков Ю. В., Журин А. И. Электролиз в гидрометаллургии. М.: Metallurgizdat, 1963. С. 260.

3) Падение напряжения в контактах принимаем 0,03 В, в катодных штангах 0,02 В, в бортовых шинах – 0,03 В.

4) Падение напряжения в шламе принимаем 30 % от падения напряжения в электролите:

$$0,48 \cdot 0,3 = 0,144 \text{ В.}$$

Такое падение напряжения вызывается не только коркой шлама, но и сопротивлением пузырьков газообразного кислорода, выделяющегося на аноде.

Таким образом, общая величина напряжения на ванне составит:

$$U = 2,69 + 0,48 + 0,08 + 0,144 = 3,394 \text{ В.}$$

Результаты расчета сводим в табл. 2.17.

Таблица 2.17

Баланс напряжения на ванне

Статьи баланса	Падение напряжения	
	В	%
Напряжение разложения ZnSO ₄	2,69	79,3
Падение напряжения:		
в электролите	0,48	14,1
на контактах	0,03	0,9
на катодных штангах	0,02	0,6
на бортовых шинах	0,03	0,9
в шламе	0,144	4,2
Общее напряжение на ванне	3,394	100

2.5.2.7. Расчет часового теплового баланса ванны

Приход тепла ванны складывается из тепла, выделяемого током при преодолении сопротивления электролита, шлама и сопротивления электродов, а также тепла, вносимого электролитом.

Расход тепла складывается из потерь тепла вследствие испарения и разбрызгивания электролита, при лучеиспускании и теплопередаче стенками ванны и потерь тепла с уходящим электролитом.

Приход тепла

а) Тепло, выделяющееся при электролизе за счет преодоления сопротивления электролита, рассчитывается по формуле

$$Q = 0,239 \cdot E \cdot J \cdot t,$$

где E – падение напряжения в электролите, шламе, равное 0,624 В;

J – сила тока, $J = 21\,450$ А;

t – время, $t = 1$ ч.

$$Q = 0,239 \cdot 0,624 \cdot 21\,450 \cdot \frac{3\,600}{1\,000} = 11\,516,3 \text{ ккал} = 48\,253 \text{ кДж.}$$

б) Тепло, вносимое нейтральным раствором:

$$Q_{н.р} = c \cdot m \cdot t,$$

c – теплоемкость нейтрального раствора, $c = 0,78$ ккал/(кг·град);

t – температура нейтрального раствора, $t = 50$ °С;

m – масса нейтрального раствора.

В электролитную ванну поступает 297,4 л/ч раствора с удельным ом 1,285, тогда

$$m = 1,285 \cdot 297,4 = 382,2 \text{ кг.}$$

$$Q = 0,78 \cdot 382,2 \cdot 50 = 14\,905,8 \text{ ккал} = 62\,455 \text{ кДж.}$$

Итого приход тепла составляет: $48\,253 + 62\,455 = 110\,708$ кДж.

Расход тепла

В ванне из каждого литра нейтрального раствора извлекается 80 г цинка, а всего в час извлекается 23,79 кг.

На аноде выделяется 5,82 кг кислорода и 0,45 кг марганца в шламе.

Всего при электролизе выделится:

$$23,79 + 5,82 + 0,45 = 30,06 \text{ кг.}$$

Электролита остается: $382,2 - 30,06 = 352,1$ кг.

Через испарение электролита теряется 1,7 кг, разбрызгивание – 1,15 кг в час.

С отработанным электролитом при его температуре, равной 38 °С, и удельной теплоемкости 0,8 ккал/(кг·°С) теряется тепла:

$$Q_1 = 352,1 \cdot 38 \cdot 0,8 = 10\,703,8 \text{ ккал} = 44\,849 \text{ кДж.}$$

Через разбрызгивание теряется тепла:

$$Q_2 = 1,15 \cdot 0,8 \cdot 38 = 35 \text{ ккал} = 146 \text{ кДж.}$$

Через испарение теряется тепла:

$$Q_3 = 1,7 \cdot 576,2 = 979,5 \text{ ккал} = 4\,104 \text{ кДж.}$$

Потери тепла при лучеиспускании и теплопередаче составляют 1/5 потерь тепла через испарение и разбрызгивание:

$$Q_4 = \frac{4\,250}{5} = 850 \text{ кДж.}$$

Общий расход тепла:

$$Q_{\text{общ}} = 49\,949 \text{ кДж.}$$

Как видно из расчета, приход тепла превышает расход. Избыточное тепло отнимается теплообменниками.

Расчетные данные сводим в табл. 2.18.

Таблица 2.18

Тепловой баланс ванны

Статьи баланса	Количество, кДж	Статьи баланса	Количество, кДж
<i>Приход тепла</i>		<i>Расход тепла</i>	
Тепло, выделяемое электрическим током	48 253	Тепло, уносимое отработанным электролитом	44 849
Тепло, вносимое нейтральным раствором	62 455	Потери:	
-	-	на разбрызгивание	146
-	-	на испарение	4 104
-	-	на излучение	850
-	-	Избыточное тепло	60 759
<i>Итого</i>	110 708	<i>Итого</i>	100 708

3. РАСЧЕТЫ В МЕТАЛЛУРГИИ КАДМИЯ

Ниже приведены расчеты переработки медно-кадмиевых кеков, являющихся основным источником получения кадмия, по двум технологиям, используемым в мировой практике, – электролизом на истощение и в центробежных реакторах-сепараторах (ЦРС). Расчеты проведены на конкретных примерах.

В отличие от приводимых в литературе расчетов по отдельным операциям данные примеры охватывают весь технологический процесс, включая теплотехнические расчеты и расчет оборудования предприятия, что позволит студентам или инженерно-техническим работникам с большим пониманием осуществлять технологический процесс.

Приведенные примеры расчетов являются основой для составления автоматизированных компьютерных программ расчетов.

3.1. Metallurgical calculation of cadmium processing of copper-cadmium anodes with the use of CCR

Кадмий входит в группу металлов, имеющих низкие температуры кипения. Используя различие в температурах кипения кадмия (766 °С) и примесей: цинка (906 °С), таллия (1468 °С), свинца (1745 °С), меди (2570 °С) и никеля (2910 °С), представляется возможность отогнать его, переведя малолетучие примеси в остаток от дистилляции.

Особенно эффективно процесс дистилляции может быть проведен с применением вакуума. Как указано выше, преимуществом этого метода является возможность ведения процесса при пониженных температурах, что способствует лучшему разделению компонентов, уменьшению окисления металлов и экономии электроэнергии.

3.1.1. Technological scheme of cadmium production from copper-cadmium anodes, adopted in calculations

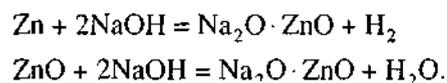
Предлагаемая технологическая схема предусматривает: одностадийное коллективное выщелачивание медно-кадмиевого кека, проточное цементационное выделение кадмиевого порошка из сульфатного раствора, реагентное рафинирование кадмия от цинка в котле и вакуумную дистилляцию с целью получения марочного кадмия, а также сопутное извлечение кобальта в концентрат и таллия в таллиевый кек.

Медно-кадмиевый кек, полученный в результате очистки верхнего слива нейтральных сгустителей (ВНС) цинкового производства

от меди и кадмия цинковой пылью, поступает на выщелачивание в агитаторы с механическим перемешиванием сразу после фильтрации. Процесс осуществляется в отработанном цинковом электролите. При этом в первую очередь растворяется цинк, потом кадмий и медь. Для ускорения растворения кека пульпу подогревают паром до 70...80 °С. После отделения в сгустителях медного кека, направляемого в медное производство, раствор поступает на глубокую очистку от меди цинковой пылью. Далее пульпу фильтруют для отделения раствора от обратного медно-кадмиевого кека, возвращаемого на выщелачивание, а богатый кадмиевый раствор направляют на первую стадию цементационного выделения кадмия в ЦРС.

Процесс основан на восстановлении кадмия из сульфатных растворов цинковой пылью.

С целью получения компактного, годного для дальнейшей переработки материала порошковый кадмий брикетируют. Далее брикеты поступают на вакуумное рафинирование от примесей цинка, никеля и таллия. Однако близость температур кипения кадмия и цинка не позволяет достаточно полно провести вакуумную дистилляцию для очистки от цинка. Поэтому предварительно проводится реагентное рафинирование кадмия от цинка в котле. Это рафинирование основано на свойстве цинка и его оксидов при взаимодействии с расплавленной щелочью образовывать цинкаты:



Кадмий и его оксид слабо реагируют с расплавленной щелочью. Цинкаты натрия переходят в щелочной плав, а расплав перекачивается в вакуумную печь.

Пуск вакуумной установки осуществляется следующим образом. В котле исходного кадмия, в котле-сборнике рафинированного кадмия и котле-сборнике остатка под слоем щелочи наплавляется кадмий. Одновременно до 400 °С нагревается металлопровод, после чего включается вакуум-насос и в дистилляторе создается вакуум порядка 26...40 Па.

В это время кадмий из котлов для рафинирования и остатка засасывается в металлопроводы, где создаются барометрические столбы. После этого в охлаждаемые узлы токопроводов центрального нагревателя подается вода и включается питание центрального нагревателя.

После достижения в дистилляторе температуры 420...450 °С и необходимого остаточного давления открывается отверстие дозатора и

начинается подача исходного кадмия на приемную тарель. Далее кадмий последовательно протекает по всем тарелям через сливные патрубки. При этом основная масса кадмия интенсивно испаряется и конденсируется в жидком виде на конденсаторе, откуда стекает в сборник конденсатора и далее выпускается в котел-сборник чистого металла. Далее чистый кадмий периодически разливается в изложницы.

Небольшое количество пара кадмия, обогащенного примесями, фракционно конденсируется на экранах, стекает в сборник остатка и вместе с остатком, в котором конденсируется основное количество примесей, выводится по металлопроводу в котел-сборник остатка.

Раствор из первичного ЦРС собирается в напорном баке и направляется во вторичные ЦРС для доизвлечения кадмия и вывода из процесса таллия.

Вторичный порошок идет на растворение, а бедный кадмиевый раствор – на фильтрацию на рамных фильтр-прессах. Фильтрат направляется в сборник, а осадок – на растворение.

Из сборника бедный кадмиевый раствор закачивается в пачуки для очистки от кобальта, которая проводится этиловым ксантогенатом. После очистки раствор поступает на фильтрацию. Фильтрат направляется в цинковое производство, а кобальтовый кек промывается раствором серной кислоты, фильтруется, и кобальтовый концентрат отправляется на склад.

Вторичный кадмиевый порошок с содержанием кадмия 40...60 %, таллия 1...10 % поступает в шаровую мельницу и далее в пачук для растворения, которое производится отработанным цинковым электролитом при температуре 65...70 °С. При достижении рН 4-5 процесс прекращается и пульпа фильтруется. Фильтрат поступает в агитатор для очистки от таллия, которая основана на окислении его перманганатом калия с последующим гидролизом и осаждением гидрата окиси таллия при температуре 65 °С. Затем раствор фильтруется, фильтрат направляется на первую стадию цементации, а таллиевый кек – на извлечение таллия.

3.1.2. Металлургический расчет

3.1.2.1. Расчет процесса выщелачивания медно-кадмиевого кека

Медно-кадмиевый кек, полученный в результате очистки ВСНС цинкового производства от меди и кадмия, поступает на выщелачивание.

Медно-кадмиевый кек имеет состав, %: Cd 5,75; Cu 16,5; Zn 37,75; прочие – 40.

Расчет ведется на 100 кг медно-кадмиевого кека. На выщелачивание также поступает оборотный медно-кадмиевый кек состава, указанного в табл. 3.1.

Таблица 3.1

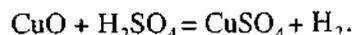
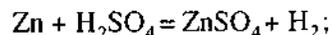
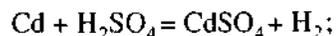
Состав оборотного медно-кадмиевого кека

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
Кадмий	0,72	50
Медь	0,34	23,61
Цинк	0,09	6,46
Прочие	0,29	19,93
<i>Итого</i>	1,44	100

Всего на выщелачивание поступает, кг:

- Cd $5,75 + 0,72 = 6,47$;
- Cu $6,50 + 0,84 = 16,84$;
- Zn $37,75 + 0,09 = 37,84$;
- прочие $40 + 0,29 = 40,29$.
- Итого: 101,44.

В процессе выщелачивания медно-кадмиевого кека протекают реакции:



Согласно данным практики предприятий примем, что извлечение металлов в раствор при выщелачивании медно-кадмиевого кека составляет, %: Cd 96; Zn 94; Cu 2. Следовательно, в раствор из кека перейдет, кг:

- Cd $6,47 \cdot 0,96 = 6,21$;
- Cu $16,84 \cdot 0,02 = 0,34$;
- Zn $37,84 \cdot 0,94 = 35,60$.

