



СИБИРСКИЙ  
ФЕДЕРАЛЬНЫЙ  
УНИВЕРСИТЕТ

SIBERIAN  
FEDERAL  
UNIVERSITY

Электронный учебно-методический комплекс

# Металлургия тяжелых цветных металлов

Учебная программа дисциплины

Учебное пособие

Лабораторный практикум

● **Практикум**

Методические указания по самостоятельной работе

Банк тестовых заданий в системе UniTest



Красноярск  
ИПК СФУ  
2009

УДК 669.2/8(075)  
ББК 34.33я73  
М30

Электронный учебно-методический комплекс по дисциплине «Металлургия тяжелых цветных металлов» подготовлен в рамках реализации Программы развития федерального государственного образовательного учреждения высшего профессионального образования «Сибирский федеральный университет» (СФУ) на 2007–2010 гг.

Рецензенты:

Красноярский краевой фонд науки;

Экспертная комиссия СФУ по подготовке учебно-методических комплексов дисциплин

**Марченко, Н. В.**

М30      **Металлургия тяжелых цветных металлов [Электронный ресурс] : практикум / Н. В. Марченко, Е. П. Вершинина, Э. М. Гильдебрандт. – Электрон. дан. (3 Мб). – Красноярск : ИПК СФУ, 2009. – (Металлургия тяжелых цветных металлов : УМКД № 1821/1003–2008 / рук. творч. коллектива Е. П. Вершинина). – 1 электрон. опт. диск (DVD). – Систем. требования : *Intel Pentium* (или аналогичный процессор других производителей) 1 ГГц ; 512 Мб оперативной памяти ; 50 Мб свободного дискового пространства ; привод *DVD* ; операционная система *Microsoft Windows XP SP 2 / Vista* (32 бит) ; *Adobe Reader 7.0* (или аналогичный продукт для чтения файлов формата *pdf*).**

ISBN 978-5-7638-1713-3 (комплекса)

ISBN 978-5-7638-1778-2 (практикума)

Номер гос. регистрации в ФГУП НТЦ «Информрегистр» 0320902532 (комплекса)

Настоящее издание является частью электронного учебно-методического комплекса по дисциплине «Металлургия тяжелых цветных металлов», включающего учебную программу дисциплины, учебное пособие, наглядное пособие «Металлургия тяжелых цветных металлов. Презентационные материалы», лабораторный практикум, методические указания по самостоятельной работе, контрольно-измерительные материалы «Металлургия тяжелых цветных металлов. Банк тестовых заданий».

В практикуме по решению задач представлены методики расчетов конкретных технологических операций, из которых впоследствии складываются технологические схемы производства материалов. Содержатся краткие теоретические сведения по теме практических занятий и предложена методика их выполнения.

Предназначен для студентов направления подготовки бакалавров 150100.62 «Металлургия» укрупненной группы 150000 «Материаловедение, металлургия и машиностроение».

© Сибирский федеральный университет, 2009

Рекомендовано к изданию

Инновационно-методическим управлением СФУ

Редактор И. Н. Байкина

Разработка и оформление электронного образовательного ресурса: Центр технологий электронного обучения Информационно-телекоммуникационного комплекса СФУ; лаборатория по разработке мультимедийных электронных образовательных ресурсов при КрЦНИТ

Содержимое ресурса охраняется законом об авторском праве. Несанкционированное копирование и использование данного продукта запрещается. Встречающиеся названия программного обеспечения, изделий, устройств или систем могут являться зарегистрированными товарными знаками тех или иных фирм.

Подп. к использованию 30.11.2009

Объем 3 Мб

Красноярск: СФУ, 660041, Красноярск, пр. Свободный, 79

## Оглавление

<b>ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ .....</b>	<b>5</b>
<b>ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 1. РАСЧЕТ РАЦИОНАЛЬНОГО СОСТАВА РУД И КОНЦЕНТРАТОВ .....</b>	<b>12</b>
Краткие теоретические сведения .....	12
Методика выполнения .....	13
Задание 1 для самостоятельной работы .....	15
Задание 2 для самостоятельной работы .....	17
<b>ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 2. РАСЧЕТ ШИХТЫ ДЛЯ АГЛОМЕРИРУЮЩЕГО ОБЖИГА СВИНЦОВЫХ КОНЦЕНТРАТОВ .....</b>	<b>18</b>
Краткие теоретические сведения .....	18
Методика выполнения .....	22
Задания для самостоятельной работы .....	27
<b>ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 3 РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ШАХТНОЙ ВОССТАНОВИТЕЛЬНОЙ ПЛАВКИ СВИНЦОВОГО АГЛОМЕРАТА .....</b>	<b>28</b>
Краткие теоретические сведения .....	28
Методика выполнения .....	34
Задания 1 для самостоятельной работы .....	52
Задания 2 для самостоятельной работы .....	53
<b>ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 4. РАСЧЕТ МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА ПРОЦЕССА РАФИНИРОВАНИЯ ЧЕРНОВОГО СВИНЦА .....</b>	<b>55</b>
Краткие теоретические сведения .....	55
Методика выполнения .....	71
Задания для самостоятельной работы .....	97
<b>ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 5. РАСЧЕТ ТЕПЛОВОГО БАЛАНСА ПРОЦЕССА ОБЖИГА ЦИНКОВЫХ КОНЦЕНТРАТОВ В ПЕЧИ КС .....</b>	<b>101</b>
Краткие теоретические сведения .....	101
Методика выполнения .....	107

Задания для самостоятельной работы .....	117
<b>ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 6. РАСЧЕТ ОБОРУДОВАНИЯ ДЛЯ ПРОЦЕССОВ ВЫЩЕЛАЧИВАНИЯ И ОЧИСТКИ РАСТВОРОВ ОТ ПРИМЕСЕЙ.....</b>	<b>118</b>
Краткие теоретические сведения .....	118
Методика выполнения.....	133
Задания для самостоятельной работы .....	146
<b>ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 7. ЭЛЕКТРОЛИЗ В МЕТАЛЛУРГИИ ЦИНКА .....</b>	<b>149</b>
Краткие теоретические сведения .....	149
Методика выполнения.....	154
Задания для самостоятельной работы .....	158
<b>БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК.....</b>	<b>160</b>
Основная литература.....	160
Дополнительная литература.....	161
Электронные и интернет-ресурсы.....	162

## ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Целью проведения практических занятий является обучение студентов методикам расчета конкретных технологических операций, из которых впоследствии складывается технологическая схема производства металла.

Задачей проведения практических занятий является применение студентами знаний, полученных в ходе теоретического изучения дисциплины, для расчета технологических операций и оборудования, используемого для их осуществления.

Практические занятия проводятся только в шестом семестре и предназначены для развития умения решать практические задачи, прежде всего по металлургии свинца и цинка.

Для допуска к экзамену студенту необходимо получить положительные результаты за текущую работу в семестре. Трудоемкость текущей работы в семестре составляет 60 % от семестровой трудоемкости дисциплины. Остальные 40 % трудоемкости приходится на экзамен. При этом на долю практических занятий приходится 20 % от текущей семестровой трудоемкости дисциплины. Ниже приведен пример оценивания студентов по практическим занятиям следующий:

Текущая работа	Посещение практических занятий	Выполнение аудиторных расчетных задач	Выполнение самостоятельных расчетных задач	Итого
Трудоемкость практических занятий, %	10	40	50	100
Трудоемкость в % или максимальное число баллов, набираемых студентом на практических занятиях	2	8	10	20
Текущая аттестация 1	1	4	5	10
Текущая аттестация 2	1	4	5	10
Обязательный минимум для допуска к экзамену	Выполнение всех самостоятельных расчетных задач			

Методика проведения практических занятий предусматривает аудиторную работу по решению типовой задачи и закрепление знаний и умений в домашней самостоятельной работе по заданию преподавателя.

При проведении практических занятий преподаватель сначала объясняет студентам теоретические положения изучаемого материала, приводит основные формулы, необходимые для расчета, разбирает ряд заданий совме-

стно со студентами у доски и после этого выдает студентам задание по вариантам для самостоятельного расчета.

Результаты своих расчетов студенты оформляют в рабочей тетради и предъявляют преподавателю на проверку на следующем практическом занятии. Своевременность и правильность выполнения практических заданий учитывается при аттестации студентов по дисциплине.

Темы практических занятий приведены ниже:

№ практич. занятия	Наименование раздела и темы дисциплины	Темы практических занятий, трудоемкость (з. е./ч)
1	Раздел 1. Свойства, сырьевая база, производство и применение свинца и цинка Тема 3. Сырье для производства свинца и цинка	Расчет рационального состава руд и концентратов (0,06/2)
2	Раздел 2. Metallургия свинца. Тема 5. Агломерирующий обжиг свинцовых концентратов	Расчет шихты для агломерирующего обжига свинцовых концентратов (0,06/2 ч)
3	Раздел 2. Metallургия свинца. Тема 6. Шахтная плавка свинцового агломерата	Расчет процесса шахтной восстановительной плавки свинцового агломерата (0,06/2 ч)
4	Раздел 2. Metallургия свинца. Тема 10. Рафинирование черного свинца	Расчет материального баланса процесса рафинирования черного свинца (0,06/2 ч)
5	Раздел 3. Metallургия цинка. Тема 11. Обжиг цинковых концентратов перед выщелачиванием	Расчет теплового баланса процесса обжига цинковых концентратов в печи «КС» (0,06/2 ч)
6	Раздел 3. Metallургия цинка. Тема 12. Выщелачивание цинкового огарка, гидролитическая и цементационная очистка раствора	Расчет оборудования для процессов выщелачивания и очистки растворов от примесей (0,11/4 ч)
7	Раздел 3. Metallургия цинка. Тема 13. Электролиз цинка	Электролиз в металлургии цинка (0,08/3 ч)

Роль практических занятий при изучении дисциплины заключается в приобретении навыков осуществления металлургических расчетов. Эти знания необходимы при проектировании металлургического предприятия, а также при принятии решения о реконструкции производства. Расчеты проводятся для установления материальных и тепловых потоков операций технологической схемы, для определения количества сырья, топлива и реагентов, требующихся на производство заданного количества металла, для оценки ра-

боты металлургического передела и предприятия в целом.

В результате выполнения практических работ студенты должны научиться:

- аппроксимировать металлургические процессы прописями химических реакций и проводить их физико-химический анализ;
- рассчитывать выход продуктов химических реакций, производить расчет материальных и тепловых балансов металлургических операций;
- выполнять технологические расчеты, выбор основного оборудования с использованием компьютерной техники и принципов физического моделирования;
- анализировать технико-экономические показатели процессов, принимать технологически обоснованные решения и т. д.

График выполнения практических заданий в течение семестра и сдачи их на проверку приведен в таблице:

Трудоем- кость, ч	Недели учебного процесса 6-го семестра (3-й курс)																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Практические занятия – ауд – 17, самост. – 12	ВПЗ1		СПЗ1 ВПЗ2		СПЗ2 ВПЗ3		СПЗ3 ВПЗ4		СПЗ4 ВПЗ5		СПЗ5 ВПЗ6		ВПЗ6 СПЗ6		ВПЗ7		СПЗ7

Условные обозначения: ВПЗ – выдача практического задания; СПЗ – сдача практического задания на проверку.

Полученные на практических занятиях знания и умения необходимы для формирования компетенций:

*инструментальных (ИК):*

- уметь проводить расчеты и делать выводы.

*общепрофессиональных (ОПК):*

- уметь сочетать теорию и практику для решения инженерных задач;
- выполнять элементы проектов;
- обосновывать выбор оборудования для осуществления технологических процессов.

*специальных профессиональных (СПК):*

- уметь корректировать технологические процессы;
- уметь выявлять объекты для улучшения технологии.

По дисциплине предусмотрено проведение семи практических занятий. Ниже приведено их содержание.

**Практическое занятие 1. Расчет рационального состава руд и концентратов**

Для расчета рационального состава твердых продуктов используются сведения о химическом и минералогическом (фазовом) составе, о соотноше-



нии фаз для каждого элемента.

Рациональный состав рассчитывают на 100 кг (т) с учетом химической стехиометрии присутствующих фаз. Расчет рационального состава является одним из способов повышения достоверности выполненных расчетов.

На практическом занятии студентам предлагаться произвести стехиометрические расчеты и расчет рационального состава свинцового концентрата в соответствии с вариантом выданного индивидуального задания.

В ходе данного занятия и самостоятельной работы необходимо студенты должны приобрести следующие знания и умения:

- закрепить знания основных минералов свинца и цинка; знания физико-химических свойств этих металлов и их соединений; знания способов оценки эффективности процессов производства металлов;
- отработать умение рассчитывать выход продуктов; производить расчет рационального состава руд и концентратов.

### ***Практическое занятие 2. Расчет шихты для агломерирующего обжига свинцовых концентратов***

Агломерацию используют для подготовки сульфидных и окисленных материалов к металлургическим процессам, требующим кусковых шихт, например, при плавке в шахтных печах.

Агломерацию сульфидных материалов проводят с частичной (медные и медно-никелевые концентраты) и максимальной (свинцовые и цинковые концентраты) десульфуризацией.

При агломерации медных концентратов среднее содержание серы в шихте составляет 18–25 %, а при агломерации свинцовых и цинковых шихт – 5–8 %. Требуемое содержание серы достигается за счет подшихтовки флюсов, малосернистых материалов и оборотного агломерата.

На практическом занятии студентам предлагается произвести расчет состава свинцовой шихты, поступающей на агломерирующий обжиг в соответствии с вариантом выданного индивидуального задания.

В ходе данного занятия и самостоятельной работы студенты должны приобрести следующие знания и умения:

- знание влияния качества металла на его физико-химические свойства;
- знание технологии производства свинца и основных его переделов;
- умение проводить выбор и обоснование технологических схем переработки свинцового сырья;
- умение выбирать и обосновывать с физико-химических позиций технологические процессы и оборудование, нормы расхода материалов и электроэнергии.

### ***Практическое занятие 3. Расчет процесса шахтной восстановительной плавки свинцового агломерата***

Шахтную плавку в цветной металлургии используют для переработки



кусовых материалов в производстве меди, никеля, свинца, олова и некоторых других металлов.

На практическом занятии студентам предлагается произвести расчет основных показателей шахтной восстановительной плавки и материального баланса процесса в соответствии с вариантом выданного индивидуального задания.

В ходе данного занятия и самостоятельной работы студенты должны приобрести следующие знания и умения:

- знание влияния качества металла на его физико-химические свойства;
- знание технологии производства свинца и основных его переделов;
- умение проводить выбор и обоснование технологических схем переработки свинцового сырья;
- умение выбирать и обосновывать с физико-химических позиций технологические процессы и оборудование, нормы расхода материалов и электроэнергии.

#### ***Практическое занятие 4. Расчет материального баланса процесса рафинирования чернового свинца***

Черновой свинец, получаемый при плавке свинцовых концентратов, всегда содержит примеси: медь, сурьму, мышьяк, олово, висмут, благородные металлы и другие элементы. Общее содержание примесей достигает 2–10 %. Необходимость рафинирования чернового свинца обусловлена тем, что примеси сильно изменяют физические и химические свойства свинца, делая его непригодным для использования в промышленности, многие примеси в черновом свинце представляют большую ценность и при рафинировании извлекаются в отдельный продукт. Иногда общая стоимость примесей в черновом свинце превышает стоимость самого свинца.

В настоящее время на всех отечественных и большинстве зарубежных заводах используют пирометаллургический метод рафинирования.

На практическом занятии студентам предлагается произвести расчет материального баланса пирометаллургического рафинирования свинца в соответствии с вариантом выданного индивидуального задания.

В ходе данного занятия и самостоятельной работы студенты должны приобрести следующие знания и умения:

- знание влияния качества металла на его физико-химические свойства;
- знание технологии производства свинца и основных его переделов;
- умение проводить выбор и обоснование технологических схем переработки свинцового сырья;
- умение выбирать и обосновывать с физико-химических позиций технологические процессы и оборудование, нормы расхода материалов и электроэнергии.

#### ***Практическое занятие 5. Расчет теплового баланса процесса обжига цинковых концентратов в печи КС***

Первой металлургической операцией в производстве цинка любым методом является обжиг цинковых концентратов. При обжиге сульфидные минералы вступают во взаимодействие с кислородом воздуха при высоких температурах, в результате чего протекает реакция окисления с образованием оксида цинка и частично сульфата цинка. Протекание этих реакций сопровождается выделением большого количества тепла, за счет которого идет процесс обжига.

На практическом занятии студентам предложено произвести расчет материального и теплового баланса процесса обжига в соответствии с вариантом выданного индивидуального задания.

Во время выполнения задания и самостоятельной студенты должны приобрести следующие знания и умения:

- знание влияния качества металла на его физико-химические свойства;
- знание технологии производства цинка и основных его переделов;
- умение проводить выбор и обоснование технологических схем переработки цинкового сырья;
- умение выбирать и обосновывать с физико-химических позиций технологические процессы и оборудование, нормы расхода материалов и электроэнергии.

***Практическое занятие 6. Расчет оборудования для процессов выщелачивания и очистки растворов от примесей***

В цинковом производстве назначение операции выщелачивания обожженного цинкового концентрата – растворить как можно полнее соединения цинка, содержащиеся в огарке, и получить чистые растворы для электролиза.

Для осуществления процессов выщелачивания цинкового огарка и очистки растворов от примесей используют стандартное гидрометаллургическое оборудование: агитаторы, пачуки, сгустители для разделения пульп и фильтры различной конструкции.

Тип аппарата выбирают для каждой операции на стадии разработки аппаратурно-технологической схемы, а размеры, параметры и количество оборудования выявляют специальным расчетом. Этот расчет включает два этапа: определение производительности или характеристик одного аппарата и нахождение необходимого количества аппаратов для обеспечения заданного объема производства.

При расчете оборудования используют различные методы и приемы: методы аналитического расчета, критериальный подход, применение эмпирических формул и формул механического расчета, приемы на основе удельных показателей, косвенных параметров, соотношения размеров отдельных элементов аппарата и данных практики работы подобного оборудования, методы графического расчета и расчета на ЭВМ.

На практическом занятии студентам предлагается произвести расчет оборудования и его количества на заданную производительность в соответ-

ствии с вариантом выданного индивидуального задания.

Во время занятия и самостоятельной работы студенты должны приобрести следующие знания и умения:

- знание влияния качества металла на его физико-химические свойства;
- знание технологии производства цинка и основных его переделов;
- умение проводить выбор и обоснование технологических схем переработки цинкового сырья;
- умение выбирать и обосновывать с физико-химических позиций технологические процессы и оборудование, нормы расхода материалов и электроэнергии.

### *Практическое занятие 7. Электролиз в металлургии цинка*

Выделение цинка из очищенного раствора сульфата цинка с получением готового продукта проводят методом электролиза. Для осуществления процесса подводят электрический ток к электродам электролизной ванны: катодам (алюминиевым) и анодам (свинцовым). На катоде идет восстановление ионов цинка из раствора до металлического состояния. На аноде электрическая энергия расходуется на разложение воды с образованием газообразного кислорода.

На практическом занятии студентам предлагается произвести расчет основных показателей электролиза цинка в соответствии с вариантом выданного индивидуального задания.

Основными показателями электролиза являются:

- $W_{уд}$  – удельный расход электроэнергии, кВт·ч/т  $Zn_k$ ;
- $\eta_t$  – выход цинка по току, т. е. КПД использования тока, %;
- $U_v$  – напряжение на ванне, В;
- продолжительность наращивания цинка на катоде;
- качество катодного металла.

В результате данного занятия и самостоятельной работы студенты должны приобрести следующие знания и умения:

- знание влияния качества металла на его физико-химические свойства;
- знание технологии производства цинка и основных его переделов;
- умение проводить выбор и обоснование технологических схем переработки цинкового сырья;
- умение выбирать и обосновывать с физико-химических позиций технологические процессы и оборудование, нормы расхода материалов и электроэнергии.

# **ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 1.**

## **РАСЧЕТ РАЦИОНАЛЬНОГО СОСТАВА РУД И КОНЦЕНТРАТОВ**

### **Краткие теоретические сведения**

В основе металлургических расчетов лежат стехиометрические закономерности. В результате стехиометрических расчетов определяют массовое (объемное) соотношение между реагирующими веществами.

Для стехиометрических расчетов используют химические уравнения, которые дают представление о ходе процесса, указывают на количественные соотношения.

В основе стехиометрических расчетов лежат следующие законы химии: закон сохранения материи, закон постоянства состава, закон соединительных масс (объемов), закон Авогадро, закон Бойля – Мариотта, законы Гей – Люссака, Дальтона, Генри, Гесса и уравнение Менделеева – Клайперона.

Руды и концентраты цветных металлов состоят из минералов, содержащих цветные металлы (медь, никель, свинец, цинк, олово и др.), и минералов пустой породы.

Чтобы правильно произвести металлургические расчеты, нельзя ограничиваться знанием только химического состава сырья и продуктов. Нужно еще знать и минералогический состав.

Химический состав сырья выражает количественное содержание элементов в сырье или продуктах. Минералогический (или вещественный) состав показывает, в виде каких минералов присутствуют в сырье или продуктах все содержащиеся элементы.

Расчет рационального состава является одним из способов повышения достоверности выполненных расчетов.

Знание рационального состава необходимо для анализа распределения элементов по операциям технологической схемы, при определении расхода реагентов или количества получаемых продуктов. На основании рационального состава исходного сырья выбирают экономичную технологию его переработки, производят металлургические расчеты с составлением материальных и тепловых балансов.

Для расчета рационального состава твердых продуктов нужны сведения о химическом и минералогическом (фазовом) составе, о соотношении фаз для каждого элемента.

Обычно рациональный состав рассчитывают на 100 кг (т) с учетом химической стехиометрии присутствующих фаз [23] .



## Методика выполнения

Первое практическое занятие состоит из двух частей:  
 стехиометрические расчеты – процентного состава минерала, содержания минерала в руде, расхода реагентов на протекание химического процесса и др.;  
 расчет рационального состава концентрата [23].

Для выполнения практического занятия студенты с помощью преподавателя должны ознакомиться с примерами стехиометрических расчетов (примеры 1–3) и расчетом рационального состава концентрата (пример 4), прорешав их в рабочей тетради. После этого студентам выдается индивидуальное задание для расчета (1 и 2). Полученное задание выполняется в рабочей тетради и предъявляется на проверку преподавателю на следующем практическом занятии.

**Пример 1.** Расчет процентного состава халькопирита.

*Решение.* Химическая формула халькопирита –  $\text{CuFeS}_2$ . Молекулярная масса халькопирита равна  $63,6 + 55,8 + 2 \cdot 32,1 = 183,6$  г и составляет 100 %. Процентное содержание меди, железа и серы в халькопирите находим по пропорциям:

$$\begin{array}{lll} 183,6 \text{ г CuFeS}_2 & - 100 \%, \\ 63,6 \text{ г Cu} & - x \%, & x = 34,6 \%; \end{array}$$

$$\begin{array}{lll} 183,6 \text{ г CuFeS}_2 & - 100 \%, \\ 55,8 \text{ г Fe} & - x \%, & x = 30,4 \%; \end{array}$$

$$\begin{array}{lll} 183,6 \text{ г CuFeS}_2 & - 100 \%, \\ 2 \cdot 32,1 \text{ г S} & - x \%, & x = 35,0 \%. \end{array}$$

*Ответ.* Халькопирит содержит, %: 34,6 Cu; 30,4 Fe; 35,0 S.

**Пример 2.** Определение содержания минерала в концентрате. В свинцовом концентрате 45,2 % Pb в форме галенита ( $\text{PbS}$ ). Определить содержание галенита в концентрате.

*Решение.* Молекулярная масса галенита  $207,2 + 32,1 = 239,3$  г, свинца в этом количестве галенита – 207,2 г. Расчет проводим на 100 г концентрата. По условию в 100 г концентрата – 45,2 г Cu. Составляем пропорцию и решаем ее:

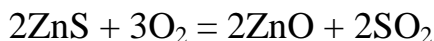
$$\begin{array}{l} 207,2 \text{ г Pb} - 239,3 \text{ г PbS}, \\ 45,2 \text{ г Pb} - x \text{ г PbS}, \\ x = 52,2 \text{ г}. \end{array}$$

*Ответ.* В свинцовом концентрате содержится 52,2 % галенита.

**Пример 3.** Расчет расхода воздуха на окисление сульфидов. Рассчитать, сколько потребуется воздуха,  $\text{м}^3$ , для окисления 100 кг сульфида цинка

(сфалерита).

*Решение.* Сульфид цинка взаимодействует с кислородом по уравнению



Используя величины атомных и молекулярных весов взаимодействующих веществ, находим количество кислорода, кг, необходимое для окисления 100 кг сульфида цинка. Для расчетов рекомендуем записать следующего вида, по которой удобно составлять и решать пропорции:

$$\begin{array}{l} 100 \text{ кг} \quad x \text{ кг} \\ 2\text{ZnS} + 3\text{O}_2 = 2\text{ZnO} + 2\text{SO}_2; \quad x = 100 \cdot 3 \cdot 32 / (2 \cdot 97,5) = 49,2 \text{ кг O}_2. \\ 2 \cdot 97,5 \quad 3 \cdot 32 \end{array}$$

Так как в воздухе содержится 23 % (по массе) кислорода, то на окисление потребуется воздуха:

$$\begin{array}{l} 23 \% - 49,2 \text{ кг O}_2, \\ 100 \% - y \text{ кг воздуха, } y = 49,2 \cdot 100 / 23 = 213,9 \text{ кг воздуха.} \end{array}$$

Для определения количества воздуха в  $1 \text{ м}^3$  используем закон Авогадро, по которому 1 г/моль любого газа при нормальных условиях ( $P = 0,1 \text{ МПа}$  и  $T = 298 \text{ К}$ ) занимает объем  $22,4 \text{ л (дм}^3\text{)}$  или  $1 \text{ кг/моль} - 22,4 \text{ м}^3$ . Тогда объем воздуха находим по пропорции (молекулярная масса воздуха равна 29 единицам):

$$\begin{array}{l} 29 \text{ кг воздуха} - 22,4 \text{ м}^3, \\ 213,9 \text{ кг воздуха} - z \text{ м}^3, \quad z = 213,9 \cdot 22,4 / 29 = 165,2 \text{ м}^3. \end{array}$$

*Ответ.* Для окисления 100 кг сфалерита потребуется  $165,2 \text{ м}^3$  воздуха.

**Пример 4.** Расчет рационального состава цинкового концентрата.

Химический состав цинкового концентрата, %: 50 Zn; 1,39 Pb; 2,31 Cu; 0,26 Cd; 7,35 Fe; 1,1 SiO<sub>2</sub>; 1,2 CaO; 0,9 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; S и прочие – принять из расчета. Минералогический состав и соотношение фаз: цинк представлен сфалеритом (ZnS); свинец – галенитом (PbS); медь на  $\frac{2}{3}$  находится в форме халькопирита (CuFeS<sub>2</sub>); остальное количество меди – в виде халькозина (Cu<sub>2</sub>S); кадмий – в виде гренокита (CdS); железо (дополнительно) в виде пирита (FeS<sub>2</sub>), оксид кальция - в форме известняка (CaCO<sub>3</sub>).

*Решение.* Расчет ведем на 100 кг концентрата. Определяем содержание элементов в сульфидах металлов:

$$\begin{array}{lll} \text{ZnS} & 65,4 : 32 = 50 : a, & a = 24,5 \text{ кг S.} \\ \text{PbS} & 207,2 : 32 = 1,39 : b, & b = 0,21 \text{ кг S.} \\ \text{CuFeS}_2 & 63,5 : 55,8 : 64 = 2,31 \cdot \frac{2}{3} : c : d, & c = 1,35 \text{ кг Fe, } d = 1,55 \text{ кг S.} \\ \text{Cu}_2\text{S} & 127 : 32 = 2,31 \cdot \frac{1}{3} : f, & f = 0,58 \text{ кг S.} \\ \text{CdS} & 112 : 32 = 0,26 : g, & g = 0,07 \text{ кг S.} \end{array}$$

Определяем количество железа в пирите:  $7,35 - 1,35 = 6,0 \text{ кг}$ . С этим железом связано серы:



$$\text{FeS}_2 \quad 55,8 : 64 = 6,0 : h \quad h = 6,88 \text{ кг S.}$$

Определяем общее количество серы, связанное со сфалеритом, галени-  
том, халькопиритом, халькозином, пиритом:  $24,5 + 0,21 + 1,55 + 0,58 + 0,07 +$   
 $+ 6,88 = 33,79 \text{ кг.}$

Рассчитываем количество известняка и содержание в нем  $\text{CO}_2$ :

$$\text{CaCO}_3 : \text{CaO} : \text{CO}_2 = 100 : 56 : 44 = x : 1,2 : y, \quad x = 2,14 \text{ кг CaCO}_3,$$

$$y = 0,94 \text{ кг CO}_2.$$

Результаты расчета сводим в [табл. 1.1](#).

Таблица 1.1

Рациональный состав цинкового концентрата

Соединения	Содержание компонентов, %											Всего
	Zn	Pb	Cu	Cd	Fe	S	CaO	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CO <sub>2</sub>	Прочие	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
ZnS	50					24,5						74,5
PbS		1,39				0,21						1,6
CuFeS <sub>2</sub>			1,54		1,35	1,55						4,44
Cu <sub>2</sub> S			0,77			0,58						1,35
CdS				0,26		0,07						0,33
FeS <sub>2</sub>					6,0	6,88						12,88
CaCO <sub>3</sub>							1,2			0,94		2,14
SiO <sub>2</sub>								1,1				1,1
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>									0,9			0,9
Прочие											0,76	0,76
Итого	50	1,39	2,31	0,26	7,35	33,79	1,2	1,1	0,9	0,94	0,76	100

*Ответ.* Рациональный состав цинкового концентрата представлен в [табл. 1.1](#).

### Задание 1 для самостоятельной работы

- Определить содержание серы в, %:  
а) сфалерите ( $\text{ZnS}$ ); б) халькозине ( $\text{Cu}_2\text{S}$ );  
в) пентландите ( $\text{NiFeS}_2$ ); г) пирите ( $\text{FeS}_2$ ).
- Рассчитать содержание железа в свинцовом концентрате, если в нем присутствует 18 % пирита ( $\text{FeS}_2$ ), 13 % пирротина ( $\text{Fe}_7\text{S}_8$ ) и 5 % халькопирита ( $\text{CuFeS}_2$ ).
- В сульфидном цинковом концентрате содержится 42,5 % цинка в виде сфалерита  $\text{ZnS}$ . Определите содержание сфалерита в концентрате.
- Медный концентрат содержит 20 % меди. Медь присутствует в концентрате в форме халькопирита ( $\text{CuFeS}_2$ ) и халькозина ( $\text{Cu}_2\text{S}$ ) в соотношении 3:1. Рассчитайте содержание в концентрате халькопирита и халькозина.
- При очистке цинковых растворов от железа для окисления ионов  $\text{Fe}^{2+}$  используют марганцевую руду (пиролюзит) в соответствии с реакцией  

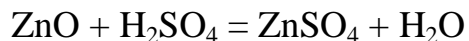
$$\text{FeSO}_4 + \text{MnO}_2 + 2\text{H}_2\text{SO}_4 = \text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{MnSO}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$$



Рассчитать расход пиролюзита (75 %  $\text{MnO}_2$ ) для очистки 100 м<sup>3</sup> раствора, содержащего 2,7 г/л  $\text{Fe}^{2+}$ . Принять практический избыток пиролюзита двукратным от расчетного; остаточным содержанием железа в растворе пренебречь.

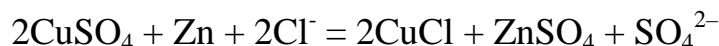
6. Рассчитать, сколько потребуется воздуха, м<sup>3</sup>, для окисления 1000 кг сульфида свинца (галенита).

7. Для выщелачивания оксида цинка используют отработанный электролит цинкового производства, содержащий 140 г/л  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Процесс осуществляется в соответствии с реакцией



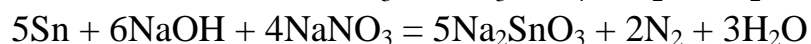
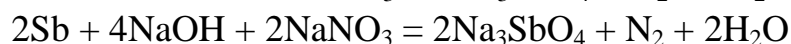
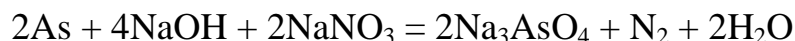
Рассчитать расход отработанного электролита (л и кг) для выщелачивания 50 кг оксида цинка. Плотность отработанного электролита принять равной 1130 кг/м<sup>3</sup>.

8. Завод перерабатывает в сутки 5000 м<sup>3</sup> раствора сульфата цинка, содержащего 800 мг/л  $\text{Cl}^-$ . Для очистки раствора от хлор-иона используют медный купорос и цинковую пыль. Процесс осуществляется в соответствии с реакцией



Определить годовую потребность завода в медном купоросе (97 %  $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ ) и цинковой пыли. Принять практический расход медного купороса и цинковой пыли на 10 % больше теоретического, остаточным содержанием хлор-иона в растворе пренебречь.

9. Для щелочного рафинирования черного свинца от мышьяка, сурьмы и олова используют натриевую селитру и щелочь в соответствии с реакциями



Рассчитать расход натриевой селитры и щелочи на окисление мышьяка, сурьмы и олова при щелочном рафинировании 100 т черного свинца, содержащего, %: 1,3 As; 0,85 Sb; 0,42 Sn. Практический расход щелочи (94 %  $\text{NaOH}$ ) в два раза больше теоретически необходимого, а расход  $\text{NaNO}_3$  принять равным теоретическому.

## Задание 2 для самостоятельной работы

Рассчитать рациональный состав свинцового концентрата.

Химический состав свинцового концентрата принять по [табл. 1.2](#) согласно номеру своего варианта.

Минералогический состав свинцового концентрата и соотношение фаз: свинец – в форме галенита ( $\text{PbS}$ ), цинк – в форме сфалерита ( $\text{ZnS}$ ), медь в форме халькопирита ( $\text{CuFeS}_2$ ) и ковеллина ( $\text{CuS}$ ) в соотношении 1:1, все остальное железо – в виде пирита ( $\text{FeS}_2$ ) и пирротина ( $\text{Fe}_7\text{S}_8$ ) в соотношении 2:1. Пустая порода представлена кварцевым песком ( $\text{SiO}_2$ ), известняком ( $\text{CaCO}_3$ ) и глиноземом ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ). Содержание серы и прочих принять по расчету.

Таблица 1.2

Химический состав свинцового концентрата

Номер варианта	Содержание, %						
	Pb	Zn	Cu	Fe	$\text{SiO}_2$	CaO	$\text{Al}_2\text{O}_3$
1	2	3	4	5	6	7	8
1	46,0	9,5	3,0	8,5	2,5	3,0	1,5
2	42,0	7,0	2,1	9,5	3,0	2,5	2,0
3	44,0	8,0	2,0	9,4	3,5	3,0	1,5
4	43,0	8,5	2,6	9,0	2,8	2,4	1,8
5	41,0	9,0	2,5	9,5	3,2	2,8	1,2
6	40,0	8,4	2,7	8,8	3,6	3,2	1,8
7	39,0	7,5	3,0	10,0	3,5	2,5	1,7
8	45,0	8,0	2,9	8,6	2,8	1,2	2,1
9	41,8	8,6	3,2	9,1	3,1	1,6	1,8
10	40,5	7,2	3,2	7,8	3,2	2,5	1,9
11	40,2	8,4	2,3	8,8	3,6	1,8	2,2
12	41,6	6,6	3,5	9,0	3,8	1,9	2,0
13	43,5	6,1	2,9	8,8	3,5	2,1	2,1
14	38,3	7,2	3,8	9,2	3,4	2,8	1,4
15	40,2	7,3	3,6	9,4	3,6	2,0	1,4
16	41,5	6,7	3,0	9,1	4,0	1,4	1,6
17	40,2	7,5	3,0	7,8	3,4	2,1	1,8
18	43,0	6,1	3,0	8,9	3,8	2,0	1,7
20	40,0	6,2	3,5	9,0	3,7	3,0	1,5
21	41,5	6,7	3,6	9,1	4,0	1,7	1,5
22	41,2	6,7	3,1	9,0	4,1	1,5	1,7
23	40,0	7,0	3,8	8,8	4,6	2,0	1,7
24	40,0	6,0	4,0	8,1	4,5	1,1	1,7
25	40,5	6,5	4,1	8,5	4,6	2,2	1,0

Результаты расчетов, как в примере 4, представить в форме [табл. 1.1](#).

## **ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 2.**

### **РАСЧЕТ ШИХТЫ ДЛЯ АГЛОМЕРИРУЮЩЕГО ОБЖИГА СВИНЦОВЫХ КОНЦЕНТРАТОВ**

#### **Краткие теоретические сведения**

Агломерацию используют для подготовки сульфидных и окисленных материалов к металлургическим процессам, требующим кусковых шихт, например плавке в шахтных печах.

Агломерацию сульфидных материалов проводят с частичной (медные и медно-никелевые концентраты) и максимальной (свинцовые и цинковые концентраты) десульфуризацией.

Шихта, поступающая на агломерирующий обжиг, должна удовлетворять следующим требованиям:

- содержать достаточное количество флюсов для образования при последующей плавке шлака оптимального состава;

- количество сульфидов в шихте должно обеспечивать требуемый тепловой баланс и необходимое остаточное содержание серы в готовом агломерате.

При агломерации медных концентратов среднее содержание серы в шихте составляет 18–25 %, а при агломерации свинцовых и цинковых шихт – 5–8 %. Требуемое содержание серы достигается за счет подшихтовки флюсов, малосернистых материалов и оборотного агломерата.

Агломерирующий обжиг сульфидных свинцовых концентратов преследует следующие цели[1; 14, с. 11–42; 15, с. 21–49; 24, с. 240–245; 30]:

- удаление серы путем окисления сульфидного сырья кислородом воздуха. В зависимости от состава сырья степень десульфуризации колеблется от 60 до 85 %;

- окускование мелкого материала и получение пористого, газопроницаемого агломерата, крупностью 20–100 мм;

- перевод ценных летучих компонентов, присутствующих в концентрате, в газовую фазу с последующим извлечением их из обжиговых газов (сера, мышьяк, сурьма, кадмий и редкие металлы).

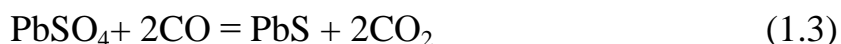
Необходимость удаления серы из свинцовых концентратов и окисления сульфидов металлов до оксидов вызвана тем, что оксид свинца - наиболее легко восстанавливаемое в процессе последующей плавки соединение свинца. Неполное удаление серы из шихты, поступающей на плавку, приводит к потерям свинца с сульфидной фазой и снижению извлечения его в черновой металл [1; 15, с.21–49; 30].

Удаление серы осуществляют путем нагревания концентрата в окисли-

тельной атмосфере до температуры 1000–1100 °С. При этом протекают следующие реакции:



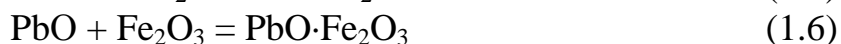
Сульфат свинца в агломерате нежелателен, так как в процессе дальнейшей восстановительной плавки он будет переходить в штейн по реакции:



При температуре свыше 700 °С образовавшийся сульфат свинца диссоциирует:



При температуре выше 650 °С образуются сложные соединения свинца:

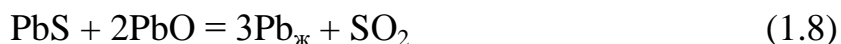


Образование этих соединений свинца желательно, так как силикаты и ферриты свинца более легкоплавки и при обжиге образуют некоторое количество жидкой фазы, что способствует спеканию шихты и получению крупнокускового материала.

Поэтому в шихту добавляют флюсы, которые механически разъединяют зерна сульфидных минералов, способствуя их индивидуальному обжигу, а также улучшают отвод выделяющегося избытка тепла при окислении сульфидов – играют роль терморегуляторов. В качестве флюсов в шихту добавляют известняк, кварц, железную руду, оборотные шлаки.

Количество расплавленных компонентов не должно превышать 20–25 %, чтобы не снизить газопроницаемость шихты и не допустить преждевременного оплавления шихты до завершения реакций окисления.

При длительном пребывании материала в агломерационной машине возможно протекания реакции твердофазного взаимодействия сульфида и оксида свинца:



Эта реакция идет в незначительной степени и нежелательна, так как образующийся при этом металлический свинец имеет низкую температуру плавления (327,4 °С) и при температуре процесса будет заправлять паллеты спекательной машины, что приводит к их быстрому износу. Чтобы исключить это, необходимо обеспечить максимально возможную скорость окисления

сульфидов свинца.

Примерное распределение свинца в агломерате по формам его нахождения, % от общего содержания свинца: силикатного – 55–60; ферритного – 10–15; сульфидного – 15–20; оксидного – 8–10; металлического – 3–5; сульфатного – менее 1 [1; 14, с.11–42].