На выщелачивание будет затрачено серной кислоты, кг:

- на Cd $\frac{98 \cdot 6,21}{112,4} = 5,41$;
- на Zn $\frac{98 \cdot 35,6}{65,4} = 53,4$;

$$\text{– на Cu} \quad \frac{98 \cdot 0,34}{63,6} = 0,52.$$

$$\text{Итого:} \quad 59,33 \quad (59\,330 \text{ г}).$$

Выщелачивание проводится отработанным цинковым электролитом, содержащим 140 г/л серной кислоты, тогда расход цинкового электролита составит:

$$\frac{59\,330 \cdot 0,001}{140} = 0,4284 \text{ м}^3,$$

с учетом удельного веса

$$428,4 \cdot 1,2 = 514,1 \text{ кг}.$$

Конечная pH пульпы после выщелачивания составляет 4,6...5, т.е. кислота используется практически полностью.

В медный кек перейдет следующее количество металлов, кг:

- Cd $6,47 - 6,21 = 0,26$;
- Cu $16,84 - 0,34 = 16,50$;
- Zn $37,84 - 35,6 = 2,24$.

Содержание меди в медном кеке, по практическим данным, колеблется в пределах 30...65%. Примем для расчета 50%, тогда выход сухого медного кека составит:

$$\frac{16,5}{0,5} = 33 \text{ кг (табл. 3.2)}.$$

Таблица 3.2

Состав и выход сухого медного кека

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
Медь	16,503	50
Кадмий	0,099	0,3
Цинк	2,24	6,79
Прочие	14,16	42,91
<i>Итого</i>	33	100

Для снижения потерь кадмия с медным кеком его репульпируют бедно-кадмиевым раствором и проводят отмывку кадмия при Ж:Т = 5:1. Тогда общий вес репульпированного кека будет равен: $33 \cdot 6 = 198 \text{ кг}$.

Приняв удельный вес 1,2, получим: $\frac{198}{1,2} = 165 \text{ л}$.

После отмывки в медном кеке, по данным практики, остается 0,3 % кадмия или $\frac{33 \cdot 0,3}{100} = 0,099$, примем 0,1 кг.

После отмывки в раствор перешло кадмия: $0,26 - 0,1 = 0,16$ кг, концентрация его в растворе составит: $\frac{160}{165} = 0,97$ г/л.

Медный кек откачивается при соотношении Ж:Т = 1:1, т.е. с ним уходит 33 л раствора с содержанием 0,97 г/л кадмия, что составит $33,0 \cdot 0,97 = 32$ г.

Таким образом, фактическое количество кадмия, отмывого от медного кека, составит: $160 - 32 = 128$ г.

Примем неучтенные потери при выщелачивании 1,5 %, т.е.

$$6,47 \cdot 0,015 = 0,1 \text{ кг.}$$

Общие потери при выщелачивании, кг:

– с медным кеком	0,1;
– с раствором	0,032;
– неучтенные потери	0,1.
Итого:	0,23.

В бедный кадмиевый раствор перейдет кадмия $6,47 - 0,23 = 6,24$ кг.

Количество цинка в растворе, кг:

– растворилось из медно-кадмиевого кека	35,6;
– введено с отработанным цинковым электролитом	$\frac{428,4 \cdot 40}{1000} = 17$;
– введено с влагой в Cu-Cd кеке	
(Ж:Т = 1:1 и концентрация цинка 145 г/л)	$\frac{100 \cdot 145}{1000} = 14,5$.
Итого:	67,1.

Количество раствора, полученного в результате выщелачивания кека, кг:

– отработанного цинкового электролита	514,1;
– вводимого с медно-кадмиевым кеком	68,02;
– поступающего в виде влаги с медно-кадмиевым кеком	$(198 - 33) = 165$.
Количество металлов, перешедших в раствор,	42,18 кг.
Итого:	789,3,

или с учетом удельного веса 657,6 л.

Состав раствора, полученного при выщелачивании кека, г/л:

– Zn	$\frac{67,1}{657,6} 1000 = 9,5$;
– Cu	$\frac{0,34}{657,6} 1000 = 0,52$.

Суммарное извлечение кадмия в раствор при выщелачивании составит:

$$\frac{6,24 \cdot 100}{6,47} = 96,45 \%$$

Расхождение в материальном балансе в допустимых пределах показано в табл. 3.3.

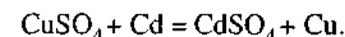
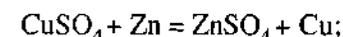
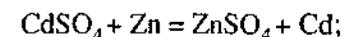
Таблица 3.3

Материальный баланс выщелачивания

Приход	Количество, кг	Расход	Количество, кг
Медно-кадмиевый кек	100	Медный кек	33
Отработанный цинковый электролит	514,1	Раствор	789,3
Бедно-кадмиевый раствор	198	Невязка	-10,2
<i>Итого</i>	812,1	<i>Итого</i>	812,1

3.1.2.2. Расчет процесса глубокой очистки раствора от меди

Раствор, полученный при выщелачивании медно-кадмиевого кека, поступает на стадию глубокой очистки от меди. Очистку проводят цинковой пылью. При этом протекают реакции:



Из приведенных реакций видно, что цементируемый кадмий сам становится цементатором, т.е. теоретически цинковая пыль должна расходоваться лишь на осаждение меди.

Теоретически необходимое количество цинковой пыли для очистки раствора от меди составит:

$$\frac{65,4 \cdot 0,52 \cdot 657,6}{63,6} = 0,352 \text{ кг.}$$

Практикой установлено, что для очистки раствора необходимо соосадить с медью 10...12 % кадмия. В расчете примем 11 %. Для осаждения этого количества кадмия необходимо цинковой пыли:

$$\frac{65,4 \cdot 6,24 \cdot 0,11}{112,4} = 0,4 \text{ кг.}$$

Суммарное количество цинковой пыли, теоретически необходимое для осаждения меди и кадмия, составит:

$$0,352 + 0,4 = 0,752 \text{ кг.}$$

Практический расход цинковой пыли будет 2,5-кратным по отношению к меди:

$$0,352 \cdot 2,5 = 0,88 \text{ кг.}$$

Избыточная цинковая пыль в количестве $0,88 - 0,752 = 0,13$ кг перейдет в оборотный медно-кадмиевый кек.

После очистки в богатом кадмиевом растворе остается до 0,2 мг/л меди, или 0,16 г. В оборотный медно-кадмиевый кек перейдет (табл. 3.4), кг:

$$\begin{aligned} - \text{Zn} & 0,13; \\ - \text{Cd} & 6,24 \cdot 0,11 = 0,69; \\ - \text{Cu} & 0,34 - 0,00016 = 0,33984. \end{aligned}$$

Таблица 3.4

Состав и выход оборотного медно-кадмиевого кека

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
Медь	0,33984	23,28
Кадмий	0,69	47,26
Цинк	0,13	8,9
Прочие	0,29	20,56
<i>Итого</i>	1,44	100

В раствор после глубокой очистки от меди перешло из цинковой пыли 0,752 кг цинка. Тогда в растворе будет, кг:

$$\begin{aligned} - \text{Zn} & 67,24 + 0,752 = 67,99; \\ - \text{Cd} & 6,24 - 0,69 = 5,55; \\ - \text{Cu} & 0,34 - 0,33984 = 0,00016. \end{aligned}$$

Содержание компонентов в растворе, г/л:

$$\begin{aligned} - \text{Zn} & \frac{67,99}{657,6} 1000 = 103,4; \\ - \text{Cd} & \frac{5,55}{657,6} 1000 = 8,44; \\ - \text{Cu} & \frac{0,00016}{657,6} 1000 = 0,0002 \text{ (0,2 мг/л)}. \end{aligned}$$

Извлечение кадмия в раствор после глубокой очистки от меди составит:

$$\frac{5,55}{5,75} 100 = 96,5 \text{ \%}.$$

Результаты расчета сводим в табл. 3.5.

Таблица 3.5

Материальный баланс процесса глубокой очистки раствора от меди

Материал	Компоненты, кг		
	Cd	Cu	Zn
<i>Поступило</i>			
Богато-кадмиевый раствор (грязный)	6,24	0,34	67,24
Цинковая пыль	—	—	0,88
<i>Итого</i>	6,24	0,34	68,12
<i>Получено</i>			
Богато-кадмиевый раствор (чистый)	5,55	0,00016	67,99
Оборотный медно-кадмиевый кек	0,69	0,33984	0,13
<i>Итого</i>	6,24	0,34	68,12

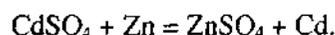
3.1.2.3. Расчет процесса цементации кадмия в первичных ЦРС

На цементацию поступает раствор, полученный после глубокой очистки от меди. К нему подшихтовывается раствор после выщелачивания кадмий-галлиевого порошка, полученного в результате цементации во вторичных ЦРС. Для упрощения расчетов его не учитываем, так как при низкой концентрации кадмия его объем незначителен.

Состав раствора, поступающего на цементацию:

$$\begin{aligned} - \text{Cd} & 8,44 \text{ г/л}; & - \text{Co} & 50 \text{ мг/л}; \\ - \text{Zn} & 103,4 \text{ г/л}; & - \text{Ti} & 45 \text{ мг/л}; \\ - \text{Cu} & 0,2 \text{ мг/л}; & - \text{Ni} & 63 \text{ мг/л}; \\ - \text{Pb} & 0,6 \text{ мг/л}; & - \text{As} & 1,0 \text{ мг/л}. \end{aligned}$$

Цементация кадмия цинковой пылью протекает по реакции



Подсчитаем теоретически необходимое количество цинковой пыли для полного осаждения кадмия:

$$\frac{65,4 \cdot 5,55}{112,4} = 3,23 \text{ кг.}$$

По данным практики расход цинковой пыли составляет 0,75 кг/кг кадмия, т.е. $0,75 \cdot 5,55 = 4,16$ кг.

Избыток цинковой пыли по отношению к теоретическому составит:

$$4,16 - 3,23 = 0,93 \text{ кг.}$$

После цементации в растворе останется 0,3 г/л кадмия, или

$$0,3 \cdot 657,6 = 197,3 \text{ г.}$$

В кадмиевый порошок будет извлечено кадмия:

$$5,55 - 0,197 = 5,35 \text{ кг.}$$

На практике содержание кадмия в порошке составляет 96...98 %. Для расчета принимаем 97 %, тогда выход порошка составит:

$$\frac{5,35}{0,97} = 5,52 \text{ кг (табл. 3.6).}$$

По практическим данным в порошке содержится 0,8...1 % цинка. Для расчета принимаем 0,9 %, тогда содержание цинка в порошке будет: $\frac{5,52 \cdot 0,9}{100} = 0,05$ кг.

Остальная часть избыточной цинковой пыли ($0,93 - 0,05 = 0,88$ кг) переходит в раствор.

Таблица 3.6

Состав и выход кадмиевого порошка

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
Кадмий	5,35	97
Цинк	0,05	0,9
Медь	0,00016	0,002
Таллий	0,006	1,10
Никель	0,0246	0,44
Свинец	0,0002	0,002
Прочие	0,08485	1,53
<i>Итого</i>	5,524	100

Практикой также установлено, что в порошок переходят примеси в следующем количестве, %: Ni – 60; Cu – 100; Pb – 50; Tl – 20. По данным материального баланса цементации кадмия в первичных ЦРС (табл. 3.7) извлечение кадмия в порошок составит:

$$\frac{5,35}{5,55} 100 = 96,4 \text{ \%}.$$

Таблица 3.7

Материальный баланс процесса цементационного выделения кадмия из богато-кадмиевых растворов в первичных ЦРС

Материал	Компоненты, кг		
	Cd	Zn	Cu
<i>Поступило</i>			
Богато-кадмиевый раствор	5,55	67,99	0,00016
Цинковая пыль	–	4,16	–
<i>Итого</i>	5,55	72,15	0,00016
<i>Получено</i>			
Кадмиевый порошок	5,35	0,05	0,0016
Бедно-кадмиевый раствор	0,197	72,10	–
<i>Итого</i>	5,55	72,15	0,00016

3.1.2.4. Расчет процесса цементации кадмия во вторичных ЦРС

На цементацию поступает бедный кадмиевый раствор, полученный после осаждения кадмиевого порошка в первичных ЦРС и содержащий 0,3 г/л кадмия, 36,6 мг/л таллия и 109,6 г/л цинка. Объем раствора 657,6 л.