Чем выше содержание свинца в шихте обжига, тем меньшая его часть будет связана в силикаты и ферриты и тем большая его останется в агломерате в виде оксида или металла. При этом возрастают потери свинца в газовую фазу, так как при температуре 1100 °С упругость паров Pb, PbO и PbS составляет, соответственно, 1,0; 1,9 и 12 кПа. Поэтому на практике свинцового производства избегают агломерировать шихту с содержанием свинца более 50 %.

Чтобы обеспечить нагрев компонентов и поддержания оптимальной температуры в зоне обжига, без добавки топлива, содержание серы в шихте должно быть 6–8 %. Более высокое содержание серы нежелательно. Во-первых, это приведет к большому тепловыделению в зоне обжига слоя шихты, в результате чего температура превысит оптимальную и произойдет преждевременное оплавление компонентов шихты, что затруднит их дальнейшее окисление. Во-вторых, при степени десульфуризации (степени выгорания серы) при агломерирующем обжиге, не превышающей 85 %, остаточное содержание серы в готовом агломерате составит более 2 % и потребуются повторная агломерация.

Введение расчетного количества флюсов не обеспечивает необходимого содержания серы и свинца в шихте. Для корректировки состава шихты по свинцу и сере, а также для придания ей хорошей газопроницаемости в шихту добавляют оборотный агломерат в количестве 100–300 % от массы сырой шихты.

Готовая к обжигу шихта должна содержать, %: 6–8 S, 45–50 Pb, 10–20 CaO, 25–35 FeO, 20–25 SiO<sub>2</sub> [15, с.21–49]. Перед обжигом шихту увлажняют (6–10 %). Это повышает пористость и газопроницаемость шихты, так как испарившаяся вода оставляет поры и каналы, по которым легче и равномернее проникает просасываемый воздух. Кроме того, испаряясь, вода отводит часть избыточного тепла и является терморегулятором шихты.

Получаемый при обжиге агломерат должен обладать следующими качествами:

- высокой прочностью;
- хорошей пористостью (суммарный объем пор – 65–75 %);
- однородностью по химическому и гранулометрическому составу;
- содержание серы – 1,5–2,5 %, свинца – 45–55 %;
- иметь температурный интервал размягчения – 950–1000 °С

Производят процесс агломерирующего обжига на агломерационных спекательных машинах, отличительной особенностью которых является интенсивное просасывание (или продувка) воздуха в процессе обжига через слой шихты.

Это позволяет легко совместить в одном металлургическом агрегате и

окислительный обжиг свинцового концентрата, и спекание обожженного материала. Такое оборудование получило повсеместное распространение на свинцовых заводах.

В свинцовом производстве используют агломерационные спекательные машины двух типов: с прососом воздуха через слой шихты сверху вниз и продувом шихты воздухом снизу вверх.

Обжиг и спекание шихты происходит на спекательных тележках (паллетах). Паллета представляет собой стальной или чугунный короб с днищем из чугунных колосников. Каждая паллета опирается на четыре ходовых ролика, которые в верхней части катятся по горизонтальному рельсовому пути, в нижней – по направляющим, наклоненным под углом 3–5° к горизонту. Подъем и перемещение паллет производится с помощью приводных звездочек. Нижние края паллет плотно прижаты к бортам стальных вакуумных камер, соединенных с эксгаустером. Разрежение в камерах составляет 1,5–8 кПа.

Шихта агломерации поступает в бункер над аглолентой, с помощью маятникового питателя ее загружают на движущиеся паллеты. Зажигание шихты осуществляется под горном при прососе воздуха. Окончание спекания совпадает с прохождением паллетой последних вакуум-камер, над которыми просасываемый воздух охлаждает спек. На закругленной направляющей разгрузочного участка тележка переворачивается, ударяется о предыдущую и от общего массива агломерата отрывается кусок, равный длине паллеты. Выпавший спек попадает на колосниковый грохот, затем поступает в дробилку и вновь на грохот. Верхний продукт грохота крупностью +20–100 мм является готовым агломератом и идет в плавку. Нижний продукт грохота измельчают и вводят в шихту как оборотный агломерат.

В отечественной цветной металлургии наибольшее распространение получили агломерационные конвейерные машины марок АКМ-50 и АКМ-75.

Техническая характеристика этих машин [1; 7, с.87–88; 14, с.21–49; 30] приведена ниже:

	АКМ-50	АКМ-75
Размеры рабочей поверхности, м:		
длина	25	30
ширина	2	2,5
Площадь спекания, м <sup>2</sup>	50	75
Количество вакуум-камер, шт.	13	15
Скорость движения паллет, м/мин	1,1–4,36	1,5–4,5
Вакуум в камерах разрежения, кПа	4–8	7–9
Максимальная высота слоя шихты, мм	300	300
Масса с электрооборудованием, т	295	457

Удельная производительность агломерационных машин изменяется от 8–10 т/(м<sup>2</sup>сут) (для свинцовых концентратов) до 20–25 т/(м<sup>2</sup>сут) (для медного и никелевого сырья). Расход топлива на зажигание шихты составляет 1,5–2,0 %.

Существенный недостаток агломерационных машин с прососом для спекания сульфидного сырья – сильное разубоживание обжиговых газов воздухом. Вследствие этого среднее содержание SO<sub>2</sub> в отходящих газах не пре-



вышает 1,5–3,0 %. Особенно разубоживаются обжиговые газы в хвостовых вакуумных камерах.

Для предотвращения разбавления богатые серосодержащие газы отбирают из головных камер и направляют на производство серной кислоты, а бедный газ из хвостовых камер либо используют как оборотный, либо выбрасывают.

Кроме того, недостатком агломерации с прососом воздуха является получение рыхлого, недостаточно прочного агломерата и приваривание спека к колосникам паллет.

Эти недостатки в значительной степени устраняются при использовании агломерационных машин с подачей дутья снизу вверх. Вся рабочая часть такой агломашины оборудована укрытием (колпаком) для сбора серосодержащих газов. Пространство в колпаке условно разделено на две зоны – богатого и бедного (в хвостовой части) газа, которые отсасываются отдельно двумя вентиляторами. Богатые газы, содержащие 5–7 %  $\text{SO}_2$ , направляют на производство серной кислоты, бедные – 2–2,5 %  $\text{SO}_2$  или, отправляют в оборот в первые дутьевые камеры (рециркуляция), или после пылеочистки выбрасывают.

Дутьевые агломашины имеют три бункера: для постели, зажигательного слоя и основной шихты. Зажигательный горн расположен между питателями зажигательного слоя и основной шихты, под ним находится одна вакуумная камера. На зажженный слой загружают основную массу шихты, при этом меняется направление дутья, нижний горящий слой поджигает шихту, и ее горение перемещается снизу вверх.

Агломерационные машины с дутьем имеют в 1,5–2 раза большую удельную производительность (13–18 т/(м<sup>2</sup>сут)), устраняют припекание шихты к колосникам, позволяют повысить степень использования серы из газов, обжигать шихту с более высоким содержанием свинца.

## Методика выполнения

На агломерирующий обжиг поступает однородная смесь необходимых материалов – шихта, которая состоит из свинцового концентрата, флюсов, оборотного агломерата и воды.

Шихта, поступающая на агломерирующий обжиг должна содержать оптимальное количество серы (6–8 %), свинца (не более 45–50 %), кремнезема, известняка и железной руды. Содержание серы в шихте регулируется подачей оборотного агломерата в количестве 100–300 % от массы свинцового сульфидного концентрата. Количество флюсов должно обеспечивать получение при дальнейшей шахтной восстановительной плавке шлака оптимального состава, содержащего, %: 20–25  $\text{SiO}_2$ , 35–40  $\text{FeO}$  и 8–16  $\text{CaO}$ . Для снижения расхода флюсов и оборотного агломерата в шихту можно вводить 5–10 % оборотного шлака, полученного при плавке. В результате агломерирующего обжига шихты оптимального состава получается «самоплавкий» агломерат,



т. е. такой продукт, при плавке которого в шахтных печах не требуется добавка флюсов [23].

Для выполнения практического занятия студенты с помощью преподавателя должны ознакомиться с примерами расчетов (примеры 1–4), прорешав их в рабочей тетради. После этого студентам выдается индивидуальное задание для расчета. Полученное задание оформляется в рабочей тетради и предъявляется на проверку преподавателю на следующем практическом занятии.

**Пример 1.** Рассчитать количество оборотного агломерата, возвращаемого в шихту обжига и степень десульфуризации при обжиге. Свинцовый концентрат содержит 16,5 % S. В результате обжига получают свинцовый агломерат, содержащий 1,2 % S. Шихта для обжига должна содержать не более 7 % S.

**Решение.** Расчет проводим на 100 кг свинцового концентрата. В 100 кг концентрата содержится  $100 \cdot 0,165 = 16,5$  кг S. За  $x$  – обозначим количество оборотного агломерата, загружаемого на 100 кг концентрата. С этим оборотным агломератом поступает серы –  $0,012x$ . Тогда содержание серы в шихте, состоящей из концентрата и оборотного агломерата, составит  $(100+x) \cdot 0,07$ . Решаем равенство:

$$16,5 + 0,012x = (100+x) \cdot 0,07$$

и получаем:

$$x = 163,8 \text{ кг (или } 163,8 \text{ \% )}$$

Степень десульфуризации (степень удаления серы) при обжиге рассчитывается по формуле

$$D_S = 100 \cdot m_S^r / m_S^{\text{III}}, \text{ \%},$$

где  $m_S^r$  – количество серы, перешедшее в процессе обжига в газовую фазу;  $m_S^{\text{III}}$  – количество серы, содержащееся в шихте поступающей на обжиг.

Количество серы, поступающей с шихтой на обжиг, составляет:

$$m_S^{\text{III}} = (100+163,8) \cdot 0,07 = 18,5 \text{ кг.}$$

Количество серы, перешедшее в газовую фазу при обжиге, находим как разницу между исходным содержанием серы в шихте и серы в полученном агломерате. Т. е.  $m_S^r = m_S^{\text{III}} - m_S^{\text{агл}} = (100+163,8) \cdot 0,07 - (100+163,8) \cdot 0,012 = 15,3$  кг.

Таким образом  $D_S = 100 \cdot m_S^r / m_S^{\text{III}} = 100 \cdot 15,3 / 18,5 = 82,9 \text{ \%}$ .

**Ответ.** Количество оборотного агломерата, подаваемого в шихту аглообжига, составляет 163,8 %, степень десульфуризации при обжиге – 82,9 %.

**Пример 2.** Степень десульфуризации при агломерирующем обжиге равна 75 %. Шихта состоит из 1 части свинцового сульфидного концентрата, 0,5 части флюсов и 2 частей оборотного свинцового агломерата. Содержание

серы в исходном свинцовом концентрате равно 18 %. Определить концентрацию серы в готовом свинцовом агломерате после аглообжига.

*Решение.* Расчет ведем на 100 кг свинцового концентрата. На 100 кг концентрата в шихту подают 50 кг флюсов и 200 кг оборотного агломерата. За  $x$  обозначим содержание серы в готовом агломерате, доли ед. Содержание серы во флюсах принимаем равным 0. Тогда, зная, что степень десульфуризации при обжиге составляет  $D_S = 75 \%$ , находим содержание серы в готовом агломерате;

$$D_S = 100 \cdot m_S^r / m_S^{\text{ш}} = 100 \cdot (m_S^{\text{ш}} - m_S^{\text{агл}}) / m_S^{\text{ш}},$$

где  $m_S^{\text{ш}}$  – количество серы в шихте,  $m_S^{\text{ш}} = 100 \cdot 0,18 + 200x$ ;  $m_S^{\text{агл}}$  – количество серы в готовом агломерате,  $m_S^{\text{агл}} = (100 + 50 + 200) \cdot x$ ;

$$75/100 = ((100 \cdot 0,18 + 200x) - (100 + 50 + 200) \cdot x) / (100 \cdot 0,18 + 200x),$$

$$0,75 = (18 + 200x - 350x) / 18 + 200x,$$

$$0,75(18 + 200x) = 18 - 150x,$$

$$13,5 + 150x = 18 - 150x,$$

$$300x = 4,5,$$

$$x = 0,015 \text{ (или } 1,5 \%).$$

*Ответ.* Концентрация серы в готовом агломерате составляет 1,5 %.

**Пример 3.** Рассчитать степень десульфуризации при агломерирующем обжиге свинецсодержащей шихты, обеспечивающую при восстановительной плавке агломерата получение штейна, содержащего, %: 12 Cu; 22 S, прочие – до 100 %. Извлечение меди в штейн при плавке 85 %. Остальная медь переходит в шлак и черновой свинец. Состав шихты, поступающей на обжиг, %: 38,0 Pb; 6,4 Zn; 2,6 Cu; 15,0 Fe; 11,0 SiO<sub>2</sub>; 5,0 CaO; 8,5 S; 13,6 – прочие. Десульфуризация при шахтной восстановительной плавке составляет 30 %.

*Решение.* Расчет ведем на 100 кг шихты. В 100 кг шихты содержится 2,6 кг меди и 8,5 кг серы. Медь при агломерирующем обжиге полностью остается в агломерате, а при шахтной восстановительной плавке агломерата на 85 % переходит в штейн, т. е.  $2,6 \cdot 0,85 = 2,21$  кг. При содержании меди в штейне 12 % масса получаемого штейна составит:

$$2,21 \text{ кг} - 12 \%$$

$$x \text{ кг} - 100 \%, x = 18,4 \text{ кг}.$$

При содержании серы в штейне 22 %, ее количество составит:

$$18,4 \cdot 0,22 = 4,05 \text{ кг}.$$

Так как степень десульфуризации при шахтной восстановительной плавке 30 %, следовательно, 70 % серы остается при плавке в штейне, значит, общее количество серы поступившее с агломератом на плавку составляет:

$$4,05 \text{ кг} - 70 \%,$$

$$x \text{ кг} - 100 \%, x = 5,78 \text{ кг}.$$

Если с шихтой на агломерирующий обжиг поступает 8,5 кг серы, а в готовом агломерате ее содержится 5,78 кг, то степень десульфуризации при

агломерирующем обжиге составляет:

$$D_S = 100 \cdot (m_S^{\text{III}} - m_S^{\text{агл}}) / m_S^{\text{III}} = 100 \cdot (8,5 - 5,78) / 8,5 = 32 \, \%.$$

*Ответ.* Степень десульфуризации при агломерирующем обжиге шихты составляет 32 %.

**Пример 4.** Рассчитать состав свинецсодержащей шихты для получения при агломерирующем обжиге «самоплавкого» агломерата, определить количество флюсов и оборотного агломерата. Для составления шихты используются следующие материалы:

1. Свинцовый концентрат, %: 46,0 Pb; 9,5 Zn; 3,0 Cu; 8,5 Fe; 21,0 S; 3,0 CaO; 2,5 SiO<sub>2</sub>; 2,5 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 4,0 прочие.
2. Кварцевая руда, %: 80 SiO<sub>2</sub>; 13,5 FeO; 3,2 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 1,0 CaO; 2,3 прочие.
3. Железная руда, %: 77,0 FeO; 9,6 SiO<sub>2</sub>; 2,0 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 2,5 CaO; 8,9 прочие.
4. Известняк, %: 50,6 CaO; 5,8 SiO<sub>2</sub>; 6,1 FeO; 0,5 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 37,0 прочие.
5. Оборотный шлак, %: 1,6 Pb; 19,5 Zn; 40,1 FeO; 12,0 CaO; 23,9 SiO<sub>2</sub>; 2,9 прочие.

*Решение.* Для определения количества флюсов необходимо рассчитать выход и состав штейна, в который при плавке переходит некоторое количество железа. Обычно штейновую плавку ведут при содержании меди в концентрате более 2 %. Если меди в концентрате менее 2 %, то плавку агломерата ведут без образования штейна и всю медь переводят в черновой свинец. Исходя из практических данных работы свинцовых заводов, принимаем выход штейна от массы концентрата 8,5 %, извлечение меди в штейн – 80 % [1; 15, с.21–49].

В штейн переходит меди  $3,0 \cdot 0,80 = 2,4$  кг. Тогда концентрация меди в штейне составляет:  $2,4 \cdot 100 / 8,5 = 28,24$  %. Исходя из практических данных принимаем содержание железа в штейне 27,0 %; серы – 20,0 %; свинца – 15 %; цинка – 5 %. Тогда количество железа, перешедшего в штейн, составляет:  $8,5 \cdot 0,27 = 2,29$  кг; серы:  $8,5 \cdot 0,20 = 1,7$  кг; свинца:  $8,5 \cdot 0,15 = 1,27$  кг; цинка:  $8,5 \cdot 0,05 = 0,43$  кг, прочих:  $8,5 - 2,4 - 1,7 - 1,27 - 0,43 = 2,7$  кг.

Рассчитываем количество флюсов подаваемых в шихту агломерирующего обжига для получения при плавке шлака следующего состава, %: 24,0 SiO<sub>2</sub>; 38,5 FeO; 12,5 CaO; 20,0 ZnO; 1,5 Pb. Извлечение цинка в шлак принимаем 90 % [1; 15, с. 21–49].

Тогда в шлак переходит цинка:  $9,5 \cdot 0,90 = 8,55$  кг, оксида цинка в шлаке –  $8,55 \cdot 81,4 / 65,4 = 10,64$  кг. Отсюда выход шлака составляет  $10,64 \cdot 20 / 100 = 53,2$  кг. В этом количестве шлака содержится, кг:

кремнезема	– $53,2 \cdot 0,24 = 12,77$ кг;
оксида железа (II)	– $53,2 \cdot 0,385 = 20,48$ кг;
оксида кальция	– $53,2 \cdot 0,125 = 6,65$ кг.

В шлак перейдет полностью кварц и оксид кальция из концентрата и из оборотного шлака, добавляемого в шихту обжига в количестве 5 % от массы концентрата.

Тогда с флюсами потребуется добавить следующее количество шлакообразующих оксидов, кг:

$$\text{кремнезема} \quad - \quad 12,77 - 2,5 - (5 \cdot 0,239) = 9,08 \text{ кг};$$

оксида железа (II) –  $20,48 - (5 \cdot 0,401) - (8,5 - 2,29) \cdot 71,8/55,8 = 10,49$  кг;

оксида кальция –  $6,65 - 3 - (5 \cdot 0,12) = 3,05$  кг.

Рассчитываем количество флюсов алгебраическим методом.

Обозначим через  $x$  – количество кварцевой руды, через  $y$  – количество известняка и через  $z$  – количество железной руды. Используя данные о составе флюсов, составляем три уравнения:

для кремнезема –  $0,8x + 0,058y + 0,096z = 9,08$ ;

для оксида железа (II) –  $0,135x + 0,061y + 0,77z = 10,49$ ;

для оксида кальция –  $0,01x + 0,506y + 0,025z = 3,05$ .

Решаем систему трех уравнений с тремя неизвестными получаем, кг:

$x = 9,58$  кг;  $y = 5,27$  кг;  $z = 11,55$  кг.

Состав шихты на 100 кг свинцового концентрата без учета расхода оборотного агломерата приведен в [табл. 2.1](#).

Таблица 2.1

Состав шихты на 100 кг свинцового концентрата

Материал	Количество	
	кг	%
1	2	2
Свинцовый концентрат	100,00	76,1
Кварцевая руда	9,58	7,3
Железная руда	11,55	8,8
Известняк	5,27	4,0
Оборотный шлак	5,00	3,8
Итого	131,40	100

Содержание серы в шихте без оборотного агломерата составит:  $21,0 \cdot 100/131,4 = 15,98$  %.

Для снижения содержания серы в шихте до оптимального (6–8 %) в шихту добавляют оборотный агломерат.

Рассчитываем окончательный состав шихты агломерирующего обжига. Для этого необходимо найти содержание серы в готовом агломерате. Принимаем, что степень десульфуризации при плавке агломерата в шахтной печи составляет 25 %, поэтому с учетом серы, перешедшей в штейн при плавке, в агломерате можно оставить следующее количество серы, кг:  $1,7 \cdot 100/75 = 2,27$ .

Выход агломерата от массы шихты обжига по производственным данным находится в пределах 88–93 % [[15, с.21–49](#)]. Принимаем в расчетах 92 %, тогда масса агломерата составит, кг:  $131,4 \cdot 0,92 = 120,9$ . В этом агломерате должно содержаться серы, %:  $2,27 \cdot 100/120,9 = 1,88$ .

Обозначим через  $x$  – количество оборотного агломерата в 100 кг шихты оптимального состава. Составим уравнение материального баланса обжига по сере:

$$(100 - x) \cdot 0,1598 + 0,0188x = 100 \cdot 0,07,$$

где 0,1598 – содержание серы в шихте без оборотного агломерата, доли ед.;

0,0188 – содержание серы в агломерате, доли ед.; 0,07 – содержание серы в шихте оптимального состава, доли ед.

Решая это уравнение, получаем  $x = 63,7$  кг, т. е. в 100 кг шихты оптимального состава содержится 63,7 кг оборотного агломерата. На каждые 36,3 кг свежей шихты необходимо загрузить 63,7 кг оборотного агломерата, что от первоначальной шихты составит  $63,7 \cdot 100 / 36,3 = 175$  %.

Выход агломерат от свежей шихты составит  $36,3 \cdot 0,92 = 33,4$  кг, а с учетом оборотного агломерата выход агломерата будет равен  $63,7 + 33,4 = 97,1$  кг.

В агломерате останется серы  $97,1 \cdot 0,0188 = 1,83$  кг. Десульфуризация при обжиге составит  $(7 - 1,83) \cdot 100 / 7 = 73,9$  %.

Данные о составе шихты сводим в [табл. 2.2](#).

Таблица 2.2

Оптимальный состав шихты агломерирующего обжига свинцового концентрата

Материал	Количество, кг
1	2
Свинцовый концентрат	$36,3 \cdot 0,761 = 27,63$
Кварцевая руда	$36,3 \cdot 0,073 = 2,65$
Железная руда	$36,3 \cdot 0,088 = 3,19$
Известняк	$36,3 \cdot 0,04 = 1,45$
Оборотный шлак	$36,3 \cdot 0,038 = 1,38$
Оборотный агломерат	63,7
Итого	100

В шихту оптимального состава добавляют 6–10 % воды, которая повышает газопроницаемость шихты и выполняет роль терморегулятора в процессе агломерирующего обжига.

*Ответ.* Состав шихты агломерирующего обжига представлен в [табл. 2.2](#).

### Задания для самостоятельной работы

Рассчитать состав свинецсодержащей шихты для получения при агломерирующем обжиге «самоплавкого» агломерата, определить количество флюсов и оборотного агломерата.

Для составления шихты используются следующие материалы: свинцовый концентрат, кварцевая руда, железная руда, известняк, оборотный шлак.

Химический состав свинцового концентрата принять согласно номеру своего варианта по [табл. 1.2](#). Состав флюсов и оборотного шлака принять из литературных источников [[1](#); [24](#); [25, с.240–245](#)].

Результаты расчетов представить, как в примере, в форме [табл. 2.2](#).

# **ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 3**

## **РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ШАХТНОЙ ВОССТАНОВИТЕЛЬНОЙ ПЛАВКИ СВИНЦОВОГО АГЛОМЕРАТА**

### **Краткие теоретические сведения**

Шахтную плавку в цветной металлургии используют для переработки кусковых материалов (20–100 мм) в производстве меди, никеля, свинца, олова и некоторых других металлов.

Наиболее характерные виды шахтной плавки:

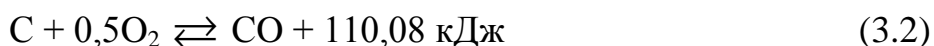
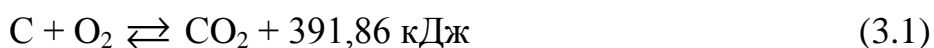
- в металлургии меди: пиритная, полупиритная, медно-серная;
- в металлургии никеля – восстановительно-сульфидирующая;
- в металлургии свинца, олова, сурьмы – восстановительная;
- в металлургии титана, магния – хлорирующая.

Шахтные печи работают по принципу противотока: шихта и топливо загружаются сверху и опускаются вниз, а раскаленные газы пронизывают шихту снизу вверх. Передача тепла от газа к материалу осуществляется за счет конвекции. Коэффициент использования тепла в шахтной печи достигает 70–80 %.

Образующиеся в ходе плавки жидкие продукты стекают вниз, проходят фокус печи и собираются во внутреннем горне печи, где отстаиваются и расслаиваются по плотности и их выпускают из печи по мере накопления.

Характер плавки определяется расходом кокса: до 10–12 % – преобладают окислительные процессы, свыше – восстановительные.

Сжигание топлива является основным процессом шахтной плавки, влияющим на состав газовой фазы и удельную производительность печи. В области фурм кокс сгорает по реакциям:



Горячие газы поднимаясь вверх нагревают шихту,  $\text{CO}_2$  взаимодействует с раскаленным коксом по реакции Будуара (реакции газификации твердого углерода), создавая необходимую при плавке восстановительную атмосферу:





В шахте печи соотношение  $\text{CO} : \text{CO}_2$  зависит от условий сжигания кокса и распределения газового потока.

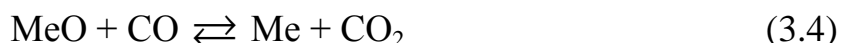
Восстановительная плавка – это наиболее распространенный процесс получения свинца. Она характеризуется универсальностью и высокими технико-экономическими показателями.

Исходными материалами для плавки являются свинцовый агломерат, кокс и воздух. Агломерат содержит свинец, сопутствующие металлы (медь, цинк, золото, серебро, висмут и т. д.) и все необходимые компоненты для образования шлака.

Цели восстановительной плавки свинцового агломерата [1; 7, с. 176–178; 14, с. 42–69; 15, с. 49–74; 24, с. 245–254]:

- получить максимальное количество свинца в виде чернового металла, содержащего золото, серебро, медь, висмут, сурьму, мышьяк, олово, теллур;
- ошлаковать пустую породу и перевести в шлак максимальное количество цинка.

Основным восстановителем при плавке свинцового агломерата является оксид углерода. Восстановление оксидов металлов оксидом углерода происходит в результате протекания реакции:



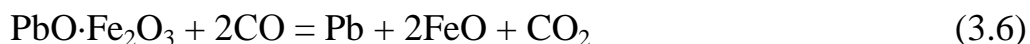
Реакция обратима. В зависимости от условий, в которых протекает реакция, может происходить либо восстановление оксида металла оксидом углерода, либо окисление металла диоксидом углерода  $\text{CO}_2$ .

Направление протекания реакции в условиях плавки зависит от состава газовой фазы в печи. Для восстановления различных оксидов металлов необходимы различные концентрации оксида углерода и температуры.

При восстановительной плавке желательно максимально восстановить свинец, но не восстанавливать цинк до металла, так как он возгоняется, в верхней части печи окисляется и образует тугоплавкие настывы.

Нежелательно восстанавливать до металла и железо, так как оно с углеродом кокса может образовать тугоплавкий чугун и настывы в нижней части печи.

Для селективного восстановления свинца (без восстановления цинка и железа) в печи создается определенная восстановительная атмосфера (не более 60 %  $\text{CO}$ ). В этих условиях происходит восстановление оксидных соединений свинца по следующим реакциям:





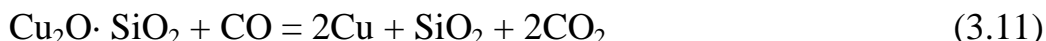
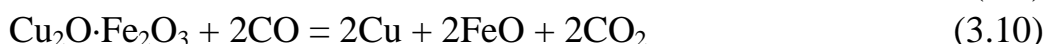


Сульфат свинца интенсивно восстанавливается оксидом углерода до сульфида при 550 °С по реакции



Сульфид свинца в условиях восстановительной шахтной плавки практически не восстанавливается и переходит в штейн.

При плавке свинцового агломерата вместе со свинцом восстанавливаются окисленные соединения меди, мышьяка, сурьмы и висмута по реакциям:



Эти элементы растворяются в расплавленном свинце, образуя черновой металл.

Если в агломерате оставлено много серы, то оксид меди реагирует с сульфидами других металлов по реакциям



Металлическая медь также взаимодействует с сульфидами других металлов:



При плавке образуется сплав сульфидов меди, железа, свинца – штейн.

При температуре 1100 °С начинается процесс образования жидкого шлака, оканчивающийся полным расплавлением шихты. В шлак переходят оксиды кальция, кремния, алюминия, магния.

При восстановительной свинцовой плавке высшие оксиды железа восстанавливаются до FeO, который, в присутствии кремнезема, легко образует силикаты ( $2\text{FeO} \cdot \text{SiO}_2$ ):





Силикаты железа составляют основу шлакового расплава свинцовой шахтной плавки.

Окисленные соединения цинка трудновосстановимы. Для их восстановления требуется сильно восстановительная атмосфера и высокая температура. Поэтому большая часть цинка в виде оксида и силиката переходит в шлак, растворяясь в нем.

Вследствие различия в объемных массах и малой взаимной растворимости в горне шахтной печи образуется три четко разграниченных слоя: нижний слой – черновой свинец, средний – штейн и верхний – шлак.

Шлак представляет собой многокомпонентный расплав, формирующийся из оксидов пустой породы и специально вводимых флюсов. Шлак служит для отделения компонентов пустой породы от чернового свинца и других ценных продуктов плавки (штейна и шпейзы). Шлаки свинцовой плавки должны иметь температуру плавления 1100–1150 °С, вязкость при 1200 °С – около 0,5 Па·с, плотность – не более 3,5–3,8 г/см<sup>3</sup>. Шлаки с такими свойствами содержат, %: 20–30 SiO<sub>2</sub>; 30–40 FeO; 10–18 CaO [1; 15, с. 63–64]. Важной особенностью шлаков свинцовой плавки является наличие в них окиси цинка – 5–25 %. Сумма компонентов SiO<sub>2</sub>, FeO, CaO и ZnO в шлаке может достигать 90 % и даже более.

Штейн свинцового производства включает сульфиды железа, свинца, меди и цинка. Во всех медно-свинцовых штейнах присутствуют растворенные металлы: свинец, медь, железо, серебро, золото. В зависимости от характера сырья и принятой технологии получают медно-свинцовые штейны различного состава, %: 7–40 Cu, 16–45 Fe, 20–25 S, 8–17 Pb [1; 15, с. 65].

Штейн – нежелательный продукт плавки, так как для переработки его с целью извлечения меди, свинца и благородных металлов необходимы сложные дополнительные переделы, сопряженные с затратами топлива, материалов и с потерями металлов. Плавка с получением штейна особенно нежелательна, если в свинцовых концентратах содержится много цинка. При плавке сульфид цинка распределяется между штейном и шлаком, затрудняя разделение этих продуктов. Плавку с образованием штейна ведут в том случае, если в агломерате содержание меди более 2–3 %.

Шпейза – более тугоплавкая и тяжелая, чем штейн. Она размещается в горне печи между свинцом и штейном. Она образуется редко, только тогда, когда мышьяк и сурьма недостаточно полно удалены при обжиге. Шпейза – источник потерь ценных металлов, так как переработка ее связана с большими трудностями.

Пыли свинцового производства – ценное полиметаллическое сырье. Помимо свинца и цинка, они содержат кадмий, индий, селен, теллур, герма-

ний и другие элементы. Средний состав пылей шахтной печи, %: 45–55 свинца; 10–20 цинка; 2–3 кадмия; 0,3–3 мышьяка; 0,03–0,5 селена; 0,04–0,2 теллура; 0,005–0,02 таллия; 0,002–0,02 индия; 0,005–0,01 германия; 3–7 серы [1; 14, с. 42–69; 15, с. 49–74].

Прямое извлечение свинца в черновой металл при шахтной восстановительной плавке составляет 90–93 %, а общее извлечение с учетом переработки шлаков, пылей и других промежуточных продуктов достигает 97–98 %. Медь при плавке с получением штейна на 70–80 % переходит в штейн, при безштейновой плавке на 85 % переходит в свинец. Цинк концентрируется в шлаке со степенью извлечения до 90 %. Благородные металлы на 98–99 % извлекаются в черновой свинец [1; 14, с. 42–69; 15, с. 72–74].

Отличительной особенностью шахтных печей является наличие шахты, в которую сверху загружают специально подготовленную шихту, а снизу через фурмы вдувают воздух. В шахте происходит нагрев и расплавление шихты, сопровождаемое химическими реакциями, в результате чего получают черновой металл и шлак, а иногда и штейн.

Шахтная печь свинцовой плавки (рис. 3.1) состоит из следующих основных частей: внутреннего горна с сифонами, шахты с фурмами, колошника с загрузочным устройством, отстойника. Внутренний горн расположен на массивном бетонном фундаменте. Стены горна толщиной 600–800 мм выложены из огнеупорного кирпича. Кладка горна заключена в плотный стальной сварной кожух, стянутый металлическими тягами. По длине и ширине горн соответствует размерам печи в области фурм.

Горн постоянно заполнен расплавом. В нижней его части собирается свинец, а в верхней – шлак. Свинец из горна выпускают непрерывно через сифон.

Шахта печи выполнена из стальных водоохлаждаемых кессонов. Кессоны делают сварными из котельного железа с толщиной внутренней стенки 10–14 мм и наружной 6–8 мм, расстояние между стенками равно 100–150 мм. В нижнюю часть кессона под напором подается холодная вода, в верхней части кессона вода отводится с температурой 60–70 °С. Обычно шахта печи состоит из двух рядов кессонов.

Воздух в печь подают через специальные устройства – фурмы, охлаждаемые водой. Фурменные отверстия в кессоне расположены на высоте 300–400 мм от нижнего его края. Диаметр отверстий равен 100–125 мм. Число фурм в печи достигает 30–40. Воздух подводят к фурмам через кольцевой коллектор, который соединен с фурмами гибкими рукавами. Расход воздуха (дутья) колеблется в пределах 25–50 м<sup>3</sup>/мин на 1 м<sup>2</sup> площади сечения печи в области фурм. Давление воздуха, вдуваемого в печь, составляет 13–26 кПа.

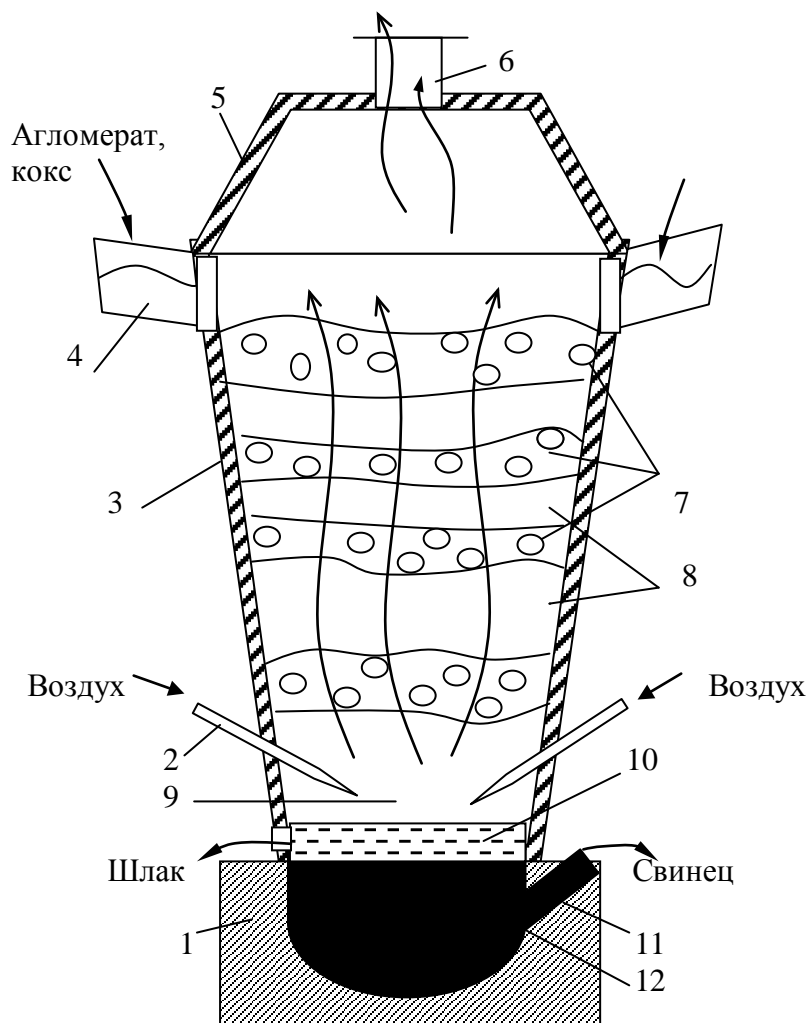


Рис. 3.1. Схема шахтной печи свинцовой плавки:

- 1 – горн; 2 – фурмы; 3 – шахта печи; 4 – загрузочные люки; 5 – колошник; 6 – газопровод;  
 7 – агломерат; 8 – кокс; 9 – фокус печи; 10 – шлак; 11 – сифон для выпуска свинца;  
 12 – свинец

Колошник служит для загрузки шихты и отвода газов из печи. Он представляет собой металлический водоохлаждаемый каркас, заполненный огнеупорным кирпичом. Иногда колошник кессонируют.

В шахтную печь загружают крупнокусковой материал. Загрузка идет послойно: слой агломерата, слой кокса, слой агломерата, слой кокса и т. д.

Отходящие из печи газы имеют температуру 250–400 °С и содержат значительное количество пыли. После пылеочистки их выбрасывают в атмосферу.

Плавку в шахтных печах ведут по двум основным режимам – с высокой сыпью (4–6 м) и с низкой сыпью (2,5–3 м). Под высотой сыпи понимают

высоту загруженной в печь шихты от уровня фурм до верха.

Показатели шахтной плавки для различных режимов следующие [15, с. 71]:

Высота сыпи, м	4–6	2,5–3
Удельная производительность печи, т/(м <sup>2</sup> ·сут)	45–70	60–100
Расход кокса, % от массы шихты	10–13	7,5–10
Расход воздуха на 1 т шихты, м <sup>3</sup>	900	1440
Содержание свинца в шлаке, %	До 1	2–3,5
Температура колошниковых газов, °С	100–250	До 600
Выход пыли, % от массы шихты	0,5–2	3–5

В современной металлургии свинца более широкое распространение получила плавка с высокой сыпью. При этом выше прямое извлечение свинца, меньше унос пыли и потери с ней свинца, повышается срок службы печей от одного двух лет, лучше обеспечиваются санитарно-гигиенические условия в цехе. К недостаткам плавки с высокой сыпью следует отнести пониженную удельную производительность печи и повышенный расход кокса.

### Методика выполнения

Практическое занятие 3 состоит из двух частей:

- расчет основных показателей шахтной свинцовой плавки;
- расчет материального баланса процесса.

Для оценки эффективности металлургического производства необходимо знание основных показателей металлургических процессов: выхода продукта, извлечения металла в какой-либо продукт, степени десульфуризации процессов обжига и плавки сульфидного сырья, расходов реагентов на процесс и т. д.

Выходом какого-либо продукта ( $\beta$ ) металлургической операции называется отношение количества продукта к количеству исходного материала.

Рассчитывают выход продукта по формуле

$$\beta = 100 \cdot m_{\text{прод}} / m_{\text{исх}}, \quad (3.21)$$

где  $\beta$  – выход продукта, %;  $m_{\text{прод}}$ ,  $m_{\text{исх}}$  – количество продукта и исходного материала соответственно, кг (т).

Извлечением металла (элемента) ( $\varepsilon_{\text{Me}}$ ) в какой-либо продукт металлургического процесса называют отношение его количества в продукте к количеству данного металла (элемента) в исходном материале.

Определяют  $\varepsilon_{\text{Me}}$  по следующему выражению:

$$\varepsilon_{\text{Me}} = 100 \cdot m_{\text{Me(прод)}} / m_{\text{Me(исх)}}, \quad (3.22)$$

где  $\varepsilon_{\text{Me}}$  – извлечение металла, %;  $m_{\text{Me(прод)}}$ ,  $m_{\text{Me(исх)}}$  – количество металла в продукте и в исходном материале соответственно, кг (т).

Степенью десульфуризации процессов ( $D_S$ ) обжига или плавки сульфидного сырья называют степень удаления серы в газовую фазу, ее определяют как отношение количества серы, ушедшей в газовую фазу к ее количеству в исходном сырье:

$$D_S = 100 \cdot (m_{S_{\text{исх}}} - m_{S_{\text{кон}}}) / m_{S_{\text{исх}}}, \quad (3.23)$$

где  $D_S$  – степень десульфуризации, %;  $m_{S_{\text{исх}}}$ ,  $m_{S_{\text{кон}}}$  – количество серы в исходном и в конечном продукте соответственно, кг (т).

Расчеты материальных балансов направлены на решение основных задач: обеспечение согласования проектируемой операции с предшествующими, поставляющими исходные продукты, и последующими, потребляющими продукты операциями; определение расхода сырья, реагентов и материалов; выявление составов продуктов и отходов производства; получение данных для выбора и расчета оборудования и транспортных средств [21, 2].