Определим теоретически необходимое количество цинковой пыли, г, для полного осаждения кадмия и таллия:

$$\text{– для кадмия} \quad \frac{65,4 \cdot 657,6 \cdot 0,3}{112,4} = 114,6;$$

$$\text{– для таллия} \quad \frac{65,4 \cdot 657,6 \cdot 0,0366}{408,8} = 3,86.$$

$$\text{Всего} \quad 118,46.$$

Согласно практическим данным принимаем 2,5-кратный от теоретически необходимого расход цинковой пыли:

$$118,46 \cdot 2,5 = 296,25 \text{ г.}$$

В порошок перейдет $296,25 - 118,46 = 177,79$ г цинковой пыли.

После цементации при концентрации в растворе 0,05 г/л кадмия его остается: $0,05 \cdot 657,6 = 32,9$ г.

Тогда в порошок извлекается кадмия:

$$197 - 32,9 = 164,1 \text{ г.}$$

Таллий практически целиком цементируется цинковой пылью. Количество его в порошке составляет $657,6 \cdot 0,0366 = 24,1$ г (табл. 3.8).

Таблица 3.8

Состав и выход кадмий-таллиевый порошок

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
Кадмий	0,1641	44,84
Таллий	0,0241	6,58
Цинк	0,17779	48,58
<i>Итого</i>	0,36599	100

Материальный баланс цементации во вторичных ЦРС приведен в табл. 3.9.

Таблица 3.9

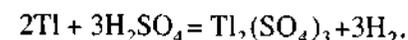
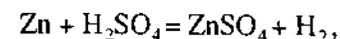
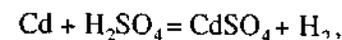
Материальный баланс процесса цементации во вторичных ЦРС

Материал	Компоненты, кг		
	Cd	Zn	Tl
<i>Поступило</i>			
Богато-кадмиевый раствор	0,197	72,10	0,0241
Цинковая пыль	–	0,29625	–
<i>Итого</i>	0,197	72,39625	0,0241
<i>Получено</i>			
Раствор	0,0328	72,21846	–
Кадмий-таллиевый порошок	0,1641	0,17779	0,0241
<i>Итого</i>	0,197	72,39625	0,0241

3.1.2.5. Расчет процесса выщелачивания кадмий-таллиевый порошок

На выщелачивание поступает порошок, полученный после обработки бедного кадмиевого раствора цинковой пылью на второй стадии цементации в ЦРС.

Определим необходимое для выщелачивания компонентов порошка количество серной кислоты, приняв, что кадмий растворяется на 98 %, цинк – на 94 % и таллий – на 98 % по реакциям



Потребуется перевести в раствор, кг:

$$- \text{Cd} \quad 0,1641 \cdot 0,98 = 0,1609;$$

$$- \text{Zn} \quad 0,17779 \cdot 0,94 = 0,167;$$

$$- \text{Tl} \quad 0,0241 \cdot 0,98 = 0,0236.$$

На выщелачивание такого количества металлов будет затрачено кислоты, кг:

$$- \text{на Cd} \quad \frac{98 \cdot 0,1609}{112,4} = 0,1403;$$

$$- \text{на Zn} \quad \frac{98 \cdot 0,167}{65,4} = 0,2502;$$

$$- \text{на Tl} \quad \frac{98 \cdot 0,0236}{204,4} = 0,0114.$$

Итого: 0,4019 кг.

В кек перейдет следующее количество металлов (табл. 3.10), кг:

$$- \text{Cd} \quad 0,1641 - 0,1609 = 0,0032;$$

$$- \text{Zn} \quad 0,17779 - 0,1670 = 0,01079;$$

$$- \text{Tl} \quad 0,0241 - 0,0236 = 0,0005.$$

Таблица 3.10

Выход и состав оборотного кека

Компонент	Количество, кг	Содержание, %
Кадмий	0,0032	22,07
Цинк	0,01079	74,48
Таллий	0,0005	3,45
<i>Итого</i>	0,01449	100

Кек направляется на выщелачивание в голову процесса и растворяется вместе с медно-кадмиевыми кеками. Для упрощения расчета процесса выщелачивания медно-кадмиевых кеков он не учитывается.

Выщелачивание кадмий-таллиевый кека проводится отработанным цинковым электролитом с содержанием серной кислоты 140 г/л. Расход цинкового электролита составит:

$$\frac{401,9}{140} = 2,8 \text{ л.}$$

Состав раствора после выщелачивания кадмий-галлиевого порошка рассчитывается по Cd $\left(\frac{160,9}{2,8} = 57,5 \text{ г/л}\right)$, по Tl $\left(\frac{23,6}{2,8} = 8,43 \text{ г/л}\right)$ и по Zn:

с отработанным электролитом поступило 112 г Zn (2,8л·40 г/л); из порошка в раствор перешло 167 г Zn (0,17779 кг – 0,01079 кг).

Всего цинка в растворе 279 г, его концентрация в растворе составит $\frac{279}{2,8} = 99,9 \text{ г/л}$.

Результаты расчета сведем в табл. 3.11 материального баланса.

Таблица 3.11

Материальный баланс процесса выщелачивания кадмий-таллиевого порошка

Материал	Компоненты, кг		
	Cd	Tl	Zn
<i>Поступило</i>			
Кадмий-таллиевый порошок	0,1641	0,0241	0,17779
Цинковый электролит	–	–	0,112
<i>Итого</i>	0,1641	0,0241	0,28979
<i>Получено</i>			
Раствор	0,1609	0,0236	0,279
Оборотный кек	0,0032	0,0005	0,01079
<i>Итого</i>	0,1641	0,0241	0,28979

Согласно табл. 3.11 извлечение металлов в раствор составит:

$$- \text{Cd} \quad \frac{0,1609}{0,1641} 100 = 98 \%;$$

$$- \text{Tl} \quad \frac{0,0236}{0,0241} 100 = 98 \%.$$

Раствор, полученный при выщелачивании, поступает на осаждение таллия перманганатом калия (KMnO₄). Определяем количество последнего, приняв, что таллий осаждается из раствора на 98%. Потребуется перевести в таллиевый кек таллия, кг:

$$0,0236 \cdot 0,98 = 0,0231.$$

Расход перманганата калия (по данным практики) из расчета потребности последнего в количестве 2 кг на 1 кг таллия составит 46,2 г.

В раствор перейдет следующее количество металлов, кг (табл. 3.12):

$$\begin{aligned} - \text{Tl} & \quad 0,0236 - 0,0231 = 0,0005; \\ - \text{Zn} & \quad \quad \quad \quad \quad 0,279; \\ - \text{Cd} & \quad \quad \quad \quad \quad 0,1609. \end{aligned}$$

Таблица 3.12

Материальный баланс процесса осаждения таллия

Материал	Компоненты, кг		
	Cd	Tl	Zn
<i>Поступило</i>			
Раствор	0,1609	0,0236	0,279
<i>Получено</i>			
Таллиевый кек	–	0,0231	–
Раствор	0,1609	0,0005	0,279
<i>Итого</i>	0,1609	0,0236	0,279

3.1.2.6. Расчет процесса очистки раствора от кобальта

После процесса цементации во вторичных ЦРС раствор поступает на очистку от кобальта.

Определим состав раствора, г/л:

$$- \text{Cd} \quad \frac{0,0329}{657,6} 1000 = 0,05;$$

$$- \text{Zn} \quad \frac{72,39625}{657,6} 1000 = 110.$$

Содержание кобальта в растворе согласно данным практики примем 0,05 г/л.

После очистки раствора в нем останется 0,004 г/л кобальта, т.е. $0,004 \cdot 657,6 = 2,63 \text{ г}$.

В кек будет переведено $0,05 \cdot 657,6 - 2,63 = 30,25 \text{ г}$ кобальта.

Для осаждения этого количества кобальта расход ксантогената натрия определяется из расчета: на одну весовую единицу кобальта требуется 27 весовых единиц ксантогената натрия (по данным практики), т.е.

$$30,25 \cdot 27 = 816,75 \text{ г.}$$

Расход пергидроля, необходимого для окисления кобальта двухвалентного до кобальта трехвалентного, определяется (по данным практики) из расчета потребности на каждую весовую единицу кобальта 1,2 весовых единиц пергидроля, что составит

$$30,25 \cdot 4,2 = 36,3 \text{ г.}$$

По практическим данным содержание кобальта в кеке составляет 10 %. Тогда выход кобальтового кека составит (табл. 3.13):

Таблица 3.13

Выход и состав кобальтового кека

Компонент	Количество, кг	Содержание, %
Кобальт	0,03025	10
Цинк	0,0121	4
Кадмий	0,00605	2
Прочие	0,2541	84
<i>Итого</i>	0,3025	100

$$\frac{30,25}{0,1} = 302,5 \text{ г.}$$

В кеке содержится 4 % цинка, что составит:

$$302,5 \cdot 0,04 = 12,1 \text{ г.}$$

В кеке содержится 2 % кадмия, т.е.

$$302,5 \cdot 0,02 = 6,05 \text{ г.}$$

В растворе после очистки содержится, г:

$$\begin{aligned} - \text{Cd} & 32,9 - 6,05 = 26,85; \\ - \text{Zn} & 72396,25 - 12,1 = 72\,384,15; \\ - \text{Co} & 657,6 \cdot 0,004 = 2,63. \end{aligned}$$

Этот раствор поступает в цинковое производство.

3.1.2.7. Расчет процесса рафинирования кадмиевого порошка от цинка

Порошковый кадмий, полученный цементацией в первичных ЦРС, брикетуется и направляется на рафинирование от цинка.

Брикетный кадмий имеет состав, представленный в табл. 3.14. Процесс осуществляется при плавке брикетов под слоем щелочи по реакции



При рафинировании кадмия щелочью цинк удаляется на 98 %, т.е.

$$0,05 \cdot 0,98 = 0,049 \text{ кг.}$$

Для связывания цинка потребуется согласно реакции щелочи

$$\frac{0,049 \cdot 80}{65,4} = 0,07 \text{ кг.}$$

При этом образуется щелочной сплав $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{ZnO}$ в количестве.

$$\frac{0,049 \cdot 143,4}{64,4} = 0,124 \text{ кг.}$$

Таблица 3.14

Состав брикетированного порошка

Компоненты	Количество, кг	Содержание, %
Кадмий	5,35	97
Медь	0,00016	0,0027
Галлий	0,006	0,109
Никель	0,0248	0,449
Цинк	0,05	0,9
Свинец	0,0002	0,0036
Прочие	0,08884	1,536
<i>Итого</i>	5,52	100

По практическим данным, потери кадмия при плавке и рафинировании от цинка составляют 1,5...2 % от веса загружаемого кадмия. Эти потери складываются из механических потерь в виде корольков и потери окисленной части кадмия.

Кадмия в щелочном плаве находится: $5,35 \cdot 0,02 = 0,11 \text{ кг.}$

Практический расход каустической соды превышает теоретический в 10–15 раз. Для расчета примем 13-кратный избыток соды: $0,07 \cdot 13 = 0,91 \text{ кг.}$

Избыток щелочи в щелочном плаве

$$0,91 - 0,07 = 0,84 \text{ кг (табл. 3.15).}$$

Материальный баланс операции приведен в табл. 3.16.

Таблица 3.15

Состав и выход щелочного плава

Компонент	Количество, кг	Содержание, %
Цинк	0,048	5,04
Кадмий	0,11	9,73
Каустическая сода	0,84	74,26
Щелочной плав	0,124	10,97
<i>Итого</i>	1,13	100

Таблица 3.16

Материальный баланс процесса рафинирования кадмия от цинка

Материал	Cd	Zn	Cu	Tl	Ni	Pb	Прочие	NaOH	Всего
<i>Поступило</i>									
Кадмий брикетный	5,35	0,05	0,00016	0,006	0,0248	0,0002	0,08884	-	5,52
Щелочь	-	-	-	-	-	-	-	0,91	0,91
<i>Итого</i>	5,35	0,05	0,00016	0,006	0,0248	0,0002	0,08884	0,91	6,43
<i>Получено</i>									
Кадмий черновой	5,24	0,002	0,00016	0,006	0,0248	0,0002	-	-	5,2991
Щелочной плав	0,11	0,048	-	-	-	-	0,08884	0,91	1,13
<i>Итого</i>	5,35	0,05	0,00016	0,006	0,0248	0,0002	0,08884	0,91	6,43

3.1.2.8. Расчет процесса вакуумного рафинирования кадмия от никеля и таллия

Рафинирование кадмия от таллия и никеля проводится в вакуумном дистилляторе, где кадмий испаряется, а примеси концентрируются в остатке.

В остаток, по данным практики, переходит, %: Tl 90; Ni 100; Pb 100, или в кг:

$Tl - 0,006 \cdot 0,9 = 0,0054$; $Ni - 0,0248$; $Pb - 0,0002$. Выход остатка составит $0,0054 + 0,0248 + 0,0002 = 0,03596$ кг.

По данным практики содержание кадмия в остатке 16...18 %. Для расчета принимаем 17 %, что составит $0,0322 \cdot 0,17 = 0,0054$ кг.

Выход рафинированного металла:

$$5,2731 - 0,0359 = 5,2372 \text{ кг,}$$

в нем содержится, кг (табл. 3.17):

$$- Cd \quad 5,2372 - 0,0054 = 5,2372;$$

$$- Tl \quad 0,006 - 0,0054 = 0,0006.$$

Извлечение кадмия по операции рафинирования составит:

$$\frac{5,2348}{5,24} 100 = 98 \text{ \%}.$$

Общее извлечение кадмия из медно-кадмиевого кека:

$$\frac{5,2348}{5,75} 100 = 91 \text{ \%}.$$

Рафинированный кадмий по химическому составу соответствует марке КДО. Чистота его составляет

$$\frac{5,2348}{5,2372} 100 = 99,95 \text{ \%}.$$

Таблица 3.17

Материальный баланс вакуумного рафинирования кадмия от таллия и никеля

Материал	Компоненты, кг						Итого, кг
	Cd	Zn	Tl	Pb	Cu	Ni	
<i>Поступило</i>							
Кадмий черновой	5,24	0,002	0,006	0,0002	0,00016	0,0248	5,2731
<i>Получено</i>							
Кадмий рафинированный	5,2348	0,002	0,0006	-	-	-	5,2372
Остаток	0,0054	-	0,0054	0,0002	0,00016	0,0248	0,03596
<i>Итого</i>	5,24	0,002	0,006	0,0002	0,00016	0,0248	5,2731

3.1.3. Расчет оборудования передела

3.1.3.1. Расчет производительности цеха

Производительность проектируемого цеха примем равной 1 200 т/год чушкового кадмия. Число рабочих дней в году – 365.

Суточная производительность по кадмию составит:

$$\frac{1200}{365} = 3,29 \text{ т.}$$

Извлечение кадмия из кеков составляет 91 %, т.е. в сутки в медно-кадмиевом кеке необходимо иметь кадмия:

$$\frac{3,29}{0,91} = 3,62 \text{ т.}$$

При содержании кадмия в кеке 5,75 % потребуется следующее количество медно-кадмиевого кека:

$$\frac{3,62}{0,0575} = 63 \text{ т/сут.}$$

Коэффициент пересчета результатов технологических расчетов на 100 кг на суточную производительность цеха для выбора и расчета оборудования определяется как

$$\frac{63\,000}{100} = 630.$$

Расход отработанного электролита на выщелачивание составит:

$$0,428 \cdot 630 = 269,64 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Количество оборотного медно-кадмиевого кека определится как отношение

$$\frac{63\,000 \cdot 1,44}{100} \cdot 1000 = 0,91 \text{ т.}$$

Количество медного кека, получаемого в сутки, равно:

$$33 \cdot 630 = 20\,790 \text{ кг} = 20,79 \text{ т.}$$

Расход цинковой пыли на очистку раствора от меди составит:

$$0,83 \cdot 630 = 524,4 \text{ кг,}$$

на первичную цементацию кадмия:

$$4,16 \cdot 630 = 2620,8 \text{ кг,}$$

на вторичную цементацию:

$$0,296 \cdot 630 = 186,5 \text{ кг.}$$

Всего на цементацию расходуется цинковой пыли:

$$2\,620,8 + 186,5 = 2\,807,3 \text{ кг.}$$

Получено кадмиевого порошка:

$$5,52 \cdot 630 = 3\,477,6 \text{ кг,}$$

кадмий-галлиевого порошка:

$$0,36599 \cdot 630 = 230,5 \text{ кг.}$$

Расход отработанного цинкового электролита на выщелачивание кадмий-галлиевого порошка составит:

$$2,8 \cdot 630 = 1764 \text{ л} = 1,764 \text{ м}^3.$$

Получено, кг:

- таллиевого кека $0,03799 \cdot 630 = 23,93$;
- кобальтового кека $0,3025 \cdot 630 = 190,58$;
- щелочного плава $1,13 \cdot 630 = 711,9$;
- кадмия рафинированного $5,2678 \cdot 630 = 3318,71$;
- вакуумного остатка $0,0322 \cdot 630 = 20,29$.

3.1.3.2. Выбор и расчет оборудования

Отделение выщелачивания

1) Определяем количество агитаторов для выщелачивания. На выщелачивание в сутки поступает раствора, м³:

– отработанного цинкового электролита	269,64;
– влаги с медно-кадмиевым кеком	$0,1 \cdot 63 = 6,3$;
– бедно-кадмиевого раствора	$0,165 \cdot 63 = 10,4$.
Итого:	286,34 м ³

Плотность раствора – 1,2 т/м³. Масса раствора: $286,34 \cdot 1,2 = 343,61 \text{ т}$.
Время одной операции выщелачивания – 6 ч.

Масса всей пульпы – $343,61 + 63 \cdot 0,91 = 407,52 \text{ т}$ плотностью 1,32 т/м³.

Объем пульпы составит: $\frac{407,52}{1,32} = 308,73 \text{ м}^3$.

Рабочий объем агитатора – 50 м³. Коэффициент заполнения – 0,75.
Необходимое количество агитаторов:

$$\frac{308,73 \cdot 6}{24 \cdot 50 \cdot 0,75} = 2,06.$$

С учетом резерва принимаем три агитатора.

2) Количество сгустителей определяем по количеству поступающей на сгущение пульпы (308,73 м³) и количеству осветленного раствора в сутки (286,34 м³).

Производительность единицы поверхности сгустителя – 3,3 м³/м² в сутки. Необходимая площадь поверхности сгущения составит:

$$\frac{286,34}{3,3} = 86,77 \text{ м}^2.$$

Выбираем сгуститель диаметром 9 м.

Определяем площадь поверхности сгущения одного сгустителя:

$$S = \pi r^2 = 3,14 \cdot 4,5^2 = 63,59 \text{ м}^2.$$

Вычисляем необходимое количество сгустителей:

$$\frac{86,77}{63,95} = 1,36.$$

Принимаем два сгустителя.

3) Определяем количество *агитаторов* для глубокой очистки от меди. Объем пульпы – 286,34 м³; время выщелачивания – 4 ч; объем агитатора – 50 м³; коэффициент заполнения – 0,75. Необходимое количество агитаторов:

$$\frac{286,34 \cdot 4}{24 \cdot 50 \cdot 0,75} = 1,27.$$

Принимаем два агитатора.

Для растворов после глубокой очистки от меди устанавливаются рамные фильтр-прессы. Скорость фильтрации – 3 л/мин · м²; размер рам – 820 × 820 мм; площадь поверхности одной рамы – 0,67 м²; комплект фильтр-пресса – 38 рам. Общая фильтрующая поверхность составит:

$$0,67 \cdot 38 = 25,6 \text{ м}^2.$$

Фильтр-пресс работает 16 ч в сутки. **Необходимое количество** фильтр-прессов:

$$\frac{286,34 \cdot 25,6}{16 \cdot 0,67 \cdot 3 \cdot 60} = 3,8.$$

Принимаем четыре фильтр-пресса.

Для раствора, поступающего на очистку от кобальта, принимаем два агитатора вместимостью 50 м³ (объем раствора – 286,34 м³). Для сбора богато-кадмиевого раствора принимаем один бак вместимостью 100 м³. Для сбора медно-кадмиевого кека принимаем один агитатор емкостью 100 м³ с механическим перемешиванием. Для растворения кадмий-таллиевого порошка принимаем один агитатор с воздушным перемешиванием емкостью 10 м³. Для фильтрации раствора после очистки от кобальта принимаем четыре фильтр-пресса, так как количество раствора составляет 286,34 м³. Для фильтрации раствора после очистки от таллия принимаем два фильтр-пресса, один из которых – резервный. Для транспортирования пульпы в отделение выщелачивания принимаем, с учетом резерва, семь насосов

КНЗ-6/30; в отделение цементации – три насоса КНЗ-6/30. Для откачивания раствора после фильтрации – четыре насоса АХА-280.

Отделение цементации

Процесс цементации кадмиевого порошка в ЦРС состоит из следующих операций:

– загрузка цинковой пыли	– 5 мин;
– цементация кадмия	– 40 мин;
– отработка цинковой пыли	– 10 мин;
– промывка кадмиевого порошка и выпуск	– 5 мин.

В целом продолжительность переработки одной порции раствора равна 60 мин.

Производительность аппарата при концентрации кадмия в растворе 9 г/л составляет 10 м³/ч и колеблется в зависимости от содержания кадмия в растворе до 20 м³/ч. За одну 8-часовую смену аппарат работает 6 ч, т.е. 18 ч в сутки. Коэффициент заполнения аппарата – 0,9. Количество раствора, перерабатываемого за смену, составляет 6 · 10 = 60 м³; за сутки – 60 · 3 = 180 м³.

Необходимое количество ЦРС:

$$\frac{286,34 / 0,9}{180} = 1,77.$$

С учетом резерва принимаем три аппарата. Для второй стадии цементации устанавливаем также три аппарата.

Перед аппаратами первой стадии цементации устанавливаем три напорных бака емкостью по 15 м³ и три бака такой же емкости – перед второй стадией цементации.

Для брикетирования порошкового кадмия устанавливаем автоматический брикетный пресс Б-652 производительностью 300 брикетов (массой 3 кг) в час. За час брикетируется 300 · 3 = 900 кг порошка, за сутки – 0,9 · 24 = 21,6 т. Этой производительности вполне достаточно для нормальной работы отделения, поэтому устанавливаем один пресс.

Плавильное отделение

Для плавки и рафинирования кадмия устанавливаем электрообогреваемые котлы объемом по расплаву 5 т.

Необходимое количество котлов определяется по формуле

$$n = \frac{Q \cdot t}{24 \cdot V_k},$$

где Q – количество брикетного кадмия, направляемого на расплавление;
 t – продолжительность рафинирования, 55 ч;
 V_k – объем котла по расплаву, 5 т.

$$n = \frac{3,5 \cdot 55}{24 \cdot 5} = 1,6.$$

Устанавливаем два котла.

Для очистки кадмия от галлия и никеля устанавливаем одну вакуумную печь производительностью по рафинированному кадмию 6 т в сутки.

3.1.4. Теплотехнический расчет дистиллятора

3.1.4.1. Определение потерь тепла в стационарном режиме

Исходные данные для расчета:

t_c – температура среды, 20 °С;

t_p – рабочая температура, 450 °С;

δ_1 – толщина кессона, равная 0,15 м;

δ_2 – толщина металлического кожуха, равная 0,005 м;

λ_1 – коэффициент теплопроводности воды, $\lambda_1 = 0,24$ кДж/(м·ч·°С);

λ_2 – коэффициент теплопроводности металла, $\lambda_2 = 4,2$ кДж/(м·ч·°С);

F_1 – площадь внутренней поверхности кессонов;

F_2 – площадь наружной поверхности.

Поверхность определяется как $F = \pi DH$, откуда

$$F_1 = 3,14 \cdot 2,9 \cdot 4,5 = 39,6 \text{ м}^2;$$

$$F_2 = 3,14 \cdot 3,2 \cdot 4,5 = 45,2 \text{ м}^2.$$

Определяем температуру наружной стенки. Из проектных данных известно, что она колеблется в пределах 50...70 °С. Задаемся температурами наружной стенки 50, 60, 70 °С и определяем коэффициенты теплоотдачи конвекцией для этих температур по формуле

$$\alpha_k = 2,2(t_n - t_c)^{\frac{1}{4}},$$

где t_n – температура наружной стенки.

$$\alpha_n^{50} = 2,2(50 - 20)^{\frac{1}{4}} = 5,1;$$

$$\alpha_n^{60} = 2,2(60 - 20)^{\frac{1}{4}} = 5,53;$$

$$\alpha_n^{70} = 2,2(70 - 20)^{\frac{1}{4}} = 5,85.$$

Находим потери тепла в окружающую среду за счет конвекции и лучеиспускания при заданных температурах по формуле

$$Q_{к+л} = \alpha_k F_2 (t_n - t_c) + \varepsilon C_0 F_2 \left[\left(\frac{t_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_2}{100} \right)^4 \right],$$

где C_0 – коэффициент лучеиспускания абсолютно черного тела, равный 4 кДж/(м²·ч·К⁴);

ε – степень черноты тела, $\varepsilon = 0,8$.