Различают полный материальный баланс и баланс по извлекаемому элементу (соединению). Полный баланс составляют с точным определением количества и состава всех без исключения продуктов, поступающих и выходящих из операции.

Баланс по элементу (соединению) находят только для одного полезного компонента с расчетом его содержания в продуктах и полупродуктах операции. Расчет предназначен для анализа потерь извлекаемого компонента и определения потребности в сырье.

Порядок расчета материального баланса зависит от способа задания требуемого объема производства. Возможны два основных способа: а) задан объем перерабатываемого исходного продукта (сырья); б) задан объем выпускаемой продукции. В первом случае рассчитывают полный баланс от сырья к продукции в одну стадию, во втором – используют два приема.

Первый прием: по заданному количеству и составу конечного продукта находят количество извлекаемого компонента в нем; по известному извлечению выявляют количество этого компонента в сырье, а на основе данных о сырье – количество сырья; рассчитывают полный баланс от сырья к продукции.

Второй прием: рассчитывают полный баланс в одну стадию, но на условное количество сырья (100 кг, 1 т, 100 т); сравнивают заданный выпуск конечной продукции и полученный при условном расчете и определяют коэффициент пересчета на проектируемый объем производства.

В металлургии цветных металлов используют приемы расчета материального баланса, основанные: а) на уравнениях химических реакций; б) на массообмене между фазами; в) на механическом распределении. Более распространены первые два приема.

Расчет материального баланса, основанный на уравнениях химических реакций, включает четыре стадии:



- 1) выявление части исходного продукта, не вступающей в реакции, а переходящей в конечный продукт в непрореагировавшем виде;
- 2) определение количества и состава израсходованных и полученных в ходе реакций веществ, а также теоретической потребности в реагентах на основе данных об их составе;
- 3) расчет полного количества реагентов с учетом коэффициентов их использования;
- 4) распределение компонентов конечных продуктов по конкретным продуктам операции (твердый остаток, газовая фаза, пыль, раствор, расплав) и установление количества и состава этих продуктов.

Для выполнения практического занятия студенты с помощью преподавателя должны ознакомиться с примерами расчетов основных показателей свинцовой плавки (примеры 1–4) и расчетом материального баланса процесса (пример 5), прорешав их в рабочей тетради. После этого студентам выдается индивидуальное задание для расчета (1 и 2). Полученное задание оформляется в рабочей тетради и предъявляется на проверку преподавателю на следующем практическом занятии.

**Пример 1.** Определить извлечение свинца в черновой металл, а также количество и состав шлака получаемого при плавке 100 т свинцового агломерата состава, %: 40,0 Pb; 6,0 Zn; 1,5 Cu; 17,5 Fe; 12,5 SiO<sub>2</sub>; 8,5 CaO; 3,2 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 2,0 S; 8,8 прочие. Расход кокса составляет 12 % от массы агломерата, кокс содержит 10 % золы. Состав золы кокса следующий, %: 50 SiO<sub>2</sub>; 25 FeO; 25 CaO. Извлечение цинка в шлак – 90 %, меди в черновой свинец – 70 %. Содержание оксида свинца в шлаке – 1,5 %. Пылевывнос в расчетах не учитывать.

**Решение.** При плавке в шлак переходят железо и пустая порода агломерата, зола кокса, а также цинк и некоторое количество свинца и меди.

Медь на 70 % переходит в черновой свинец, тогда в шлаке ее остается  $1,5 - 1,5 \cdot 0,7 = 0,45$  т. В шлаке медь содержится в виде оксида Cu<sub>2</sub>O, его количество в шлаке составляет  $0,45 \cdot 143 / 127 = 0,51$  т, где 143 и 127 – молекулярная масса оксида меди и меди соответственно.

Цинк на 90 % переходит в шлак в виде оксида, тогда оксида цинка в шлаке будет  $6 \cdot 0,9 \cdot 81,4 / 65,4 = 6,72$  т, где 81,4 и 65,4 – молекулярная масса оксида цинка и цинка соответственно.

Железо перейдет в шлак полностью из агломерата и из золы кокса в виде оксида FeO. Из 100 т агломерата в шлак перейдет 17,5 т железа (или  $17,5 \cdot 71,8 / 55,8 = 22,52$  т FeO, где 71,8 и 55,8 – молекулярная масса оксида железа и железа соответственно).

Определим количество золы поступающей с коксом. При расходе кокса 12 %, на 100 т агломерата потребуется  $100 \cdot 0,12 = 12$  т кокса. В коксе 10 % золы, таким образом, с коксом в печь поступает  $12 \cdot 0,1 = 1,2$  т золы. В золе кокса содержится 25 % FeO. Тогда с золой кокса в шлак поступает  $1,2 \cdot 0,25 = 0,3$  т FeO. Общее количество FeO в шлаке  $22,52 + 0,3 = 22,82$  т.

Кремнезем перейдет в шлак из агломерата и золы кокса в количестве  $100 \cdot 0,125 + 1,2 \cdot 0,5 = 13,1$  т, где 0,125 и 0,5 доля кремнезема в агломерате и



золе кокса соответственно.

Оксида кальция перейдет в шлак из агломерата и золы кокса в количестве  $100 \cdot 0,085 + 1,2 \cdot 0,25 = 8,8$  т, где 0,085 и 0,25 – доля оксида кальция в агломерате и золе кокса соответственно.

Из 100 т агломерата в шлак перейдет 3,2 т  $\text{Al}_2\text{O}_3$  и 8,8 т прочих.

Обозначим за  $x$  – массу образуемого при плавке шлака. Тогда с учетом содержания в шлаке 1,5 %  $\text{PbO}$  составим уравнение:

$$x = 0,51 + 6,72 + 22,82 + 13,1 + 8,8 + 3,2 + 8,8 + 0,015 \cdot x$$

$$x = 64,92 \text{ т}$$

Тогда в шлаке  $0,015 \cdot 64,92 = 0,97$  т  $\text{PbO}$  (или  $0,97 \cdot 207,2 / 223,2 = 0,9$  т свинца, где 207,2 и 223,2 – молекулярная масса свинца и оксида свинца соответственно).

Состав шлака приведен в [табл. 3.1](#).

Таблица 3.1

Состав шлака шахтной восстановительной плавки свинцового агломерата

Компоненты шлака	Т	%
$\text{SiO}_2$	13,1	20,2
$\text{CaO}$	8,8	13,5
$\text{Al}_2\text{O}_3$	3,2	4,9
$\text{FeO}$	22,82	35,2
$\text{ZnO}$	6,72	10,4
$\text{PbO}$	0,97	1,5
$\text{Cu}_2\text{O}$	0,51	0,8
Прочие	8,8	13,5
Итого	64,92	100

С учетом потерь свинца со шлаком определяем извлечение свинца в черновой металл (без учета пылевыноса) по формуле (3.22):

$$\varepsilon_{\text{Pb}} = 100 \cdot (m_{\text{Pb(агл)}} - m_{\text{Pb(шл)}}) / m_{\text{Pb(агл)}} = 100 \cdot (40 - 0,9) / 40 = 97,75 \text{ \%}.$$

*Ответ.* Количество образующегося при плавке 100 т агломерата шлака – 64,92 т. Извлечение свинца в черновой металл – 97,75 %.

**Пример 2.** Определить количество агломерата и теоретический расход кокса для получения 100 т рафинированного свинца. Состав агломерата, %: 36,6 Pb; 8,0 Zn; 1,8 Cu; 16,2 Fe; 10,5  $\text{SiO}_2$ ; 8,7  $\text{CaO}$ ; 3,0  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ; 2,0 S; 13,2 – прочие. Извлечение свинца из агломерата в черновой металл – 94 %; извлечение свинца из чернового металла в рафинированный – 96 %. Кокс содержит 86 % C. Пылевынос в расчетах не учитывать.

*Решение.* Определим количество агломерата, необходимого для получения 100 т рафинированного свинца, с учетом извлечения его в процессе плавки и рафинирования.

Для получения 100 т рафинированного металла необходимо подать  $100 / (0,96 \cdot 0,94) = 110,82$  т свинца в агломерате, где 0,96 и 0,94 – это извлечение свинца в процессе рафинирования и плавки соответственно, доли ед. То-

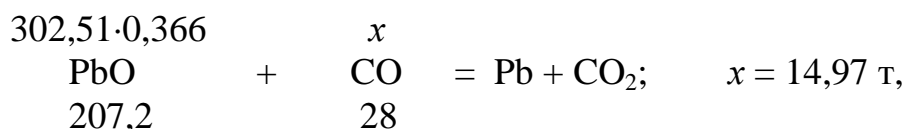
гда расход свинцового агломерата, с учетом содержания свинца в нем 36,6 %, составит  $110,82/0,366 = 302,51$  т.

Кокс в процессе восстановительной плавки играет роль топлива и восстановителя. При взаимодействии кокса с кислородом воздуха протекают реакции:



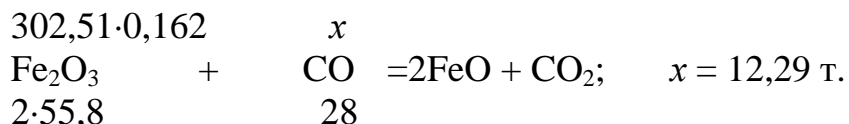
Углерод кокса сгорает по реакции (3.24) на 40–45 %, а по реакции (3.25) – на 55–60 %. Такое распределение обеспечивает селективное восстановление оксидных соединений свинца в процессе плавки.

Рассчитаем расход восстановителя (CO) на протекание реакций. Используя величины атомных и молекулярных весов взаимодействующих веществ, находим количество CO, т, необходимое для восстановления свинца из 302,51 т агломерата. Для расчетов рекомендуем запись следующего вида, по которой удобно составлять и решать пропорции:

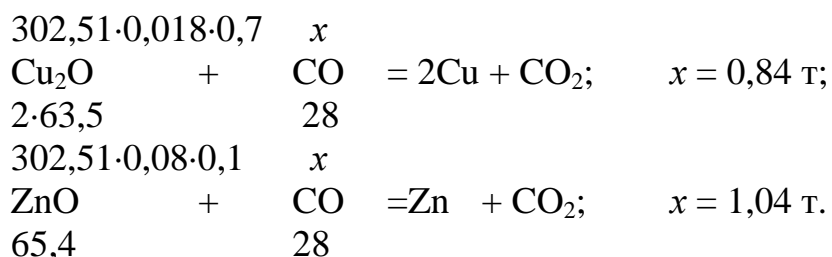


где 0,366 – содержание свинца в агломерате, доли ед.

Железо в процессе плавки восстанавливается до FeO и переходит в шлак. На восстановление железа потребуется CO:

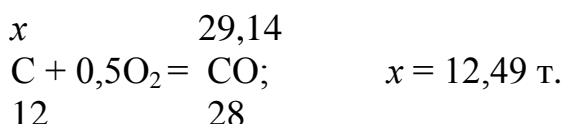


Медь и цинк в процессе плавки также частично восстанавливаются. Меди в агломерате менее 2 %, поэтому плавку ведут без получения штейна и медь на 70 % переходит в черновой свинец. Цинк в процессе плавки на 90 % переходит в шлак, следовательно, 10 % цинка восстанавливается и переходит в черновой свинец:



Общий расход CO на протекание реакций составляет:  $14,97 + 12,29 + 0,84 + 1,04 = 29,14$  т. Для получения такого количества CO по реакции

(3.25) потребуется углерода:



Так как по реакции (3.25) сгорает примерно 60 % подаваемого в печь углерода, то общий расход углерода составляет  $12,49/0,6 = 20,81$  т. При содержании углерода в коксе 86 %, расход его составляет  $20,81/0,86 = 24,2$  т.

*Ответ.* На получение 100 т рафинированного свинца потребуется 302,51 т агломерата и 24,2 т кокса.

**Пример 3.** Рассчитать степень десульфуризации при шахтной восстановительной плавке свинцового агломерата, которая обеспечила бы получение штейна, следующего состава, %: 32 Cu; 22 S, прочие до 100 %. Извлечение меди в штейн при плавке – 85 %. Остальная медь переходит в шлак и черновой свинец. Состав шихты, поступающей на агломерирующий обжиг, %: 45,0 Pb; 6,4 Zn; 3,2 Cu; 14,5 Fe; 11,0 SiO<sub>2</sub>; 5,0 CaO; 7,5 S; 6,4 – прочие. Степень десульфуризации при обжиге составляет 65 %.

*Решение.* Расчет ведем на 100 кг свинецсодержащей шихты. В 100 кг шихты содержится 3,2 кг меди и 8,5 кг серы. Медь при агломерирующем обжиге полностью остается в агломерате, а при шахтной восстановительной плавке агломерата на 85 % переходит в штейн, т. е.  $3,2 \cdot 0,85 = 2,72$  кг. При содержании меди в штейне 32 %, масса получаемого штейна составит:

$$\begin{array}{l} 2,72 \text{ кг} - 32 \%, \\ x \text{ кг} - 100 \%, \quad x = 8,5 \text{ кг.} \end{array}$$

Серы в штейне 22 %, тогда ее количество составит:  $8,5 \cdot 0,22 = 1,87$  кг

Степень десульфуризации при агломерирующем обжиге составляет 65 %, следовательно, при обжиге из шихты, в газовую фазу удаляется  $7,5 \cdot 0,65 = 4,88$  кг серы, тогда, на плавку с агломератом поступает серы в количестве, кг:  $7,5 - 4,88 = 2,62$ .

Если с агломератом на плавку поступает 2,62 кг серы, а в получаемом штейне ее содержится 1,87 кг, то степень десульфуризации (3.23) при плавке составляет:

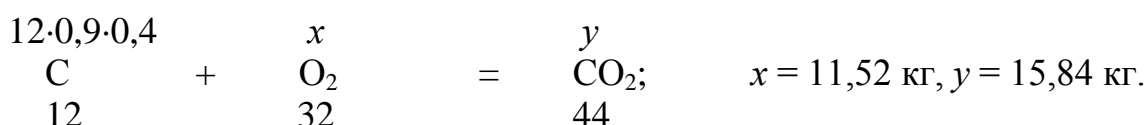
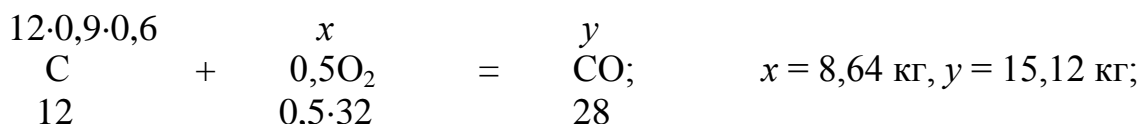
$$D_S = 100 \cdot (m_S^{\text{агл}} - m_S^{\text{шт}}) / m_S^{\text{агл}} = 100 \cdot (2,62 - 1,87) / 2,62 = 28,6 \%$$

*Ответ.* Степень десульфуризации при восстановительной плавке свинцового агломерата составляет 28,6 %.

**Пример 4.** Определить количество и состав отходящих газов при плавке свинцового агломерата в шахтной печи. Состав агломерат, %: 40,0 Pb; 8,0 Zn; 2,5 Cu; 16,0 Fe; 8,5 SiO<sub>2</sub>; 4,0 CaO; 2,0 S; 2,0 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 17,0 прочие. Расход кокса составляет 12 % от массы агломерата. В коксе содержится 90 % C и 10 % золы. При плавке используется дутье, обогащенное кислородом до 30 %. Избыток дутья составляет 5 %.

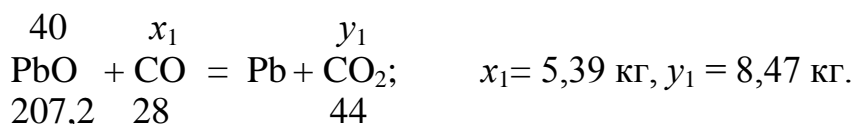
*Решение.* При шахтной восстановительной плавке отходящие из печи газы содержат преимущественно CO, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> и O<sub>2</sub> (избыточный).

Расчет ведем на 100 кг агломерата. На это количество агломерата расходуется 12 кг кокса. Для селективного восстановления в процессе плавки оксидных соединений свинца в печи обеспечивают поддержание определенной восстановительной атмосферы (не более 60 % CO). Поэтому кокс в процессе шахтной восстановительной плавки сгорает на 40 % по реакции (3.24) и на 60 % по реакции (3.25). С учетом содержания углерода в коксе 90 % и величины атомных и молекулярных весов взаимодействующих и образующихся веществ составляем уравнения для определения расхода кислорода на протекание реакций горения кокса и количества образующихся при этом газов:

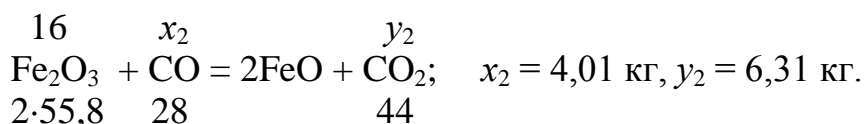


Общий расход кислорода на протекание реакций горения кокса составляет:  $8,64 + 11,52 = 20,16$  кг. При содержании кислорода в дутье 30 %, теоретический расход дутья составит:  $20,16/0,3 = 67,2$  кг. На практике дутье подают с избытком относительно теоретически необходимого – 5 %, тогда практический расход дутья составляет:  $67,2 \cdot 1,05 = 70,56$  кг. С этим количеством дутья в процесс поступает кислорода –  $70,56 \cdot 0,3 = 21,17$  кг, азота –  $70,56 \cdot 0,7 = 49,39$  кг. Избыточного кислорода в дутье:  $21,17 - 20,16 = 1,01$  кг.

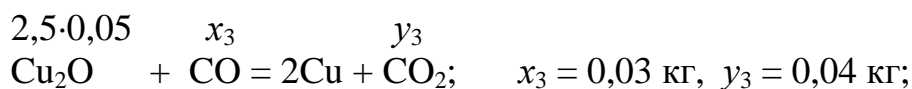
Определяем изменение состава отходящих газов за счет протекания химических реакций:



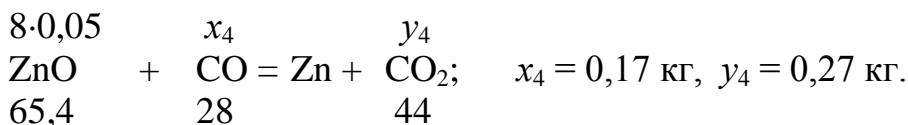
Железо в процессе плавки восстанавливается до FeO по реакции



Медь и цинк в процессе плавки также частично восстанавливаются. Меди в агломерате более 2 %, поэтому плавку ведут с получением штейна и основная масса меди (около 80 %) концентрируется в штейне. Восстанавливается и переходит черновой свинец не более 5 % меди. Цинк в процессе плавки на 90 % остается в шлаке, частично переходит в пыль и не более 5 % цинка восстанавливается до металла и переходит в черновой свинец:



2·63,5      28      44



Всего на протекание этих реакций будет затрачено СО в количестве:  $5,39 + 4,01 + 0,03 + 0,17 = 9,6$  кг, при этом получено  $\text{CO}_2$  в количестве:  $8,47 + 6,31 + 0,04 + 0,27 = 15,09$  кг.

Находим количество СО и  $\text{CO}_2$  в отходящих газах. Количество СО в отходящих газах составит  $15,12 - 9,6 = 5,52$  кг, где 15,12 кг и 9,6 кг – количество СО, образующегося в результате сгорания кокса и затраченного на протекание реакций восстановления соответственно.

Количество  $\text{CO}_2$  в отходящих газах составит:  $15,84 + 15,09 = 30,93$  кг, где 15,84 кг и 15,09 кг – количество  $\text{CO}_2$  образующегося в результате сгорания кокса и в результате протекания реакций восстановления соответственно.

Состав отходящих газов представлен в [табл. 3.2](#).

Для перевода массы газа в объем используем закон Авогадро, по которому 1 г/моль любого газа при нормальных условиях ( $P = 0,1$  МПа и  $T = 298$  К) занимает объем 22,4 л ( $\text{дм}^3$ ) или 1 кг/моль – 22,4  $\text{м}^3$ . Тогда объем, например, СО находим по пропорции (молекулярная масса СО равна 28 единицам):

$$\begin{array}{l} 28 \text{ кг СО} \quad - \quad 22,4 \text{ м}^3, \\ 5,52 \text{ кг СО} \quad - \quad x \text{ м}^3, \end{array} \quad x = 5,52 \cdot 22,4 / 28 = 4,42 \text{ м}^3.$$

Аналогично определяем объемы других компонентов газа.

Таблица 3.2

Состав отходящих газов шахтной восстановительной плавки

Компоненты газа	Содержание компонентов		
	кг	$\text{м}^3$	% (объем)
СО	5,52	4,42	7,3
$\text{CO}_2$	30,93	15,75	26,1
$\text{N}_2$	49,39	39,51	65,4
$\text{O}_2$ изб.	1,01	0,71	1,2
Итого	86,85	60,39	100

*Ответ.* Количество газов, образующихся при восстановительной плавке 100 кг агломерата, составляет 60,39  $\text{м}^3$ .

**Пример 5.** Рассчитать материальный баланс процесса шахтной восстановительной плавки свинцового агломерата следующего состава, %: 40,0 Pb; 3,0 Cu; 7,0 Zn; 15,0 Fe; 2 S; 10,1  $\text{SiO}_2$ ; 4,5 CaO; 3,0  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ; 15,4 – прочие. Рациональный состав агломерата приведен в [табл. 3.3](#).

Таблица 3.3

Рациональный состав свинцового агломерата

Компоненты	Содержание компонентов, кг										
	Pb	Zn	Cu	Fe	S	SiO <sub>2</sub>	CaO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	O	Прочие	Всего
PbO	6								0,46		6,46
PbO·SiO <sub>2</sub>	24					6,96			1,85		32,81
PbO·Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6			3,23					1,85		11,08
PbS	2				0,3						2,3
PbSO <sub>4</sub>	2				0,31				0,62		2,93
FeS				0,56	0,32						0,88
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>				11,21					4,82		16,03
Cu <sub>2</sub> S			3		0,75						3,75
ZnS		0,65			0,32						0,97
ZnO		6,35							1,55		7,9
SiO <sub>2</sub>						3,14					3,14
CaO							4,5				4,5
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>								3,0			3,0
Прочие										4,25	4,35
Итого	40	7	3	15	2	10,1	4,5	3,0	11,15	4,25	100

Медь при плавке извлекают в штейн на 60 %, штейн содержит 20 % S, остальные компоненты определяют по расчету.

Расход кокса на плавку составляет 10 % от массы агломерата. В коксе содержится 10 % золы. В состав золы кокса входят, %: 48 SiO<sub>2</sub>; 12 FeO; 37 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 3 CaO.

Цинк при плавке из агломерата на 90 % переходит в шлак, на 5 % – в пыль. Остальной цинк распределяется между штейном и черновым свинцом.

Степень десульфуризации при плавке 20 %. В шлаке содержится 1,8 % Pb; 0,6 % Cu. Свинец в шлаке на 20 % представлен в виде оксида и на 80 % в виде металла. Медь в шлаке представлена сульфидом.

*Решение.* Продуктами шахтной восстановительной плавки являются: черновой свинец, шлак, штейн (при содержании меди в агломерате более 2 %), пыль и отходящие газы (рис. 3.2).

### 1. Расчет количества и состава получаемого при плавке штейна

Расчет ведем на 100 кг агломерата. По известной степени десульфуризации (16,5 %) определяем суммарное количество серы в штейне и шлаке, кг:

$$(M_S)_{\text{ш}} = (M_S)_{\text{агл}} \cdot (1 - D_S) = 2 \cdot (1 - 0,2) = 1,6 \text{ кг},$$

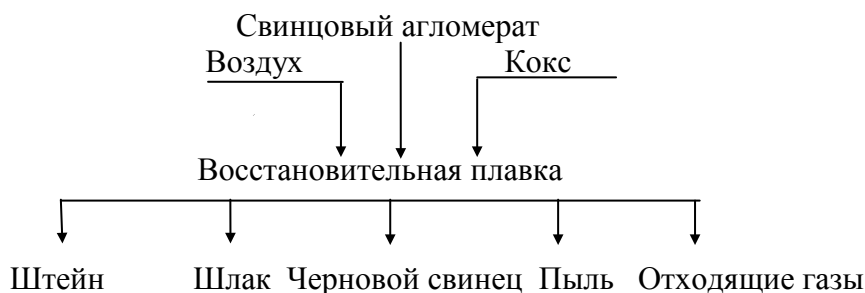


Рис. 3.2. Схема процесса обжига свинцового агломерата



где  $(M_S)_{ш}$  – масса серы в штейне и шлаке;  $(M_S)_{агл}$  – масса серы в агломерате;  $D_S$  – степень десульфуризации, доли ед.

Распределение серы между штейном и шлаком соответствует отношению 5:1, тогда массы серы в штейне составляет  $1,6 \cdot 5/6 = 1,34$  кг, в шлаке –  $1,6 \cdot 1/6 = 0,26$  кг.

Выход штейна определяем по содержанию серы в нем (20 %):  $1,34/0,2 = 6,7$  кг. Из агломерата в штейн перейдет 60 % меди:  $3,0 \cdot 0,6 = 1,8$  кг. Концентрация меди в штейне составляет  $1,8 \cdot 100/6,7 = 26,9$  %. Медь в штейне присутствует в виде халькозина  $Cu_2S$ . Рассчитываем количество халькозина в штейне:  $1,8 \cdot 159/127 = 2,25$  кг. С медью в сульфиде связано серы:  $2,25 - 1,8 = 0,45$  кг.

При образовании штейна в процессе восстановительной плавки свинцового агломерата сульфид цинка переходит и в штейн и в шлак. Принимаем следующее распределение сульфида цинка по продуктам плавки: 40 % – в штейн, 60 % – в шлак.

Рассчитываем количество  $ZnS$  в штейне:  $0,97 \cdot 0,4 = 0,388$  кг. В этом количестве сульфида цинка содержится:

цинка:  $0,388 \cdot 65,4/97,4 = 0,26$  кг;

серы:  $0,388 - 0,26 = 0,128$  кг.

Концентрация цинка в штейне составляет:  $0,26 \cdot 100/6,7 = 3,9$  %.

Содержание прочих компонентов в штейне принимаем равным 3% от массы штейна. Тогда их количество равно:  $6,7 \cdot 0,03 = 0,201$  кг.

При содержании цинка в штейне от 3,6 до 8,2 % массовое отношение железа ( $m_{Fe}$ ) к свинцу ( $m_{Pb}$ ) в штейне составляет обычно  $0,77 \div 0,95$ . В расчетах принимаем отношение  $m_{Fe} : m_{Pb} = 0,8$ .

Определяем суммарную массу свинца и железа в штейне, кг:

$6,7 - 1,34 - 1,8 - 0,26 - 0,201 = 3,099$  кг.

Зная эту массу и соотношение  $m_{Fe} : m_{Pb} = 0,8$ , составляем уравнение баланса по свинцу и железу:

$$0,8 \cdot x + x = 3,099,$$

где  $x$  – масса свинца в штейне, кг.

Решая это уравнение, находим, что  $x = 1,722$  кг, тогда масса железа в штейне составляет  $0,8 \cdot 1,722 = 1,377$  кг.

Находим количество серы связанной в штейне с железом в  $FeS$ :

$1,34 - 0,45 - 0,128 = 0,762$  кг.

С этим количеством серы связано железа:  $0,762 \cdot 55,8/32 = 1,329$  кг. Остальное железо в количестве  $1,377 - 1,329 = 0,048$  кг находится в металлическом состоянии. Свинец в штейне находится также в виде металла.

Данные расчета состава штейна сводим в [табл. 3.4](#).

Таблица 3.4

Количество и состав штейна

Компоненты	Содержание компонентов, кг						
	Cu	Zn	Fe	Pb	S	Прочие	Всего
Cu <sub>2</sub> S	1,8				0,45		2,25
ZnS		0,26			0,128		0,388
FeS			1,329		0,762		2,091
Fe			0,048				0,048
Pb				1,722			1,722
Прочие						0,201	0,201
Итого	1,8	0,26	1,377	1,722	1,34	0,201	6,7
%	26,9	3,9	20,5	25,7	20,0	3,0	100

## 2. Расчет количества получаемой при плавке пыли

Из данных практики принимаем, что в пыль переходит 1,3 % свинца, цинка в пыль по условиям задания переходит 5 %. Обычно сумма этих металлов в пыли составляет 70–75 %. Для расчета принимаем 70 %.

Тогда количество указанных металлов в пыли составит, кг:

цинка –  $7 \cdot 0,05 = 0,35$ ;

свинца –  $40 \cdot 0,013 = 0,52$ .

Выход пыли будет равен  $(0,35 + 0,52)/0,7 = 1,243$  кг.

Металлы в пыли присутствуют в виде оксидов. Определяем количество кислорода в пыли.

С цинком связано кислорода:  $0,35 \cdot 0,16/65,4 = 0,086$  кг, масса оксида цинка составляет:  $0,35 + 0,086 = 0,436$  кг.

Количество кислорода, связанного со свинцом:  $0,52 \cdot 16/207,2 = 0,04$  кг, масса оксида свинца равна  $0,52 + 0,04 = 0,56$  кг.

Количество прочих компонентов в пыли составляет:

$1,243 - 0,436 - 0,56 = 0,247$  кг.

Всего в пыли содержится кислорода:  $0,086 + 0,04 = 0,126$  кг.

## 3. Расчет количества и состава получаемого при плавке шлака

Шлаки свинцовых плавов содержат оксиды железа, кремния, кальция и цинка. Их содержание в шлаках находится в пределах, %: 20–30 SiO<sub>2</sub>; 30–40 FeO; 10–18 CaO и не более 25 % ZnO. Данные компоненты переходят в шлак из свинцового агломерата и золы кокса.

Определяем количество кремнезема в шлаке:

$$(M_{\text{SiO}_2})_{\text{шл}} = (M_{\text{SiO}_2})_{\text{агл}} + (M_{\text{SiO}_2})_{\text{з.к}} = (M_{\text{SiO}_2})_{\text{агл}} + m_{\text{к}} \cdot C_{\text{з.к}} \cdot (C_{\text{SiO}_2})_{\text{з.к}}$$

где  $(M_{\text{SiO}_2})_{\text{шл}}$  – масса кремнезема в шлаке, кг;  $(M_{\text{SiO}_2})_{\text{агл}}$  – масса кремнезема в агломерате, кг;  $(M_{\text{SiO}_2})_{\text{з.к}}$  – масса кремнезема в золе кокса, кг;  $m_{\text{к}}$  – масса кокса, кг;  $C_{\text{з.к}}$  – концентрация золы в коксе, доли ед.;  $(C_{\text{SiO}_2})_{\text{з.к}}$  – концентрация кремнезема в золе кокса, доли ед.

$$(M_{\text{SiO}_2})_{\text{шл}} = 10,1 + 10 \cdot 0,1 \cdot 0,48 = 10,58 \text{ кг.}$$

Рассчитываем массу оксида железа (II) в шлаке:

$$(M_{\text{FeO}})_{\text{шл}} = ((M_{\text{Fe}})_{\text{агл}} - (M_{\text{Fe}})_{\text{шт}}) \cdot M_{\text{FeO}}/A_{\text{Fe}} + m_{\text{к}} \cdot C_{\text{з.к}} \cdot (C_{\text{FeO}})_{\text{з.к}}$$

где  $(M_{\text{Fe}})_{\text{шт}}$  – масса железа в штейне, кг;  $A_{\text{Fe}}$  – атомная масса железа, г;  $M_{\text{FeO}}$  – молекулярная масса оксида железа, г;  $(C_{\text{FeO}})_{\text{з.к}}$  – концентрация оксида железа (II) в золе кокса, доли ед.

$$(M_{\text{FeO}})_{\text{шл}} = (15 - 1,377) \cdot 71,8 / 55,8 + 10 \cdot 0,1 \cdot 0,12 = 17,65 \text{ кг.}$$

В этом количестве оксида железа присутствует, кг:

$$\text{железа } 17,65 \cdot 55,8 / 71,8 = 13,71;$$

$$\text{кислорода } 17,65 - 13,72 = 3,94.$$

Аналогично рассчитываем содержание оксидов кальция и алюминия в шлаке:

$$(M_{\text{CaO}})_{\text{шл}} = 4,5 + 10 \cdot 0,1 \cdot 0,03 = 4,53 \text{ кг;}$$

$$(M_{\text{Al}_2\text{O}_3})_{\text{шл}} = 3,0 + 10 \cdot 0,1 \cdot 0,37 = 3,37 \text{ кг.}$$

Рассчитываем количество оксида и сульфида в шлаке. Сначала определяем количество цинка, переходящего из агломерата в шлак:

$$(M_{\text{Zn}})_{\text{шл}} = (M_{\text{Zn}})_{\text{агл}} \cdot (\varepsilon_{\text{Zn}})_{\text{шл}} = 7 \cdot 0,9 = 6,3 \text{ кг,}$$

где  $(\varepsilon_{\text{Zn}})_{\text{шл}}$  – извлечение цинка из агломерата в шлак, доли ед.

Сульфида цинка в шлаке содержится:

$$(M_{\text{ZnS}})_{\text{шл}} = (M_{\text{ZnS}})_{\text{агл}} - (M_{\text{ZnS}})_{\text{шт}} = 0,97 - 0,388 = 0,582 \text{ кг.}$$

В этом количестве сульфида цинка содержится, кг:

$$\text{цинка} - 0,582 \cdot 65,4 / 97,4 = 0,391,$$

$$\text{серы} - 0,582 - 0,391 = 0,191.$$

Остальной цинк присутствует в шлаке в виде оксида. Цинка в оксиде:  $6,3 - 0,391 = 5,909$  кг. С этим количеством цинка связано кислорода:  $5,909 \cdot 16 / 65,4 = 1,446$  кг. Всего оксида цинка в шлаке:  $5,909 + 1,446 = 7,355$  кг.

Сумма оксидов  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{FeO}$ ,  $\text{CaO}$ ,  $\text{ZnO}$  в шлаке может достигать 90 %. Для расчетов принимаем сумму этих оксидов в шлаке 88 %. Тогда масса шлака будет равна:  $(10,58 + 17,65 + 4,53 + 7,355) / 0,88 = 45,572$  кг.

В этом количестве шлака содержится свинца:  $45,572 \cdot 0,018 = 0,82$  кг. Из этого количества свинца – 20 % находится в шлаке в виде оксида, остальной свинец присутствует в металлическом состоянии.

Свинца в виде оксида в шлаке:  $0,82 \cdot 0,2 = 0,164$  кг, с этим количеством свинца связано кислорода:  $0,164 \cdot 16 / 207,2 = 0,013$  кг. Тогда оксида свинца в шлаке  $0,164 + 0,013 = 0,177$  кг. Свинца в металлическом состоянии в шлаке:  $0,82 - 0,164 = 0,656$  кг.

Меди в шлаке содержится:  $45,572 \cdot 0,006 = 0,273$  кг. Медь в шлаке присутствует в виде сульфида. Тогда сульфида меди присутствует в шлаке:  $0,273 \cdot 159 / 127 = 0,342$  кг. В этом количестве сульфида меди, содержится серы:  $0,342 - 0,273 = 0,069$  кг.

Количество прочих в шлаке определяем по разности между массой шлака и массой предыдущих компонентов:

$$45,572 - 10,58 - 17,65 - 4,53 - 3,37 - 7,355 - 0,582 - 0,177 - 0,656 - 0,342 = 0,33 \text{ кг.}$$

Данные расчета состава шлака сводим в [табл. 3.5](#).

Таблица 3.5

Количество и состав шлама

Компо- ненты	Содержание элементов, кг											
	SiO <sub>2</sub>	CaO	Fe	Pb	Zn	Cu	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	O	S	Про- чие	Всего	%
SiO <sub>2</sub>	10,58										10,58	23,2
FeO			13,71					3,44			17,65	38,7
CaO		4,53									4,53	10,0
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>							3,37				3,37	7,4
ZnO					5,909			1,446			7,355	16,1
ZnS					0,391				0,191		0,582	1,3
PbO				0,164				0,013			0,177	0,4
Pb				0,656							0,656	1,4
Cu <sub>2</sub> S						0,273			0,069		0,342	0,8
Прочие										0,33	0,33	0,7
Итого	10,58	4,53	13,71	0,82	6,3	0,273	3,37	5,399	0,26	0,33	45,572	100

#### 4. Расчет количества черного свинца

В черновой свинец при плавке переходит некоторое количество меди, цинка, мышьяка, сурьмы, олова, висмута, теллура и благородных металлов. Количество металлов примесей в черновом свинце может достигать 2–10 %. Так как в составе свинцового агломерата не задано содержание многих примесных компонентов, поэтому в составе черного свинца они условно обозначены как «прочие».

Определяем количество свинца в черновом металле, кг:

$$(M_{\text{Pb}})_{\text{чер}} = (M_{\text{Pb}})_{\text{агл}} - (M_{\text{Pb}})_{\text{шт}} - (M_{\text{Pb}})_{\text{пыль}} - (M_{\text{Pb}})_{\text{шл}} = 40 - 1,722 - 0,52 - 0,82 = 36,938.$$

В черновой металл перейдет, кг:

меди

$$(M_{\text{Cu}})_{\text{чер}} = (M_{\text{Cu}})_{\text{агл}} - (M_{\text{Cu}})_{\text{шт}} - (M_{\text{Cu}})_{\text{шл}} = 3,0 - 1,8 - 0,273 = 0,927,$$

цинка

$$(M_{\text{Zn}})_{\text{чер}} = (M_{\text{Zn}})_{\text{агл}} - (M_{\text{Zn}})_{\text{шт}} - (M_{\text{Zn}})_{\text{пыль}} - (M_{\text{Zn}})_{\text{шл}} = 7 - 0,26 - 0,35 - 6,3 = 0,09;$$

прочих

$$(M_{\text{пр}})_{\text{чер}} = (M_{\text{пр}})_{\text{агл}} - (M_{\text{пр}})_{\text{шт}} - (M_{\text{пр}})_{\text{пыль}} - (M_{\text{пр}})_{\text{шл}} = 4,25 - 0,201 - 0,247 - 0,33 = 3,472.$$

Масса черного свинца составит:

$$36,938 + 0,927 + 0,09 + 3,472 = 41,427 \text{ кг.}$$

Распределение свинца по продуктам плавки приведено в [табл. 3.6](#).

Таблица 3.6

Распределение свинца по продуктам плавки

Продукты плавки	Количество	
	кг	%
Черновой свинец	36,938	92,3
Штейн	1,722	4,3
Пыль	0,52	1,3
Шлак	0,82	2,1
Итого	40	100

Таким образом, прямое извлечение свинца в черновой металл равно 92,3 %.

### 5. Расчет горения кокса и количества отходящих газов

Кокс в процессе плавки выполняет роль топлива и восстановителя. При взаимодействии углерода кокса с кислородом образуется оксид и диоксид углерода. Оксид углерода (CO) является основным восстановителем в процессе плавки свинцового агломерата. В задании предусмотрен 10 %-ый расход кокса. Состав кокса представлен в [табл. 3.7](#).

Таблица 3.7

Химический состав кокса

Компоненты	C	H	S	O	N	Зола	Всего
Содержание, %	86,5	0,4	0,5	1,4	1,2	10	100
Количество, кг	8,65	0,04	0,05	0,14	0,12	1	10

Определяем теоретическое количество воздуха, необходимое для горения кокса.

Принимаем в расчетах следующее распределение углерода: 40 % углерода кокса взаимодействует с кислородом по реакции [\(3.24\)](#), а 60 % углерода – по реакции [\(3.25\)](#).

По реакции [\(3.24\)](#) сгорает углерода:  $8,65 \cdot 0,4 = 3,46$  кг. Для этого необходимо затратить кислорода:  $3,46 \cdot 32/12 = 9,23$  кг. В результате образуется диоксида углерода  $\text{CO}_2$ :  $3,46 + 9,23 = 12,69$  кг.

По реакции [\(3.25\)](#) окисляется углерода  $8,65 \cdot 0,6 = 5,19$  кг. Для этого потребуется кислорода  $5,19 \cdot 16/12 = 6,92$  кг, и получится оксида углерода CO:  $5,19 + 6,92 = 12,11$  кг.

Для сжигания водорода кокса по реакции  $\text{H}_2 + 0,5\text{O}_2 = \text{H}_2\text{O}$  потребуется кислорода  $0,04 \cdot 16/2 = 0,32$  кг, и образуется паров воды ( $\text{H}_2\text{O}$ ) в количестве:  $0,04 + 0,32 = 0,36$  кг.

Для сжигания серы кокса по реакции  $\text{S} + \text{O}_2 = \text{SO}_2$  потребуется кислорода:  $0,05 \cdot 32/32 = 0,05$  кг. При этом образуется диоксида серы  $\text{SO}_2$  в количестве:  $0,05 + 0,05 = 0,1$  кг.