Тогда

$$Q_{к+л}^{50} = 5,1 \cdot 4,5(50 - 20) + 0,8 \cdot 4 \cdot 4,5 \left[\left(\frac{273 + 50}{100} \right)^4 - \left(\frac{273 + 20}{100} \right)^4 \right] = 1194,2 \text{ кДж};$$

$$Q_{к+л}^{60} = 5,53 \cdot 4,5(60 - 20) + 0,8 \cdot 4 \cdot 4,5 \left[\left(\frac{273 + 60}{100} \right)^4 - \left(\frac{273 + 20}{100} \right)^4 \right] = 1644,5 \text{ кДж};$$

$$Q_{к+л}^{70} = 5,85 \cdot 4,5(70 - 20) + 0,8 \cdot 4 \cdot 4,5 \left[\left(\frac{273 + 70}{100} \right)^4 - \left(\frac{273 + 20}{100} \right)^4 \right] = 2117,6 \text{ кДж}.$$

Потери тепла теплопроводностью определяем из соотношения

$$Q_\tau = k F_2 (t_p - t_n),$$

$$\text{где } k = \frac{1}{\sum (\delta/\lambda)} = \frac{1}{0,15/0,24 + 0,005/2} = 0,5.$$

$$Q_{\tau}^{50} = 0,5 \cdot 4,5(450 - 50) = 900 \text{ кДж};$$

$$Q_{\tau}^{60} = 0,5 \cdot 4,5(450 - 60) = 877,5 \text{ кДж};$$

$$Q_{\tau}^{70} = 0,5 \cdot 4,5(450 - 70) = 855 \text{ кДж}.$$

В координатах $Q - t$ строим график зависимости количества тепла от температуры стенки и определяем по нему искомую температуру наружной стенки (она равна 48°C).

3.1.4.2. Определение потерь тепла в окружающую среду

Потери тепла через боковую поверхность кожуха определяются по формуле

$$Q_1 = \frac{t_p - t_c}{\delta_1 / \lambda_1 / F_1 + \delta_2 / \lambda_2 / F_2 + 1 / (\beta / F_2)};$$

$$\alpha_x = 2,2(48 - 20)^{1/4} = 4,87 \text{ кДж};$$

$$\alpha_n = 4,5 \left[\left(\frac{273 + 48}{100} \right)^4 - \left(\frac{273 + 20}{100} \right)^4 \right] / (48 - 20) = 5,11 \text{ кДж};$$

$$\alpha_k + \alpha_n = 4,78 + 5,11 = 9,98 \text{ кДж};$$

$$Q_1 = \frac{450 - 20}{0,15 / 0,24 / 3,9 + 0,005 / 4,2 / 4,5 + 1 / 9,98 / 4,5} = 2388,9 \text{ кДж}.$$

3.1.4.3. Определение потерь тепла через нижнюю часть аппарата

Определим величину поверхностей:

$$S_1 = \frac{\pi D_1^4}{4} = \frac{3,14 \cdot 2,9}{4} = 6,6 \text{ м}^2;$$

$$S_2 = \frac{\pi D_2^4}{4} = \frac{3,14 \cdot 3,2}{4} = 8,04 \text{ м}^2;$$

$$Q_2 = \frac{420 - 20}{0,15 / 0,24 / 6,6 + 0,005 / 4,2 / 8,04 + 1 / 0,5 / 8,04} = 4300 \text{ кДж}.$$

3.1.4.4. Расход тепла на нагрев металла до температуры плавления

$$Q_3 = G_{\text{мс}} \cdot C_{\text{мс}} (t_n - t_c),$$

где $C_{\text{мс}}$ – теплоемкость кадмия, Дж/(г · град);

t_n – температура плавления кадмия, равная $320,9^{\circ}\text{C}$;

$$Q_3 = 150 \cdot 0,0634(321 - 20) = 2862 \text{ кДж}.$$

3.1.4.5. Расход тепла на плавление металла

$$Q_{\text{пл}} = G_{\text{мс}} \cdot \lambda,$$

где λ – теплота плавления кадмия, $\lambda = 1,5$ кДж/кг;

$$Q_{\text{пл}} = 150 \cdot 1,5 = 2,25 \text{ кДж}.$$

3.1.4.6. Расход тепла на нагрев кадмия до 450°C

$$Q_{\text{нагр}} = G_{\text{мс}} \cdot C_{\text{мс}} (t_p - t_n) = 150 \cdot 0,0634(450 - 321) = 1226,8 \text{ кДж}.$$

3.1.4.7. Расход тепла на испарение металла

$$Q_{\text{исп}} = G_{\text{мс}} \cdot 0,1 \cdot L = 150 \cdot 0,1 \cdot 255 = 3825 \text{ кДж},$$

где L – теплота испарения кадмия, $L = 255$ кДж/кг.

Потери тепла на конденсацию паров примесей принимаем равными количеству тепла на испарение металла, т.е.

$$Q_{\text{конд}} = Q_{\text{исп}} = 3825 \text{ кДж}.$$

Результаты расчета теплового баланса приведены в табл. 3.18.

Таблица 3.18

Теплотехнический баланс	
Статьи баланса	Количество, кДж
<i>Приход</i>	
Тепло, полученное за счет нагрева обогревателями	18 652,7
<i>Расход</i>	
Потери тепла:	
через боковую поверхность	2 388,9
через нижнюю часть аппарата	4 300

Статьи баланса	Количество, кДж
Расход тепла:	
на нагрев металла до плавления	2 862
на плавление металла	225
на нагрев металла до 450 °С	1 226,8
на испарение металла	3 825
на конденсацию паров примесей	3 825
<i>Итого</i>	18652,7

3.2. Metallургический расчет переработки медно-кадмиевых кеков с электролитическим выделением кадмия

3.2.1. Технологическая схема получения кадмия из медно-кадмиевых кеков

Технологическая схема предусматривает двухстадийное выщелачивание медно-кадмиевого кека, осаждение кадмиевой губки, из которой готовится электролит растворением ее серной кислотой, а в процессе электролиза выделяется некомпактный катодный кадмий, подвергаемый брикетированию, плавке и рафинированию.

Медно-кадмиевый кек, полученный в результате очистки ВСНС цинкового производства от меди и кадмия цинковой пылью, поступает на селективное выщелачивание кадмия отработанным цинковым электролитом и сгущение. Нижний слив сгустителя довыщелачивается отработанным электролитом и фильтруется, фильтрат отправляется в голову процесса на выщелачивание медно-кадмиевого кека, а медный кек после промывки передается в медное производство или на очистку цинковых растворов от хлора.

Верхний слив сгустителя отправляется на осаждение кадмиевой губки цинковой пылью и фильтрацию.

Кадмиевая губка подвергается кислой отмывке (раствором серной кислоты), а после фильтрации – селективному растворению кадмия раствором серной кислоты в присутствии окислителя (марганцевого шлама).

Раствор после отмывки кадмиевой губки направляется на цементацию кадмия (вместе с верхним сливом). Полученный медный остаток после довыщелачивания поступает в голову процесса (на выщелачивание медно-кадмиевого кека) вместе с раствором довыщелачивания.

Кадмиевый раствор подается на электролиз при высоких плотностях тока, в результате чего получают кадмиевый порошок, подвергаемый брикетированию, плавке и рафинированию, и отработанный электролит, из которого цементацией цинком (после нейтрализации кислоты) выделяется обратная кадмиевая губка, а раствор направляется на обогатительную фабрику. Обратная кадмиевая губка поступает на кислую отмывку вместе с основной кадмиевой губкой.

3.2.2. Metallургический расчет переработки медно-кадмиевых кеков

3.2.2.1. Предварительный metallургический расчет

Характерной особенностью медно-кадмиевого передела является большое количество оборотных кадмий содержащих материалов в виде кека, растворов обратного электролита и других, которые возвращаются на выщелачивание медно-кадмиевого кека.

На выщелачивание поступает медно-кадмиевый кек состава, %: 2,5 Cd; 37 Zn; 10,5 Cu; медный остаток от выщелачивания богато-кадмиевой губки, содержащий 8 % Cu; 0,7 % Cd; 2 % Zn, и обратный раствор состава, г/л: 12 Cd; 7 Zn; 5 Cu.

Согласно данным практики принимаем, что в оборот возвращается с медным остатком 2 % Cd и обратным раствором 7 % Cd.

Обозначив сумму кадмия в обороте X , определим количество, кг, кадмия, подаваемого на выщелачивание:

– с медным остатком (с учетом потерь)

$$(2,5 + X)0,02 - 0,015X = 0,05 + 0,005X;$$

– с обратным раствором

$$(2,5 + X)0,07 - 0,04X = 0,175 + 0,03X.$$

Всего с оборотом поступает на выщелачивание:

$$X = 0,05 + 0,005X + 0,175 + 0,03X,$$

откуда $X = 0,233$ кг.

Кадмия с каждым из оборотных продуктов поступает, кг:
– с медным остатком

$$0,05 + 0,005 \cdot 0,233 = 0,051;$$

– с оборотным раствором

$$0,175 + 0,03 \cdot 0,233 = 0,182.$$

По найденному количеству кадмия и составу оборотных продуктов рассчитаем количество каждого:

- медного остатка $0,051 \cdot 100 / 0,7 = 7,286$ кг,
в нем цинка $7,286 \cdot 0,02 = 0,146$ кг, меди $7,286 \cdot 0,08 = 0,583$ кг;
- оборотного раствора $(0,182 \cdot 1000) / 12 = 15,17$ л,
в нем цинка $15,17 \cdot 0,007 = 0,106$ кг, меди $15,17 \cdot 0,005 = 0,076$ кг.

Подсчитаем также количество и состав раствора после отмывки кадмиевой губки, который возвращается на участок цементации. По данным практики, в оборот возвращается до 40...45 % кадмия с раствором. В данном расчете примем, что на цементацию возвращается 45 % кадмия с раствором после отмывки кадмиевой губки, содержащим 10,74 г/л Cd и 129 г/л Zn, или 0,89 % Cd и 10,7 % Zn.

На цементацию поступает верхний слив сгустителя, состоящий из 10,87 г/л Zn и 5,2 г/л Cd, что составляет 9,1 % Zn и 0,44 % Cd.

Обозначив количество кадмия в растворе после кислой отмывки губки X , найдем количество этого раствора:

$$(0,44 + X)0,45 = X,$$

откуда $X = 0,36$ кг.

По найденному количеству кадмия рассчитаем количество раствора:

$$\frac{0,36 \cdot 100}{0,89} = 40,449,$$

в нем цинка

$$40,449 \cdot 0,107 = 4,328 \text{ кг.}$$

Далее подсчитаем количество и состав губки нейтральной цементации, которая поступает на участок отмывки кадмиевой губки. По данным практики принимаем, что в оборот возвращается с губкой нейтральной цементации 1,5 % Cd, ее состав: 25 % Cd и 28 % Zn. На отмывку поступает также кадмиевая губка, содержащая 25 % Cd и 45 % Zn.

Обозначив количество кадмия в губке нейтральной цементации X , найдем количество этой губки:

$$(25 + X) 0,015 = X,$$

откуда $X = 0,381$ кг.

По найденному количеству кадмия рассчитаем количество губки:

$$\frac{0,381 \cdot 100}{25} = 1,524 \text{ кг.}$$

в нем цинка

$$1,524 \cdot 0,28 = 0,427 \text{ кг.}$$

3.2.2.2. Полный металлургический расчет

Исходя из данных практики цинковых заводов принимаем следующий состав медно-кадмиевой пульпы (табл. 3.19).

Таблица 3.19

Состав медно-кадмиевой пульпы

Компоненты	Zn	Cu	Cd	Fe	SiO ₂	Pb	Co+Ni	Прочие	H ₂ O
Содержание, %	37	10,5	2,5	1,05	0,9	1,8	0,12	6,13	40

Используя предварительный металлургический расчет переработки медно-кадмиевого кека, учитываем в полном металлургическом расчете образующиеся оборотные материалы и вводим их согласно технологической схеме. Для упрощения расчета предполагаем, что из медно-кадмиевого кека в раствор переходят лишь основные компоненты: Cd – 98 %; Zn – 96 %; Cu – 5 %, а другие (кобальт, никель, железо, свинец, оксид кремния) выводятся из процесса на различных переделах. В качестве растворителя используется цинковый электролит, содержащий 140 г/л серной кислоты и 45 г/л цинка.

Расчет процесса выщелачивания медно-кадмиевого кека

Расчет ведем на 100 кг медно-кадмиевого кека.

При выщелачивании необходимо растворить, кг:

- Cd $2,5 \cdot 0,98 = 2,45$;
- Cu $10,5 \cdot 0,05 = 0,525$;
- Zn $37 \cdot 0,96 = 35,52$.

Кроме того, на выщелачивание подается 7,286 кг медного остатка от выщелачивания богато-кадмиевой губки, содержащего 0,7 % Cd; 2 % Zn; 8 % Cu, 89,3 % прочих, и 15,17 л раствора от довыщелачивания кадмиевой губки следующего состава, г/л: Cu – 5; Zn – 7; Cd – 12.