Учитывая, что в коксе содержится 0,14 кг активного кислорода, теоретический расход кислорода на сжигания 10 кг кокса составит:

$$9,23 + 6,92 + 0,32 + 0,05 - 0,14 = 16,38 \text{ кг.}$$

Тогда воздуха для сжигания кокса потребуется (содержание кислорода в воздухе 23 % мас.):  $16,38/0,23 = 71,22$  кг. На практике используют 5%-й из-

быток воздушного дутья, получаем практический расход воздуха, равный  $71,22 \cdot 1,05 = 74,78$  кг.

В этом количестве воздуха содержится, кг:

кислорода –  $74,78 \cdot 0,23 = 17,2$  кг;

азота –  $74,78 \cdot 0,77 = 57,58$  кг.

Определяем количество кислорода переходящее в газовую фазу, кг:  
 $17,2 - 16,38 = 0,82$  кг.

Из кокса в газовую фазу перейдет азота 0,12 кг. Общее количество азота в отходящих газах составит:  $57,58 + 0,12 = 57,7$  кг.

Состав отходящей газовой фазы формируется не только за счет сжигания кокса, но и за счет восстановительных процессов, протекающих с компонентами агломерата и за счет десульфуризации. Десульфуризация при плавке составляет 20 %. В результате десульфуризации в газовую фазу перейдет серы:  $2,0 \cdot 0,2 = 0,4$  кг.

Десульфуризация свинцового агломерата в условиях восстановительной плавки может обеспечиваться за счет протекания реакций



На протекание этих реакций не требуется затрат кислорода.

Рассчитываем количество серы, удаляемой в газовую фазу из агломерата за счет реакций (3.26, 3.27). Принимаем в расчетах следующий вклад реакций в удаление серы в газовую фазу: 50 % – за счет реакции (3.26) и 50 % – за счет реакции (3.27).

Определяем количество серы, выделяющейся по уравнению (3.26), кг:  
 $0,4 \cdot 0,5 = 0,2$ .

Для выделения такого количества серы потребуется, кг:

сульфида свинца –  $0,2 \cdot 239,2/32 = 1,495$ ;

оксида свинца –  $0,2 \cdot 223,2/32 = 2,79$ .

При этом в газовую фазу перейдет следующее количество  $\text{SO}_2$ , кг:  
 $0,2 \cdot 64/32 = 0,4$ .

Количество серы, переходящее в газовую фазу по уравнению (3.27) составит, кг:  $0,4 \cdot 0,5 = 0,2$ .

Для протекания реакции (3.27) потребуется, кг:

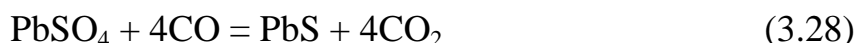
сульфида свинца –  $0,2 \cdot 239,2/64 = 0,75$ ;

сульфата свинца –  $0,2 \cdot 303,2/64 = 0,95$ .

При этом в газовую фазу выделится  $\text{SO}_2$  в количестве, кг:  $0,2 \cdot 64/32 = 0,4$ .

Тогда общее количество  $\text{SO}_2$  в газовой фазе, с учетом образующегося при сгорании серы кокса, составит, кг:  $0,4 + 0,4 + 0,1 = 0,9$  кг

После протекания реакции (3.27) в агломерате остается сульфат свинца в количестве  $2,93 - 0,95 = 1,98$  кг. В условиях восстановительной атмосферы шахтной печи он будет взаимодействовать с оксидом углерода по реакции





Для восстановления сульфата свинца по реакции (3.28) потребуется СО в количестве, кг:  $1,98 \cdot 4 \cdot 28 / 303,2 = 0,73$ . При этом образуется  $\text{CO}_2$  в количестве, кг:  $1,98 \cdot 4 \cdot 44 / 303,2 = 1,15$  и сульфида свинца в количестве, кг:  $1,98 \cdot 239,2 / 303,2 = 1,56$ .

Находим массу сульфида свинца, которая останется после протекания реакций (3.25), (3.26), (3.27), (3.28), кг:

$$M_{\text{PbS}} = (M_{\text{PbS}})_{\text{агл}} - (M_{\text{PbS}})_{(3.26)} - (M_{\text{PbS}})_{(3.27)} + (M_{\text{PbS}})_{(3.28)} = 2,3 - 1,495 - 0,75 + 1,615 = 1,615.$$

В нашем примере сульфида свинца в продуктах плавки нет. Поэтому можно ожидать протекание реакции



Для этого потребуется следующее количество железа, кг:  $1,615 \cdot 55,8 / 239,2 = 0,377$ .

Всего потребуется металлического железа для протекания реакции (3.29) и для образования штейна, кг:  $0,377 + 0,048 = 0,425$ .

Металлическое железо образуется по реакции



На образование 0,425 кг металлического железа потребуется оксида углерода  $0,425 \cdot 28 / 55,8 = 0,213$  кг. В ходе реакции в газовую фазу выделится диоксида углерода  $0,425 \cdot 44 / 55,8 = 0,335$  кг.

По реакции (3.5) восстановится оксида свинца в количестве, кг:

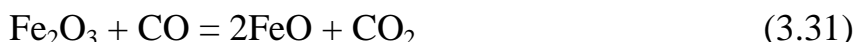
$$M_{\text{PbO}} = (M_{\text{PbO}})_{\text{агл}} - (M_{\text{PbO}})_{(\text{пыль})} - (M_{\text{PbO}})_{(\text{шлак})} - (M_{\text{PbO}})_{(3.26)} = 6,46 - 0,56 - 0,177 - 2,79 = 2,933.$$

При этом будет затрачено оксида углерода  $2,933 \cdot 28 / 223,2 = 0,368$  кг и будет получено диоксида углерода  $2,933 \cdot 44 / 223,2 = 0,578$  кг.

По реакции (3.6) восстановится 11,08 кг феррита свинца. При этом потребуется оксида углерода:  $11,08 \cdot 56 / 382,8 = 1,62$  кг и будет получено при этом диоксида углерода:  $11,08 \cdot 88 / 382,8 = 2,55$  кг.

По реакции (3.7) для восстановления 32,81 кг силиката свинца потребуются оксида углерода  $32,81 \cdot 28 / 283,3 = 3,24$  кг, при этом получено диоксида углерода:  $32,81 \cdot 44 / 283,3 = 5,09$  кг.

Для восстановления 16,03 кг оксида железа (III) по реакции



потребуется оксида углерода  $16,03 \cdot 28 / 159,6 = 2,81$  кг, при этом будет получено диоксида углерода  $16,03 \cdot 44 / 159,6 = 4,42$  кг.

До металлического состояния восстанавливается 0,927 кг меди и 0,09 кг цинка:



На восстановление меди по реакции (3.32) потребуется оксида углерода в количестве:  $0,927 \cdot 28 / 127 = 0,2$  кг, при этом образуется диоксида углерода в количестве:  $0,927 \cdot 44 / 127 = 0,32$  кг.

На восстановление цинка по реакции (3.33) потребуется:  $0,09 \cdot 28 / 65,4 = 0,04$  кг оксида углерода, при этом образуется  $\text{CO}_2$ :  $0,09 \cdot 44 / 65,4 = 0,06$  кг.

Количество  $\text{CO}$  в отходящих газах находим как разницу между  $\text{CO}$ , образующимся при сгорании кокса, и  $\text{CO}$ , затраченным на реакции восстановления металлов, кг:  $12,11 - 0,73 - 0,213 - 0,368 - 1,62 - 3,24 - 2,81 - 0,2 - 0,04 = 2,889$  кг.

Количество  $\text{CO}_2$  в газовой фазе определяем как сумму диоксида углерода, образуемого при сгорании кокса, и реакций восстановления металлов, кг:  $12,69 + 1,15 + 0,335 + 0,578 + 2,55 + 5,09 + 4,42 + 0,32 + 0,06 = 27,193$ .

Состав отходящих газов приведен в табл.3.8.

Таблица 3.8

Количественный и качественный состав отходящих газов

Компоненты газа	Содержание компонентов		
	кг	нм <sup>3</sup>	% (объем.)
$\text{CO}$	2,889	2,31	3,6
$\text{CO}_2$	27,193	13,84	21,0
$\text{N}_2$	57,7	46,16	72,6
$\text{SO}_2$	0,9	0,27	0,4
$\text{H}_2\text{O}$	0,36	0,45	0,7
$\text{O}_2$	0,82	0,57	0,9
Итого	89,86	63,6	100

Для перевода массы газа в объем используем закон Авогадро, по которому 1 г/моль любого газа при нормальных условиях ( $P = 0,1$  МПа и  $T = 298$  К) занимает объем 22,4 л (дм<sup>3</sup>) или 1 кг/моль – 22,4 м<sup>3</sup>. Тогда объем, например,  $\text{CO}$  находим по пропорции (молекулярная масса  $\text{CO}$  равна 28 ед.):

$$\begin{aligned} 28 \text{ кг CO} &= 22,4 \text{ м}^3, \\ 2,889 \text{ кг CO} &= x \text{ м}^3, \quad x = 2,889 \cdot 22,4 / 28 = 2,31 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Аналогично определяем объемы других компонентов газа.

Таблица 3.9

Материальный баланс процесса восстановительной плавки свинцового агломерата

Материалы и продукты	Содержание компонентов, кг													
	Всего	Pb	Zn	Cu	Fe	SiO <sub>2</sub>	CaO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	O	N	S	C	H	Прочие
Поступило														
Pb – агломерат	100,0	40,0	7,0	3,0	15,0	10,1	4,5	3,0	11,15		2			4,25
Кокс	10				0,09	0,48	0,03	0,37	0,17	0,12	0,05	8,65	0,04	
Воздух	74,78								17,2	57,58				
Итого	184,8	40,0	7,0	3,0	15,09	10,58	4,53	3,37	28,5	57,7	2,05	8,65	0,04	4,25
Получено														
Pb – черновой	41,427	36,938	0,09	0,927										3,472
Штейн	6,7	1,722	0,26	1,8	1,377						1,34			0,201
Шлак	45,572	0,82	6,3	0,273	13,71	10,58	4,53	3,37	5,399		0,26			0,33
Пыль	1,243	0,52	0,35						0,126					0,247
Газы	89,86								23,02	57,7	0,45	8,65	0,04	
Итого	184,8	40,0	7,0	3,0	15,09	10,58	4,53	3,37	28,5	57,7	2,05	8,65	0,04	4,25

Рассчитываем количество кислорода, углерода, серы и водорода в отходящих газах, кг:

в составе CO кислорода:  $2,889 \cdot 16/28 = 1,651$ , углерода:  $2,889 - 1,651 = 1,238$ ;

в составе CO<sub>2</sub> кислорода:  $27,193 \cdot 32/44 = 19,777$ , углерода:  $27,193 - 19,777 = 7,416$ ;

в составе SO<sub>2</sub> кислорода:  $0,9 \cdot 32/64 = 0,45$ , серы:  $0,9 - 0,45 = 0,45$ ;

в составе H<sub>2</sub>O кислорода:  $0,36 \cdot 16/18 = 0,32$ , водорода:  $0,36 - 0,32 = 0,04$ .

Всего в отходящих газах содержится кислорода:

$1,651 + 19,777 + 0,45 + 0,32 + 0,82 = 23,02$  кг.

Углерода в отходящих газах присутствует  $1,238 + 7,416 = 8,65$  кг.

*Ответ.* Полный материальный баланс процесса восстановительной шахтной плавки свинцового агломерата приведен в [табл. 3.9](#).

### Задания 1 для самостоятельной работы

1. Рассчитать количество и состав шлака, получаемого при плавке 100 т свинцового агломерата состава, %: 45 Pb; 5,5 Zn; 2,5 Cu; 13 Fe; 9,5 SiO<sub>2</sub>; 5 CaO; 2 S. В процессе плавки получают штейн состава, %: 16 Pb; 4 Zn; 27 Cu; 29 Fe; 25 S. Выход штейна 8 % от массы агломерата. Расход кокса на плавку 10 %, содержание золы в коксе 12 %. Состав золы, %: 50 SiO<sub>2</sub>; 25 CaO; 25 Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

2. Рассчитать извлечение свинца в черновой металл при шахтной восстановительной плавке свинцового агломерата следующего состава, %: 10 PbO; 50 PbO·SiO<sub>2</sub>; 8 PbO·Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 4 PbSO<sub>4</sub>; 2 PbS; 13 ZnO; 2 ZnS; 2 Cu<sub>2</sub>O; 1 Cu<sub>2</sub>S; прочие. Принять для расчетов, что свинец из оксида восстанавливается на 100 %, из силиката и феррита – на 96 %. Определить теоретический расход кокса на восстановительные процессы. Кокс содержит 86 % C.

3. Определить количество и состав отходящих газов при плавке свинцового агломерата в шахтной печи. Состав агломерат, %: 42,0 Pb; 7,5 Zn; 1,5 Cu; 16,5 Fe; 8,0 SiO<sub>2</sub>; 4,5 CaO; 1,5 S; 2,2 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 16,3 прочие. Расход кокса составляет 12 % от массы агломерата. В коксе содержится 90 % C и 10 % зола. При плавке используется воздушное дутье. Избыток дутья составляет 10 %.

4. Рассчитать степень десульфуризации при восстановительной плавке свинцового агломерата, которая обеспечила бы получение штейна, следующего состава, %: 30 Cu; 20 S, прочие до 100 %. Извлечение меди в штейн при плавке 80 %. Остальная медь переходит в шлак и черновой свинец. Состав шихты, поступающей на агломерирующий обжиг, %: 40,0 Pb; 7,5 Zn; 3,0 Cu; 15,5 Fe; 10,0 SiO<sub>2</sub>; 5,5 CaO; 8,0 S; 10,5 – прочие. Степень десульфуризации

при обжиге составляет 70 %.

5. Определить количество агломерата и теоретический расход кокса для получения 100 т рафинированного свинца. Состав агломерата, %: 40 Pb; 8,0 Zn; 2,8 Cu; 16,0 Fe; 10,0 SiO<sub>2</sub>; 8,5 CaO; 2,0 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 2,0 S; 10,7 – прочие. Извлечение свинца из агломерата в черновой металл – 92 %; извлечение свинца из черного металла в рафинированный – 96,5 %. Кокс содержит 80 % С. Пылевынос в расчетах не учитывать.

## Задания 2 для самостоятельной работы

Рассчитать рациональный состав свинцового агломерата и материальный баланс процесса шахтной восстановительной плавки свинцового агломерата.

Химический состав агломерата принять по [табл. 3.10](#), согласно номеру своего варианта. Минералогический анализ агломерата показал, что отношение сульфидной серы к сульфатной равно 4:1. Сульфидная сера связана в агломерате с цинком (25 %), с железом (25 %), со свинцом (25 %) и медью (25 %). Сульфатная сера (50 %) связана с кальцием, со свинцом (25 %) и цинком (25 %). Медь в агломерате присутствует в виде халькозина (Cu<sub>2</sub>S) и оксида (Cu<sub>2</sub>O). Железо на 25 % представлено в агломерате ферритом свинца, на 25 % – оксидом железа (III) и на 50 % – магнетитом. Свинец на 50 % от общего его содержания представлен в агломерате силикатом, а остальной, не связанный в сульфидную, сульфатную, силикатную и ферритную формы, находится в агломерате в виде свободного оксида свинца. Цинк, не связанный в сульфид и сульфат, присутствует в виде свободного оксида. Остальные металлы находятся в агломерате в виде свободных оксидов.

При плавке медь, в зависимости от содержания ее в агломерате, либо на 85 % извлекают в черновой свинец, либо на 80 % переводят в штейн (штейн содержит серы 21 %, остальные компоненты определяют по расчету).

Извлечение цинка из агломерата в шлак составляет 85 %, в пыль – 6 %, остальной цинк распределяется между штейном и черновым свинцом.

Извлечение свинца в пыль равно 1,5 %. В шлаке содержится 1,2 % свинца и 0,5 % меди. В шлаке свинец представлен оксидом свинца на 40 %, а металлом на 60 %. Медь в шлаке присутствует в виде сульфида. Степень де-сульфуризации при плавке составляет 22 %.

Расход кокса на плавку составляет 12 % от массы агломерата, в коксе содержится 10 % золы. В состав золы кокса входят, %: 50 SiO<sub>2</sub>; 25 CaO; 10 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 15 Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

Таблица 3.10

Химический состав свинцового агломерата

Номер варианта	Содержание компонентов, %								
	Pb	Zn	Cu	Fe	S	SiO <sub>2</sub>	CaO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Прочие
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	40,0	8,0	2,5	16,0	2,0	8,5	4,0	2,0	17,0
2	38,0	6,0	2,0	15,0	1,8	9,0	6,5	2,5	19,2
3	40,0	7,5	1,8	14,0	1,6	9,5	5,0	3,0	17,6
4	42,0	7,0	2,3	15,5	1,6	10,0	4,5	2,4	14,7
5	39,0	8,5	2,2	16,5	2,1	8,0	4,5	3,1	16,1
6	38,5	7,8	2,5	14,5	1,8	9,2	4,4	2,6	18,7
7	38,4	7,0	2,8	15,6	2,0	10,6	6,5	2,3	14,8
8	43,0	7,5	2,7	15,7	1,6	10,0	4,6	2,8	12,1
9	40,3	8,2	2,9	16,2	1,9	9,6	5,1	3,6	12,2
10	39,7	6,9	2,9	16,1	2,1	10,2	5,0	2,7	14,4
11	38,9	7,9	2,4	15,9	1,6	9,8	4,8	2,9	15,8
12	40,7	8,2	3,2	16,3	1,9	9,9	5,2	1,2	13,4
13	39,5	7,8	2,6	15,4	1,8	9,8	5,5	3,4	14,2
14	41,8	6,8	3,0	16,4	1,7	9,7	4,8	2,2	13,6
15	41,4	7,4	2,7	15,7	2,2	9,4	4,9	2,8	13,5
16	40,8	7,7	3,4	16,2	1,7	10,2	5,4	2,3	13,3
17	39,9	7,9	1,6	16,9	1,8	9,8	5,2	2,8	14,1
18	41,2	7,3	2,3	15,2	1,6	10,3	4,8	3,1	14,2
19	38,9	7,8	3,2	16,5	1,5	9,4	5,2	2,7	15,2
20	40,4	7,6	2,3	15,7	1,9	9,2	4,8	2,4	13,7
21	38,8	7,7	2,2	16,3	2,2	9,5	5,1	2,9	15,3
22	38,0	6,0	2,0	15,0	1,8	9,0	6,5	2,5	19,2
23	40,0	7,5	1,8	14,0	1,6	9,5	5,0	3,0	17,6
24	42,0	7,0	1,3	16,5	1,6	10,0	4,5	2,4	14,7
25	38,5	7,8	1,5	15,5	1,8	9,2	4,4	2,6	18,7

Результаты проведенного расчета, как в примере 5, представить в форме [табл. 3.9](#).



## ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 4.

### РАСЧЕТ МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА ПРОЦЕССА РАФИНИРОВАНИЯ ЧЕРНОВОГО СВИНЦА

#### Краткие теоретические сведения

Черновой свинец, получаемый при плавке свинцовых концентратов, всегда содержит примеси: медь, сурьму, мышьяк, олово, висмут благородные металлы и другие элементы. Общее содержание примесей достигает 2–10 %. Необходимость очистки (рафинирования) черного свинца обусловлена, во-первых, тем, что примеси, несмотря на малое содержание их в сплаве, сильно изменяют физические и химические свойства свинца, делая его непригодным для использования в промышленности. Во-вторых, многие примеси в черновом свинце представляют большую ценность для народного хозяйства и должны быть при рафинировании извлечены в отдельный продукт. Иногда общая стоимость примесей в черновом свинце превышает стоимость самого свинца. Состав черного свинца различных заводов приведен в [табл. 4.1](#) [15, с. 109].

Таблица 4.1

Состав черного свинца различных заводов, %

Завод (страна)	Pb	Cu	As	Sb	Bi	Ag <sup>*</sup>	Au <sup>*</sup>
Чимкентский (Казахстан)	92–94	1,8–2,2	0,4–0,6	0,3–0,5	0,15–0,2	1000–1500	–
Усть-Каменогорский (Казахстан)	90–91	2,0–5,0	1,0–2,2	1,0–1,5	0,05–0,07	1200–1500	–
Электроцинк (Россия)	93–97	0,8–1,3	0,3–0,7	0,8–1,2	0,1–0,2	1000–2000	5,0
Порт-Пири (Австралия)	97–98	0,8–1,2	0,15–0,2	0,3–0,6	0,003	1500	1,2
Трейл (Канада)	96–98	–	0,2–0,5	0,6–0,7	0,12	1200	–
Бункер-Хилл (США)	94–96	1,8–2,3	0,5–1,0	1,5–2,0	0,02	5000	3,0
Сан-Гавино (Италия)	95–97	1,5–2,0	0,1–0,3	1,0–1,5	0,07	800	–
Пловдив (Болгария)	95–97	1,0–3,0	0,1–0,3	0,2–0,4	0,03–0,04	800–1300	–

\* В граммах на тонну

Конечная степень очистки от основных примесей регламентируется ГОСТ 3778–77 ([табл. 4.2.](#))[15, с. 110].



Таблица 4.2

Состав рафинированного свинца по ГОСТ 3778–77

Марка	Pb, не менее %	Примеси, % не более								
		Ag	Cu	Zn	Bi	As	Sb	Sn	Fe	Mg,Ca,Na в сумме
C0	99,992	0,0003	0,0005	0,001	0,004	0,0005	0,0005	0,0005	0,001	0,002
C1C	99,990	0,001	0,001	0,001	0,005	0,001	0,001	0,001	0,001	0,002
C1	99,985	0,001	0,001	0,001	0,006	0,001	0,001	0,001	0,001	0,003
C2C	99,970	0,002	0,002	0,002	0,02	0,002	0,001	0,001	0,001	0,003
C2	99,950	0,0015	0,001	0,001	0,03	0,002	0,005	0,002	0,002	0,015
C3	99,900	0,0015	0,002	0,005	0,06	0,005	0,005	0,002	0,005	0,04
C3C	99,500	0,01	0,090	0,070	0,15	0,050	0,20	0,10	0,01	–

На свинцовых заводах получают свинец марок C0, C1, C2 и C3, широко применяемых в различных отраслях промышленности. Необходимое количество особо чистого свинца (марки C00, C000, C0000, ГОСТ 3778–74) для нужд радиоэлектронной техники и для использования в новых областях науки и техники получают по специальной технологии.

Рафинирование чернового свинца от примесей проводят одним из двух методов: пирометаллургическим или электролитическим (в водных растворах).

Электролитическое рафинирование экономически выгодно проводить при небольшом содержании примесей в черновом металле, в основном от благородных металлов и висмута на небольших по мощности заводах. Из-за малой интенсивности процесса, сложной схемы переработки электролитного шлама, больших капиталовложений, высокой токсичности электролита, при большом содержании в черновом свинце разнообразных примесей электролитическое рафинирование нецелесообразно.

В настоящее время на всех отечественных и большинстве зарубежных заводах используют пирометаллургический метод рафинирования. При огневом (пирометаллургическом) способе очистки чернового металла используют различия физических и химических свойств свинца и элементов-примесей: растворимость, температура плавления или кипения, окислительную способность или сродство к сере, а также возможность образования соединений, не растворимых в свинце [1; 14, с. 97–127; 15, с. 107–160; 28; 30].

При пирометаллургическом рафинировании из чернового свинца последовательно удаляют следующие металлы:

- медь ликвацией и с помощью обработки расплава элементарной серой;
- теллур с помощью металлического натрия в присутствии едкого натра;
- мышьяк, сурьму и олово в результате окислительных операций;
- серебро и золото с помощью металлического цинка;
- цинк окислением в свинцовой ванне или в щелочном расплаве, вакуумированием и другими способами;
- висмут удаляют металлическим кальцием, магнием, сурьмой, при этом происходит загрязнение свинца этими металлами;
- качественном рафинировании от кальция, магния и сурьмы.

На каждой стадии рафинирования образуются съемы (промежуточные продукты), в которые переходят примеси и часть свинца. Их подвергают самостоятельной переработке.

Существенным недостатком применяемой в последнее время на отечественных заводах пирометаллургической технологии рафинирования черного свинца, является использование периодических процессов. При периодических процессах режим работы рафинировочного оборудования (котлов) чрезвычайно тяжелый. Температура свинца в котлах за кратковременный период изменяется от 330 до 550 °С. Частые теплосъемы, термические удары, воздействия на внутренние стенки котла агрессивных компонентов приводят к тому, что срок службы этого агрегата редко превышает два года.

Технологическая схема рафинирования свинца пирометаллургическим методом приведена на [рис. 4.1](#).

**Рафинирование свинца от меди.** Процесс обезмеживания черного свинца – начальная операция в процессах как пирометаллургического, так и электролитического рафинирования. Многостадийный процесс рафинирования свинца начинается с обезмеживания, так как медь является основной примесью (содержание ее в черновом свинце достигает 2–3 %), выход промпродуктов с ней наиболее значителен, при этом уходит в оборот основная масса свинца; обезмеживание свинца с переводом меди в промпродукт в некоторой степени затрагивает извлечение в них других металлов; освобождение от меди на начальной стадии процесса позволяет получать на последующих этапах более или менее чистые по меди промпродукты других металлов.

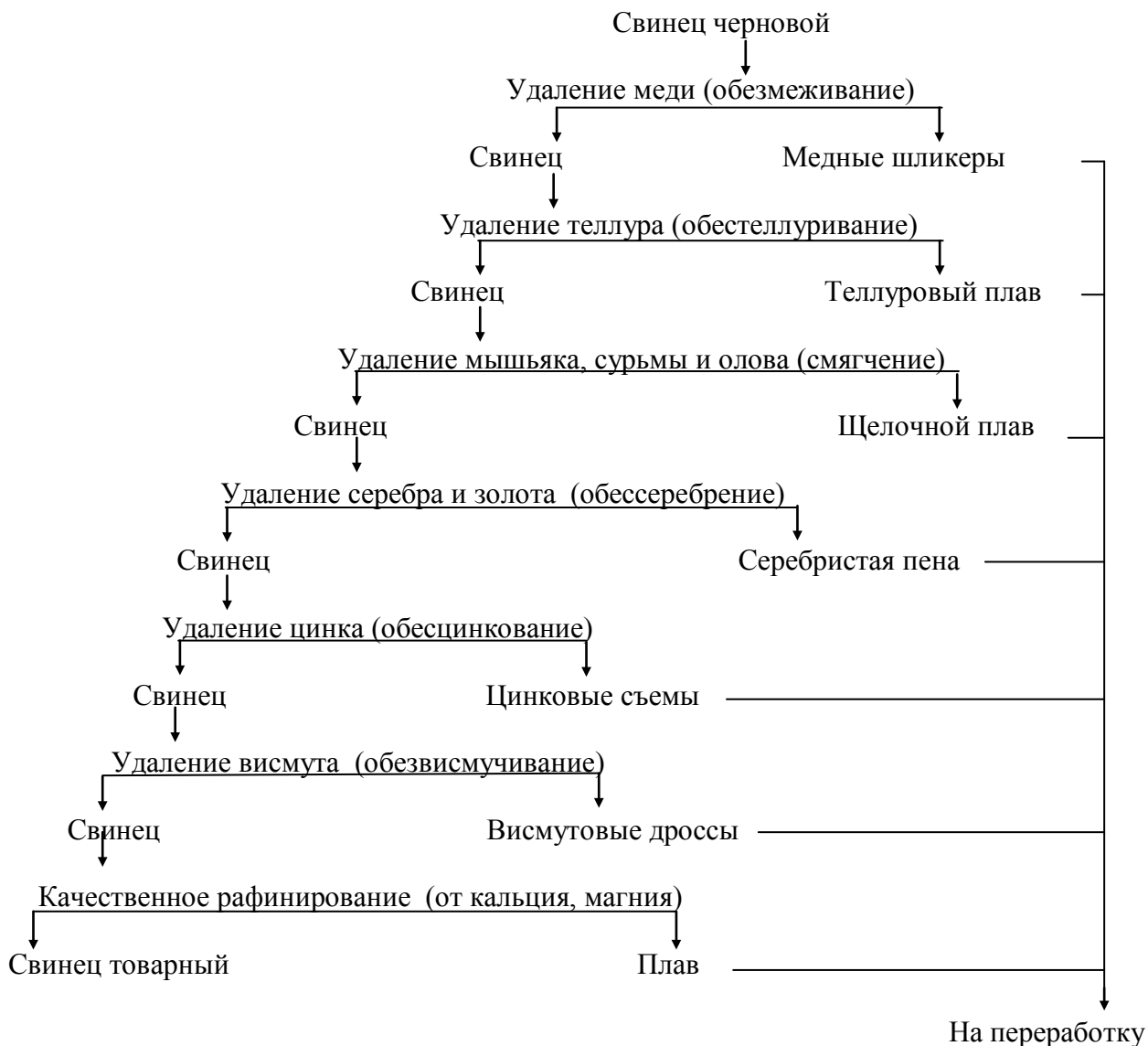


Рис. 4.1. Технологическая схема огневого рафинирования чернового свинца

Процесс очистки чернового свинца от меди осуществляют в две стадии: грубое и тонкое обезмеживание.

Грубое (предварительное) обезмеживание основано на малой растворимости меди в свинце, уменьшающееся с понижением температуры расплава.

Уменьшение растворимости меди в свинце при снижении температуры расплава обуславливает выделение кристаллов меди, количество которых увеличивается по мере снижения температуры. Кристаллы меди и ее соединений с другими примесями имеют плотность, меньшую, чем основной расплав, всплывают на поверхность, образуя так называемые медные шликеры. Шликеры удаляют с поверхности дырчатым железным ковшом (шумовкой).

Так как расплавленный свинец хорошо смачивает выделившиеся кристаллы меди, то в съемах (шликерах) содержится много свинца и тем боль-

ше, чем ниже температура расплава. Чтобы уменьшить унос свинца со шликерами, грубое рафинирование ведут в два приема.

Сначала черновой свинец, выпущенный из печи с температурой около 1000 °С, охлаждают до 550–600 °С и снимают «сухие» шликеры (10–30 % Cu и 50–70 % Pb). Эти съемы отправляют на отдельную переработку. Затем температуру расплава снижают до 335–345 °С и снимают «жирные» шликеры (3–5 % Cu и 80–90 % Pb), которые отправляют в голову процесса обезмеживания для выделения из них запутавшегося свинца и перевода меди в сухие шликеры. Остаточного содержания меди в черновом свинце после грубого обезмеживания – 0,1–0,2 %.

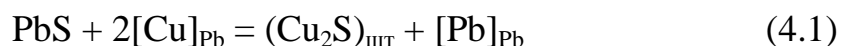
Грубое обезмеживание может осуществляться в периодическом и непрерывном режиме

Обезмеживание свинца в периодическом режиме проводят в стальных котлах емкостью 150–400 т. Они отапливаются индивидуально. В качестве топлива используют газ, мазут; применяют также котлы с электрообогревом. Перемешивание свинца осуществляется мощной механической мешалкой.

Непрерывное обезмеживание чернового свинца основано на совмещении в одном агрегате процессов ликвации и сульфидирования меди с переводом ее в богатый по меди штейн без получения твердых шликеров.

Процесс осуществляют в отражательной или электрической печи с глубокой ванной (1,7–1,9 м). Вследствие того, что расплав нагревают с поверхности, при такой глубокой ванне существует большой градиент температур: 1100–1300 °С на поверхности и 500–600 °С на подине. Столь высокий градиент температур определяет выделение из донного слоя свинца медных шликеров, которые за счет ликвации всплывают на поверхность расплава.

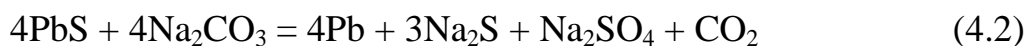
На поверхности расплава происходит сульфидирование меди с помощью богатого свинцового концентрата по реакции



Непрерывное обезмеживание чернового свинца сопровождается получением медного штейна, основными составляющими которого являются сульфиды меди, свинца и натрия, сумма содержания которых составляет 85–90 %. В небольших количествах штейн также содержит сульфиды железа и цинка, присутствующие в концентрате.

Процесс непрерывного рафинирования свинца был усовершенствован введением в шихту соды ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ), расход которой составляет 1–2 % от массы свинца.

Одним из следствий введения в шихту процесса непрерывного обезмеживания соды и твердого углерода является перевод в металлическую фазу свинца из штейна и получение сульфида натрия  $\text{Na}_2\text{S}$  необходимого для образования штейна:



Образующийся сульфид натрия способствует переходу меди в штейн по реакции



Сульфид натрия также положительно сказывается на свойствах получаемого штейна по двум причинам. Во-первых, добавка  $\text{Na}_2\text{S}$  заметно (до 500–600 °С) снижает температуру плавления полиметаллических штейнов, во-вторых, снижает растворимость в нем свинца.

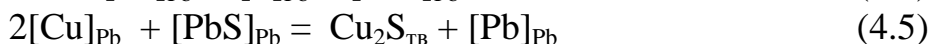
Еще один положительный эффект от введения соды в шихту непрерывного обезмеживания в том, что она способствует образованию шлака из шлаковых включений черного свинца и пустой породы свинцового концентрата. Образование шлака полезно для процесса, так как, с одной стороны, он очищает свинец от посторонних примесей, с другой, – предохраняет его от окисления воздухом.

Непрерывное обезмеживание характеризуется более высокой производительностью оборудования и меньшими потерями свинца по сравнению с периодической технологией. Но данная технология позволяет лишь частично удалить медь. Остаточное содержание меди в черновом свинце – 0,2–0,5 %, такой свинец не пригоден для использования в промышленности, поэтому требуется тонкое обезмеживание.

Тонкое обезмеживание черного свинца основано на введении в расплав веществ, образующих с примесями тугоплавкие соединения, нерастворяющиеся в свинце. Такими веществами могут быть элементарная сера, хлористый алюминий, едкий натр в присутствии сульфидов.

В настоящее время во всем мире наибольшее распространение получил способ глубокой очистки свинца от меди с помощью элементарной серы из-за простоты его осуществления, высокой скорости процесса и небольшого расхода реагентов. Способ позволяет получить свинец с остаточным содержанием меди 0,005–0,0005 %.

Тонкое обезмеживание на всех заводах пока проводят только периодически в рафинировочных котлах при температуре 335–345 °С. В расплав с помощью мешалки вводят элементарную серу, расход которой не превышает 1–1,2 кг/т свинца. Процесс может протекать по следующим реакциям:



Для уменьшения выгорания серы, увеличения скорости и степени очистки свинца от меди серу вводят небольшими порциями в воронку, образуе-



мую мешалкой. Сульфидные шликеры снимают с поверхности свинца после каждой загрузки серы шумовкой [1; 15, с. 111–122].

Для лучшего отделения сульфидных съемов от свинца после вмешивания серы в котел подают древесные опилки или коксовую мелочь, которые способствуют получению более сухих шликеров. Сульфидные съемы содержат 1–5 % Cu и 3–4 % S, остальное – свинец. Выход сульфидных шликеров составляет 2–5 % от массы свинца, их возвращают в оборот на грубое обезмеживание.

**Рафинирование свинца от теллура.** В процессе переработки свинцового сырья теллур на 60–70 % переходит в черновой свинец. Содержание его в рафинируемом металле равно 0,005–0,01 %.

Технология извлечения теллура из чернового свинца основана на способности теллура образовывать с металлическим натрием устойчивое и практически не растворимое в свинце соединение – теллурид натрия  $\text{Na}_2\text{Te}$ , обладающее высокой температурой плавления (953 °C), а также меньшей, чем у свинца, плотностью, что обеспечивает хорошее разделение теллурида натрия и свинца в результате ликвации  $\text{Na}_2\text{Te}$  к поверхности ванны.

$\text{Na}_2\text{Te}$  хорошо растворяется в расплавленной щелочи – NaOH. Чтобы собрать и сконцентрировать образовавшийся теллурид натрия, на поверхности свинца создают слой расплава щелочи.

С целью снижения потерь металлического натрия от возгорания в атмосфере воздуха, а также для улучшения контакта с рафинируемым металлом, натрий целесообразно вводить в ванну в виде заранее приготовленного свинцово-натриевого сплава, содержащего не более 3 % Na.

На практике процесс осуществляют следующим образом. В рафинировочный котел, после съема сульфидных шликеров, вводят свинцово-натриевый сплав. Натрий активно взаимодействует с теллуrom, образуя интерметаллическое соединение  $\text{Na}_2\text{Te}$ , которое всплывает на поверхность жидкого свинца. На поверхности свинца наводят слой расплава NaOH, играющего роль коллектора теллуросодержащих съемов. Процесс, проводимый при температуре 400–450 °C, протекает с очень высокой скоростью. Фактически при перемешивании и отстаивании расплава весь теллур извлекается за 5–10 мин. [1; 15, с. 122–123].

Оптимальный расход натрия, обеспечивающий извлечение теллура свыше 90 % за 5–10 минут перемешивания, составляет 1 кг на 1 кг Te, расход щелочи – 0,06 % от массы рафинируемого свинца.

Полученные в промышленных условиях съемы содержат 10–30 % Te и 0,5–1,0 % Se, а также NaOH и механически увлеченный свинец.

**Рафинирование свинца от мышьяка, сурьмы и олова.** Операция рафинирования свинца от мышьяка, сурьмы и олова проводится перед операцией обессеребрения, так как их наличие затрудняет процесс выделения благородных металлов.

Способы рафинирования от этих металлов основаны на том, что эти примеси обладают большим сродством к кислороду, чем свинец.

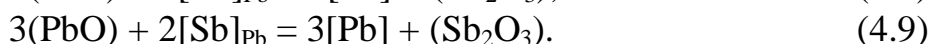
В промышленности применяют два способа рафинирования: окислительный и щелочной. Оба могут быть осуществлены в периодическом и непрерывном режиме.

Окислительное рафинирование осуществляют путем подачи воздуха к поверхности свинцовой ванны или продувки ее воздухом при температуре 750–800 °С. В связи с большим значением активности свинца по сравнению со значением активностей примесей, как с термодинамических, так и кинетических позиций (у молекулы кислорода больше вероятность прореагировать с атомом свинца, чем с атомом примеси) в первую очередь кислород реагирует со свинцом по реакции



И уже глет по мере насыщения расплава должен взаимодействовать с атомами примесей, обладающими большим сродством к кислороду.

Последовательность удаления примесей в ходе окислительного рафинирования, по-видимому, такова: олово, мышьяк, сурьма:



Оксиды сурьмы, мышьяка и олова по отношению к PbO проявляют кислотный характер и образуют нерастворимые в свинце станнаты ( $a\text{PbO} \cdot b\text{SnO}_2$ ), арсениды ( $c\text{PbO} \cdot d\text{As}_2\text{O}_3$ ) и антимониты ( $e\text{PbO} \cdot g\text{Sb}_2\text{O}_3$ ) различного состава. Оксидная фаза образует на поверхности свинца шлак.

Окислительное рафинирование обезмеженного свинца осуществляют в отражательных печах в периодическом и непрерывном режимах.

Метод окислительного рафинирования чернового свинца от олова, мышьяка и сурьмы характеризуется довольно глубокой очисткой свинца от этих примесей, в качестве реагента используется воздух. Однако и периодическому и непрерывному способам окислительного рафинирования присущи серьезные недостатки: большие потери свинца со шлаком – 4–8 % (а его извлечение из шлака сопряжено с большими трудностями); потери со шлаком заметного количества серебра и висмута; значительное испарение свинца и потери его с улетучиванием (до 2 %); высокая температура процесса (требует больших затрат на топливо и при негерметизированной печи создает вредные условия в цехе – наблюдается циркуляция и накопление в системе мышьяка); сравнительно небольшой срок службы отражательных печей (около 4 месяцев).

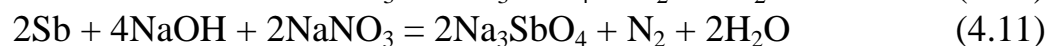
Способ окислительного рафинирования от мышьяка, сурьмы и олова рационально использовать для рафинирования чернового свинца с небольшим содержанием этих примесей – тогда процесс идет быстрее и с небольшим количеством съемов и указанные недостатки выявляются в меньшей

степени.

Щелочное рафинирование основано на способности оксидов мышьяка, сурьмы и олова образовывать со щелочью нерастворимые в свинце соединения ( $\text{Na}_3\text{AsO}_4$ ,  $\text{Na}_3\text{SbO}_4$ ,  $\text{Na}_2\text{SnO}_3$ ).

Процесс осуществляется при температуре 400–450 °С и складывается из следующих основных этапов: окисление примесей в расплавленном свинце (в качестве окислителя на практике используют натриевую селитру ( $\text{NaNO}_3$ )); взаимодействие образующихся оксидов мышьяка, сурьмы и олова с расплавом щелочи ( $\text{NaOH}$ ), сопровождающееся переводом примесей в щелочной плав; разделение металлической фазы и щелочного плава с последующей их переработкой.

Процесс сопровождается следующими химическими реакциями:



При температуре процесса растворимость арсената натрия в щелочном расплаве достигает 25 % (9 % As). Антимонаты и станнаты натрия при этих условиях не растворимы и присутствуют в щелочном расплаве в виде суспензии.

Накопление примесей увеличивает вязкость щелочного плава, что может ухудшить условия разделения фаз. Максимальное содержание примесей в плаве обеспечивающее достаточную его жидкотекучесть при температуре 400 °С составляет по мышьяку и сурьме 21–24 % в сумме, по олову 13 %.

Щелочное рафинирование можно проводить периодическим и непрерывными способами.

Периодическое щелочное рафинирование проводят при помощи специального аппарата ([рис. 4.2](#)) устанавливаемого на бортах рафинировочного котла. Основа аппарата – реакционный цилиндр, заполненный расплавом щелочи и хлорида натрия. Селитру добавляют по ходу процесса с помощью шнекового питателя. Количество щелочного расплава в аппарате достигает 3–4 т.

Циркуляция свинца через слой щелочи обеспечивается двумя насосами, смонтированными на раме аппарата. Жидкий свинец разбрызгивается в виде капель; при их движении в расплаве происходит эффективное перемешивание и возникает хороший контакт между фазами, что является необходимым условием для окисления примесей. По мере насыщения расплава примесями расход селитры снижают. Операцию прекращают когда, содержание сурьмы в свинце снижается до 0,02 %, мышьяка и олова – не более 0,1 %.

Непрерывное щелочное рафинирование позволяет устранить затраты времени на вспомогательные операции, стабилизировать состав продуктов и снизить окисление свинца и переход его в плавы.

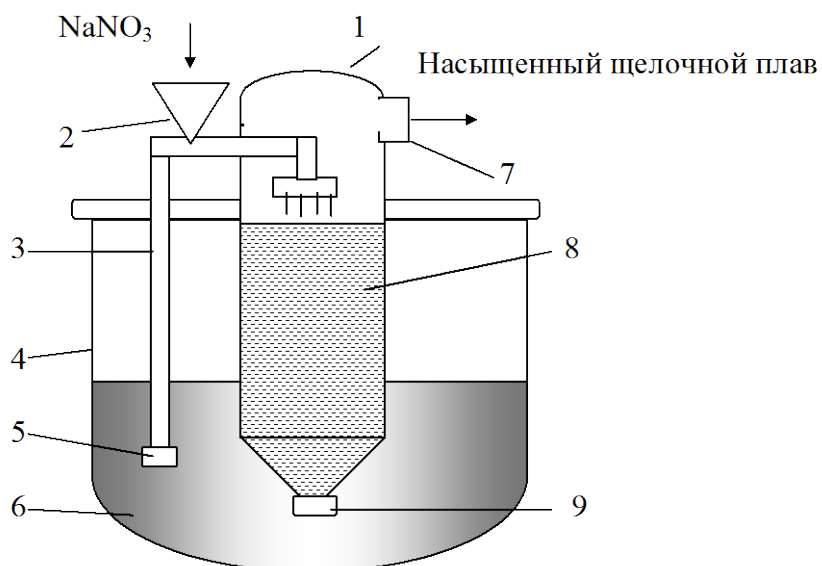


Рис. 4.2. Схема аппарата для периодического процесса щелочного рафинирования свинца от мышьяка, сурьмы и олова:

1 – реакционный аппарат; 2 – загрузочное отверстие для подачи натриевой селитры; 3 – нагнетательная труба; 4 – рафинировочный котел; 5 – насос для подачи свинца в реакционный аппарат; 6 – свинец; 7 – желоб для выгрузки щелочного плав; 8 – щелочной плав ( $\text{NaOH}$ ,  $\text{NaCl}$ ); 9 – клапан

Аппарат для непрерывного щелочного рафинирования представляет собой котел разделенный перегородкой на две камеры, сообщающиеся между собой через окно. Насосы, установленные в каждой камере, служат для перекачки свинца из нижней части котла в область щелочного расплава (смесь  $\text{NaOH}$  и  $\text{NaCl}$ ).

В аппарате осуществляется принцип противотока. В первую камеру поступает исходный свинец с высоким содержанием примесей и плав из второй камеры, частично насыщенный примесями и содержащий много окисленного свинца и, возможно, селитры (селитру в первую камеру не загружают). В первой камере происходит лишь частичное рафинирование свинца за счет окисленных форм свинца и предельное насыщение плав примесями при одновременном обеднении его свинцом. Насыщенный примесями плав выпускают из аппарата через сливной порог на грануляцию.

Окончательное рафинирование свинца происходит во второй камере, куда свинец из первой камеры поступает через окно в перегородке. Во вторую камеру подают свежую щелочь и селитру. Плав во второй камере не насыщен примесями.

Очищенный от мышьяка, олова и сурьмы свинец через сборник и сифон направляют на последующую переработку. Технологические условия и расход реагентов при непрерывном щелочном рафинировании аналогичны периодическому процессу.

Щелочное рафинирование, по сравнению с окислительным, имеет ряд преимуществ. К ним относятся высокое прямое извлечение свинца (до 99,5 %); получение примесей в виде соединений, из которых легко выделять селективные промпродукты, содержащие мышьяк, олово, сурьму; низкая температура процесса; более высокое качество получаемого свинца. К недостаткам способа следует отнести большую продолжительность операции, высокую стоимость реагентов и сложность гидрометаллургической схемы переработки плавов [1; 15, с. 123–135].

**Очистка свинца от благородных металлов.** В черновом свинце содержится до 3 кг/т благородных металлов, главным образом серебра. Поэтому операцию очистки свинца от благородных металлов называют обессеребрение. Свинцовые заводы – основные производители серебра.

Наиболее эффективный способ обессеребрения свинца основан на способности золота и серебра образовывать с металлическим цинком прочные интерметаллические соединения с высокой температурой плавления. Цинк при этом в свинце почти не растворяется. Плотность образующихся твердых сплавов меньше, чем у свинца, и они всплывают на поверхность свинцовой ванны в виде твердой пены, которую удаляют. Остаточное содержание в свинце благородных металлов не превышает 5 г/т.

Основная реакция процесса обессеребрения может быть записана следующим образом:



Золото в процессе очистки свинца от благородных металлов удаляется в первую очередь, что связано с большим сродством этого металла к цинку, чем у серебра. Поэтому при небольшой добавке цинка можно золото выделить в отдельный сьем.

На большинстве заводов мира процесс обессеребрения проводят в периодическом режиме в стандартных рафинировочных котлах в два этапа по технологической схеме, представленной на [рис. 4.3](#).

Процесс обессеребрения начинается с растворения в свинце богатой по свинцу оборотной пены, масса которой составляет 10–12 % от массы свинца. Растворение проводят при температуре 530 °С и интенсивном перемешивании расплава. После снижения температуры до 510–480 °С снимают всплывшую богатую товарную серебристую пену, которую направляют на специальную переработку. Выход ее составляет 1–2 % от массы свинца и она содержит: 60–100 кг/т Ag; 100–200 г/т Au; 25–30 % Zn; 60–70 % Pb; до 1 % Cu; 0,2–0,3 % Sb; 0,05 % Bi и прочие. В свинце после съема богатой пены содержится не более 150–300 г/т серебра.

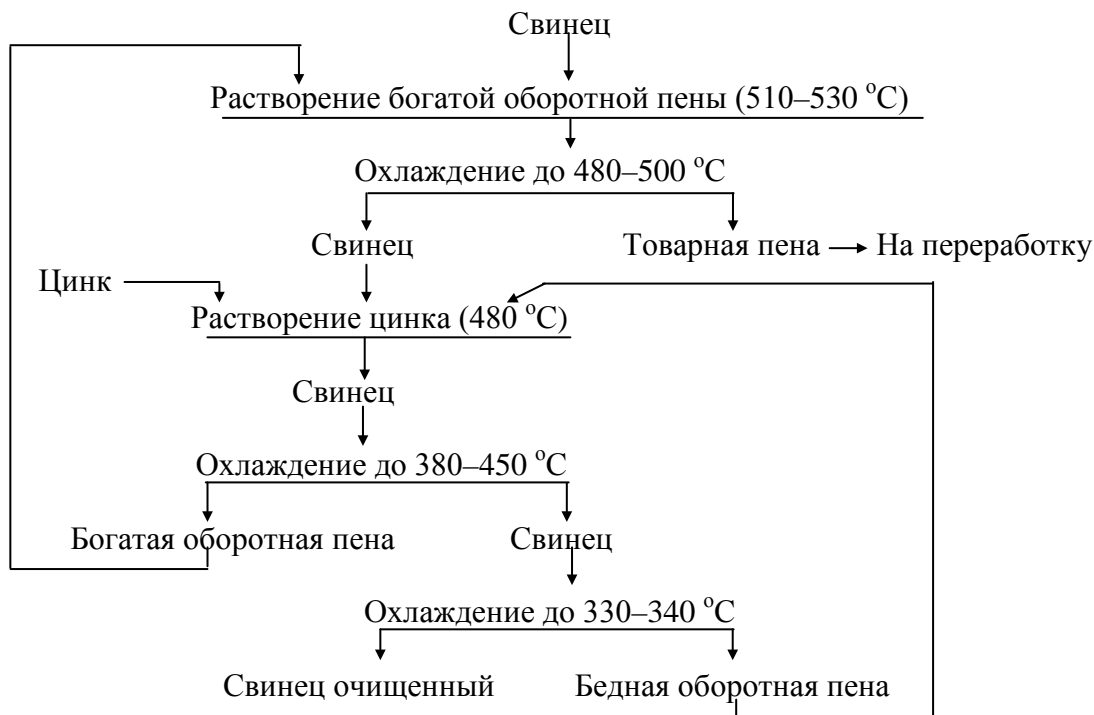


Рис. 4.3. Технологическая схема удаления благородных металлов из свинца

Затем в котел загружают металлический цинк в виде чушек или оборотных материалов. Удельный расход цинка составляет 10–12 кг на тонну серебра. Процесс проводится при температуре 480–330 °С. Съем пены производится либо с помощью шумовки, либо с помощью специального пресса. В зависимости от температуры съема оборотной пены ее подразделяют на две группы: первая – богатая оборотная пена, снятая в интервале температур 380–450 °С, и вторая – бедная пена, снятая в интервале температур 340–330 °С. В полученном после рафинирования свинце остается 1–3 г/т серебра и следы золота.

К недостаткам обессеребрения свинца цинком в периодическом варианте следует отнести трудоемкость операции, ее большую продолжительность и применение ручного труда. Эти недостатки в значительной мере устраняются в непрерывном процессе обессеребрения свинца цинком, впервые примененном на заводе «Порт-Пири» (Австралия), а затем на заводе «Монтерей» (Мексика).

Процесс непрерывного рафинирования осуществляют в высоком котле (5–7 м), цилиндрической формы (рис. 4.4) с переходом в коническую в верхней части. Котел наполняют обессеребренным свинцом. В верхней части котла создают слой расплавленного цинка (толщиной до 1 м). Черновой свинец подают в верхнюю часть котла, где он при температуре 600–650 °С насыщается цинком и медленно опускается вниз, так как вблизи дна расположен сифон, через который отводят обессеребренный свинец.

При движении расплава вниз температура его понижается и, соответствен-



но, снижается предел насыщения его цинком и серебром. Из свинцового слоя непрерывно выделяется и ликвируют в цинковый слой кристаллы интерметаллических соединений серебра и золота с цинком. При достижении в слое цинка концентрации серебра 15–20 % поднимают в котле уровень свинца и вытесняют частично или полностью цинксерсеребряный сплав в желоб для выгрузки сплава.

Охлаждение котла проводят так, чтобы температура свинца на дне была близка к точке затвердевания (около 330 °С). Это обеспечивает высокую степень очистки свинца от благородных металлов.

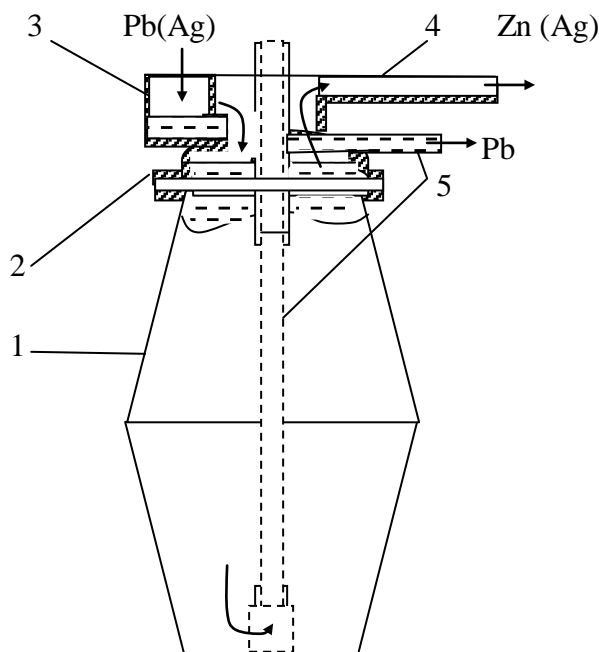


Рис. 4.4. Схема для непрерывного обессеребрения свинца цинком:  
1 – котел; 2 – чугунная сменная гильза; 3 – карман для заливки свинца; 4 – желоб для выгрузки цинксерсеребряного сплава; 5 – сифон для выпуска свинца

Непрерывное обессеребрение обладает рядом преимуществ по сравнению с периодическим. К их числу относятся: высокая производительность, обусловленная устранением затрат времени на вспомогательные операции (разогрев и охлаждение свинцовой ванны, введение цинка, съем пены и т. д.); более глубокая очистка свинца от благородных металлов (содержание серебра в обессеребренном свинце 0,7–1,5 г/т); резкое улучшение качества товарной пены: выход пены сокращается в 2–3 раза, содержание серебра в ней возрастает в 2–3 раза, потери свинца в пене уменьшаются в 7–10 раз [1; 15, с. 135–143].

**Очистка свинца от цинка.** После операции обессеребрения, при которой в металл был введен металлический цинк, содержание его в свинце достигает 0,5–0,7 %. Поэтому в общем цикле рафинирования свинца от примесей предусмотрена специальная операция обесцинкования, которая прово-

дится после удаления благородных металлов.

Очистку свинца от цинка можно осуществить различными способами: окислительным, щелочным и вакуумным.

Окислительное рафинирование основано на большем сродстве кислорода к цинку, чем к свинцу, и на низкой растворимости соединений окисленного цинка в жидком свинце.

Рафинирование осуществляется путем продувки через свинец воздуха, водяного пара или кислорода. Окисление воздухом ведут при температуре 800–900 °С в отражательных печах.

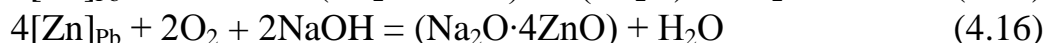
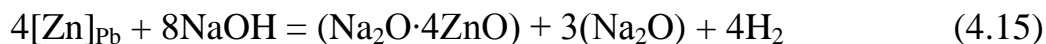
Основная реакция процесса:



В процессе окисления на поверхности свинца образуются порошкообразные цинксодержащие дроссы, которые периодически удаляют шумовкой. Окислительным рафинированием можно снизить содержание цинка в свинце до 0,0004 %.

Окислительное рафинирование имеет существенные недостатки: длительность процесса (до 24 ч); значительные потери свинца с отходящими газами и со съемами; вредные и тяжелые условия труда.

Щелочное рафинирование свинца от цинка проводят таким же образом, как и щелочное рафинирование свинца от мышьяка, сурьмы и олова. Отличие состоит только в том, что вводить в расплав селитру ( $\text{NaNO}_3$ ) не нужно, так как цинк хорошо окисляется и кислородом воздуха, и едким натром ( $\text{NaOH}$ ):



Цинкат натрия нерастворим в свинце и практически не растворяется в щелочном плаве. Плав получается гетерогенный. Для обеспечения подвижности плава содержание цинка в нем не должно превышать 20 %. Содержание цинка в свинце после щелочного рафинирования составляет 0,002 %.

Способ вакуумного обесцинкования впервые был применен на заводе «Геркулениум» (США). В связи с возможностью быстрой регенерации цинка и хорошими условиями труда способ быстро завоевал признание и сейчас применяется на большинстве свинцовых заводов.

Процесс селективного пирометаллургического разделения цинка и свинца основан на различии давления паров этих металлов при высоких температурах.

Обычная конструкция аппарата для периодического вакуумного рафинирования свинца от цинка представляет собой водоохлаждаемый цилиндр, опущенный в котел с жидким свинцом, который создает гидравлический затвор. С помощью вакуум-насосов в системе достигается разрежение  $10^4$  Па. Водоохлаждаемые стенки аппарата обычно служат конденсатором для паров

металлического цинка. Для ускорения процесса применяется перемешивание расплава с помощью насосов или механических мешалок. Процесс проводится при температуре 560–620 °С в течение 4–8 ч. Конденсат содержит 80–90 % Zn и 10–20 % Pb и возвращается на операцию обессеребрения. В свинце остается 0,05 % цинка. Степень его отгонки составляет 95 %.

На ряде зарубежных заводов процесс обесцинкования проводят по схеме непрерывного вакуумного рафинирования, например на заводе «Порт-Пири» (Австралия)

Установка представляет собой серию котлов с приваренными к их днищам трубкам, расположенными в топке. Пройдя последовательно три котла, свинец нагревается до 580–620 °С, с помощью сифона перетекает в котел-питатель, из которого по барометрической трубе за счет разности давления поступает в вакуумный котел.

В вакуумном котле свинец заполняет полость под конусом и по распределительным трубам вытекает на коническую испарительную поверхность. Из пленки свинца на поверхности конуса цинк испаряется и конденсируется на водоохлаждаемой крышке вакуумного котла. Крышку-конденсатор заменяют через 16 ч после осаждения на ней 2–3 т осадка, содержащего 90–95 % Zn и 5–10 % Pb. Обесцинкованный свинец (0,03–0,09 % Zn) стекает на дно котла и непрерывно отводится через трубу с гидравлическим затвором.

Разрежение в котле поддерживается вакуум-насосом, всасывающая труба которого введена внутрь котла. Остаточное давление в вакуум-котле составляет 2,0–2,7 Па. Производительность установки равна 16–37 т/ч свинца [1; 15, с. 143–153].

**Очистка свинца от висмута.** Концентрация висмута в черновом свинце редко превышает десятые доли процента (до 0,4 %). По своим физико-химическим свойствам этот металл очень близок к свинцу, самостоятельных руд не образует. В кристаллической решетке галенита замещает свинец. Мировое производство этого металла относительно невелико (около 4500 т) и целиком связано со свинцовой подотраслью.

Очистка свинца от висмута осуществляется с помощью способа Кролля-Бетгертона. В основу метода положена способность висмута образовывать интерметаллические соединения с кальцием и магнием, обладающими высокой температурой плавления.

Плотность получаемых в ходе процесса интерметаллидов значительно ниже плотности свинца. Висмутовые сѐмы – дроссы – удаляются с поверхности свинцовой ванны шумовкой и направляются на специальную переработку. Содержание висмута в очищенном свинце составляет 0,01–0,005 %.

С помощью кальция и магния не удастся довести свинец до необходимой кондиции по висмуту. Поэтому на практике проводят так называемое тонкое обезвисмучивание, заключающееся в добавлении в свинцовую ванну металлической сурьмы. Предполагается, что при добавлении сурьмы образуются более стойкие интерметаллические соединения. Введение в свинцо-

вый расплав сурьмы позволяет очистить свинец от висмута до 0,005–0,004 %

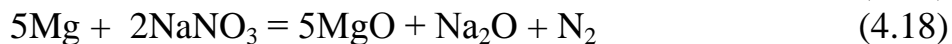
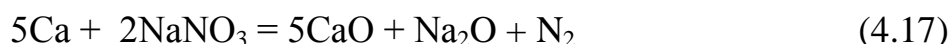
Обезвисмучивание свинца проводят по двум принципиальным схемам: по схеме с оборотом бедных по висмуту дроссов на начальную операцию и по схеме с выводом всех дроссов (богатых и бедных) на самостоятельную переработку.

К достоинствам обезвисмучивания с циркуляцией дроссов следует отнести высокую степень использования реагентов (расход кальция и магния ниже на 25 %), к недостаткам – большую продолжительность операции (10–12 ч) и высокие трудовые затраты [1; 15, с. 153–159].

**Качественное рафинирование свинца (от кальция и магния).** После обезвисмучивания в свинце остается 0,03–0,07 % кальция и 0,12–0,18 % магния, а также некоторые количества сурьмы и цинка.

Цель качественного рафинирования – очистка свинца от этих примесей-реагентов. Для их удаления проводят окончательное рафинирование свинца продувкой его воздухом (при 750–800 °С), хлорированием (при 400–500 °С) или щелочным способом. Чаще всего применяют последний способ.

Процесс проводят в обычных рафинировочных котлах с добавкой щелочи (NaOH) и селитры (NaNO<sub>3</sub>). Кальций, магний и сурьма обладают высоким сродством к кислороду и поэтому легко окисляются непосредственно селитрой, кислородом воздуха или глетом, образующимся при взаимодействии NaNO<sub>3</sub> с жидким свинцом:



Расход щелочи небольшой и рассчитан на получение твердых пластов, которые снимают с поверхности свинца шумовкой. Выход пластов составляет 3–5 % от массы свинца, содержание свинца в них – 45–55 %. В плавы переходит от 1,5 до 3,8 % свинца в виде PbO и Pb<sub>3</sub>O<sub>4</sub>.

Практика проведения процесса заключается в следующем. После обезвисмучивания свинец разогревают до 400–420 °С и на поверхность расплава при перемешивании загружают щелочь и селитру. За счет экзотермических реакций окисления примесей и свинца температура ванны поднимается до 600–650 °С.

Заводы, проводящие совместную очистку от кальция, магния, сурьмы и цинка, расходуют 2,5–3,6 кг щелочи и 1,5–2,8 кг селитры на 1 т свинца. Если до обезвисмучивания свинец был очищен от цинка, то расход реагентов снизится на 50–70 %.

Плавы качественного рафинирования перерабатывают совместно с общей шихтой, направляют их на агломерация или непосредственно в шахтную печь.

Полученный после этой заключительной операции свинец разливают на карусельной или ленточной разливочной машине в чушки массой 30–40 кг, которые являются конечной продукцией заводов [1; 15, с. 159–161].

## Методика выполнения

Металлургические расчеты процесса рафинирования чернового свинца включают расчеты материальных балансов каждой из операций технологической схемы очистки чернового свинца и составление сводного материального баланса процесса в целом [28].

Для выполнения практического занятия студенты с помощью преподавателя должны ознакомиться с теоретическими основами пирометаллургического рафинирования свинца и примером расчета его материального баланса. Каждому студенту выдается индивидуальное задание для расчета. Полученное задание оформляется в рабочей тетради и предъявляется на проверку преподавателю на следующем практическом занятии.

**Пример.** Рассчитать материальный баланс процесса рафинирования чернового свинца на производительность 110 тыс. т чернового свинца в год по технологической схеме, представленной на [рис. 4.5](#).

Если в черновом металле отсутствует та или другая примесь, из технологической схемы исключается соответствующая операция рафинирования. Время работы рафинировочного передела – 337 сут в год.

Состав чернового свинца, %: 94 Pb; 2,5 Cu; 1,5 As; 1,0 Sb; 0,5 Sn; 0,01 Te; 0,1 Bi; 1500 г/т Ag; 5,0 г/т Au, остальное (0,24 %) – прочие.

**Решение.** Расчеты ведем на суточную производительность цеха рафинирования без учета переработки съёмов (промежуточных продуктов).

Суточная производительность цеха по черновому свинцу составит:  
 $110000/337 = 326,41$  т/сут.

С черновым свинцом на рафинирование поступает:

$$\begin{aligned} 326,41 \cdot 0,94 &= 306,8254 \text{ т Pb;} \\ 326,41 \cdot 0,025 &= 8,1603 \text{ т Cu;} \\ 326,41 \cdot 0,015 &= 4,8961 \text{ т As;} \\ 326,41 \cdot 0,010 &= 3,2641 \text{ т Sb;} \\ 326,41 \cdot 0,005 &= 1,6321 \text{ т Sn;} \\ 326,41 \cdot 0,0001 &= 0,0326 \text{ т Te;} \\ 326,41 \cdot 0,001 &= 0,3264 \text{ т Bi;} \\ 326,41 \cdot 0,0015 &= 0,4896 \text{ т Ag;} \\ 326,41 \cdot 0,000005 &= 0,001632 \text{ т Au;} \\ 326,41 \cdot 0,0024 &= 0,7818 \text{ т прочих.} \end{aligned}$$

Всего: 326,41 т

### 1. Расчет процесса обезмеживания чернового свинца

Очистку от меди проводят в две стадии: грубое обезмеживание методом ликвации до остаточного содержания меди 0,1 %, затем тонкое обезмеживание с добавкой серы до остаточного содержания меди 0,001 %. Грубое обезмеживание проводят или в периодическом режиме в рафинировочном котле, или непрерывным способом в отражательной печи или в электропечи, тонкое обезмеживание – в рафинировочном котле.

Выбираем схему очистки от меди ([рис. 4.6](#)), включающую операции

предварительного непрерывного, промежуточного и тонкого обезмеживания.

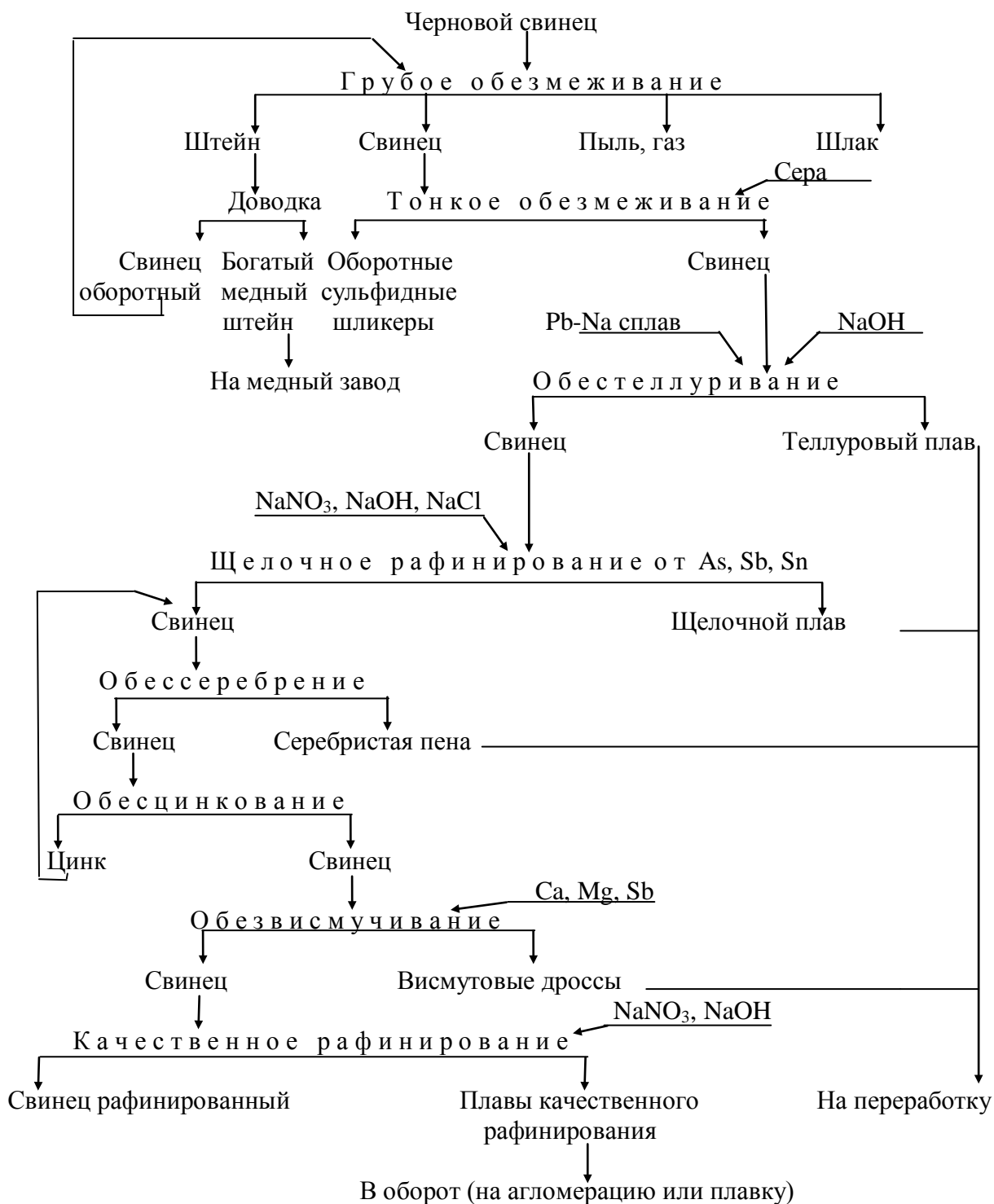


Рис. 4.5. Принципиальная технологическая схема пирометаллургического рафинирования чернового свинца



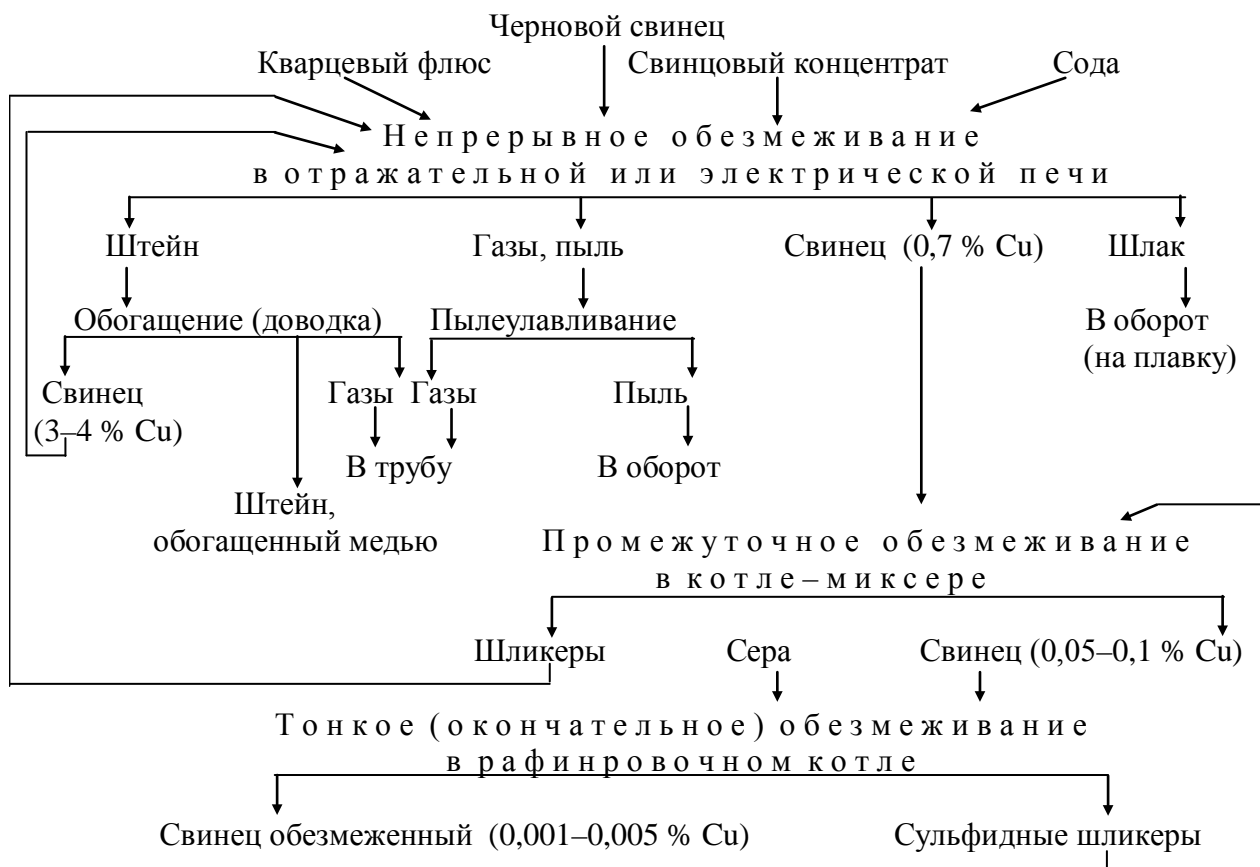


Рис. 4.6. Технологическая схема обезмеживания черного свинца

На предварительное непрерывное обезмеживание черного свинца принимаем расход сульфидного свинцового концентрата 1,75 % от количества черного свинца. Состав концентрата: 51,2 % Pb; 1,5 % Cu; остальное (47,3 %) – прочие.

Концентрата на предварительное обезмеживание поступит в количестве:  $326,41 \cdot 0,0175 = 5,7122$  т/сут;

С этим концентрат в процесс попадает:

$$5,7122 \cdot 0,512 = 2,9246 \text{ т Pb};$$

$$5,7122 \cdot 0,015 = 0,0857 \text{ т Cu}.$$

Принимаем, что количество свинца, поступающего с оборотными шликерами, составляет 5,5 % от количества свинца в черновом свинце, или  $306,8254 \cdot 0,055 = 16,8754$  т Pb.

По данным практики, шликеры имеют следующий состав, %: 11 Cu; 79 Pb, остальное – прочие. Количество оборотных шликеров, поступающих с промежуточного обезмеживания, равно:

$$16,8754 \cdot 100 / 79 = 21,3613 \text{ т/сут}.$$

Меди с оборотными шликерами поступит:

$$21,3613 \cdot 0,11 = 2,3497 \text{ т}.$$

На предварительное обезмеживание подают оборотный свинец, полученный после доводки штейна. Количество оборотного свинца принято 0,6 %

от количества чернового свинца, или

$$326,41 \cdot 0,006 = 1,9585 \text{ т/сут.}$$

После доводки штейна оборотный свинец имеет следующий состав, %:  
3 Cu, Pb остальное – прочие. С оборотным свинцом поступит:

$$1,9585 \cdot 0,93 = 1,8214 \text{ т Pb,}$$

$$1,9585 \cdot 0,03 = 0,0588 \text{ т Cu,}$$

$$1,9585 \cdot 0,04 = 0,0783 \text{ т прочих.}$$

Расход кварцевого флюса на предварительную очистку от меди составляет около 0,03 % от количества чернового свинца из расчета получения шлака, содержащего, %: 19–25 FeO; 12–19 SiO<sub>2</sub>; 5–7 CaO; 5–10 ZnO; 4–17 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 0,5–1,0 S.

Определяем количество кварцевого флюса:

$$326,41 \cdot 0,0003 = 0,0979 \text{ т/сут.}$$

Расход соды, по данным практики, составляет 0,3–0,5 % от количества чернового свинца. Принимаем 0,4 %, или  $326,41 \cdot 0,004 = 1,3056 \text{ т/сут.}$

Всего на предварительную очистку поступит свинца:

$$306,8254 + 2,9246 + 16,8754 + 1,8214 = 328,4468 \text{ т.}$$

Рассчитываем количество продуктов предварительного обезмеживания.

Извлечение свинца в предварительно обезмеженный свинец принимаем 98,5 %, или  $328,4468 \cdot 0,985 = 323,5201 \text{ т.}$

Содержание свинца в предварительно обезмеженном свинце принимаем 96 %. Количество предварительно обезмеженного свинца составит:

$$323,5201 / 0,96 = 337,0001 \text{ т/сут.}$$

Рассчитываем количество меди в нем (0,5–0,8 %, принимаем 0,7 %):

$$337,0001 \cdot 0,007 = 2,3590 \text{ т.}$$

Количество прочих в предварительно обезмеженном свинце:

$$337,0001 - (323,5201 + 2,3590) = 11,1210 \text{ т.}$$

Рассчитываем количество штейна предварительного обезмеживания свинца.

На предварительное обезмеживание поступит меди с черновым свинцом, концентратом, с оборотным свинцом и оборотными шликерами в количестве:  $8,1603 + 0,0857 + 0,0588 + 2,3497 = 10,6545 \text{ т.}$

Извлечение меди в штейн процесса предварительного рафинирования принимаем 72,5 %. Тогда количество меди в штейне:  $10,6545 \cdot 0,725 = 7,7245 \text{ т.}$

При содержании в штейне 50 % Cu количество штейна составит:

$$7,7245 / 0,50 = 15,4490 \text{ т/сут.}$$

Принимаем содержание свинца в штейне 27,5 %, тогда его количество составляет:  $15,4490 \cdot 0,275 = 4,2485 \text{ т.}$

Содержание прочих в штейне:  $100 - 50 - 27,5 = 22,5 \%$ , или

$$15,4490 \cdot 0,225 = 3,4760 \text{ т.}$$

Остальное количество свинца и меди переходит в шлак и пыль предварительного обезмеживания, а именно:

$$328,4468 - (323,5201 + 4,2485) = 0,6782 \text{ т Pb},$$

$$10,6545 - (2,3590 + 7,7245) = 0,5710 \text{ т Cu}.$$

Количество шлака, пылей, газов определяем по количеству прочих, перешедших в данные продукты с учетом количества свинца и меди в них. Для упрощения расчета принимаем, что все остальные кроме меди примеси черного свинца остались в предварительно обезмеженном свинце. Результаты расчетов сводим в [табл. 4.3](#).

Таблица 4.3

Суточный материальный баланс предварительного обезмеживания свинца

Статьи баланса	Всего, т	Pb, т	Cu, т	Прочие, т
Поступило:				
1. Свинец черновой	326,41	306,8254	8,1603	11,4243
2. Сульфидный свинцовый концентрат	5,7122	2,9246	0,0857	2,7019
3. Шликеры оборотные	21,3613	16,8754	2,3497	2,1362
4. Свинец оборотный после доводки штейна	1,9585	1,8214	0,0588	0,0783
5. Кварцевый флюс	0,0979	–	–	0,0979
6. Сода	1,3059	–	–	1,3059
Итого	356,8455	328,4468	10,6545	17,7442
Получено:				
1. Свинец предварительно обезмеженный	337,0001	323,5201	2,3590	11,1210
2. Штейн	15,4490	4,2485	7,7245	3,4760
3. Шлак, пыль, газ	4,3964	0,6782	0,5710	3,1472
Итого	356,8455	328,4468	10,6545	17,7442

Количество прочих в шлаке, пыли, газах определяем по результатам расчетов, приведенных в [табл. 4.3](#). Оно равно:

$$17,7442 - (11,1210 + 3,4760) = 3,1472 \text{ т}.$$

Тогда количество шлака, пыли, газов составит:

$$0,6782 + 0,5710 + 3,1472 = 4,3964 \text{ т}.$$

На промежуточное обезмеживание поступают предварительно обезмеженный свинец и оборотные сульфидные шликеры тонкого обезмеживания.

Предварительно обезмеженного свинца поступает 337,0001 т/сут, с ним 323,5201 т Pb и 2,3590 т Cu.

По данным заводской практики, выход сульфидных шликеров тонкого обезмеживания составляет 2–5 % от количества черного свинца, они содержат 1–5 % Cu; 3–4 % S, остальное – свинец.

Принимаем выход сульфидных шликеров 3 % от массы предварительно обезмеженного свинца, или  $337,0001 \cdot 0,03 = 10,1100$  т/сут.

Принимаем состав сульфидных шликеров: 3 % Cu; 3,5 % S и 93,5 % Pb. С оборотными сульфидными шликерами поступает:

$$10,1100 \cdot 0,03 = 0,3033 \text{ т Cu};$$

$$10,1100 \cdot 0,935 = 9,4529 \text{ т Pb};$$

$$10,1100 \cdot 0,035 = 0,3538 \text{ т S}.$$

Промежуточное обезмеживание проводят в котле-миксере за счет сульфидирования части меди сульфидом свинца, содержащемся в сульфид-

ных шликерах. В результате промежуточного обезмеживания получают свинец, содержащий 0,05–0,1 % Cu, и оборотные шликеры, которые поступают на предварительное обезмеживание.

По предыдущим расчетам оборотных шликеров промежуточного обезмеживания получено (табл. 4.3) 21,3613 т/сут, они содержат 16,8754 т Pb (79 %) и 2,3497 т Cu (11 %).

После промежуточного обезмеживания будет получено свинца:

$$337,0001 + 10,1100 - 21,3613 = 325,7488 \text{ т/сут.}$$

Меди в свинце после промежуточного обезмеживания останется:

$$2,3590 + 0,3033 - 2,3497 = 0,3126 \text{ т,}$$

что составит  $0,3126 \cdot 100 / 325,7488 = 0,096 \text{ \% Cu}$ .

Количество свинца в черновом свинце после промежуточного обезмеживания равно:  $323,5201 + 9,4529 - 16,8754 = 316,0976 \text{ т}$ .

Количество прочих в свинце после промежуточного обезмеживания будет:  $325,7488 - 316,0976 - 0,3126 = 9,3386 \text{ т}$ .