Из медного остатка в раствор перейдет 50 % Cu; 90 % Zn; 90 % Cd, или, кг:

- Cu $0,583 \cdot 0,5 = 0,292$;
- Zn $0,146 \cdot 0,9 = 0,131$;
- Cd $0,051 \cdot 0,9 = 0,046$.

Таблица 3.20

Для этого требуется серной кислоты, кг:

$$\begin{aligned} \text{на Cd} & \frac{(2,45 + 0,046) \cdot 98}{112,4} = 2,18; \\ \text{на Zn} & \frac{(35,52 + 0,131) \cdot 98}{65,4} = 53,42; \\ \text{на Cu} & \frac{(0,175 + 0,292) \cdot 98}{63,5} = 0,72. \\ \text{Итого:} & 56,32 \text{ кг.} \end{aligned}$$

По данным практики принимаем, что выщелачивание заканчивается при содержании в растворе 5 г/л серной кислоты, т. е. из каждого литра отработанного цинкового электролита, в состав которого входит 140 г/л серной кислоты и 45 г/л цинка, полезно используется

$$140 - 5 = 135 \text{ г/л } H_2SO_4.$$

Расход отработанного цинкового электролита составит:

$$\frac{56320}{135} = 417 \text{ л или}$$

при удельном весе, равном 1,2,

$$417 \cdot 1,2 = 501 \text{ кг.}$$

В медный кек перейдет следующее количество металлов, кг:

- Cd $(2,5 - 2,45) + (0,051 - 0,046) = 0,055$;
- Zn $(37 - 35,52) + (0,146 - 0,131) = 1,495$;
- Cu $(10,5 - 0,525) + (0,583 - 0,292) = 10,266$;
- Fe 1,05;
- Co + Ni 0,12;
- SiO₂ 0,9;
- Pb 1,8;
- прочие $6,13 + 6,506 = 12,636$.
- Итого: 28,322 г (табл. 3.20).

Состав медного кека (в пересчете на сухой вес)

Компоненты	Cd	Zn	Cu	Fe	Co+Ni	SiO ₂	Pb	Прочие	Итого
Количество, кг	0,055	1,495	10,266	1,05	0,12	0,9	1,8	12,636	28,322
Содержание, %	0,2	5,28	36,25	3,71	0,42	3,18	6,36	44,6	100

Количество металлов в растворе, кг:

- кадмия:
 - из медно-кадмиевого кека 2,45;
 - из медного остатка 0,046;
 - из оборотного раствора 0,182;
 - итого: 2,678;
- меди:
 - из медно-кадмиевого кека 0,525;
 - из медного остатка 0,292;
 - из оборотного раствора 0,076;
 - итого: 0,893;
- цинка:
 - из медно-кадмиевого кека 35,52;
 - из медного остатка 0,131;
 - из оборотного раствора 0,106;
 - введено с отработанным электролитом 18,77;
 - итого: 54,527.

Количество раствора, полученного в результате выщелачивания, кг:

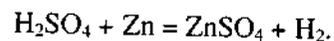
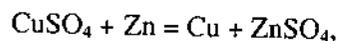
- оборотный цинковый электролит 501;
- влага медно-кадмиевого кека 40;
- оборотный раствор $15,17 \cdot 1,2 = 18,20$;
- количество металлов, перешедших в раствор, 39,964.
- Итого: 598,164 кг.

При удельном весе раствора 1,25 его объем составит: $598,164 / 1,25 = 479$ л.

Состав раствора, г/л:

- Zn $\frac{54527}{479} = 114$;
- Cd $\frac{2678}{479} = 6$;
- Cu $\frac{893}{479} = 1,86$;
- H₂SO₄ 5.

Избыток меди и серной кислоты удаляется из раствора добавкой свежей порции медно-кадмиевого кека.



Рассчитаем количество медно-кадмиевого кека, необходимого для «доводки» раствора:

$$\text{— для осаждения меди} \quad \frac{65,4 \cdot 1,108 \cdot 479}{63,6} = 546 \text{ г Zn},$$

$$\text{— для нейтрализации кислоты} \quad \frac{63,4 \cdot 5 \cdot 479}{98} = 1598 \text{ г Zn}.$$

$$\text{Итого:} \quad 2144 \text{ г Zn},$$

или $2,144 \cdot 100 / 37 = 5,8$ кг медно-кадмиевого кека влажностью 40 %.

Тогда состав и количество медного кека несколько изменится (табл. 3.21)

Таблица 3.21

Состав медного кека

Компоненты	Cu	Zn	Cd	Fe	Co+Ni	SiO ₂	Pb	Прочие	Итого
Количество, кг	11,11	1,495	0,2	1,11	0,127	0,952	1,9	12,991	29,885
Содержание, %	37,18	5	0,67	3,71	0,42	3,19	6,36	43,47	100

При влажности 40 % выход медного кека составит: $29,885 / 0,6 = 49,808$ кг.

Количество раствора после операции «доводки»:

$$598 + 2,144 + 2,32 = 603 \text{ кг},$$

$$\frac{603}{1,25} = 483 \text{ л}.$$

В нем:

$$\text{— Zn} \quad \frac{56671}{483} = 117 \text{ г/л};$$

$$\text{— Cd} \quad \frac{2678}{483} = 5,54 \text{ г/л};$$

$$\text{— Cu} \quad \frac{234}{483} = 0,5 \text{ г/л}.$$

Довыщелачивание медного кека

Выход медного кека в процессе выщелачивания составил 29,885 кг. В нем находится значительное количество ценных компонентов: 5 % Zn; 0,67 % Cd. В целях уменьшения безвозвратных потерь цинка и кадмия медный кек подвергают довыщелачиванию отработанным цинковым электролитом.

Из кека в раствор переходит 5 % меди, 80 % кадмия, 80 % цинка, или, кг:

$$\text{— Cd} \quad 0,2 \cdot 0,8 = 0,16;$$

$$\text{— Zn} \quad 1,495 \cdot 0,8 = 1,196;$$

$$\text{— C} \quad 11,11 \cdot 0,05 = 0,56.$$

Для этого потребуется серной кислоты:

$$1,196 \frac{98}{65,4} + 0,16 \frac{98}{112,3} + 0,56 \frac{98}{63,6} = 2,795 \text{ кг}.$$

С серной кислотой введено отработанного электролита:

$$\frac{2795}{140} = 20 \text{ л},$$

$$20 \cdot 1,2 = 24 \text{ кг}.$$

Количество металлов, перешедших в раствор:

$$1,196 + 0,16 + 0,56 = 1,916 \text{ кг}.$$

Количество полученного раствора:

$$\frac{29,885 \cdot 40}{60} + 1,916 + 24 = 45,836 \text{ кг, или} \quad \frac{45,836}{1,2} = 38,2 \text{ л}.$$

Состав раствора, г/л:

$$\text{— Zn} \quad \frac{0,9 + 1,196}{38,2} 10^3 = 55;$$

$$\text{— Cd} \quad \frac{0,160}{38,2} 10^3 = 4,2;$$

$$\text{— Cu} \quad \frac{0,560}{38,2} 10^3 = 14,6.$$

Металлы, не перешедшие в раствор, вошли в состав медного кека (табл. 3.22).

Таблица 3.22

Состав медного кека (в пересчете на сухой вес)

Компоненты	Cu	Zn	Cd	Fe	Co+Ni	SiO ₂	Pb	Прочие	Итого
Количество, кг	10,55	0,299	0,04	1,11	0,127	0,952	1,9	12,991	27,969
Содержание, %	37,72	1,07	0,14	3,97	0,45	3,4	6,79	46,45	100

При влажности 40 % выход медного кека составит:

$$\frac{27,969}{0,6} = 46,615 \text{ кг.}$$

Цементация кадмия

На цементацию после выщелачивания медно-кадмиевого кека поступает 648,836 кг раствора, содержащего, кг: Cu – 1,219, Zn – 58,773, Cd – 2,838, а после отмывки кадмиевой губки 40,449 кг раствора, содержащего 0,36 кг Cd и 4,328 кг Zn. Осаждение происходит по ранее написанным реакциям.

Рассчитаем теоретически необходимое количество цинковой пыли для осаждения меди и кадмия, кг:

$$\text{– для меди } \frac{1,219 \cdot 65,4}{63,6} = 1,254;$$

$$\text{– для кадмия } \frac{12,838 \cdot 0,36 \cdot 65,4}{112,4} = 1,861.$$

$$\text{Итого: } 1,254 + 1,861 = 3,115 \text{ кг.}$$

На практике берут 180 % избытка цинковой пыли от теоретически необходимого количества: $3,115 \cdot 2,8 = 8,722$ кг. В растворе остается 0,1 г/л кадмия, или $0,1 \cdot 552 = 55,2$ г, или 0,055 кг Cd. В губку будет извлечено: $3,198 - 0,055 = 3,143$ кг Cd.

На практике содержание кадмия в губке колеблется в широких пределах: от 20 до 40 %. Принимаем, что в губке содержится 25 % Cd, тогда выход кадмиевой губки составит: $\frac{3,43}{0,25} = 12,572$ кг (табл. 3.23).

Таблица 3.23

Состав кадмиевой губки

Компоненты	Cu	Zn	Cd	Прочие	Итого
Количество, кг	1,219	5,607	3,143	2,603	12,572
Содержание, %	9,7	44,6	25	20,7	100

В губку перейдет избыток цинка в количестве: $8,722 - 13,115 = 5,607$ кг. Меди в губку переходит 1,219 кг.

Состав раствора: 0,1 г/л Cd, $\frac{58,773 + 3,115 + 4,328}{552} = 120$ г/л Zn.

Масса раствора: $648,836 + 40,449 + 12,572 + 3,115 = 679,828$ кг.

Материальный баланс цементации кадмия приведен в табл. 3.24.

Таблица 3.24

Материальный баланс процесса цементации кадмия

Компоненты	Cu, кг	Zn, кг	Cd, кг	Прочие, кг	Итого	
					%	кг
<i>Загружено</i>						
Раствор ВВС	1,219	58,773	2,838	586,006	93	648,836
Раствор с кислой отмывки кадмиевой губки	–	4,328	0,36	35,761	5,8	40,449
Цинковая пыль	–	8,722	–	–	1,2	8,722
<i>Итого</i>	1,219	71,823	3,198	621,767	100	698,007
<i>Получено</i>						
Губка	1,219	5,607	3,143	2,603	1,8	12,572
Бедно-кадмиевый раствор	–	66,216	0,055	613,557	97,4	679,828
Испарения	–	–	–	5,607	0,8	5,607
<i>Итого</i>	1,219	71,823	3,198	621,767	100	698,007

Отмывка кадмиевой губки

На отмывку от цинка поступает 12,572 кг губки, содержащей, кг: Cu – 1,219 (9,7 %); Cd – 3,143 (25 %), Zn – 5,607 (44,6 %), и 1,524 кг губки нормальной цементации, в состав которой входит, кг: Cd – 0,381 (25 %); Zn – 0,427 (28 %).

Подсчитаем общее количество губки, подлежащей отмывке, и ее усредненный состав, кг:

– Cu	1,219	(8,65 %);
– Cd	$3,143 + 0,381 = 3,524$	(25 %);
– Zn	$5,607 + 0,427 = 6,034$	(42,81 %);
– прочее	$2,603 + 0,716 = 3,319$	(23,54 %).
Итого:	14,096 кг	(100 %).

В процессе отмывки растворяется 90 % Zn, или $6,034 \cdot 0,9 = 5,43$ кг,

для этого потребуется серной кислоты: $\frac{5,43 \cdot 98}{65,4} = 8,14$ кг, и 1 % Cd:

$3,524 \cdot 0,1 = 0,352$ кг, для этого необходимо $\frac{0,352 \cdot 98}{112,4} = 0,307$ кг H₂SO₄.

Всего $8,14 + 0,307 = 8,447$ кг серной кислоты, или $\frac{8,447}{1,83} = 5$ л.

В губке останется (табл.3.25): цинка $6,034 - 5,43 = 0,604$ кг, кадмия $3,524 - 0,352 = 3,172$ кг.

Состав отмытой кадмиевой губки

Компоненты	Cu	Zn	Cd	Прочие	Итого
Количество, кг	1,219	0,604	3,172	3,319	8,314
Содержание, %	14,7	7,2	38,1	40	100

Так как губка имеет влажность 40 %, то вес отмытой губки составит: $\frac{14,096}{0,6} = 23,493$ кг.