Результаты расчетов процесса промежуточного обезмеживания представлены в табл. 4.4.

На тонкое обезмеживание поступает свинец в количестве 325,7488 т/сут, с ним поступает 316,0976 т Pb; 0,3126 т Cu и 0,3386 т прочих.

Тонкое обезмеживание проводят с помощью серы, при добавке которой образуется сульфид меди, нерастворимый в свинце. Сульфидные шликеры удаляют с поверхности свинцовой ванны.

Учитывая, что часть серы сгорает на поверхности расплава и сульфидируется некоторое количество свинца, расход серы на заводах обычно составляет 1,0–1,2 кг на 1 т рафинируемого свинца.

Таблица 4.4

Суточный материальный баланс промежуточного обезмеживания свинца

Статьи баланса	Всего, т	Pb, т	Cu, т	Прочие, т
Поступило:				
1. Свинец после предварительного обезмеживания	337,0001	323,5201	2,3590	11,1210
2. Оборотные сульфидные шликеры	10,1100	9,4529	0,3033	0,3539
Итого	347,1101	332,9730	2,6623	11,4749
Получено:				
1. Свинец после промежуточного обезмеживания	325,7488	316,0976	0,3126	9,3386
2. Шликеры	21,3613	16,8754	2,3497	2,1362
Итого	347,1101	332,9730	2,6623	11,4749

Принимаем расход серы 1,1 кг на 1 т свинца, что составит:

$$325,7488 \cdot 1,1 / 1000 = 0,3583 \text{ т/сут.}$$

По ранее выполненным расчетам (табл. 4.4.), на тонком обезмеживании получено сульфидных шликеров 10,1100 т/сут, которые содержат 93,5 % Pb (9,4529 т Pb), 3 % Cu (0,3033 т Cu) и 3,5 % S (0,3539 т S).

Количество выгоревшей серы составит:  $0,3583 - 0,3539 = 0,0045 \text{ т/сут.}$

Количество кислорода, необходимого для окисления серы до  $\text{SO}_2$ , равно:  $0,0045 \cdot 32 / 32 = 0,0045$  т.

Воздуха (23 %  $\text{O}_2$ , 77 %  $\text{N}_2$ ) для окисления серы потребуется:

$$0,0045 / 0,23 = 0,0196 \text{ т/сут},$$

с ним поступит азота:  $0,0196 \cdot 0,77 = 0,0151$  т.

В результате реакции окисления образуется  $\text{SO}_2$  в количестве:

$$0,0045 + 0,0045 = 0,0090 \text{ т/сут}.$$

Количество отходящих газов составит:  $0,0090 + 0,0151 = 0,0241$  т/сут.

Будет получено свинца после тонкого обезмеживания (свинца обезмеженного):  $(325,7488 + 0,3583 + 0,0196) - (10,1100 + 0,0241) = 315,9926$  т/сут.

Количество свинца в свинце обезмеженном равно:

$$316,0976 - 9,4529 = 306,6447 \text{ т},$$

что составит  $306,6447 \cdot 100 / 315,9926 = 97 \%$  Pb.

Количество меди в свинце обезмеженном равно:

$$0,3126 - 0,3033 = 0,0093 \text{ т},$$

что составит:  $0,0093 \cdot 100 / 315,9926 = 0,003 \%$  Cu.

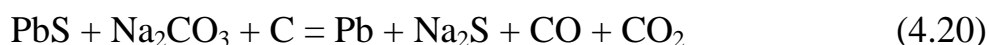
Результаты расчетов процесса тонкого обезмеживания черного свинца сводим в [табл. 4.5](#).

Таблица 4.5

Суточный материальный баланс тонкого обезмеживания свинца

Статьи баланса	Всего, т	Pb, т	Cu, т	Прочие, т
Поступило:				
1. Свинец после промежуточного обезмеживания	325,7488	316,0976	0,3126	9,3386
2. Сера	0,3583	—	—	0,3583
3. Воздух для сгорания серы	0,0196	—	—	0,0196
Итого	326,1267	316,0976	0,3126	9,7165
Получено:				
1. Свинец обезмеженный	315,9926	306,6447	0,0093	9,3387
2. Сульфидные шликеры	10,1100	9,4529	0,3033	0,3539
3. Отходящие газы	0,0241	—	—	0,0241
Итого	326,1267	316,0976	0,3126	9,7165

Доводку штейна предварительного обезмеживания проводят или в отражательных или в электротермических печах с добавкой соды. Получают свинец и штейн, обогащенный по содержанию меди до соотношения  $\text{Cu} : \text{Pb} = (4 \div 6) : 1$ . При взаимодействии штейна с содой образуется Pb и  $\text{Na}_2\text{S}$ .  $\text{Na}_2\text{S}$  снижает растворимость металлического свинца в штейне. Для восстановления образующихся  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  и оксидов добавляют коксик:



На доводку поступает 15,4490 т/сут штейна ([табл. 4.3](#)), с ним 4,2485 т Pb; 7,7245 т Cu; 3,4760 т прочих.

Извлечение меди в обогащенный штейн принимаем 99 %. Тогда коли-

чество меди в обогащенном штейне составит:  $7,7245 \cdot 0,99 = 7,6473$  т.

Содержание меди в обогащенном штейне принимаем 55 %. Количество обогащенного штейна при этом составит  $7,6473 / 0,55 = 13,9041$  т/сут.

Принимаем отношение  $\text{Cu} : \text{Pb} = 4$ , тогда содержание свинца в обогащенном штейне составит:  $55 / 4 = 13,75$  %, или  $13,9041 \cdot 0,1375 = 1,9118$  т.

По ранее выполненным расчетам (табл. 4.3) количество черного свинца, полученного при доводке штейна, равно 1,9585 т/сут, с ним поступило: 1,8214 т Pb (93 % Pb) и 0,0588 т Cu (3 % Cu).

Расход соды на доводку по данным практики составляет 0,3 т на 1 т Pb в исходном штейне, или  $4,2485 \cdot 0,3 = 1,2746$  т/сут.

Расход коксика принимаем 11 % от количества соды, подаваемой на доводку, или  $1,2746 \cdot 0,11 = 0,1402$  т/сут.

Результаты расчета процесса доводки штейна представлены в табл. 4.6.

По результатам расчетов, представленных в табл. 4.6, находим количество шлака, пыли и газов по разнице количества поступивших материалов и количества материалов, полученных обогащенного штейна и свинца:

$$16,8638 - (13,9041 + 1,9585) = 1,0012 \text{ т/сут.}$$

Количество свинца, меди и прочих в шлаке, пыли находим, исходя из условия баланса по металлам:

$$4,2485 - (1,9118 + 1,8214) = 0,5153 \text{ т Pb;}$$

$$7,7245 - (7,6473 + 0,0588) = 0,0184 \text{ т Cu;}$$

$$4,8908 - (4,3450 + 0,0783) = 0,4675 \text{ т прочих.}$$

Таблица 4.6

Суточный баланс доводки штейна

Статьи баланса	Всего, т	Pb, т	Cu, т	Прочие, т
Поступило:				
1. Штейн	15,4490	4,2485	7,7245	3,4760
2. Сода	1,2746	–	–	1,2746
3. Коксик	0,1402	–	–	0,1402
Итого	16,8638	4,2485	7,7245	4,8908
Получено:				
1. Обогащенный штейн	13,9041	1,9118	7,6473	4,3450
2. Свинец после доводки	1,9585	1,8214	0,0588	0,0783
3. Шлак, пыль, газы	1,0012	0,5153	0,0184	0,4675
Итого	16,8638	4,2485	7,7245	4,8908

Составляем сводный суточный материальный баланс процесса обезмеживания черного свинца с учетом всех оборотных продуктов.

Общее количество соды, необходимое для предварительного обезмеживания свинца и доводку штейна, равно:  $1,3056 + 1,2746 = 2,5802$  т/сут.

Общее количество шлаков, пыли, газов, образующихся на предварительном, тонком обезмеживании и доводке штейна, составляет

$$4,3964 + 0,0241 + 1,0012 = 5,4217 \text{ т/сут.}$$

Определяем количество свинца в шлаках, пылях:

$$0,6782 + 0,5153 = 1,1935 \text{ т.}$$



Рассчитываем количество меди в шлаках, пылях:

$$0,5710 + 0,0184 = 0,5894 \text{ т.}$$

Вычисляем количество прочих в шлаках, пылях, газах обезмеживания:

$$3,1472 + 0,0241 + 0,4675 = 3,6388 \text{ т.}$$

Результаты расчетов приводим в [табл. 4.7](#).

Таблица 4.7

Сводный суточный материальный баланс обезмеживания черного свинца

Статьи баланса	Всего, т	Pb, т	Cu, т	Прочие, т
Поступило:				
1. Свинец черновой	326,41	306,8254	8,1603	11,4243
2. Сульфидный концентрат	5,7122	2,9246	0,0857	2,7019
3. Кварцевый флюс	0,0979	—	—	0,0979
4. Сода	2,5802	—	—	2,5802
5. Сера	0,3583	—	—	0,3583
6. Воздух	0,0196	—	—	0,0196
7. Коксик	0,1402	—	—	0,1402
Итого	335,3184	309,7500	8,2460	17,3224
Получено:				
1. Свинец обезмеженный	315,9926	306,6447	0,0093	9,3386
2. Обогащенный штейн	13,9041	1,9118	7,6473	4,3450
3. Шлаки, пыли, газы	5,4217	1,1935	0,5894	3,6388
Итого	335,3184	309,7500	8,2460	17,3224

Для выполнения дальнейших расчетов необходимо уточнить состав черного свинца, прошедшего очистку от меди.

Получено обезмеженного свинца 315,9927 т/сут, содержащего 306,6447 т Pb; 0,0093 т Cu и 9,3386 т прочих примесей. Количество примесей (без учета меди) уменьшилось на  $11,4243 - 9,3386 = 2,0857$  т.

Они перешли из свинца в продукты рафинирования (шлаки, пыли, газы). Для упрощения расчета принимаем их извлечение в обезмеженный свинец одинаковым для всех примесей. Тогда извлечение мышьяка, сурьмы, олова, теллура, висмута, золота, серебра и прочих в обезмеженный свинец составит:  $9,3386 \cdot 100 / 11,4243 = 81,74 \%$ .

Соответственно, их потери со шлаками, пылями и газами обезмеживания будут составлять:  $100 - 81,74 = 18,26 \%$ .

Таким образом, в обезмеженном свинце будет 0,0093 т Cu;

$$4,8961 \cdot 0,8174 = 4,0022 \text{ т As;}$$

$$3,2641 \cdot 0,8174 = 2,6681 \text{ т Sb;}$$

$$1,6321 \cdot 0,8174 = 1,3341 \text{ т Sn;}$$

$$0,0326 \cdot 0,8174 = 0,0267 \text{ т Te;}$$

$$0,3264 \cdot 0,8174 = 0,2668 \text{ т Bi;}$$

$$0,4896 \cdot 0,8174 = 0,4002 \text{ т Ag;}$$

$$0,001632 \cdot 0,8174 = 0,0013 \text{ т Au;}$$

$$0,7818 \cdot 0,8174 = 0,6392 \text{ т прочих.}$$

Соответственно, в шлаках, пылях, газах обезмеживания количество примесей равно: 0,5894 т Cu;

$$4,8961 \cdot 0,1826 = 0,8949 \text{ т As};$$

$$3,2641 \cdot 0,1826 = 0,5960 \text{ т Sb};$$

$$1,6321 \cdot 0,1826 = 0,2980 \text{ т Sn};$$

$$0,0326 \cdot 0,1826 = 0,0059 \text{ т Te};$$

$$0,3264 \cdot 0,1826 = 0,0596 \text{ т Bi};$$

$$0,4896 \cdot 0,1826 = 0,0894 \text{ т Ag};$$

$$0,001632 \cdot 0,1826 = 0,0003 \text{ т Au};$$

$$0,7818 \cdot 0,1826 = 0,1428 \text{ т прочих.}$$

Суммарное количество мышьяка, сурьмы, олова, теллура, висмута, серебра, золота и прочих примесей составляет 2,0860 т. Тогда количество других примесей в шлаках, пылях и газах обезмеживания будет равно (табл. 4.7):

$$3,6388 - 2,0860 = 1,5528 \text{ т.}$$

После обезмеживания содержание свинца в черновом металле составляет:  $306,6447 \cdot 100 / 315,9926 = 97,04 \%$  (табл. 4.8).

Таблица 4.8

Состав свинца после обезмеживания

Металлы	Количество	
	т	%
Pb	306,6447	97,04
Cu	0,0093	0,003
Te	0,0267	0,008
As	4,0022	1,27
Sb	2,6681	0,84
Sn	1,3341	0,42
Bi	0,2668	0,08
Ag	0,4002	0,127
Au	0,0013	0,0004
Прочие	0,6392	0,202
Итого	315,9926	100

Принятая технологическая схема обезмеживания чернового свинца (рис. 4.4.) обеспечивает удаление меди на  $(8,1603 - 0,0093) \cdot 100 / 8,1603 = 99,9 \%$ .

## 2. Расчет процесса обестеллуривания чернового свинца

Очистку от теллура проводят металлическим натрием. Образуется нерастворимое в свинце соединение – теллурид натрия  $\text{Na}_2\text{Te}$ , обладающий высокой температурой плавления и малой плотностью. Чтобы собрать и сконцентрировать  $\text{Na}_2\text{Te}$  на поверхности свинца, создают слой расплава  $\text{NaOH}$ .

Вводят натрий в виде свинцово-натриевого сплава, содержащего не более 3 % Na. Это снижает потери натрия от возгорания в атмосфере воздуха.

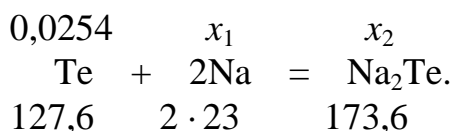
Расход натрия 1 кг на 1 кг Te, расход едкого натра от массы рафинируемого металла 0,03–0,06 %. Извлечение теллура из чернового свинца достигает 91–98 %. Теллуrowый плав содержит 15–30 % Te, 50–80 % Pb. Для выделения механически увлеченного свинца плав переплавляют в специальном

котле. Выплавленный свинец возвращают на обестеллушивание, а плав, идет на переработку с целью получения теллура.

Принимаем извлечение теллура из свинца в теллуrowый плав равное 95 %, что составит:  $0,0267 \cdot 0,95 = 0,0254$  т.

В черновом свинце останется теллура  $0,0267 - 0,0254 = 0,0013$ .

Образование  $\text{Na}_2\text{Te}$  идет по реакции



Натрия понадобится:  $0,0254 \cdot 2 \cdot 23 / 127,6 = 0,0091$  т.

Образуется  $\text{Na}_2\text{Te}$  в количестве  $0,0254 \cdot 173,6 / 127,6 = 0,0346$  т.

Принимаем практический расход натрия металлического 1 кг Na на 1 кг Te в свинце, что составит:  $0,0267 \cdot 1 = 0,0267$  т.

Подают натрий в виде свинцово-натриевого сплава, содержащего 2 % Na и 98 % Pb. Свинцово-натриевого сплава понадобится:  $0,0267/0,02 = 1,3350$  т/сут. Свинца со сплавом поступит:  $1,3350 \cdot 0,98 = 1,3083$  т.

Количество избыточного натрия равно:  $0,0267 - 0,0091 = 0,0176$  т.

Принимаем, что избыточный натрий окисляется кислородом воздуха до  $\text{Na}_2\text{O}$  и растворяется в NaOH.

Для окисления избыточного натрия понадобится кислорода:

$0,0176 \cdot 16 / (2 \cdot 23) = 0,0061$  т.

Воздуха (23 %  $\text{O}_2$ , 77 %  $\text{N}_2$ ) потребуется:  $0,0061 / 0,23 = 0,0265$  т.

При этом в газовую фазу перейдет азота:  $0,0265 \cdot 0,77 = 0,0204$  т.

$\text{Na}_2\text{O}$  образуется в количестве:  $0,0176 + 0,0061 = 0,0237$  т.

Расход NaOH принимаем равным 0,03 % от количества рафинируемого свинца, поступающего на обестеллушивание, или  $315,9927 \cdot 0,0003 = 0,0948$  т/сут.

Теллуrowый плав содержит  $\text{Na}_2\text{Te}$ ,  $\text{Na}_2\text{O}$ , NaOH и Pb. Количество соединений натрия в плаве составляет  $0,0346 + 0,0237 + 0,0948 = 0,1531$  т.

Принимаем содержание свинца в плаве 50 %, тогда соединений натрия в плаве тоже 50 %. Свинца в плаве будет 0,1531 т. Всего теллуrowого плава  $0,1531 / 0,5 = 0,3062$  т/сут.

Содержание теллура в плаве  $0,0254 \cdot 100 / 0,3062 = 8,3$  %.

Изменится количество свинца в рафинируемом свинце и составит:

$306,6447 + 1,3083 - 0,1531 = 307,7999$  т.

Принимаем, что остальные примеси черного свинца полностью остаются в нем.

Первичный теллуrowый плав (табл. 4.9) переплавляют, получают свинец и богатый теллуrowый плав. Свинец возвращают на обестеллушивание. Принимаем, извлечение свинца из теллуrowого плава при переплавке 98 % Pb, что составляет  $0,1531 \cdot 0,98 = 0,1500$  т/сут.

С учетом свинца обратного количество свинца в черновом свинце по-

сле очистки от теллура станет равным:  $307,7999 + 0,1500 = 307,9499$  т.

По результатам расчетов составляем [табл. 4.9](#), [табл. 4.10](#), [табл. 4.11](#).

Таблица 4.9

Состав первичного теллуристого сплава

Соединения	Количество	
	т	%
Na <sub>2</sub> Te	0,0346	11,3
NaOH	0,0948	31,0
Na <sub>2</sub> O	0,0237	7,7
Pb	0,1531	50,0
Итого	0,3062	100

Таблица 4.10

Состав свинца после обестелливания

Металл	Количество	
	т	%
Pb	307,9499	97,1
Cu	0,0093	0,003
Te	0,0013	0,0004
As	4,0022	1,26
Sb	2,6681	0,84
Sn	1,3341	0,42
Bi	0,2668	0,08
Ag	0,4002	0,13
Au	0,0013	0,0004
Прочие	0,6392	0,20
Итого	317,2724	100,0

Таблица 4.11

Суточный материальный баланс обестелливания свинца

Статьи баланса	Всего, т	Pb, т	Te, т	Прочие, т
Поступило:				
1. Свинец после обезмеживания	315,9927	306,6447	0,0267	9,3213
2. Свинец оборотный после переплавки теллуристых сплавов	0,1500	0,1500	—	—
3. Свинцово-натриевый сплав	1,3350	1,3083	—	0,0267
4. NaOH	0,0948	—	—	0,0948
5. Воздух	0,0265	—	—	0,0265
Итого	317,5990	308,1030	0,0267	9,4693
Получено:				
1. Свинец после обестелливания	317,2724	307,9499	0,0013	9,3212
2. Теллуристый (первичный) сплав	0,3062	0,1531	0,0254	0,1277
3. Газы	0,0204	—	—	0,0204
Итого	317,5990	308,1030	0,0267	9,4693

В результате очистки свинца от теллура содержание его в свинце снизилось с 0,008 % до 0,0004 %.

**3. Расчет процесса рафинирования свинца от мышьяка, сурьмы и олова**

Для очистки свинца от мышьяка, сурьмы и олова используют непрерывное щелочное рафинирование в двухзонном котле. Добавляют натриевую селитру и едкий натр. Примеси окисляются и образуют щелочной плав, содержащий соли  $\text{Na}_3\text{AsO}_4$ ,  $\text{Na}_3\text{SbO}_4$ ,  $\text{Na}_2\text{SnO}_3$ . После щелочного рафинирования в свинце остается не более 0,0005 % Sb, менее 0,001 % As и Sn.

С целью экономии дорогой щелочи NaOH частично заменяют на NaCl, но количество NaCl в щелочном плаве не должно быть более 20 % (по массе).

Удельный расход реагентов для щелочного рафинирования свинца представлен в [табл. 4.12](#). [14, с. 97–127].

Таблица 4.12

Практический расход реагентов щелочного рафинирования свинца

Примесь	NaOH, кг/кг примеси	NaNO <sub>3</sub> , кг/кг примеси
Мышьяк	1,066	1,10
Олово	4,00	0,52
Сурьма	2,50	0,63

Для расчета принимаем извлечение мышьяка, сурьмы и олова из свинца 99,9 %. Тогда в щелочной плав перейдет:

$$4,0022 \cdot 0,999 = 3,9982 \text{ т As};$$

$$2,6681 \cdot 0,999 = 2,6654 \text{ т Sb};$$

$$1,3341 \cdot 0,999 = 1,3328 \text{ т Sn}.$$

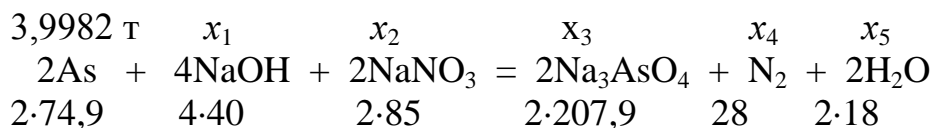
В черновом свинце останется:

$$4,0022 - 3,9982 = 0,0040 \text{ т As};$$

$$2,6681 - 2,6654 = 0,0027 \text{ т Sb};$$

$$1,3341 - 1,3328 = 0,0013 \text{ т Sn}.$$

Рассчитываем теоретический расход реагентов для окисления примесей и определяем количество продуктов реакций:



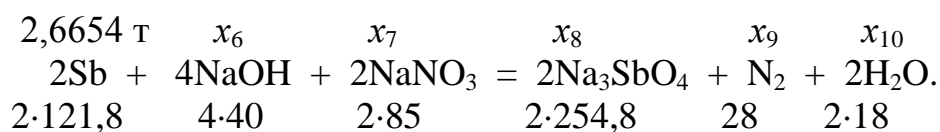
$$x_1 = 3,9982 \cdot 4 \cdot 40 / (2 \cdot 74,9) = 4,2704 \text{ т NaOH};$$

$$x_2 = 3,9982 \cdot 2 \cdot 85 / (2 \cdot 74,9) = 4,5374 \text{ т NaNO}_3;$$

$$x_3 = 3,9982 \cdot 2 \cdot 207,9 / (2 \cdot 74,9) = 11,0978 \text{ т Na}_3\text{AsO}_4;$$

$$x_4 = 3,9982 \cdot 28 / (2 \cdot 74,9) = 0,7474 \text{ т N}_2;$$

$$x_5 = 3,9982 \cdot 2 \cdot 18 / (2 \cdot 74,9) = 0,9608 \text{ т H}_2\text{O};$$



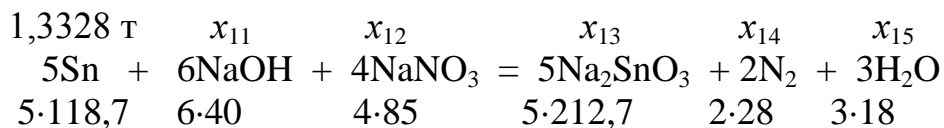
$$x_6 = 2,6654 \cdot 4 \cdot 40 / (2 \cdot 121,8) = 1,7507 \text{ т NaOH};$$

$$x_7 = 2,6654 \cdot 2,85 / (2 \cdot 121,8) = 1,8601 \text{ т NaNO}_3;$$

$$x_8 = 2,6654 \cdot 2,254,8 / (2 \cdot 121,8) = 5,5759 \text{ т Na}_3\text{SbO}_4;$$

$$x_9 = 2,6654 \cdot 28 / (2 \cdot 121,8) = 0,3064 \text{ т N}_2;$$

$$x_{10} = 2,6654 \cdot 2,18 / (2 \cdot 121,8) = 0,3939 \text{ т H}_2\text{O};$$



$$x_{11} = 1,3328 \cdot 6 \cdot 40 / (5 \cdot 118,7) = 0,5390 \text{ т NaOH};$$

$$x_{12} = 1,3328 \cdot 4 \cdot 85 / (5 \cdot 118,7) = 0,7635 \text{ т NaNO}_3;$$

$$x_{13} = 1,3328 \cdot 5 \cdot 212,7 / (5 \cdot 118,7) = 2,3882 \text{ т Na}_2\text{SnO}_3;$$

$$x_{14} = 1,3328 \cdot 2 \cdot 28 / (5 \cdot 118,7) = 0,1258 \text{ т N}_2;$$

$$x_{15} = 1,3328 \cdot 3 \cdot 18 / (5 \cdot 118,7) = 0,1213 \text{ т H}_2\text{O}.$$

Теоретический расход NaOH составит:  $4,2704 + 1,7507 + 0,5390 = 6,5601$  т.

Теоретический расход NaNO<sub>3</sub> равен:  $4,5374 + 1,8601 + 0,7635 = 7,1610$  т.

Будет получено по реакциям:  $0,7474 + 0,3064 + 0,1258 = 1,1796$  т N<sub>2</sub> и  $0,9608 + 0,3939 + 0,1213 = 1,4760$  т H<sub>2</sub>O. Всего газов:  $1,1796 + 1,4760 = 2,6556$  т.

Получено солей: 11,0978 т Na<sub>3</sub>AsO<sub>4</sub>; 5,5759 т Na<sub>3</sub>SbO<sub>4</sub>; 2,3882 т Na<sub>2</sub>SnO<sub>3</sub>.

Практический расход NaOH и NaNO<sub>3</sub> по [табл. 4.12](#) составляет:

$$1,066 \cdot 4,0022 + 2,5 \cdot 2,6681 + 4,0 \cdot 1,3341 = 16,2731 \text{ т NaOH};$$

$$1,1 \cdot 4,0022 + 0,63 \cdot 2,6681 + 0,52 \cdot 1,3341 = 6,7770 \text{ т NaNO}_3.$$

Количество избыточного едкого натра составляет:

$$16,2731 - 6,5601 = 9,7130 \text{ т NaOH}.$$

Количество натриевой селитры, необходимой для рафинирования, примем равным теоретическому расходу, а именно 7,1610 т NaNO<sub>3</sub>, так как его величина оказалась больше практического расхода, определенного по [табл. 4.12](#) (6,7770 т NaNO<sub>3</sub>).

Для рафинирования используют технический едкий натр, содержащий 94 % NaOH, 4 % Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> и 2 % NaCl, а также регенерированный продукт, который имеет более высокое содержание NaCO<sub>3</sub>. Для расчета примем усредненный состав едкого натра: 92,7 % NaOH; 5,3 % Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>; 2 % NaCl.

Расход технического и регенерированного едкого натра составит:  $16,2731 / 0,927 = 17,5546$  т/сут, с ним поступит:

$$17,5546 \cdot 0,053 = 0,9304 \text{ т Na}_2\text{CO}_3;$$

$$17,5546 \cdot 0,02 = 0,3511 \text{ т NaCl}.$$

Принимаем содержание свинца в щелочном плаве 5 %. Содержание других составляющих щелочного плава, соответственно, будет равно 95 %. Тогда количество щелочного плава составит (предварительный расчет):  $(11,0978 + 5,5759 + 2,3882 + 9,7130 + 0,9304 + 0,3511) / 0,95 = 30,0564 / 0,95 = 31,6383$  т/сут.



С целью экономии едкого натра принимаем решение частично заменить NaOH на NaCl в количестве 15 % от массы щелочного плава. Тогда количество вводимого NaCl равно:  $31,6383 \cdot 0,15 = 4,7458$  т.

Тогда практический расход NaOH станет равным:

$$16,2731 - 4,7458 = 11,5273 \text{ т.}$$

Количество избыточного NaOH уменьшится и составит:

$$11,5273 - 6,5601 = 4,9672 \text{ т.}$$

Уточняем расход технического и регенерируемого едкого натра:

$$11,5273 / 0,927 = 12,4351 \text{ т/сут,}$$

с ним поступит:

$$12,4351 \cdot 0,053 = 0,6591 \text{ т Na}_2\text{CO}_3;$$

$$12,4351 \cdot 0,02 = 0,2487 \text{ т NaCl.}$$

Определяем суммарное количество NaCl, поступившего на рафинирование и перешедшего в щелочной плав:  $4,7458 + 0,2487 = 4,9945$  т.

Уточняем количество щелочного плава из расчета содержания свинца в нем, равного 5 %. Остальные компоненты щелочного плава составляют 95 %:

$$(11,0978 + 5,5759 + 2,3882 + 4,9672 + 4,9945 + 0,6591) / 0,95 = 29,6827 / 0,95 = 31,2450 \text{ т/сут (табл. 4.13).}$$

Свинца в щелочном плаве будет  $31,2450 \cdot 0,05 = 1,5623$  т.

Для упрощения расчета принимаем, что все остальные примеси черного свинца полностью остались в свинце в том же количестве.

Щелочной плав направляют на отделение свинца металлического, а затем на гидрометаллургическую переработку с целью регенерации NaOH и получения солей мышьяка, сурьмы и олова. Принимаем, что практически весь свинец, перешедший в щелочной плав, возвращается на щелочное рафинирование. Количество свинца оборотной стадии щелочного рафинирования равно количеству свинца в щелочном плаве: 1,5623 т.

Тогда количество свинца в черновом свинце после щелочного рафинирования останется прежним:  $307,9499 - 1,5623 + 1,5623 = 307,9499$  т.

По результатам расчетов составляем [табл. 4.13](#), [табл. 4.14](#), [табл. 4.15](#).

Таблица 4.13

Состав щелочного плава

Соединения	Количество	
	т	%
Na <sub>3</sub> AsO <sub>4</sub>	11,0978	36
Na <sub>3</sub> SbO <sub>4</sub>	5,5759	18
Na <sub>2</sub> SnO <sub>3</sub>	2,3882	8
NaOH	4,9672	16
NaCl	4,9945	15
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,6591	2
Pb	1,5623	5
Итого	31,2450	100

Таблица 4.14

Состав свинца после щелочного рафинирования

Металл	Количество	
	т	%
Pb	307,9499	99,57
Cu	0,0093	0,003
Te	0,0013	0,0004
As	0,0040	0,001
Sb	0,0027	0,0009
Sn	0,0013	0,0004
Bi	0,2668	0,09
Ag	0,4002	0,13
Au	0,0013	0,0004
Прочие	0,6392	0,20
Итого	309,2760	100

Таблица 4.15

Суточный материальный баланс щелочного рафинирования свинца

Статьи баланса	Всего, т	Pb, т	As, т	Sb, т	Sn, т	Прочие, т
1	2	3	4	5	6	7
Поступило:						
1. Свинец после обестеллурирования	317,2724	307,9499	4,0022	2,6681	1,3341	1,3181
2. Свинец оборотный после переплавки щелочного плава	1,5623	1,5623	—	—	—	—
3. NaNO <sub>3</sub>	7,1610	—	—	—	—	7,1610
4. Едкий натр технический и регенерированный	12,4351	—	—	—	—	12,4351
5. NaCl	4,7458	—	—	—	—	4,7458
Итого	343,1766	309,5122	4,0022	2,6681	1,3341	25,6600
Получено:						
1. Свинец после щелочного рафинирования	309,2760	307,9499	0,0040	0,0027	0,0013	1,3181
2. Щелочной плав	31,2450	1,5623	3,9982	2,6654	1,3328	21,6863
3. Газы	2,6556	—	—	—	—	2,6556
Итого	343,1766	309,5122	4,0022	2,6681	1,3341	25,6600

#### 4. Расчет процесса обессеребрения свинца

Очистка свинца от благородных металлов основана на образовании нерастворимых соединений серебра и золота с цинком ( $\text{Ag}_x\text{Zn}_y$ ,  $\text{Au}_x\text{Zn}_y$ ). Наиболее эффективным является непрерывный способ обессеребрения. Свинец заливают в котел, цинк загружают в твердом виде вместе со свинцом. На поверхности свинца образуется слой расплавленного цинка. При достижении в слое цинка концентрации серебра 15–20 % поднимают в котле уровень свинца и вытесняют частично или полностью цинкосеребряный сплав (серебристую пену).

Достоинства непрерывного обессеребрения: высокая производительность; глубокая очистка (обессеребренный свинец содержит 0,7–1,5 г/т Ag); лучше качество пены (выход пены сокращается в 2–3 раза по сравнению с периодическим способом); в 2–3 раза возрастает содержание серебра в пене; потери свинца в пене уменьшаются в 7–10 раз; сокращаются затраты на переработку пены; возрастает извлечение благородных металлов; нет необходимости в анализе многочисленных продуктов и расчете расхода цинка.

Принимаем для расчета выход пены 0,7 % от массы свинца. Содержание серебра в пене 15–27,5 %, золота 0,025–0,05 %, свинца 7–8 %, остальное – цинк. Извлечение серебра – 99,93 %, золота – 99,98 %.

Количество образующейся серебристой пены равно:

$$309,2760 \cdot 0,007 = 2,1649 \text{ т/сут.}$$

В серебристую пену перешло:

$$0,4002 \cdot 0,9993 = 0,3999 \text{ т Ag;}$$

$$0,0013 \cdot 0,9998 = 0,0012997 \text{ т Au.}$$

Содержание благородных металлов в пене составит:

$$0,3999 \cdot 100 / 2,1649 = 18,5 \% \text{ Ag,}$$

$$0,0012997 \cdot 100 / 2,1649 = 0,06 \% \text{ Au.}$$

Количество свинца в серебристой пене (принимаем 7,5 % Pb) составит:

$$2,1649 \cdot 0,075 = 0,1624 \text{ т.}$$

Рассчитываем количество цинка в серебристой пене:

$$2,1649 - (0,3999 + 0,0012997 + 0,1624) = 2,1649 - 0,5636 = 1,6013 \text{ т.}$$

Вычисляем содержание цинка в серебристой пене:

$$1,6013 \cdot 100 / 2,1649 = 73,97 \% \text{ Zn.}$$

Количество благородных металлов, оставшееся в рафинируемом свинце:  $0,4004 \cdot 0,0007 = 0,0003 \text{ т Ag; } 0,0013 \cdot 0,0002 = 0,0000002 \text{ т Au.}$

В обессеребренный свинец перейдет часть цинка. Принимаем содержание цинка в обессеребренном свинце 0,6 %, что составит:

$$309,2760 \cdot 0,006 = 1,8557 \text{ т.}$$

Цинка понадобится на обессеребрение:  $1,6013 + 1,8557 = 3,4570 \text{ т/сут.}$

Принимаем, что остальные примеси при обессеребрении полностью останутся в рафинируемом свинце.

Полученную серебристую пену перерабатывают с целью извлечения благородных металлов (металл Доре); цинка, который возвращают на обессеребрение, и свинца, который направляют вновь на обессеребрение.

Принимаем извлечение свинца из серебристой пены в свинец оборотный 97 %. Тогда количество оборотного свинца после переработки пены составит:  $0,1624 \cdot 0,97 = 0,1575 \text{ т/сут.}$

Тогда количество свинца в обессеребренном свинце ([табл. 4.16](#)) станет:

$$307,9499 - 0,1624 + 0,1575 = 307,9450 \text{ т.}$$

Количество и состав серебристой пены представлены в [табл. 4.17](#), суточный материальный баланс обессеребрения свинца – в [табл. 4.18](#).

Таблица 4.16

Состав обессеребреного свинца

Металл	Количество	
	т	%
Pb	307,9450	99,11
Cu	0,0093	0,003
Te	0,0013	0,0004
As	0,0040	0,001
Sb	0,0027	0,0009
Sn	0,0013	0,0004
Bi	0,2668	0,086
Ag	0,0003	0,00009
Au	0,0000002	следы
Zn	1,8557	0,60
Прочие	0,6392	0,20
Итого	310,7256	100

Таблица 4.17

Состав серебристой пены

Металл	Количество	
	т	%
Ag	0,3999	18,5
Au	0,0012997	0,06
Zn	1,6013	73,94
Pb	0,1624	7,5
Итого	2,1649	100

Таблица 4.18

Суточный материальный баланс обессеребрения свинца

Статьи баланса	Всего, т	Pb, т	Zn, т	Ag, т	Au, т	Прочие, т
1	2	3	4	5	6	7
Поступило:						
1. Свинец после щелочного рафинирования	309,2760	307,9499	–	0,4002	0,0013	0,9246
2. Свинец оборотный после переработки пены	0,1575	0,1575	–	–	–	–
3. Цинк	3,4570	–	3,4570	–	–	–
Итого	312,8905	308,1074	3,4570	0,4002	0,0013	0,9246
Получено:						
1. Свинец обессеребрённый	310,7256	307,9450	1,8557	0,0003	0,0000002	0,9246
2. Серебристая пена	2,1649	0,1624	1,6013	0,3999	0,0012997	–
Итого	312,8905	308,1074	3,4570	0,4002	0,0013	0,9246

## 5. Расчет процесса обесцинкования свинца

Задачей обесцинкования свинца является не только очистка свинца, но и регенерация введенного в процесс его обессеребрения цинка. Выбираем непрерывное вакуумное рафинирование свинца от цинка, основанное на различии давлений паров свинца и цинка. Преимущество непрерывного вакуумного рафинирования – высокая производительность процесса [14, с. 97–127;

[15, с. 150–153; 28\]](#).

По данным практики, конденсат (цинк оборотный) содержит 90–95 % Zn, 5–10 % Pb. Обесцинкованный свинец содержит 0,03–0,09 % Zn.

Для расчета принимаем содержание цинка в обесцинкованном свинце – 0,06 %. Тогда извлечение цинка в конденсат (цинк оборотный) при вакуумном рафинировании составит:  $(0,6-0,06) \cdot 100 / 0,6 = 90$  %, где 0,6 – содержание цинка в свинце, поступающем на обесцинкование ([табл. 4.16](#)), %.

Вычисляем количество цинка в конденсате (цинке оборотном):

$$1,8557 \cdot 0,90 = 1,6701 \text{ т.}$$

Принимаем содержание цинка в конденсате 92,5 %, тогда конденсата будет получено:  $1,6701 / 0,925 = 1,8055$  т/сут.

Рассчитываем количество свинца в конденсате (7,5 %):

$$1,8055 \cdot 0,075 = 0,1354 \text{ т.}$$

Определяем количество свинца в обесцинкованном свинце:

$$307,9450 - 0,1354 = 307,8096 \text{ т.}$$

Находим количество цинка в обесцинкованном свинце:

$$1,8557 - 1,6701 = 0,1856 \text{ т.}$$

Вычисляем количество обесцинкованного свинца:

$$310,7256 - 1,8055 = 308,9201 \text{ т.}$$

Результаты расчетов приведены в [табл. 4.19](#), [табл. 4.20](#), [табл. 4.21](#).

Таблица 4.19

Состав обесцинкованного свинца

Металл	Количество	
	т	%
Pb	307,8096	99,6
Cu	0,0093	0,003
Te	0,0013	0,0004
As	0,0040	0,001
Sb	0,0027	0,0009
Sn	0,0013	0,0004
Bi	0,2668	0,086
Ag	0,0003	0,00009
Au	0,0000002	следы
Zn	0,1856	0,06
Прочие	0,6392	0,21
Итого	308,9201	100

Таблица 4.20

Состав конденсата (цинка оборотного)

Металл	Количество	
	т	%
Zn	1,6701	92,5
Pb	0,1354	7,5
Итого	1,8055	100

Таблица 4.21

Суточный материальный баланс обесцинкования свинца

Статьи баланса	Всего, т	Pb, т	Zn, т	Прочие, т
Поступило:				
1. Свинец обессеребранный	310,7256	307,9450	1,8557	0,9249
Итого	310,7256	307,9450	1,8557	0,9249
Получено:				
1. Свинец обесцинкованный	308,9201	307,8096	0,1856	0,9249
2. Конденсат (цинк оборотный)	1,8055	0,1354	1,6701	–
Итого	310,7256	307,9450	1,8557	0,9249

Конденсированный металл (цинк оборотный) направляют на обессеребрение свинца, а обесцинкованный свинец – на очистку от висмута.

#### 6. Расчет процесса обезвисмучивания свинца

Очистку свинца от висмута проводят с помощью кальция и магния, которые образуют с висмутом нерастворимые в свинце интерметаллические соединения  $\text{Bi}_x\text{Ca}_y\text{Mg}_z$ ;  $\text{Ca}_x\text{Bi}_y$ ;  $\text{Mg}_x\text{Bi}_y$ . Для более глубокой очистки свинца добавляют еще и сурьму, с ней образуется еще более нерастворимое соединение  $\text{Ca}_x\text{Mg}_y\text{Sb}_z\text{Bi}_n$ .

Принимаем схему обезвисмучивания, включающую грубое и тонкое рафинирование. На первой стадии удаляется большая часть висмута до содержания его в свинце 0,01–0,02 %. На вторую стадию подают кальций, магний и сурьму. Висмут удаляют до 0,004 %.

Расход реагентов определяется (табл. 4.22) исходным содержанием висмута и требуемой глубиной очистки [14, с. 97–127]. Расход сурьмы, по данным литературы, составляет 0,2–0,3 кг/т Pb [14] или 0,4 кг/т Pb [15].

Расчет ведем по упрощенной схеме. Поступают на обезвисмучивание: свинец обесцинкованный, кальций, магний, сурьма. Образуются: свинец обезвисмученный и висмутовые дроссы (3–8 % Bi).

Определяем расход реагентов на обезвисмучивание:

$$308,9201 \cdot 0,41 = 126,7 \text{ кг Ca, или } 0,1267 \text{ т Ca};$$

$$308,9201 \cdot 1,25 = 386,2 \text{ кг Mg, или } 0,3862 \text{ т Mg};$$

$$308,9201 \cdot 0,25 = 77,2 \text{ кг Sb, или } 0,0772 \text{ т Sb}$$

Таблица 4.22

Расход реагентов на обезвисмучивание

Содержание Bi, %	Расход, кг/т	
	Ca	Mg
0,05–0,10	0,41	1,25
0,10–0,20	0,62	1,52
0,20–0,25	0,80	1,66
0,25–0,35	0,80	1,87
0,35–0,50	1,0	2,08

Так как в рафинируемом свинце содержится сурьма в количестве 0,0027 т, на обезвисмучивание необходимо подать:  $0,0772 - 0,0027 = 0,0745 \text{ т Sb}$ .

Извлечение висмута из свинца, содержащего 0,086 % Bi (табл. 4.19) с



учетом остаточного его содержания, равного 0,004 % Bi, будет составлять:

$$(0,086 - 0,004) \cdot 100 / 0,086 = 95,35 \text{ \%}.$$

В дроссы перейдет висмута  $0,2668 \cdot 0,9535 = 0,2544$  т.

В обезвисмученном свинце останется висмута:  $0,2668 - 0,2544 = 0,0124$  т.

Принимаем содержание висмута в дроссах 7 %, тогда количество получаемых в процессе рафинирования дроссов составит:  $0,2544 / 0,07 = 3,6343$  т/сут.

Принимаем содержание свинца в дроссах 82,5 %, тогда количество свинца в дроссах составляет:  $3,6343 \cdot 0,825 = 2,9983$  т.

Рассчитываем количество кальция, магния и сурьмы в дроссах:

$$100 - (7 + 82,5) = 10,5 \text{ \%}, \text{ или } 3,6343 \cdot 0,105 = 0,3816 \text{ т}.$$

Количество кальция, магния и сурьмы в обезвисмученном свинце равно:

$$(0,1267 + 0,3862 + 0,0772) - 0,3816 = 0,5901 - 0,3816 = 0,2085 \text{ т}.$$

Чтобы определить количество каждого металла, перешедшее в дроссы и в свинец, определяем количественное соотношение Ca : Mg : Sb:

$$0,1267 : 0,3862 : 0,0772 = 1,64 : 5 : 1.$$

Принимаем, что в таком же количественном соотношении эти металлы переходят и в дроссы, и в обезвисмученный свинец.

В дроссах 0,3816 т Ca, Mg и Sb, на 1 часть приходится

$$0,3816 / (1,64 + 5 + 1) = 0,3816 / 7,64 = 0,04995 \text{ т}.$$

Тогда в дроссы перейдет:

$$0,04995 \cdot 1,64 = 0,0819 \text{ т Ca},$$

$$0,04995 \cdot 5 = 0,2497 \text{ т Mg},$$

$$0,04995 \cdot 1 = 0,04995 \text{ т Sb}.$$

В обезвисмученном свинце 0,2085 т Ca, Mg и Sb. На 1 часть приходится:

$$0,2085 / (1,64 + 5 + 1) = 0,2085 / 7,64 = 0,0273 \text{ т}.$$

Тогда в обезвисмученном свинце будет:

$$0,0273 \cdot 1,64 = 0,0448 \text{ т Ca},$$

$$0,0273 \cdot 5 = 0,1365 \text{ т Mg},$$

$$0,0273 \cdot 1 = 0,0273 \text{ т Sb}.$$

Состав висмутовых дроссов представлен в [табл. 4.23](#).

Таблица 4. 23

Состав висмутовых дроссов

Металл	Количество	
	т	%
Bi	0,2544	7,0
Ca	0,0819	2,3
Mg	0,2497	6,9
Sb	0,04995	1,3
Pb	2,9983	82,5
Итого	3,6343	100

Таблица 4.24

Состав обезвисмученного свинца

Металл	Количество	
	т	%
Pb	307,6312	99,65
Cu	0,0093	0,003
Te	0,0013	0,0004
As	0,0040	0,001
Sb	0,0273	0,009
Sn	0,0013	0,0004
Bi	0,0124	0,004
Ag	0,0003	0,00009
Au	0,0000002	следы
Zn	0,1856	0,06
Ca	0,0448	0,014
Mg	0,1365	0,044
Прочие	0,6392	0,20
Итого	308,6932	100

Висмутовые дроссы направляют на переработку. Сначала плавят с едким натром, получают свинцово-висмутовый сплав (10–20 % Bi и 80–90 % Pb). Затем из сплава отливают аноды, проводят электролиз. Получают катодный свинец, а висмут переходит в шлам. Катодный свинец возвращают на рафинирование на стадию обезвисмучивания, а шлам – на производство висмута.

Принимаем извлечение свинца при плавке дроссов в свинцово-висмутовый сплав равным 99 %. Извлечение свинца в катодный свинец, который будет оборотным свинцом, возвращающимся на обезвисмучивание, примем равным 95 %. Тогда свинца оборотного будет:

$$2,9983 \cdot 0,99 \cdot 0,95 = 2,8199 \text{ т.}$$

Количество свинца в обезвисмученном свинце с учетом его потерь с висмутовыми дроссами и возвратом свинца оборотного после переработки дроссов будет равно:  $307,8096 - 2,9983 + 2,8199 = 307,6312 \text{ т.}$

Состав обезвисмученного свинца представлен в [табл. 4.24](#). Материальный баланс процесса обезвисмучивания – в [табл. 4.25](#).

Достигнутая глубина очистки от висмута (0,0004 %) соответствует требованиям ГОСТов на рафинированный свинец.

Таблица 4.25

Суточный материальный баланс обезвисмучивания свинца

Статьи баланса	Всего, т	Pb, т	Bi, т	Ca, т	Mg, т	Sb, т	Прочие, т
1	2	3	4	5	6	7	8
Поступило:							
1. Свинец обезцинкованный	308,9201	307,8096	0,2668	–	–	0,0027	0,8410
2. Свинец оборотный после переработки дроссов	2,8199	2,8199	–	–	–	–	–

Окончание табл. 4.25

1	2	3	4	5	6	7	8
3. Кальций	0,1267	–	–	0,1267	–	–	–
4. Магний	0,3862	–	–	–	0,3862	–	–
5. Сурьма	0,0745	–	–	–	–	0,0745	–
Итого	312,3274	310,6295	0,2668	0,1267	0,3862	0,0772	0,8410
Получено:							
1. Свинец обезвисмученный	308,6932	307,6312	0,0124	0,0448	0,1365	0,0273	0,8410
2. Висмутовые дроссы	3,6343	2,9983	0,2544	0,0819	0,2497	0,04995	–
Итого	312,3275	310,6295	0,2668	0,1267	0,3862	0,0772	0,8410

### 7. Расчет процесса качественного рафинирования свинца

Качественное рафинирование проводят для очистки свинца от кальция, магния, сурьмы, цинка и других примесей. Используют щелочной способ качественного рафинирования, как при очистке от мышьяка, сурьмы и олова. Добавляют NaOH и NaNO<sub>3</sub>.

Расход щелочи составляет 2,5–3,6 кг на 1 т свинца и 1,5–2,8 кг селитры на 1 т свинца [1;15; 28]. Плавки получают в виде сыпучих твердых съёмов или в виде гранул. Выход плавов качественного рафинирования 3–5 % от массы свинца, содержание свинца в них 40–70 %. Плавки качественного рафинирования направляют в оборот (на агломерацию или на плавку).

Принимаем практический расход NaOH 3,3 кг/т, расход NaNO<sub>3</sub> 2,5 кг/т рафинируемого металла. На качественное рафинирование потребуется:

$$308,6932 \cdot 3,3 / 1000 = 1,0187 \text{ т/сут NaOH,}$$

$$308,6932 \cdot 2,5 / 1000 = 0,7717 \text{ т/сут NaNO}_3.$$

Принимаем извлечение кальция, магния, сурьмы, цинка и других примесей на операции качественного рафинирования равным 98 %.

В плавки перейдет:

$$0,0448 \cdot 0,98 = 0,0439 \text{ т Ca;}$$

$$0,1365 \cdot 0,98 = 0,1338 \text{ т Mg;}$$

$$0,0273 \cdot 0,98 = 0,0268 \text{ т Sb;}$$

$$0,1856 \cdot 0,98 = 0,1819 \text{ т Zn;}$$

$$0,6392 \cdot 0,98 = 0,6264 \text{ т прочих примесей.}$$

В рафинированном свинце останется:

$$0,0448 \cdot 0,02 = 0,0009 \text{ т Ca;}$$

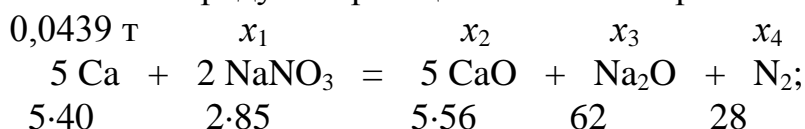
$$0,1365 \cdot 0,02 = 0,0027 \text{ т Mg;}$$

$$0,0273 \cdot 0,02 = 0,0005 \text{ т Sb;}$$

$$0,1856 \cdot 0,02 = 0,0037 \text{ т Zn;}$$

$$0,6392 \cdot 0,02 = 0,0128 \text{ т прочих примесей.}$$

Рассчитываем теоретический расход NaOH и NaNO<sub>3</sub> на качественное рафинирование и количество продуктов реакций окисления примесей [15, с. 159]:

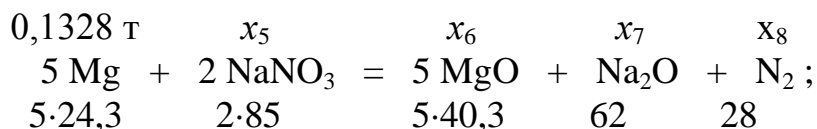


$$x_1 = 0,0439 \cdot 2 \cdot 85 / (5 \cdot 40) = 0,0373 \text{ т NaNO}_3;$$

$$x_2 = 0,0439 \cdot 5 \cdot 56 / (5 \cdot 40) = 0,0615 \text{ т CaO};$$

$$x_3 = 0,0439 \cdot 62 / (5 \cdot 40) = 0,0136 \text{ т Na}_2\text{O};$$

$$x_4 = 0,0439 \cdot 28 / (5 \cdot 40) = 0,0061 \text{ т N}_2;$$

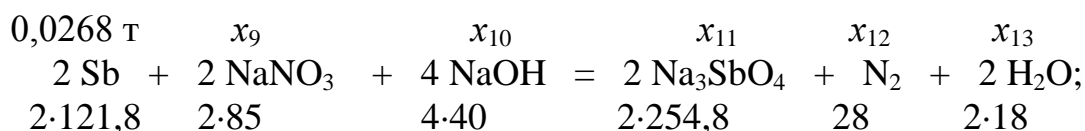


$$x_5 = 0,1338 \cdot 2 \cdot 85 / (5 \cdot 24,3) = 0,1872 \text{ т NaNO}_3;$$

$$x_6 = 0,1338 \cdot 5 \cdot 40,3 / (5 \cdot 24,3) = 0,2219 \text{ т MgO};$$

$$x_7 = 0,1338 \cdot 62 / (5 \cdot 24,3) = 0,0683 \text{ т Na}_2\text{O};$$

$$x_8 = 0,1338 \cdot 28 / (5 \cdot 24,3) = 0,0308 \text{ т N}_2;$$



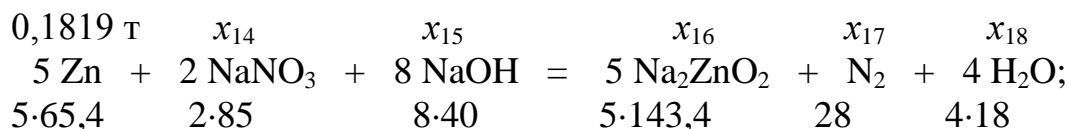
$$x_9 = 0,0268 \cdot 2 \cdot 85 / (2 \cdot 121,8) = 0,0187 \text{ т NaNO}_3;$$

$$x_{10} = 0,0268 \cdot 4 \cdot 40 / (2 \cdot 121,8) = 0,0176 \text{ т NaOH};$$

$$x_{11} = 0,0268 \cdot 2 \cdot 254,8 / (2 \cdot 121,8) = 0,0561 \text{ т Na}_3\text{SbO}_4;$$

$$x_{12} = 0,0268 \cdot 28 / (2 \cdot 121,8) = 0,0031 \text{ т N}_2;$$

$$x_{13} = 0,0268 \cdot 2 \cdot 18 / (2 \cdot 121,8) = 0,0039 \text{ т H}_2\text{O}.$$



$$x_{14} = 0,1819 \cdot 2 \cdot 85 / (5 \cdot 65,4) = 0,0946 \text{ т NaNO}_3;$$

$$x_{15} = 0,1819 \cdot 8 \cdot 40 / (5 \cdot 65,4) = 0,1780 \text{ т NaOH};$$

$$x_{16} = 0,1819 \cdot 5 \cdot 143,4 / (5 \cdot 65,4) = 0,3988 \text{ т Na}_2\text{ZnO}_2;$$

$$x_{17} = 0,1819 \cdot 28 / (5 \cdot 65,4) = 0,0156 \text{ т N}_2;$$

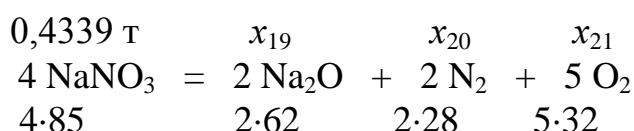
$$x_{18} = 0,1819 \cdot 4 \cdot 18 / (5 \cdot 65,4) = 0,0401 \text{ т H}_2\text{O}.$$

Для реакций окисления необходимо:

$$0,0373 + 0,1872 + 0,0187 + 0,0946 = 0,3378 \text{ т NaNO}_3.$$

Количество избыточной селитры составляет:  $0,7717 - 0,3378 = 0,4339 \text{ т}$ .

При рафинировании она разлагается по реакции



$$x_{19} = 0,4339 \cdot 2 \cdot 62 / (4 \cdot 85) = 0,1582 \text{ т Na}_2\text{O};$$

$$x_{20} = 0,4339 \cdot 2 \cdot 28 / (4 \cdot 85) = 0,0715 \text{ т N}_2;$$

$$x_{21} = 0,4339 \cdot 5 \cdot 32 / (4 \cdot 85) = 0,2042 \text{ т O}_2.$$

Количество NaOH, которое необходимо для реакций окисления равно:  
 $0,0176 + 0,1780 = 0,1956 \text{ т NaOH}.$

Избыточный NaOH перейдет в плав в количестве:

$$1,0187 - 0,1956 = 0,8231 \text{ т}.$$

В плав перейдут:  $0,0615 \text{ т CaO}$ ;  $0,2219 \text{ т MgO}$ ;  $0,0561 \text{ т Na}_3\text{SbO}_4$ ;  $0,3988 \text{ т Na}_2\text{ZnO}_2$ . Количество  $\text{Na}_2\text{O}$ , перешедшее в плав, составит:

$$0,0136 + 0,0683 + 0,1582 = 0,2401 \text{ т}.$$

В плав перейдут прочие примеси, не участвующие в реакциях окисления, в количестве  $0,6264 \text{ т}.$

В газовую фазу перейдет азота ( $\text{N}_2$ ):

$$0,0061 + 0,0308 + 0,0031 + 0,0156 + 0,0715 = 0,1271 \text{ т};$$

паров  $\text{H}_2\text{O}$  в количестве:

$$0,0039 + 0,0401 = 0,0440 \text{ т}; \text{ кислорода (O}_2\text{)} - 0,2042 \text{ т}.$$

Всего образуется газов:  $0,1271 + 0,0440 + 0,2042 = 0,3753 \text{ т/сут}.$

В плаве качественного рафинирования будет соединений ( $\text{CaO}$ ,  $\text{MgO}$ ,  $\text{Na}_3\text{SbO}_4$ ,  $\text{Na}_2\text{ZnO}_2$ ,  $\text{Na}_2\text{O}$ ,  $\text{NaOH}$  и прочих) в количестве

$$0,0615 + 0,2219 + 0,0561 + 0,3988 + 0,2401 + 0,8231 + 0,6264 = 2,4279 \text{ т}.$$

Если содержание свинца, перешедшего в плав, равно  $55 \%$ , то содержание всех других соединений будет  $45 \%$ . Находим количество плава качественного рафинирования:  $2,4279 / 0,45 = 5,3953 \text{ т/сут}.$

Свинца в плавах качественного рафинирования будет:  $5,3953 \cdot 0,55 = 2,9674 \text{ т}.$

Количество свинца в рафинированном свинце составит:

$$307,6312 - 2,9674 = 304,6638 \text{ т}.$$

По результатам расчетов составляем [табл. 4.26](#), [табл. 4.27](#), [табл. 4.28](#).

После полного цикла огневого рафинирования содержание свинца составит  $99,98 \%$ , что соответствует по ГОСТу марки С1.

**8. Сводный материальный баланс пирометаллургического рафинирования чернового свинца**

Для составления сводного суточного материального баланса процесса пирометаллургического рафинирования чернового свинца запишем все исходные материалы и все продукты для каждой из семи основных операций технологической схемы цеха рафинирования. Для этого используют данные [табл. 4.7](#), [табл. 4.11](#), [табл. 4.15](#), [табл. 4.18](#), [табл. 4.21](#), [табл. 4.25](#), [табл. 4.28](#).

Таблица 4.26

Состав плава качественного рафинирования

Соединения	Количество	
	т	%
CaO	0,0615	1,1
MgO	0,2219	4,1
Na <sub>3</sub> SbO <sub>4</sub>	0,0561	1,0
Na <sub>2</sub> ZnO <sub>2</sub>	0,3988	7,4
Na <sub>2</sub> O	0,2401	4,5
NaOH	0,8231	15,3
Прочие	0,6264	11,6
Pb	2,9674	55,0
Итого	5,3953	100

Таблица 4.27

Состав рафинированного свинца

Металл	Количество	
	т	%
Pb	304,6638	99,98
Cu	0,0093	0,003
Te	0,0013	0,0004
As	0,0040	0,001
Sb	0,0005	0,0001
Sn	0,0013	0,0004
Bi	0,0124	0,004
Ag	0,0003	0,00009
Au	0,0000002	следы
Zn	0,0037	0,001
Ca	0,0009	0,0003
Mg	0,0027	0,0009
Прочие	0,0128	0,004
Итого	304,7130	100

Таблица 4.28

Суточный материальный баланс качественного рафинирования свинца

Статьи баланса	Всего, т	Pb, т	Ca, т	Mg, т	Sb, т	Zn, т	Прочие, т	Другие, т
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Поступило:								
1. Свинец обезвисмученный	308,6932	307,6312	0,0448	0,1365	0,0273	0,1856	0,6392	0,0286
2. NaOH	1,0187	—	—	—	—	—	—	1,0187



Окончание табл. 4.28

1	2	3	4	5	6	7	8	9
3. $\text{NaNO}_3$	0,7717	–	–	–	–	–	–	0,7717
Итого	310,4836	307,6312	0,0448	0,1365	0,0273	0,1856	0,6392	1,8190
Получено:								
1. Свинец рафинированный	304,7130	304,6638	0,0009	0,0027	0,0005	0,0037	0,0128	0,0286
2. Плав качественного рафинирования	5,3953	2,9674	0,0439	0,1338	0,0268	0,1819	0,6264	1,4151
3. Газы	0,3753	–	–	–	–	–	–	0,3753
Итого	310,4836	307,6312	0,0448	0,1365	0,0273	0,1856	0,6392	1,8190

Количества одинаковых исходных материалов и реагентов, а также однотипных продуктов суммируем. Из списка исключаем промежуточные продукты операций рафинирования, являющиеся исходным материалом последующей стадии очистки свинца. Такие же действия производим при подсчете количества всех элементов, входящих в состав каждого исходного материала, реагента или продукта процесса рафинирования.

*Ответ.* Сводный суточный материальный баланс пирометаллургического рафинирования свинца, выполненный по результатам металлургических расчетов, представлен в [табл. 4.29](#).

### Задания для самостоятельной работы

Выбрать технологическую схему рафинирования чернового свинца и рассчитать материальный баланс процесса.

Состав чернового свинца принять по [табл. 4.30](#), согласно номера своего варианта. Производительность цеха рафинирования – 150 тыс. т. чернового свинца в год, время работы рафинировочного передела – 326 дней/год.

Результаты расчета, как в примере, представить в форме [табл. 4.3](#), [табл. 4.4](#), [табл. 4.5](#), [табл. 4.6](#), [табл. 4.7](#), [табл. 4.8](#), [табл. 4.9](#), [табл. 4.10](#), [табл. 4.11](#), [табл. 4.12](#), [табл. 4.13](#), [табл. 4.14](#), [табл. 4.15](#), [табл. 4.16](#), [табл. 4.17](#), [табл. 4.18](#), [табл. 4.19](#), [табл. 4.20](#), [табл. 4.21](#), [табл. 4.22](#), [табл. 4.23](#), [табл. 4.24](#), [табл. 4.25](#), [табл. 4.26](#), [табл. 4.27](#), [табл. 4.28](#), [табл. 4.29](#).

Таблица 4.29

Сводный суточный материальный баланс процесса пирометаллургического рафинирования черного свинца, т

Статьи баланса	Всего	Pb	Cu	Te	As	Sb	Sn	Bi	Ag	Au	Zn	Ca	Mg	Прочие	Другие
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Поступило															
1. Свинец черновой	326,41	306,8254	8,1603	0,0326	4,8961	3,2641	1,6321	0,3264	0,4896	0,001632	—	—	—	—	—
2. Сульфидный концентрат	5,7122	2,9246	0,0857	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,7818	—
3. Кварцевый флюс	0,0979	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	2,7019
4. Сода	2,5802	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,0979
5. Сера	0,3583	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	2,5802
6. Воздух	0,0461	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,3583
7. Коксик	0,1402	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,0461
8. Свинец оборотный после переработки теллурических пластов	0,1500	0,1500	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,1402
9. Свинцово-натриевый сплав	1,3350	1,3083	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,0267
10. NaOH	1,1135	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1,1135
11. Свинец оборотный после переработки щелочных пластов	1,5623	1,5623	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
12. NaNO <sub>3</sub>	7,9327	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	7,9327
13. Едкий натр (техн.)	12,4351	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	12,4351
14. NaCl	4,7458	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	4,7458
15. Свинец оборотный после переработки серебряной пены	0,1575	0,1575	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
16. Цинк	3,4570	—	—	—	—	—	—	—	—	—	3,4570	—	—	—	—
17. Свинец оборотный после переработки дрессов	2,8199	2,8199	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

Продолжение табл. 4.29

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
18. Кальций	0,1267	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,1267	—	—	—
19. Магний	0,3862	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,3862	—	—
20. Сурьма	0,0745	—	—	—	—	0,0745	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Итого	371,6411	315,7480	8,2460	0,0326	4,8961	3,3386	1,6321	0,3264	0,4896	0,001632	3,4570	0,1267	0,3862	0,7818	32,1784
Получено															
1. Свинец рафинированный	304,7130	304,6638	0,0093	0,0013	0,0040	0,0005	0,0013	0,0124	0,0003	0,0000002	0,0037	0,0009	0,0027	0,0128	—
2. Обогащенный медный штейн	13,9041	1,9118	7,6473	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	4,3450
3. Шлаки, пыль, газ обезмеживания	5,4217	1,1935	0,5894	0,0059	0,8940	0,5960	0,2980	0,0596	0,0894	0,0003	—	—	—	0,1428	1,5528
4. Теллуrowый плав	0,3062	0,1531	—	0,0254	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,1277
5. Газы обес- теллурирования	0,0204	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,0204
6. Щелочной плав	31,2450	1,5623	—	—	3,9982	2,6654	1,3328	—	—	—	—	—	—	—	21,6863
7. Газы щелочного рафинирования	2,6556	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	2,6556
8. Серебристая пена	2,1649	0,1624	—	—	—	—	—	—	0,3999	0,0012997	1,6013	—	—	—	—
9. Цинк (конденсат)	1,8055	0,1354	—	—	—	—	—	—	—	—	1,6701	—	—	—	—
10. Висмутовые дроссы	3,6343	2,9983	—	—	—	0,0499	—	0,2544	—	—	—	0,0819	0,2497	—	—
11. Плавки качествен- ного рафинирования	5,3953	2,9674	—	—	—	0,0268	—	—	—	—	0,1819	0,0439	0,1338	0,6264	1,4151
12. Газы качествен- ного рафинирования	0,3753	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,3753
Итого	371,6411	315,7480	8,2460	0,0326	4,8961	3,3386	1,6321	0,3264	0,4896	0,001632	3,4570	0,1267	0,3862	0,7818	32,1784

Таблица 4.30

Состав чернового свинца

№ п/п	Содержание металлов, %									
	Pb	Cu	As	Sb	Sn	Te	Bi	Ag *	Au *	Про- чие
1	94,5	2,4	1,2	1,1	0,4	0,02	0,05	1200	6	0,21
2	94,1	2,6	1,5	0,9	0,3	–	0,05	1450	3	0,40
3	93,8	3,0	1,4	1,0	0,5	0,02	0,07	1500	7	0,06
4	95,0	2,0	1,1	0,8	0,3	0,01	0,1	1000	10	0,60
5	95,0	3,0	1,0	0,5	0,2	0,01	0,1	1300	6	0,06
6	93,8	2,2	1,5	1,2	0,6	0,02	0,08	900	5	0,51
7	93,9	2,0	1,5	1,5	0,7	0,025	0,06	2100	12	0,10
8	93,5	3,0	1,6	1,1	0,4	0,03	0,04	1300	5	0,20
9	94,0	2,4	1,4	1,0	0,4	–	0,09	900	10	0,62
10	97,0	1,1	0,9	0,5	0,3	–	0,05	500	3	0,10
11	96,5	1,2	1,0	0,4	0,2	–	0,04	500	5	0,61
12	96,0	1,5	1,1	0,5	0,4	0,01	0,1	600	8	0,33
13	96,8	1,4	0,7	0,6	0,2	0,01	0,05	500	5	0,19
14	97,5	1,1	0,7	0,4	0,15	0,005	0,05	400	3	0,06
15	96,5	1,5	1,0	0,4	0,2	0,01	0,04	600	5	0,29
16	97,0	1,2	0,8	0,4	0,4	–	0,05	500	3	0,10
17	96,5	1,2	0,8	0,6	0,2	–	0,03	500	3	0,62
18	96,0	1,4	1,2	0,4	0,3	0,01	0,1	1600	8	0,43
19	96,8	1,2	0,8	0,7	0,1	0,01	0,05	500	5	0,29
20	97,5	1,0	0,7	0,4	0,15	0,005	0,05	400	8	0,16
21	96,5	1,3	1,2	0,4	0,2	0,01	0,07	600	5	0,26
22	97,0	1,1	0,8	0,5	0,3	–	0,05	500	3	0,20
23	98,2	0,8	0,4	0,2	–	–	0,08	400	5	0,28
24	98,5	0,7	0,3	0,2	–	–	0,05	300	4	0,22
25	93,5	3,0	1,5	1,0	0,5	0,015	0,1	2000	10	0,28

\* в граммах на тонну.

## **ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 5.**

### **РАСЧЕТ ТЕПЛОВОГО БАЛАНСА ПРОЦЕССА ОБЖИГА ЦИНКОВЫХ КОНЦЕНТРАТОВ В ПЕЧИ КС**

#### **Краткие теоретические сведения**

Первой металлургической операцией в производстве цинка любым методом является обжиг цинковых концентратов. В процессе обжига сульфидных цинковых концентратов происходит перевод сернистых соединений цинка в окисленные, удаление серы и получение продукта, пригодного для дистилляции или выщелачивания. При обжиге сульфидные минералы вступают во взаимодействие с кислородом воздуха при высоких температурах, в результате чего протекает реакция окисления с образованием оксида цинка и частично сульфата цинка. Протекание этих реакций сопровождается выделением большого количества тепла, за счет которого идет процесс обжига.

При гидрометаллургическом способе получения цинка к обожженному концентрату (огарку) предъявляются более жесткие требования. Обжиг перед выщелачиванием преследует следующие цели [1; 7, с. 135–140; 14, с. 134–153]:

- перевести в окислы максимальное количество сульфидов металлов (огарок должен содержать минимальное количество сульфидной серы);
- оставить в обожженном продукте небольшое количество сульфатной серы, обычно в пределах 3–4 %, для компенсации потерь серной кислоты в процессе производства;
- получить как можно меньше нерастворимых в серной кислоте ферритов цинка;
- не допустить образования большого количества силикатов свинца и цинка, затрудняющих отстаивание и фильтрацию растворов;
- получить обожженный продукт в виде тонкого порошка с большой реакционной поверхностью.

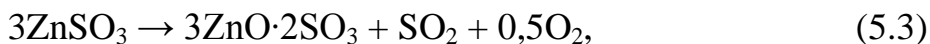
При этом необходимо также обеспечить максимальную концентрацию сернистого ангидрида в обжиговых газах и улавливание перешедших в возгоны цветных и редких металлов.

В ходе окислительного обжига происходит окисление сульфида цинка кислородом воздуха по реакциям:

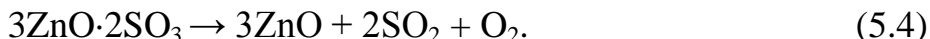


Первая реакция наиболее интенсивно протекает при температуре выше 800 °С, вторая – при 600–700 °С. При температуре шихты выше 720 °С сульфат цинка ступенчато диссоциирует сначала до основного сульфата:

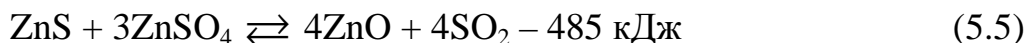




а затем до оксида цинка ( $t > 770^\circ\text{C}$ ):



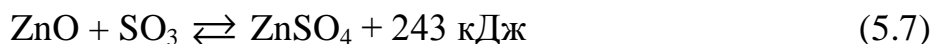
Возможно также твердофазное взаимодействие между сульфатом и сульфидом цинка, приводящее к образованию оксидов:



В окислительной среде образовавшийся  $\text{SO}_2$  окисляется до  $\text{SO}_3$ :



Окончательные результаты обжига зависят от концентрации в газовой фазе  $\text{SO}_3$ , которая определяет сдвиг равновесия реакции



в сторону образования либо сульфата, либо оксида цинка.

Если парциальное давление  $\text{SO}_3$  в обжиговых газах превысит упругость диссоциации сульфата металла, то окисление сульфида будет происходить только до сульфата (сульфатизирующий обжиг). Снижение парциального давления  $\text{SO}_3$  в обжиговых газах ниже упругости диссоциации сульфата металла обусловит обжиг до оксидов.

При температуре ниже  $800\text{--}900^\circ\text{C}$  некоторые металлы остаются в виде устойчивых сульфатов. Чтобы окислительный обжиг сульфидных концентратов проходил до образования оксидов (с максимальной десульфуризацией), необходимо поддерживать температуру не ниже  $900^\circ\text{C}$ .

В ходе обжига на поверхности зерен сульфида цинка образуется плотный слой оксида. Диффузия кислорода через слой оксида, увеличивающийся по мере окисления сульфида, затруднена. Поэтому цинковые сульфидные концентраты обжигаются медленно.

Другие сульфидные минералы в составе концентрата обычно способствуют ускорению обжига. Многие из них ( $\text{FeS}_2$ ,  $\text{CuFeS}_2$ ,  $\text{CuS}$  и др.) при нагревании диссоциируют, выделяя серу, некоторые улетучиваются ( $\text{As}_2\text{S}_3$ ,  $\text{Sb}_2\text{S}_3$ ). Диссоциация и сублимация сульфидов способствует увеличению пористости частиц цинкового концентрата [15, с. 194–198; 25, с. 67–81].

Железо в цинковых концентратах обычно находится в виде пирита и пирротина, иногда – марматита и халькопирита. Эти сульфиды окисляются быстро и практически полностью превращаются в  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  или  $\text{Fe}_3\text{O}_4$  (при температуре выше  $1000^\circ\text{C}$ ). При температуре выше  $650^\circ\text{C}$   $\text{Fe}_2\text{O}_3$  связывает в ферриты оксиды цинка, меди, свинца и кадмия:



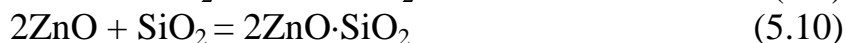
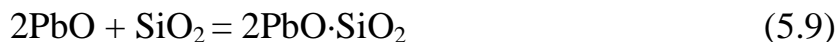


Образование ферритов при обжиге цинковых концентратов перед выщелачиванием нежелательно, так как ферриты цинка весьма мало растворяются и тем самым снижают извлечение цинка в раствор.

Степень ферритообразования при обжиге цинковых концентратов зависит от содержания железа в концентрате, полноты контакта соединения железа и цинка, продолжительности процесса обжига и содержания сернистого ангидрида газовой фазе.

При обжиге концентратов в печи «кипящего слоя» из-за высокой концентрации сернистого ангидрида в газах, слабого контакта между твердыми частицами концентрата, разделенными газом и достаточно высокой интенсивности процесса в огарке содержание ферритов цинка не высокое.

В результате взаимодействия кремнийсодержащих нерудных минералов с оксидами тяжелых металлов образуются силикаты: ортосиликат цинка ( $2\text{ZnO} \cdot \text{SiO}_2$ ), силикаты свинца ( $2\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$ ); двойной силикат цинка и свинца ( $\text{ZnO} \cdot \text{PbO} \cdot 2\text{SiO}_2$ ); сложные силикаты цинка и свинца с компонентами нерудных минералов концентрата:



Образование силикатов в процессе обжига нежелательно. Силикаты цинка при выщелачивании огарка хорошо растворяются и переходят в раствор с образованием кремниевой кислоты, увеличивая тем самым вязкость раствора, что сильно затрудняет процессы отстаивания и фильтрации пульпы.

Степень образования силикатов резко увеличивается с повышением температуры и уменьшением крупности реагирующих веществ и в меньшей степени – с увеличением продолжительности взаимодействия компонентов.

В присутствии соединений свинца превалирующая роль принадлежит ортосиликату цинка, образование которого резко стимулируется соединениями свинца.

Для уменьшения образования силикатов следует так шихтовать различные концентраты, чтобы смесь содержала как можно меньше свинца, и вести обжиг при температуре не выше  $1000^\circ\text{C}$ .

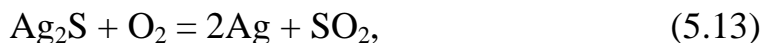
В цинковых концентратах медь присутствует в виде минералов халькопирита ( $\text{CuFeS}_2$ ), халькозина ( $\text{Cu}_2\text{S}$ ) и ковеллина ( $\text{CuS}$ ). Все сульфиды меди воспламеняются при относительно низких температурах ( $380\text{--}435^\circ\text{C}$ ). При обжиге соединения меди окисляются главным образом до сульфатов меди и железа, легко растворимых в воде:



Сульфат меди неустойчив и разлагается при температуре 653 °С с образованием основного сульфата  $2\text{CuO} \cdot \text{SO}_3$ , который в свою очередь диссоциирует при температуре 702 °С на  $\text{CuO}$  и  $\text{SO}_3$ . Дальнейшее повышение температуры до 700–750 °С вызывает взаимодействие окиси меди с кремнеземом и окисью железа с образованием силикатов и ферритов меди, нерастворимых в разбавленной серной кислоте. Опыт показывает, что 60–70 % меди остается в обожженном концентрате в нерастворимом виде.

Свинец и кадмий находятся в цинковых концентратах в виде сульфидов  $\text{PbS}$  и  $\text{CdS}$ . Сульфиды свинца и кадмия летучи и при обжиге возгоняются, переходя в пыль. Оксиды свинца и кадмия менее летучи и частично остаются в огарке. При обжиге стараются как можно больше отогнать в газовую фазу соединений свинца и кадмия, чтобы сконцентрировать эти металлы в небольшом количестве возгонов (пылей), уловленных в электроfiltре.

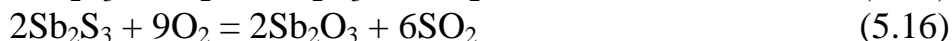
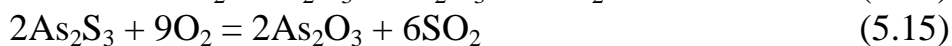
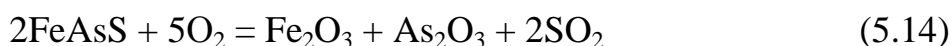
Серебро, присутствующее в концентрате в виде  $\text{Ag}_2\text{S}$ , при обжиге восстанавливается по реакции



поэтому при высокотемпературном обжиге огарок содержит металлическое серебро.

Золото в цинковых концентратах находится в виде тонких металлических вкраплений и в процессе обжига изменений не претерпевает.

Сернистые соединения мышьяка ( $\text{FeAsS}$ ,  $\text{As}_2\text{S}_3$ ) и сурьмы ( $\text{Sb}_2\text{S}_3$ ), присутствующие в цинковых концентратах, обладают летучими свойствами в нейтральной и восстановительной атмосфере при низких температурах. В окислительной атмосфере эти сульфиды окисляются до трехвалентных оксидов по реакциям



Эти оксиды легко возгоняются. Заметное улетучивание  $\text{As}_2\text{O}_3$  начинается при температуре 120 °С,  $\text{Sb}_2\text{O}_3$  – при температуре 450 °С. Летучесть сульфидных и окисных соединений мышьяка и сурьмы позволяет осуществить их частичную отгонку при обжиге цинковых концентратов. Но полностью отогнать эти соединения не удастся, так как трехокиси мышьяка и сурьмы быстро окисляются до нелетучих пятивалентных оксидов, которые остаются в огарке. Кроме того, в контакте с окислами меди, железа, свинца оксиды мышьяка и сурьмы образуют устойчивые химические соединения – арсенаты ( $\text{Fe}_3(\text{AsO}_4)_2$ ) и антимонаты ( $\text{Pb}_3(\text{SbO}_4)_2$ ). Поэтому большого практического значения для последующего процесса выщелачивания огарка отгонка мышьяка и сурьмы при обжиге в кипящем слое не имеет.

В условиях обжига основная масса таллия, а также часть селена и теллура возгоняются и уносятся с газами. Селен и теллур улавливаются в шла-

мах сернокислотных цехов. Рассеянные элементы (In, Ga, Ge) остаются в огарке [15, с. 194–198; 25 с. 67–81].

В настоящее время в мировой практике цинкового производства для обжига концентратов перед выщелачиванием используют преимущественно печи «кипящего слоя» (рис. 5.1) [15, с. 232–240]. Этот способ обжига отличается высокой производительностью, стабильным режимом обжига, высоким качеством получаемого огарка, автогенностью процесса обжига с высокой степенью утилизации технологического тепла, упрощенной подготовкой шихты к обжигу, простотой обслуживания и большой длительностью кампании печей КС, высокой концентрацией сернистого ангидрида в отходящих газах.