Губку репульпируют водой до соотношения Ж:Т = 2:1, в результате получают:

$$47 + 8,447 + 5,43 + 0,352 = 61,229 \text{ кг, или } \frac{61,229}{1,2} = 51 \text{ л.}$$

$$\text{Состав раствора: } \frac{5430}{51} = 106,5 \text{ г/л Zn, } \frac{352}{51} = 7 \text{ г/л Cd.}$$

Результаты расчетов сводим в таблицу материального баланса (табл. 3.26).

Материальный баланс кислой отмывки

Компонент	Zn, кг	Cd, кг	Cu, кг	Прочие, кг	Итого	
					%	кг
<i>Загружено</i>						
Губка	6,034	3,524	1,219	3,319	14,096	20,3
Серная кислота	-	-	-	-	8,447	12,1
Вода для репульпации губки	-	-	-	-	47	67,6
<i>Итого</i>	6,034	3,524	1,219	3,319	69,543	100
<i>Получено</i>						
Отмытая губка	0,604	3,172	1,219	3,319	8,314	12
Раствор	5,43	0,352	-	-	61,229	88
<i>Итого</i>	6,034	3,524	1,219	3,319	69,543	100

Растворение кадмиевой губки

Кадмиевая губка (8,314 кг) состава, %: Cu – 14,7; Cd – 38,1; Zn – 7,2 поступает на выщелачивание раствором серной кислоты по реакциям, описанным выше.

В процессе выщелачивания растворяется 90 % Zn и 95 % Cd, или

$$0,604 \cdot 0,9 = 0,544 \text{ кг,}$$

$$3,172 \cdot 0,95 = 3,013 \text{ кг.}$$

На растворение такого количества металлов **потребуется серной кислоты, кг:**

$$\text{– для цинка: } \frac{0,544 \cdot 98}{65,4} = 0,82;$$

$$\text{– для кадмия: } \frac{3,172 \cdot 98}{112,4} = 2,766.$$

$$\text{Итого: } 3,586 \text{ кг в объеме } \frac{3,586}{1,83} = 2 \text{ л.}$$

Количество полученного раствора с учетом соотношения Ж:Т = 1:1 в репульпированной губке $13,857 + 3,586 + 3,172 + 0,544 = 21,159$ кг, или $\frac{21,159}{1,35} = 16$ л.

Состав раствора, г/л:

$$\text{– Zn: } \frac{544}{16} = 34;$$

$$\text{– Cd: } \frac{3013}{16} = 188.$$

Нерастворенные из кадмиевой губки **металлы перешли** в медный остаток (табл. 3.27).

Таблица 3.27

Состав остатка кадмиевой губки (медный остаток)

Компоненты	Cu	Zn	Cd	Прочие	Итого
Количество, кг	1,219	0,06	0,159	3,319	4,757
Содержание, %	25,6	1,3	3,3	69,3	100

Материальный баланс выщелачивания кадмиевой губки приведен в табл. 3.28.

Таблица 3.28

Материальный баланс выщелачивания кадмиевой губки

Компонент	Cu, кг	Zn, кг	Cd, кг	Прочие, кг	Итого	
					%	кг
<i>Загружено</i>						
Губка отмытая	1,219	0,604	3,172	3,319	8,314	32,3
Серная кислота	-	-	-	-	3,586	13,9
Вода для репульпации	-	-	-	-	13,857	53,8
<i>Итого</i>	1,219	0,604	3,172	3,319	25,757	100

Компонент	Cu, кг	Zn, кг	Cd, кг	Прочие, кг	Итого	
					%	кг
<i>Получено</i>						
Кадмиевый электролит	–	0,544	3,013	–	21	81,5
Медный остаток	1,219	0,06	0,159	3,319	4,757	18,5
<i>Итого</i>	1,219	0,604	3,172	3,319	25,757	100

Довыщелачивание кадмиевой губки

На довыщелачивание поступает 4,757 кг невыщелоченной кадмиевой губки. В процессе довыщелачивания в раствор переходит, %: Cu – 10, Cd – 80, Zn – 80, или, кг:

$$- \text{Cu } 1,219 \cdot 0,1 = 0,122;$$

$$- \text{Cd } 0,159 \cdot 0,8 = 0,127;$$

$$- \text{Zn } 0,06 \cdot 0,8 = 0,048.$$

Для этого необходимо серной кислоты, кг:

$$- \text{ для меди } \frac{0,122 \cdot 98}{63,6} = 0,188;$$

$$- \text{ для кадмия } \frac{0,127 \cdot 98}{112,4} = 0,111;$$

$$- \text{ для цинка } \frac{0,048 \cdot 98}{65,4} = 0,072.$$

$$\text{Итого: } 0,371 \text{ кг.}$$

Количество полученного раствора с учетом репульсации губки до

$$\text{Ж:Т} = 2:1 \quad 15,856 + 0,371 + 0,297 = 16,524 \text{ кг, или } \frac{16,5246}{1,2} = 14 \text{ л.}$$

Состав раствора, г/л:

$$- \text{Cu } \frac{122}{14} = 8,7;$$

$$- \text{Zn } \frac{48}{14} = 3,4;$$

$$- \text{Cd } \frac{127}{14} = 9,1.$$

Состав и количество оборотной кадмиевой губки приведены в табл. 3.29, а материальный баланс довыщелачивания – в табл. 3.30.

Таблица 3.29

Состав оборотной кадмиевой губки

Компоненты	Cu	Zn	Cd	Прочее	Итого
Количество, кг	1,097	0,012	0,032	3,319	4,46
Содержание, %	24,6	0,3	0,7	74,4	100

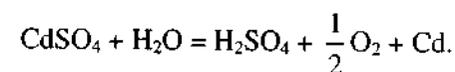
Таблица 3.30

Материальный баланс довыщелачивания кадмиевой губки

Компонент	Cu, кг	Zn, кг	Cd, кг	Прочие, кг	Итого	
					кг	%
<i>Загружено</i>						
Невыщелоченная губка	1,219	0,06	0,159	3,319	4,757	22,7
Серная кислота	–	–	–	–	0,371	1,8
Вода для репульсации губки	–	–	–	–	15,856	75,5
<i>Итого</i>	1,219	0,06	0,159	3,31	20,984	100
<i>Получено</i>						
Оборотная губка	1,097	0,012	0,032	3,319	4,46	21,3
Раствор	0,122	0,048	0,127	–	16,524	78,7
<i>Итого</i>	1,219	0,06	0,159	3,319	20,984	100

3.2.2.3. Электролиз растворов сульфата кадмия

Электролиз кадмия производится с нерастворимыми анодами, из растворов выделяются кадмий и регенерируется серная кислота. Конечный результат электролиза определяется суммарной реакцией процесса:



В процессе выщелачивания кадмиевой губки получен 21 кг раствора, содержащего 198 г/л кадмия и 34 г/л цинка. К раствору, подаваемому на электролиз, предъявляются значительные требования: содержание кадмия в нем должно быть 130...120 г/л, содержание H_2SO_4 – 30...35 г/л, что способствует повышению выхода по току.

Чтобы в растворе содержалось 130 г/л кадмия, добавим к исходному раствору воды до объема 26 л. Масса раствора будет: $21 + 10 = 31$ кг.

Отработанный электролит содержит 20 г/л кадмия. Электролизная ванна работает при плотности тока 1000 А/м^2 . Выход по току принимаем 85 %. Тогда за час на одном квадратном метре поверхности катода выделится кадмия

$$1\,000 \cdot 2,097 \cdot 0,85 = 1782 \text{ г.}$$

Таблица 3.31

Из раствора в процессе электролиза выделится $3,013 - 26 \cdot 20 = 2493$ г кадмия, т.е. электролизная установка должна работать в течение

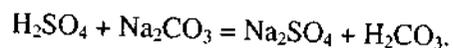
$$\frac{2493}{1782} = 1,4 \text{ ч.}$$

Каждые 112,4 кг кадмия регенерируют 98 г серной кислоты, а 110 г (130–20) осаждаемого кадмия образуют 96 г $\left(\frac{98 \cdot 110}{112,4}\right)$ серной кислоты, отсюда состав отработанного электролита: 20 г/л кадмия и 96 г/л серной кислоты.

Расчет нейтральной цементации кадмия

На цементацию поступает 28,507 кг раствора, содержащего 0,52 кг кадмия, 0,544 кг цинка и 2,496 кг серной кислоты.

Кислоту нейтрализуют кальцинированной содой:



Для нейтральной цементации необходимо соды: $\frac{2,496 \cdot 106}{98} = 2,7$ кг.

Для цементации кадмия на цинке теоретическое количество цинка составит:

$$\frac{0,52 \cdot 65,4}{112,4} = 0,3 \text{ кг.}$$

На практике берут 180 %-ный избыток, или $0,3 \cdot 2,8 = 0,84$ кг цинка.

В растворе остается 0,1 г/л кадмия, тогда в губку перейдет:

$$0,52 - 0,003 = 0,517 \text{ кг кадмия и } 0,84 - 0,3 = 0,54 \text{ кг цинка.}$$

Так как содержание кадмия в губке после нейтральной цементации на практике колеблется в широких пределах (15...45 %), принимаем содержание кадмия в губке 25 %. Выход губки составит: $0,517 \cdot 0,25 = 2,068$ кг (табл. 3.31).

Состав раствора, г/л:

$$\begin{aligned} & - \text{кадмий} - 0,1, \\ & - \text{цинк} - \frac{0,544 + 0,3}{26} = 32. \end{aligned}$$

Состав кадмиевой губки

Компоненты	Zn	Cd	Прочие	Итого
Количество, кг	0,54	0,517	1,011	2,068
Содержание, %	26,1	25	48,9	100

Количество раствора:

$$28,507 + 2,70 + 0,3 - 2,068 = 29,439 \text{ кг (табл. 3.32).}$$

Таблица 3.32

Материальный баланс нейтральной цементации

Компонент	Cd, кг	Zn, кг	Прочие, кг	H ₂ SO ₄ , кг	Итого
<i>Загружено</i>					
Отработанный цинковый электролит	0,52	0,544	24,947	2,496	28,507
Сода	-	-	2,7	-	2,7
Цинковая пыль	-	0,84	-	-	0,84
<i>Итого</i>	0,52	1,384	27,647	2,496	32,047
<i>Получено</i>					
Кадмиевая губка	0,517	0,544	1,011	-	2,068
Раствор	0,003	0,84	26,096	2,496	29,439
CO ₂	-	-	0,54	-	0,54
<i>Итого</i>	0,52	1,384	27,647	2,496	32,496

Плавка и рафинирование катодного кадмия

На плавку поступает 2,493 кг катодного кадмия, содержащего 99 % кадмия, 0,096 % цинка и 0,004 % прочих, или, кг:

$$\begin{aligned} & - \text{Cd} \quad 2,493 \cdot 0,99 = 2,468 ; \\ & - \text{Zn} \quad 2,493 \cdot 0,096 = 0,24 ; \\ & - \text{прочих} \quad 2,493 - 2,468 - 0,024 = 0,001. \end{aligned}$$

На переплавку поступает 0,029 кг кадмиевых королек.

Масса загружаемого каустика в 10–15 раз больше содержания цинка в катодном кадмии. Рафинирование протекает по ранее приведенной реакции.

Расход каустической соды: $0,024 \cdot 10 = 0,24$ кг.

$$\text{Образуется цинката натрия: } 0,024 \frac{46 + 65,4 + 32}{64,4} = 0,05 \text{ кг.}$$

Во время плавки и рафинирования в угар переходят 0,5 % кадмия:

$$(2,468 + 0,029) \cdot 0,005 = 0,012 \text{ кг}$$

и 1 % кадмия переходит в щелочной плав:

$$2,497 \cdot 0,01 = 0,025 \text{ кг.}$$

Получаем чушкового кадмия: $2,497 - 0,012 - 0,025 = 2,46 \text{ кг.}$

Чушковый кадмий марки КДО имеет чистоту 99,94 %.

Выход чушкового кадмия: $2,46 / 0,9994 = 2,461 \text{ кг, примесей в нем} - 0,001 \text{ кг.}$

Результаты расчета сведены в табл. 3.33.

Таблица 3.33

Материальный баланс плавки и рафинирования кадмия

Компоненты	Cd, кг	Zn, кг	Прочие, кг	NaOH, кг	Всего	
					кг	%
<i>Загружено</i>						
Кадмий катодный	2,468	0,024	0,001	—	2,493	90,3
Кадмиевые корольки	0,029	—	—	—	0,029	1
Щелочь	—	—	—	0,24	0,24	8,7
<i>Итого</i>	2,497	0,024	0,001	0,24	2,762	100
<i>Получено</i>						
Кадмий чушковый	2,46	—	0,001	—	2,461	89,1
Щелочной плав	0,025	0,024	—	—	0,289	10,5
Угар	0,012	—	—	0,024	0,012	0,4
<i>Итого</i>	2,497	0,024	0,001	0,024	2,762	100

3.2.2.4. Электролитический баланс ванны

Поскольку электролиз периодический, то напряжение на ванне есть функция изменяющегося состава раствора, а значит, времени. Среднее напряжение принимаем равным 5,5 В, 2 % напряжения, т.е. 0,11 В ($5,5 \cdot 0,02$) теряется в контактных переходах, шинах и штангах.

Катодный потенциал выделения кадмия при плотности $500 \dots 1000 \text{ A/m}^2$ составляет 0,6 В. Анодный потенциал составляет 2,13 В. Падение напряжения в электролите:

$$5,5 - 0,11 - 0,6 - 2,13 = 2,66 \text{ В.}$$

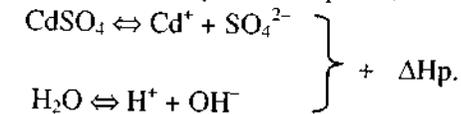
Таблица 3.34

Баланс напряжений

Составляющие	В	%
Потенциал: катодный	0,6	10,91
анодный	2,13	38,73
Падение напряжения: в растворе	2,66	48,36
в контактах	0,11	2
<i>Итого</i>	5,5	100

3.2.2.5. Тепловой баланс электролиза

При электролизе сульфата кадмия протекают реакции:



Тепловой эффект реакции складывается из энтальпии реагирующих продуктов и веществ, полученных в результате электрохимических реакций. Для упрощения пренебрегаем теплотой растворения образующейся серной кислоты и поправкой на разность условий определения энтальпий табличной и реальной ($T = 298 \text{ K}$):

$$\text{H}_{\text{CdSO}_4} = 927,8 \text{ кДж;}$$

$$\Delta \text{H}_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 812,23 \text{ кДж;}$$

$$\Delta \text{H}_{\text{H}_2\text{O}} = 286,2 \text{ кДж.}$$

Суммарный тепловой эффект: $812,23 - 286,2 - 927,8 = -401,77 \text{ кДж}$, т.е. для протекания реакции необходима затрата энергии 401,77 кДж на каждые $112,4 \cdot 10^{-3} \text{ кг}$ кадмия.

Ежесекундно на катоде одной ванны выделяется 1,87 г кадмия, или 0,0166 г-моля.

Затраты энергии на протекание реакции: $0,0166 \cdot 401,77 \cdot 10^3 = 6692,5 \text{ Дж.}$

Выделение энергии в результате протекания тока составит:

$$3750 \cdot 5,5 = 20\,625 \text{ Дж.}$$

Суточное испарение влаги с зеркала электролитической ванны согласно металлургическому расчету равно $0,838 \cdot 154,586 = 129,54 \text{ кг}$, а ежесекундное — $129,54 / 37\,140 = 3,49 \cdot 10^{-3} \text{ кг.}$

Расход тепла на испарение: $3,49 \cdot 10^{-3} \cdot 2\,442,8 \cdot 10^3 = 8\,526 \text{ кДж}$, где $2442,8 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ — теплота испарения воды при $T = 35 \text{ }^\circ\text{C}$.

Потери тепла за счет конвекции и излучения ванны равны 11 % от потерь на испарение: $8526 \cdot 0,11 = 937,9 \text{ Дж.}$

Избыток тепла, равный $20\,625 - 6\,693 - 8\,526 - 938 = 4\,468 \text{ Дж}$ (табл. 3.35), необходимо удалять охлаждаемой водой. Удельный расход воды на охлаждение рассчитывается по формуле

$$m = \frac{Q}{4190(t'' - t')}$$

где 4190 Дж/(кг · К) – удельная теплоемкость воды;
 t'' – температура выходящей воды, принимаем равной 30 °С;
 t' – температура входящей воды, принимаем равной 15 °С,

тогда

$$m = \frac{4468}{4190(30 - 15)} = 0,071 \text{ кг/с} = 255,6 \text{ л/ч.}$$

Таблица 3.35

Тепловой баланс ванны

Приход тепла с электроэнергией	Количество, Дж
Затраты на электрохимическую реакцию разложения	6693
Потери:	
на испарение	8526
на конвекцию, излучение	938
Тепло на нагрев охлаждаемой воды	4468
<i>Итого</i>	20625

3.2.2.6. Водный баланс

Водный баланс определяет количество воды, которое можно ввести в процесс для промывки отвального продукта, стирки фильтроткани и мойки оборудования. Вода поступает с цинковым отработанным электролитом.

Испарение с 1 м² зеркала зумпфов фильтров, агитаторов и пр. составляет 1,1 кг/ч. Ориентировочно принимаем площадь испарения равной 0,2 от площади цеха, т.е.

$$98 \cdot 18 \cdot 0,2 = 367,2 \text{ м}^2.$$

Суточное испарение влаги составит: $1,1 \cdot 367,2 \cdot 24 = 9694,08 \text{ кг}$.

Согласно ранее проведенным расчетам водопотребления в процессах переработки медно-кадмиевого кека составлена таблица водного баланса (табл. 3.36).

Таблица 3.36

Водный баланс

Статья баланса	Количество, кг	Статья баланса	Количество, кг
<i>Приход</i>		<i>Расход</i>	
Вода:		Вода:	
с Cu-Cd кеком	42,321	с бедно-кадмиевым электролитом	549,197
с цинковым отработанным электролитом для промывки Cu-кека	505,33	с отмытой кадмиевой губкой с раствором при довыщелачивании	55,447
для репульсации губки с серной кислотой на отмывку губки	13,119	с раствором при нейтральной цементации	16,227
с серной кислотой при довыщелачивании	47	Влага Cu-кека	26,096
с оборотным раствором	13,857	Испарение при цементации	18,646
Острый пар	15,856	Невязка	5,607
	17,836		-8,501
	7,4		
<i>Итого</i>	662,719	<i>Итого</i>	671,22

Коэффициент перехода от расчетной производительности к суточной определяем по формуле:

$$\frac{500000}{365} \cdot 0,958 \cdot 2,461 = 581,03.$$

Следовательно, суточный недостаток воды (с учетом испарений из зумпфов, баков и пр.) составляет:

$$(671,220 - 662,719) \cdot 581,03 + 9694,08 = 14633,416 \text{ кг} = 15 \text{ м}^3.$$

Недостаток воды компенсируется вводом ее на нужную операцию, исходя из технологических потребностей.

3.2.3. Расчет оборудования цеха

Расчет оборудования передела аналогичен предыдущему. В данном разделе остановимся на расчете электролиза растворов сульфата кадмия.

Отделение электролиза

В настоящее время промышленностью выпускаются регулируемые выпрямительные агрегаты для оснащения цехов электролитического осаждения металлов с номинальным током 1 000, 6 300, 12 500, 2 500 А.

По условиям примера наиболее подходящим является агрегат ВАКВ 6300/484 (мощность 302 кВт, напряжение выпрямленное 48 В, ток номинальный 6 300 А, КПД 92,5 %, $\cos \varphi = 0,91$).

Производственная программа отделения электролиза принята 500 т металлического кадмия в год. Для выполнения такой программы необходимо получать $500\,000 \cdot 0,985 = 507\,614$ кг катодного кадмия в год.

Раствор, поступающий на электролиз, содержит 130 г/л кадмия, а отработанный кадмиевый электролит – 20 г/л кадмия и 96 г/л серной кислоты.

Выход по току – 85 %, сила тока в цепи – 1200 А.

Количество электролитных ванн определяется следующим образом:

$$N = \frac{507\,614 \cdot 10^3}{1\,200} \cdot 0,85 \cdot 2,097 \cdot 365 \cdot 24 = 27.$$

Общая поверхность катодов в 1 ванне – 1 м².

Суточная потребность в электролите для одной ванны емкостью 0,5 м³ составляет: $\frac{1\,200 \cdot 2,097 \cdot 0,85 \cdot 25}{130 - 20} \cdot 24 = 11\,667$ л, или 11,667 м³.

Применяем трубчатые алюминиевые катоды с диаметром трубки 16 мм. Расстояние между трубками 120 мм. Зазор между катодом и боковой стенкой 75 мм. Следовательно, внутренняя ширина ванны $a = 850$ мм. Днище ванны выполнено в виде четырехгранной пирамиды, что облегчает выпуск кадмиевой губки.

Наклон плоскостей пирамиды – 45°. Объем раствора в ванне в первом приближении описывается выражением

$$V = abh + \frac{1}{3}ab\frac{1}{2}b,$$

где a – внутренняя ширина ванны;

b – длина ванны;

h – высота раствора в ванне, равная 710 мм.

По известному объему определим длину ванны:

$$0,5 = 0,85 \cdot 0,71b + 1/6 \cdot 0,85b^2;$$

$$0,14b^2 + 0,6b - 0,5 = 0;$$

$$b = 0,7.$$

Принимаем зазоры между крайними анодами и торцевыми стенками ванны по 75 мм, число катодов в ванне – 4, расстояние между одноименными электродами

$$\frac{700 - 75 \cdot 2 \cdot 10^2}{4} = 112 \text{ мм.}$$

Для выполнения производственной программы необходимо выдавать в сутки $507614 / 365 = 1\,390,7$ кг катодного кадмия, или по 54 кг с каждой ванны.

Электрохимический грамм-эквивалент кадмия равен 2,097 кг/(кА·ч). Следовательно, с учетом 85 % выхода по току через ванну необходимо пропустить:

$$\frac{51,5}{2,097} \cdot 0,85 = 28,9 \text{ кА} \cdot \text{ч.}$$

Так как ток ванны 1 200 А, длительность процесса электролиза

$$\frac{30\,000}{1\,200} = 24,1 \text{ ч.}$$

В течение 40 минут ванну освобождают от раствора отработанного электролита и губки, осматривают и заливают свежий раствор кадмиевого электролита. Процесс электролиза возобновляется.

Библиографический список

- Баймаков Ю.В., Журин А.И.* Электролиз в гидрометаллургии. М.: Metallургия, 1963. 616 с.
- Быстров В.П., Васкевич А.Д., Шубский А.Г.* Применение автогенных процессов в производстве свинца. М.: ЦНИИЭцветмет, 1988. 56 с.
- Валиев Х.Х., Романтеев Ю.П.* Metallургия свинца, цинка и сопутствующих металлов. Алма-Ата, 2000. 437 с.
- Зайцев В.Я., Колосова В.С., Сыромятникова А.С.* Metallургия свинца и цинка: Учеб. пособие для практических занятий. М.: МИСиС, 1988. 70 с.
- Лоскутов Ф.М., Цейдлер А.А.* Расчеты по metallургии тяжелых цветных металлов. М.: Metallургия, 1963. 591 с.
- Metallургия свинца / Ю.П. Романтеев, А.Н. Федоров, С.В. Быстров, А.А. Комков. М.: МИСиС, 2005. 213 с.
- Расчеты пиропроцессов и печей цветной metallургии / Д.А. Дионидовский, Л.М. Шалыгин, А.А. Гальнбек, И.А. Южанинов. М.: Metallургия, 1963. 459 с.
- Романтеев Ю. П., Федоров А.Н., Быстров С.В.* Metallургия цинка и кадмия. М.: МИСиС, 2006. 192 с.
- Рузинов В.П., Гуляницкий Б.С.* Равновесные превращения metallургических реакций. М.: Metallургия, 1975. 416 с.
- Технологические расчеты в metallургии тяжелых цветных металлов / Под ред. Н.В. Гудимы. М.: Metallургия, 1977. 255 с.
- Шубский А.Г., Ермаков А.И.* Metallургия свинца и сопутствующих элементов: Учеб. пособие. М.: МИСиС, 1995. 47 с.

РОМАНТЕЕВ Юрий Павлович
КОМКОВ Алексей Александрович
ФЕДОРОВ Александр Николаевич
БЫСТРОВ Сергей Валентинович
ХАБИЕВ Роман Петрович

РАСЧЕТЫ В МЕТАЛЛУРГИИ СВИНЦА, ЦИНКА И КАДМИЯ

Учебное пособие

Редактор *Г.С. Петренко*

Компьютерная верстка *М.А. Шамариной, А.А. Беловой*

Подписано в печать 23.10.06	Бумага офсетная	
Формат 60 × 90 1/16	Печать офсетная	Уч.-изд. л. 14,5
Рег. № 833	Тираж 250 экз.	Заказ 1171

Московский государственный институт стали и сплавов,
119049, Москва, Ленинский пр-т, 4

Издательство «Учеба» МИСиС,
117419, Москва, ул. Орджоникидзе, 8/9
Тел.: 954-73-94, 954-19-22

Отпечатано в типографии издательства «Учеба» МИСиС,
117419, Москва, ул. Орджоникидзе, 8/9