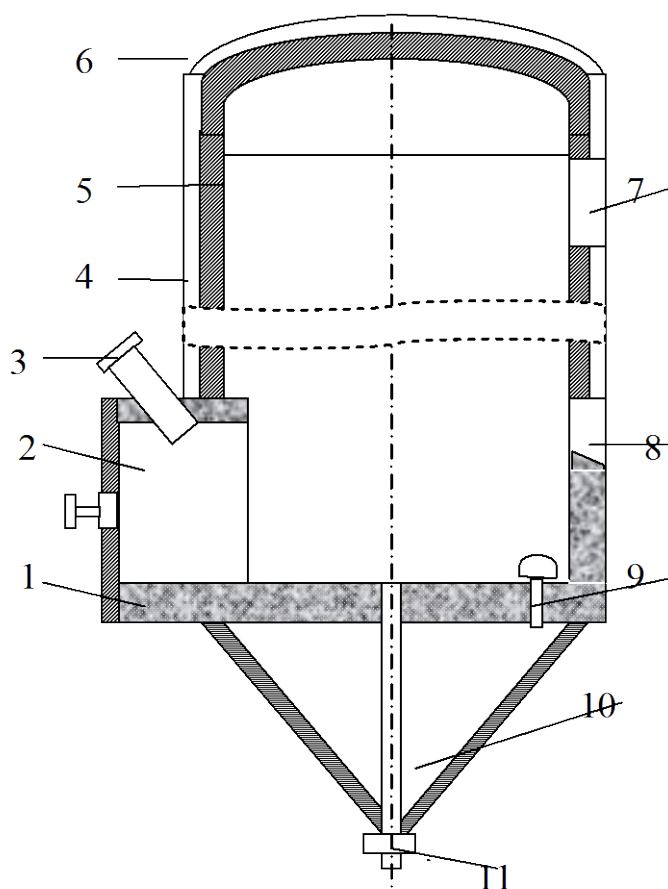


Рис. 5.1. Схема печи кипящего слоя для обжига цинковых концентратов:

1 – подина; 2 – форсунка для розжига печи; 3 – форкамера; 4 – корпус печи; 5 – футеровка; 6 – свод; 7 – отверстие для выхода газов; 8 – сливной порог; 9 – сопло для подачи воздуха; 10 – воздушная коробка; 11 – задвижка с пневмоприводом

Печь для обжига в «кипящем слое» обычно представляет собой цилиндрическую шахту высотой 7–12 м, диаметром 5–7 м, выложенную в плотном железном кожухе и футерованную огнеупорным кирпичом. Объем печной камеры достигает 430 м<sup>3</sup>. Стенки нижней части шахты, в которой происходит обжиг, иногда кессонированы. Площадь пода печи 20–40 м<sup>2</sup>. Под печи делают из жароупорного бетона толщиной 200–300 мм, в который заделаны при бетонировании стальные трубки воздухораспределительных сопел, приваренные к стальному

днищу, подстилающему бетон. Подину делают сплошной или состоящей из отдельных секций. Воздух в печь подается под подину и проходит через отверстия в соплах в рабочее пространство печи, пронизывая находящийся над подиной слой материала, приводя его в псевдожиженное состояние. Этот слой движется по поду от загрузочной камеры до сливного порога и выгружается из печи.

Псевдожижением называют такое состояние твердого зернистого материала, продуваемого потоком газа, при котором статическое давление слоя уравнивается аэродинамическим давлением газового потока. При этом расстояние между зернами сыпучего материала увеличивается, и объем слоя возрастает на 20–50 %. Слой становится легкоподвижным и подобно жидкости течет по подине, перетекает через пороги.

Число сопел в печи устанавливают с таким расчетом, чтобы общая площадь живого сечения отверстий всех сопел составляла 0,7–0,9 % от площади подины. Обычно устанавливают 50 сопел на 1 м<sup>2</sup> подины.

Расход воздуха при обжиге цинкового концентрата составляет 2000–2100 м<sup>3</sup>/т, давление вдуваемого воздуха 15–25 кПа.

Обжиг проводят при температуре 920–980 °С. Температура отходящих газов под сводом печи равна 900–950 °С, перед циклонами – 500–600 °С.

В процессе обжига цинкового концентрата в зоне «кипящего слоя» создается чрезмерно высокая температура. Тепло, выделяемое в результате экзотермических реакций, расходуется примерно следующим образом: 3 % – на испарение влаги концентрата; 7 % – потери через кладку; 16 % – уходит с огарком и пылью; 54 % – уходит с газами. Около 20 % избыточного тепла необходимо отводить из «кипящего слоя» специальными способами: установкой водоохлаждаемых кессонов, впрыскиванием воды в «кипящий слой», применением испарительного охлаждения. В последнем случае в зоне кипящего слоя устанавливают змеевики. В змеевики подают химически чистую воду, которая при испарении отводит из кипящего слоя в 10 раз больше тепла, чем водоохлаждаемый трубчатый кессон. Образующаяся при этом пароводяная эмульсия поступает в сепаратор, из которого пар направляют на производственные или бытовые нужды, а воду – в оборот [15, с. 238–239].

Печные газы после охлаждения в котлах-утилизаторах или стояках поступают в циклоны, откуда эксгаустером передаются в электрофильтры. Система пылеулавливания обеспечивает очистку газов от пыли на 99,5 %. Около 95 % выносимой газовым потоком пыли осаждается в стояках, газоходах, циклонах и 4–6 % – в электрофильтрах. Газы электрофильтров, содержащие 0,08–0,15 г/м<sup>3</sup> пыли и 10–12 % SO<sub>2</sub>, направляют в сернокислотное производство.

Технологические показатели работы обжиговых печей «КС» цинковых заводов приведены ниже [15, с. 239]:

Температура, °С	
слоя	900–980
под сводом	880–950
перед циклоном	550–600

перед электрофильтром	300–350
Расход воздуха на печь, тыс. м <sup>3</sup> /ч	12–17
Давление воздуха, кПа	15–25
Разрежение под сводом, Па	10–20
Производительность печи, т/сут	125–160
Удельная производительность, т/(м <sup>2</sup> ·сут)	4,5–5,0
Выход, %	
огарка	60–65
пыли из циклона	35–40
пыли из электрофильтров	2–5
Содержание цинка в огарке, %	
общего	60–62
кислоторастворимого	56–59
Доля кислоторастворимого цинка от общего содержания его в огарке, %	93–95
Запыленность газов, г/м <sup>3</sup>	
перед циклоном	150–200
после циклона	3–4
за электрофильтром	0,05–0,15
Концентрация SO <sub>2</sub> в газах, %	8–10

### Методика выполнения

Расчеты тепловых балансов проводят для выявления материальных и энергетических потоков, конструктивных параметров оборудования. Так, в результате расчета определяют расход охлаждающей воды для отъема тепла из кипящего слоя обжиговых печей, кессонированных стен плавильных агрегатов, пара для обеспечения требуемого температурного режима аппаратов, находят площадь поверхности теплообменного устройства и др. [21].

Тепловой баланс предопределяет равенство прихода и расхода тепла в объекте. Характерные для объектов металлургии тяжелых цветных металлов составляющие прихода тепла следующие: тепло от сжигания топлива, протекания экзотермических реакций, прохождения электрического тока и горения электрической дуги; физическое тепло, вносимое сырьем, материалами, реагентами и топливом. Статьи расхода тепла: потери тепла с выходящими из объекта продуктами (огарком, пылью, штейном, шлаком, пульпой, растворами, газами), затраты тепла на протекание эндотермических реакций, потери его через кладку печи или корпус аппарата, а также излучением и конвекцией, съем тепла теплоносителем, затраты его на нагрев продуктов и аппарата.

Приход тепла при окислительном обжиге цинковых концентратов складывается из тепла экзотермических реакций и физического тепла вносимого материалами, поступающими на обжиг (концентрат, воздух).

Расход тепла состоит из затрат на протекание эндотермических реакций и на физическое тепло продуктов обжига (огарок, пыль, отходящие га-

зы). Кроме того, значительное количество тепла теряется через ограждения печи и ее стены, с водой. А избыток выделяющегося тепла отводят из слоя и используют для бытовых нужд на производстве [1; 15, с. 328–239].

Количество тепла, выделяющегося (или поглощающегося) при протекании реакции, рассчитывают по формуле

$$Q_p = m \cdot Q_{тр} / M, \quad (5.17)$$

где  $Q_p$  – выделение или поглощение тепла в результате реакции, кДж;  $m$  – количество исходного соединения, вступающего в реакцию, кг;  $Q_{тр}$  – тепловой эффект реакции при температуре процесса, кДж;  $M$  – молекулярная масса соединения.

При отсутствии данных о тепловых эффектах реакций для заданной температуры их определяют по следующему уравнению:

$$Q_{тр} = Q_{298} + \alpha(T - 298) + \beta(T^2 - 298^2) + \gamma(T^3 - 298^3), \quad (5.18)$$

где  $T$  – температура процесса, К;  $Q_{298}$  – тепловой эффект реакции при температуре 298 К, кДж:

$$Q_{298} = \sum \Delta H^{\circ}_{298K} - \sum \Delta H^{\circ}_{298И}, \quad (5.19)$$

где  $\sum \Delta H^{\circ}_{298K}$  – энтальпия образования конечных соединений реакции в стандартных условиях, кДж/моль;  $\sum \Delta H^{\circ}_{298И}$  – энтальпия образования исходных соединений реакции в стандартных условиях, кДж/моль;

$$\alpha = \sum na, \quad \beta = (1/2) \sum nb, \quad \gamma = (1/3) \sum nc \quad (5.20)$$

где  $a, b, c$  – постоянные коэффициенты в уравнениях температурной зависимости истинной молекулярной теплоемкости для каждого из компонентов, участвующих в реакции;  $n$  – количество молей каждого компонента.

Количество физического тепла продуктов, поступающих в объект или выходящих из него, определяют по формуле

$$Q_{ф} = m \cdot c \cdot t, \quad (5.21)$$

где  $Q_{ф}$  – количество физического тепла продуктов, кДж;  $m$  – масса продукта, кг;  $c$  – теплоемкость продукта, кДж/(кг · °С);  $t$  – температура продукта.

При отсутствии данных о теплоемкости продукта находят его среднюю теплоемкость:

$$C_{ср} = \sum m_i c_i / \sum m_i, \quad (5.22)$$



где  $C_{\text{ср}}$  – средняя теплоемкость продукта, кДж/(кг·°C);  $m_i$  – масса составляющих, входящих в продукт, кг;  $C_i$  – теплоемкость составляющих продукта, кДж/(кг·°C).

Для выполнения практического занятия студенты с помощью преподавателя должны ознакомиться с последовательностью расчета теплового баланса процесса по приведенному в пособие примеру и с основными формулами, необходимыми для расчета. Затем каждому студенту выдается индивидуальное задание. Полученное задание оформляется в рабочей тетради и предъявляется на проверку преподавателю на следующем практическом занятии.

**Пример.** Рассчитать тепловой баланс процесса обжига цинковых концентратов в печи КС.

Химический состав поступающего на обжиг цинкового концентрата, %: 47,33 Zn; 0,6 Pb; 2,52 Cu; 0,17 Cd; 9,0 Fe; 34,17 S, 0,4 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 3,0 SiO<sub>2</sub>; 0,38 CaO; 2,43 прочие. Рациональный состав представлен в [табл. 5.1](#).

Обжиг осуществляют при температуре 980 °C. Температура поступающего на обжиг концентрата – 15 °C, дутья – 25 °C. Температура отходящих из печи газов 950 °C.

Таблица 5.1

Рациональный состав цинкового концентрата

Соединения	Содержание компонентов, %										
	Zn	Pb	Cu	Fe	Cd	S	CaO	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	прочие	всего
ZnS	47,33					23,16					70,49
PbS		0,6				0,09					0,69
CuFeS <sub>2</sub>			1,89	1,66		1,9					5,45
CuS			0,65			0,32					0,95
FeS <sub>2</sub>				5,51		6,32					11,83
Fe <sub>7</sub> S <sub>8</sub>				1,83		1,2					3,03
CdS					0,17	0,05					0,22
CaO							0,38				0,38
SiO <sub>2</sub>								3,0			3,0
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>									0,4		0,4
Прочие										3,56	3,56
Итого	47,33	0,6	2,52	9	0,17	33,04	0,38	3,0	0,4	3,56	100

**Решение.** Для расчета теплового баланса процесса обжига необходимо прежде рассчитать материальный баланс, для определения количества входящих на обжиг материалов (концентрат, дутье) и выходящих с обжига продуктов (огарок, пыль, газы).

**1.** Расчет материального баланса процесса обжига цинкового концентрата в печи КС. Расчет проводим на 100 кг исходного концентрата

Пылевынос при обжиге цинковых концентратов в печах «кипящего слоя», по данным практики работы действующих предприятий, составляет 30 %, следовательно, в огарок перейдет 70 % компонентов, а именно, кг:

$$\begin{aligned} \text{Zn} &= 47,33 \cdot 0,7 = 33,13; \\ \text{Pb} &= 0,6 \cdot 0,7 = 0,42; \\ \text{Cu} &= 2,52 \cdot 0,7 = 1,76; \\ \text{Fe} &= 9,0 \cdot 0,7 = 4,41; \\ \text{Cd} &= 0,17 \cdot 0,7 = 0,12; \\ \text{CaO} &= 0,38 \cdot 0,7 = 0,27; \\ \text{SiO}_2 &= 3,0 \cdot 0,7 = 2,10; \\ \text{Al}_2\text{O}_3 &= 0,4 \cdot 0,7 = 0,28; \\ \text{прочие} &= 3,56 \cdot 0,7 = 2,49. \end{aligned}$$

Принимаем, что цинк в огарке находится в следующих соединениях, %: 90 ZnO; 6,7 ZnO·Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; 0,3 ZnS; 3,0 ZnSO<sub>4</sub>. Свинец, медь, кадмий, железо (для упрощения расчета) присутствуют в огарке в виде соответствующих оксидов.

Цинка в оксиде содержится:  $33,13 \cdot 0,9 = 29,82$  кг, тогда масса получаемого оксида составляет  $\text{ZnO} = 29,82 \cdot 81,4 / 65,4 = 37,11$  кг, масса кислорода в нем  $37,11 - 29,82 = 7,29$  кг.

Масса цинка в феррите  $33,13 \cdot 0,067 = 2,22$  кг, тогда феррита (ZnO·Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) в огарке –  $2,22 \cdot 241 / 65,4 = 8,18$  кг. В нем содержится кислорода:  $8,18 \cdot 64 / 241 = 2,17$  кг, железа:  $8,18 - 2,22 - 2,17 = 3,79$  кг.

Масса цинка в сульфате равна  $33,13 \cdot 0,03 = 0,99$  кг, тогда сульфата цинка в огарке (ZnSO<sub>4</sub>)  $0,99 \cdot 161,4 / 65,4 = 2,44$  кг. В нем содержится кислорода:  $2,44 \cdot 64 / 161,4 = 0,97$  кг, серы  $2,44 - 0,99 - 0,97 = 0,48$  кг.

Масса цинка в сульфиде  $33,13 \cdot 0,003 = 0,1$  кг, тогда масса сульфида цинка (ZnS) в огарке равна  $0,1 \cdot 97,4 / 65,4 = 0,15$  кг, в нем серы:  $0,15 - 0,1 = 0,05$  кг.

Свинец в огарке присутствует в виде оксида, тогда оксида свинца в огарке –  $0,42 \cdot 223,2 / 207,2 = 0,45$  кг, кислорода в нем –  $0,45 - 0,42 = 0,03$  кг.

Медь в огарке присутствует в виде оксида, тогда оксида меди (Cu<sub>2</sub>O) содержится:  $1,76 \cdot 143 / 127 = 1,98$  кг, кислорода в нем –  $1,98 - 1,76 = 0,22$  кг.

Кадмий в огарке присутствует в виде оксида, тогда оксида кадмия (CdO) содержится  $0,12 \cdot 128,4 / 112,4 = 0,14$  кг, кислорода в нем –  $0,14 - 0,12 = 0,02$  кг.

Железо в виде свободного оксида в огарке присутствует в количестве  $6,3 - 3,79 = 2,51$  кг, тогда оксида железа (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) –  $2,51 \cdot 159,6 / 111,5 = 3,59$  кг, кислорода в нем –  $3,59 - 2,51 = 1,08$  кг.

Расчет количества и состава пыли проводим аналогично, с учетом того, что в пыль уходит 30 % компонентов. Результаты расчета количества и состава огарка и пыли сводим в [табл. 5.2](#), [табл. 5.3](#).

При обжиге цинкового концентрата образуется сульфата цинка по реакции ([5.2](#)) в количестве:  $2,44 + 1,06 = 3,5$  кг ([табл. 5.2](#), [табл. 5.3](#)).

Таблица 5.2

Количество и состав огарка

Соединения	Содержание компонентов, %												
	Zn	Pb	Cu	Fe	Cd	S <sub>SO4</sub>	S <sub>S</sub>	O <sub>2</sub>	SiO <sub>2</sub>	CaO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Прочие	Всего
ZnO	29,82							7,29					37,11
ZnO·Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2,22			3,79				2,17					8,18
ZnSO <sub>4</sub>	0,99					0,48		0,97					2,44
ZnS	0,1						0,05						0,15
PbO		0,42						0,03					0,45
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>				2,51				1,08					3,59
Cu <sub>2</sub> O			1,76					0,22					1,98
CdO					0,12			0,02					0,14
SiO <sub>2</sub>									2,1				2,1
CaO										0,27			0,27
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>											0,28		0,28
Прочие												2,49	2,49
Итого	33,13	0,42	1,76	6,3	0,12	0,48	0,05	11,78	2,1	0,27	0,28	2,49	59,18

Таблица 5.3

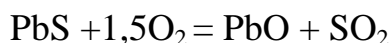
Количество и состав пыли

Соединения	Соединения компонентов, %												
	Zn	Pb	Cu	Fe	Cd	S <sub>SO4</sub>	S <sub>S</sub>	O <sub>2</sub>	SiO <sub>2</sub>	CaO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Прочие	Всего
ZnO	12,78							3,13					15,91
ZnO·Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,95			1,62				0,93					3,50
ZnSO <sub>4</sub>	0,43					0,21		0,42					1,06
ZnS	0,04						0,02						0,06
PbO		0,18						0,01					0,19
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>				1,08				0,46					1,54
Cu <sub>2</sub> O			0,76					0,09					0,85
CdO					0,05			0,01					0,06
SiO <sub>2</sub>									0,9				0,9
CaO										0,11			0,11
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>											0,12		0,12
Прочие												1,07	1,07
Итого	14,20	0,18	0,76	2,7	0,05	0,21	0,02	5,05	0,9	0,11	0,12	1,07	25,37

При этом окислится сульфид цинка:  $3,5 \cdot 97,4 / 161,4 = 2,11$  кг, расходуется кислорода:  $2,11 \cdot 64 / 97,4 = 1,39$  кг.

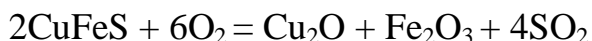
Окислится сульфида цинка по реакции (5.1) до оксида в количестве:  $70,49 - 2,11 - (0,15 + 0,06) = 68,17$  кг, где  $(0,15 + 0,06)$  – остаточное содержание сульфида цинка в продуктах обжига (огарке и пыли). При этом потребуется кислорода  $68,17 \cdot 32 \cdot 1,5 / 97,4 = 33,60$  кг и образуется SO<sub>2</sub> в количестве:  $68,17 \cdot 64 / 97,4 = 44,79$  кг

Для окисления галенита по реакции



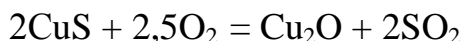
потребуется кислорода:  $0,69 \cdot 32 \cdot 1,5 / 239,2 = 0,14$  кг и образуется  $\text{SO}_2$  в количестве:  $0,69 \cdot 64 / 239,2 = 0,18$  кг.

Для окисления халькопирита по реакции:



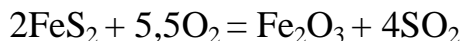
потребуется кислорода:  $5,45 \cdot 32 \cdot 6 / 366,4 = 2,84$  кг и образуется  $\text{SO}_2$  в количестве:  $5,45 \cdot 64 \cdot 4 / 366,4 = 3,81$  кг.

Для окисления ковелина по реакции



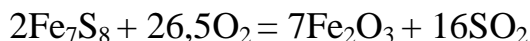
потребуется кислорода:  $0,95 \cdot 32 \cdot 2,5 / 190,8 = 0,4$  кг и образуется  $\text{SO}_2$  в количестве:  $0,95 \cdot 64 \cdot 2 / 190,8 = 0,64$  кг.

Для окисления пирита по реакции



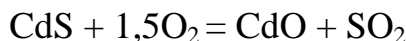
потребуется кислорода:  $11,83 \cdot 176 / 239,6 = 8,69$  кг и образуется  $\text{SO}_2$  в количестве:  $11,83 \cdot 256 / 239,6 = 12,64$  кг.

Для окисления пирротина по реакции



потребуется кислорода:  $3,03 \cdot 848 / 1239,2 = 1,99$  кг и образуется  $\text{SO}_2$  в количестве:  $3,03 \cdot 1024 / 1239,2 = 2,4$  кг.

Для окисления гренокита по реакции



потребуется кислорода:  $0,22 \cdot 48 / 144,4 = 0,07$  кг и образуется  $\text{SO}_2$  в количестве:  $0,22 \cdot 64 / 144,4 = 0,1$  кг.

Общий расход кислорода на реакции окисления сульфидов составляет:  $1,39 + 33,6 + 0,14 + 2,84 + 0,4 + 8,69 + 1,99 + 0,07 = 49,12$  кг.

При использовании дутья обогащенного кислородом до 30 %, масса необходимого для обжига дутья составит:  $49,12 / 0,3 = 163,07$  кг; а с учетом избытка 10 %:  $163,07 \cdot 1,1 = 180,1$  кг (или  $180,1 \cdot 22,4 / 29 = 139,1$  нм<sup>3</sup>).

В этом дутье содержится:

кислорода  $180,1 \cdot 0,3 = 54,03$  кг,

азота  $180,1 \cdot 0,7 = 126,07$  кг.

Избыточный кислород переходит в газовую фазу в количестве:

$$54,03 - 49,12 = 4,91 \text{ кг.}$$

Общее количество образующегося в результате окисления сульфидов  $\text{SO}_2$  составляет:  $44,79 + 0,18 + 3,81 + 0,64 + 12,64 + 2,4 + 0,1 = 64,56$  кг, где S – 32,28 кг;  $\text{O}_2$  – 32,28 кг.

Степень десульфуризации при обжиге (5.23) составляет:  $(32,28 / 33,04) \cdot 100 = 97,7 \%$ .

При влажности концентрата 6 % в газовую фазу перейдет 6 кг  $\text{H}_2\text{O}$ .

Состав получаемых при обжиге газов приведен в [табл. 5.4](#).

Для перевода массы газа в объем используем закон Авогадро, по которому 1 г/моль любого газа при нормальных условиях ( $P = 0,1$  МПа и  $T = 298$  К) занимает объем 22,4 л ( $\text{дм}^3$ ), или 1 кг/моль – 22,4  $\text{м}^3$ . Тогда объем, например,  $\text{N}_2$  находим по пропорции (молекулярная масса  $\text{N}_2$  равна 28 единицам):

$$\begin{aligned} 28 \text{ кг } \text{N}_2 & - 22,4 \text{ м}^3, \\ 126,07 \text{ кг } \text{N}_2 & - x \text{ м}^3, \end{aligned} \quad x = 126,07 \cdot 22,4 / 28 = 100,86 \text{ м}^3$$

Аналогично определяем объемы других компонентов газа.

Таблица 5.4

Количество и состав обжиговых газов

Компоненты	Количество		
	Кг	$\text{нм}^3$	% (объем.)
$\text{N}_2$	126,07	100,86	75,1
$\text{O}_2$	4,91	3,44	2,6
$\text{SO}_2$	64,56	22,60	16,8
$\text{H}_2\text{O}$	6,00	7,47	5,5
Итого	201,54	134,37	100

Все полученные в результате расчета данные сводим в таблицу материального баланса ([табл. 5.5](#)).

Таблица 5.5

Материальный баланс процесса обжига

Статьи баланса	всего	Zn	Pb	Cu	Fe	Cd	$\text{O}_2$	$\text{N}_2$	S	прочие
Поступило:										
Zn-концентрат	100	47,33	0,6	2,52	9,0	0,17			33,04	7,34
Влага	6,0									6,0
Воздух	180,1						54,03	126,07		
Итого	286,1	47,33	0,6	2,52	9,0	0,17	54,03	126,07	33,04	13,34
Получено:										
Огарок	59,18	33,13	0,42	1,76	6,3	0,12	11,78		0,53	5,14
Пыль	25,37	14,20	0,18	0,76	2,7	0,05	5,05		0,23	2,20
Газ	201,54						37,19	126,07	32,28	6,00
Итого	286,1	47,33	0,6	2,52	9,0	0,07	54,03	126,07	33,04	13,34

## 2. Расчет теплового баланса процесса обжига в печи КС

Приход тепла складывается из экзотермических реакций и физического тепла вносимого концентратом и дутьем.

Физическое тепло концентрата

$$Q_k = C_1 \cdot m_1 \cdot t_1 = 0,75 \cdot 106 \cdot 15 = 1192,5 \text{ кДж},$$

где  $C_1$  – теплоемкость концентрата, 0,75 кДж/(кг·°C);  $m_1$  – масса концентрата с учетом влаги, кг;  $t_1$  – температура концентрат поступающего в печь, 15 °C.

Физическое тепло дутья

$$Q_d = C_2 \cdot v_2 \cdot t_2 = 1,3 \cdot 139,1 \cdot 25 = 5853,25 \text{ кДж},$$

где  $C_2$  – теплоемкость воздуха, 1,3 кДж/(нм<sup>3</sup>·°C) (табл 5.6.);  $v_2$  – объем воздуха, подаваемого в печь, нм<sup>3</sup>;  $t_2$  – температура воздуха, 25 °C.

Таблица 5.6

Средние теплоемкости газов  $C_{0,t}$ , кДж/нм<sup>3</sup>·град

Температура, °C	Газ									
	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	SO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	воздух	H <sub>2</sub> S
0	1,305	1,293	1,297	1,276	1,581	1,497	1,372	1,548	1,297	1,506
100	1,318	1,297	1,298	1,229	1,699	1,506	1,812	1,640	1,298	1,531
200	1,335	1,297	1,305	1,297	1,787	1,523	1,887	1,757	1,305	1,561
300	1,356	1,305	1,314	1,297	1,862	1,540	1,954	1,887	1,314	1,594
400	1,376	1,314	1,326	1,298	1,929	1,565	2,017	2,013	1,326	1,632
500	1,397	1,326	1,343	1,305	1,987	1,590	2,077	2,138	1,343	1,669
600	1,414	1,339	1,356	1,310	2,042	1,615	2,113	2,259	1,356	1,707
700	1,435	1,351	1,372	1,314	2,088	1,640	2,151	2,377	1,368	1,745
800	1,448	1,364	1,385	1,318	2,096	1,665	2,180	2,494	1,381	1,782
900	1,460	1,377	1,397	1,322	2,167	1,695	2,213	2,598	1,397	1,816
1000	1,477	1,389	1,410	1,331	2,201	1,724	2,234	2,699	1,410	1,849
1100	1,490	1,402	1,423	1,335	2,234	1,749	2,259	2,761	1,423	1,883
1200	1,502	1,414	1,435	1,343	2,264	1,774	2,276	2,862	1,431	1,908
1300	1,510	1,423	1,448	1,351	2,289	1,803	2,297	2,887	1,443	–
1400	1,519	1,435	1,456	1,360	2,314	1,828	2,318	2,958	1,452	–
1500	1,527	1,443	1,464	1,368	2,335	1,854	2,339	3,029	1,469	–
1600	1,536	1,452	1,473	1,372	2,356	1,874	2,360	–	1,477	–
1700	1,544	1,460	1,490	1,381	2,372	1,900	2,381	–	1,485	–

Тепло экзотермических реакций рассчитываем по формуле (5.17):

$$Q_p = m \cdot Q_{тр} / M,$$

где  $Q_p$  – выделение или поглощение тепла в результате реакции, кДж;  $m$  –



количество исходного соединения, вступающего в реакцию, кг;  $Q_{\text{тр}}$  – тепловой эффект реакции при температуре процесса, кДж;  $M$  – молекулярная масса соединения.

В процессе обжига протекают экзотермические реакции:

- 1)  $\text{ZnS} + 1,5\text{O}_2 = \text{ZnO} + \text{SO}_2 + 442589,7 \text{ кДж};$
- 2)  $\text{ZnS} + 1,5\text{O}_2 = \text{ZnSO}_4 + 775150 \text{ кДж};$
- 3)  $\text{PbS} + 1,5\text{O}_2 = \text{PbO} + \text{SO}_2 + 421053,1 \text{ кДж};$
- 4)  $2\text{CuFeS} + 6\text{O}_2 = \text{Cu}_2\text{O} + \text{Fe}_2\text{O}_3 + 4\text{SO}_2 + 2015809 \text{ кДж};$
- 5)  $2\text{FeS}_2 + 5,5\text{O}_2 = \text{Fe}_2\text{O}_3 + 4\text{SO}_2 + 1656308 \text{ кДж};$
- 6)  $\text{Fe}_7\text{S}_8 + 26,5\text{O}_2 = 7\text{Fe}_2\text{O}_3 + 16\text{SO}_2 + 1227712 \text{ кДж};$
- 7)  $2\text{CuS} + 2,5\text{O}_2 = \text{Cu}_2\text{O} + 2\text{SO}_2 + 384642 \text{ кДж};$
- 8)  $\text{CdS} + 1,5\text{O}_2 = \text{CdO} + \text{SO}_2 + 413972 \text{ кДж}.$

При протекании этих реакций выделится следующее количество тепла:

$$Q_1 = 68,17 \cdot 442589,7 / 97,4 = 309767,34 \text{ кДж};$$

$$Q_2 = 2,11 \cdot 775150 / 97,4 = 16792,26 \text{ кДж};$$

$$Q_3 = 0,69 \cdot 421053,1 / 239,2 = 1214,58 \text{ кДж};$$

$$Q_4 = 5,45 \cdot 2015809 / 316,9 = 29984,06 \text{ кДж};$$

$$Q_5 = 11,83 \cdot 1656308 / 239,6 = 81778,48 \text{ кДж};$$

$$Q_6 = 3,03 \cdot 1227712 / 1293,2 = 2876,56 \text{ кДж};$$

$$Q_7 = 0,95 \cdot 384642 / 191,2 = 1911,14 \text{ кДж};$$

$$Q_8 = 0,22 \cdot 413972 / 144,4 = 630,71 \text{ кДж}.$$

Всего при протекании экзотермических реакций выделилось тепла в количестве:  $309767,34 + 16792,26 + 1214,58 + 29984,06 + 81778,48 + 2876,56 + 1911,14 + 630,71 = 444955,13 \text{ кДж}.$

Всего приход тепла на обжиг составляет:

$$Q_{\text{прих}} = 1192,5 + 5853,25 + 444955,13 = 452000,88 \text{ кДж}.$$

Расход тепла при обжиге складывается из затрат на протекание эндотермических реакций и на физическое тепло продуктов обжига (огарок, пыль, отходящие газы). Кроме того, значительное количество тепла теряется через ограждения печи и ее стены, с водой. А избыток выделяющегося тепла отводят из слоя и используют для бытовых нужд на производстве.

Тепло, уносимое огарком и пылью,

$$Q_{\text{о,п}} = C_1 (m_{\text{о}} t_{\text{о}} + m_{\text{п}} t_{\text{п}}) = 0,9799 \cdot (59,18 \cdot 980 + 25,37 \cdot 950) = 80447,73 \text{ кДж},$$

где  $C_1$  – теплоемкость огарка и пыли,  $0,9799 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$ ;  $m_{\text{о}}$ ,  $m_{\text{п}}$  – масса огарка и пыли соответственно, кг;  $t_{\text{о}}$ ,  $t_{\text{п}}$  – температура огарка и пыли соответственно,  $^\circ\text{C}$ .

Тепло, уносимое отходящим газом (без паров воды),

$$Q_2 = (C_{\text{SO}_2} \cdot V_{\text{SO}_2} + C_{\text{O}_2} \cdot V_{\text{O}_2} + C_{\text{N}_2} \cdot V_{\text{N}_2}) \cdot t_{\text{газ}} = \\ = (2,23 \cdot 22,6 + 1,47 \cdot 3,44 + 1,39 \cdot 100,86) \cdot 950 = 185867,69 \text{ кДж.}$$

где  $C_{\text{SO}_2}$ ,  $C_{\text{O}_2}$ ,  $C_{\text{N}_2}$  – теплоемкость газовых составляющих, кДж/(нм<sup>3</sup>·°С) (табл. 5.6.);  $V_{\text{SO}_2}$ ,  $V_{\text{O}_2}$ ,  $V_{\text{N}_2}$  – объем газовых составляющих (табл. 5.4), м<sup>3</sup>;  $t_{\text{газ}}$  – температура газа, °С.

Тепло, затрачиваемое на нагрев, испарение воды (влаги концентрат) и нагрев пара до температуры газов включает:

– тепло, необходимое для нагрева воды с 15 до 100 °С,

$$Q_3 = C_{\text{в}} m_{\text{в}} (t_1 - t_2) = 4,19 \cdot 6 \cdot (100 - 15) = 2136,9 \text{ кДж};$$

– тепло, необходимое на испарение воды,

$$Q_4 = \lambda \cdot m_{\text{в}} = 2258,4 \cdot 6 = 13550,4 \text{ кДж},$$

где  $\lambda$  – скрытая теплота парообразования;

– тепло, необходимое на нагрев пара до температуры газов;

$$Q_5 = C_{\text{п}} \cdot V_{\text{п}} \cdot (t_{\text{г}} - 100) = 1,72 \cdot 7,47 \cdot (950 - 100) = 10921,14 \text{ кДж.}$$

– тепло, теряемое через кладку и неплотности печи 4–5% (для расчета принимаем 4,5%) от общего расхода тепла.

Тогда общий расход тепла составляет:

$$Q_{\text{расх}} = (80447,73 + 185867,69 + 2136,9 + 13550,4 + 10921,14) / 0,955 = \\ = 306726,55 \text{ кДж.}$$

По результатам расчета определяем избыток тепла, который необходимо отводить из печи:  $\Delta Q = Q_{\text{прих}} - Q_{\text{расх}} = 452000,88 - 306726,55 = 145274,33 \text{ кДж.}$

Тепловой баланс обжига сведен в табл. 5.7.

Таблица 5.7

Тепловой баланс процесса обжига цинковых концентратов в печи КС

Приход тепла	кДж	%	Расход тепла	кДж	%
Физическое тепло концентрата	1192,5	0,26	Тепло, уносимое огарком и пылью	80447,73	17,8
Физическое тепло воздуха	5853,25	1,29	Тепло, уносимое отходящими газами	185867,69	41,1
Тепло экзотермических реакций	444955,13	98,45	Тепло на нагрев воды	2136,9	0,5
			Тепло на испарение воды	13550,4	3,0
			Тепло на нагрев пара	10921,14	2,4
			Потери тепла через кладку	13802,69	3,1
			Тепло, необходимое отводить от процесса	145274,33	32,1
Итого:	452000,88	100	Итого:	452000,88	100

## Задания для самостоятельной работы

Рассчитать тепловой баланс процесса обжига цинкового концентрата в печи КС. Химический состав концентрата принять из [табл. 5.8](#), согласно номеру своего варианта.

По данным минералогического анализа, цинк в концентрате находится в форме сфалерита ( $\text{ZnS}$ ), свинец – в галените ( $\text{PbS}$ ), медь – в халькопирите ( $\text{CuFeS}_2$ ) и ковеллине ( $\text{CuS}$ ) в соотношении 1:1, кадмий – в греноките ( $\text{CdS}$ ), все остальное железо – в виде пирита ( $\text{FeS}_2$ ) и пирротина ( $\text{Fe}_7\text{S}_8$ ) в соотношении 2:1. Пустая порода представлена кварцевым песком ( $\text{SiO}_2$ ), известняком ( $\text{CaCO}_3$ ) и глиноземом ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ). Содержание серы и прочих принять по расчету.

Для расчета тепловой баланс процесса необходимо рассчитать рациональный состав цинкового концентрата и материальный баланс процесса обжига.

Результаты расчетов представить, как в примере, в форме [табл. 5.1](#), [табл. 5.2](#), [табл. 5.3](#), [табл. 5.4](#), [табл. 5.5](#), [табл. 5.6](#), [табл. 5.7](#).

Таблица 5.8

Химический состав цинкового концентрата

Номер варианта	Содержание, %							
	Zn	Pb	Cu	Cd	Fe	$\text{SiO}_2$	CaO	$\text{Al}_2\text{O}_3$
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1	56,0	2,5	3,0	0,5	8,5	2,5	1,0	2,5
2	52,0	3,0	2,5	0,4	9,0	2,0	1,5	1,0
3	48,0	2,0	2,0	0,4	8,0	2,5	2,0	2,5
4	48,0	2,5	2,6	0,5	9,0	1,8	1,4	2,0
5	51,0	3,0	2,5	0,3	10,0	2,2	1,8	2,2
6	50,0	4,0	2,7	0,8	8,8	2,6	2,2	1,8
7	49,0	3,5	3,0	0,5	10,5	2,0	1,5	1,7
8	45,0	3,0	2,9	0,7	8,6	2,8	1,0	2,1
9	51,8	3,6	2,2	0,6	9,2	2,1	1,6	2,8
10	50,5	3,2	2,5	0,5	8,8	2,2	1,5	1,9
11	48,2	2,4	2,3	0,7	9,8	2,6	1,8	2,2
12	51,6	2,6	2,5	0,3	10,2	1,8	1,9	2,5
13	53,5	3,1	2,9	0,5	10,8	1,5	2,1	2,6
14	50,3	3,2	2,8	0,6	9,2	2,4	1,8	2,4
15	50,2	2,3	2,6	0,4	9,4	2,6	1,6	2,4
16	51,5	2,7	3,0	0,5	9,5	2,0	1,8	2,6
17	50,2	2,5	3,0	0,6	11,8	2,4	1,6	1,4
18	53,0	3,1	2,0	0,7	8,9	1,8	2,0	1,7
20	45,0	2,2	2,5	0,4	9,2	1,7	2,0	2,5
21	47,5	2,7	2,6	0,8	9,1	2,0	1,7	1,5
22	48,0	2,7	2,1	0,5	9,0	3,1	1,5	1,7
23	50,0	4,0	1,8	0,8	9,9	1,6	2,0	1,7
24	53,0	3,0	2,0	0,4	11,8	2,5	1,1	2,7
25	51,5	2,5	2,1	0,5	9,9	2,6	1,2	1,8

## **ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 6.**

### **РАСЧЕТ ОБОРУДОВАНИЯ ДЛЯ ПРОЦЕССОВ ВЫЩЕЛАЧИВАНИЯ И ОЧИСТКИ РАСТВОРОВ ОТ ПРИМЕСЕЙ**

#### **Краткие теоретические сведения**

Целью процесса выщелачивания является перевод ценных составляющих руд и концентратов в раствор.

Эффективность выщелачивания оценивается:

- извлечением – степенью перехода извлекаемого элемента в раствор по отношению к его содержанию в исходном сырье, %;
- скоростью процесса;
- селективностью – степенью извлечения ценного компонента по отношению к сопутствующим примесям;
- удельным расходом реагентов – расход реагента на массовую единицу извлеченного металла;
- реологическими свойствами получаемых пульп, влияющих на показатели их отстаивания и обезвоживания (дисперсность, вязкость, плотность пульп).

Процессы выщелачивания классифицируются:

- по типу растворителя (щелочной, кислотный, солевой);
- способу осуществления (периодическое, непрерывное, одно- и многостадийное, прямоточное и противоточное);
- окислительно-восстановительными условиями среды;
- аппаратным оформлением (кучное, подземное, перколяционное, агитационное);
- величине давления (при атмосферном или избыточном – автоклавные условия);
- использованию подготовительных операций (прямое или с предварительной подготовкой).

Выбор растворителя во многом определяет показатели и экономичность процесса, при этом учитывают:

- химический и фазовый состав сырья;
- агрессивность по отношению к материалу используемой аппаратуры;
- селективность воздействия на извлекаемый металл;
- возможность регенерации на стадии осаждения металла из раствора;
- токсичность, доступность, стоимость [[1](#); [27](#), с. 269–275].

В цинковом производстве назначение операции выщелачивания обожженного цинкового концентрата (огарка) – растворить как можно полнее соединения цинка, содержащиеся в огарке, и получить чистые растворы для электролиза. Растворение происходит в сернокислых растворах. Выбор серной кислоты как растворителя обусловлен хорошей растворимостью в ней ZnO, условиями последующей операции электролитического восстановления цинка, а также наличием на любом цинковом заводе в достаточном количестве серной кислоты, получаемой при электролизе и производимой на месте из обжиговых газов.

В процессе выщелачивания в раствор вместе с цинком переходит некоторое количество меди, кадмия, никеля, кобальта, железа и других примесей, поэтому перед электролизом цинковые растворы подвергают очистке (гидролизом, цементацией, осаждением примесей в виде труднорастворимых соединений).

Выщелачивание цинкового огарка ведут разбавленным раствором серной кислоты (120-140 г/л H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) при температуре 65–70 °С. На практике выщелачивание осуществляют отработанным электролитом, получаемым в процессе электролиза раствора сульфата цинка.

Огарок, поступающий на выщелачивание, содержит цинк преимущественно в виде оксида и в небольшом количестве в виде сульфата (около 3 %), для экономии расхода серной кислоты при выщелачивании, так как сульфат цинка воднорастворим. Оксид цинка взаимодействует с серной кислотой по реакции

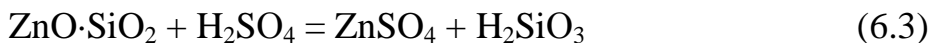


Сульфидной серы в огарке должно быть не более 0,3 %, так как сульфид цинка в условиях выщелачивания нерастворим и остается в кеках, снижая извлечение цинка в раствор.

Огарок должен содержать минимальное количество ферритов и силикатов цинка. Ферриты цинка и других цветных металлов в разбавленных растворах серной кислоты практически нерастворимы. Степень перехода их в раствор не превышает 4 %.



Силикаты цинка (xZnO·ySiO<sub>2</sub>) хорошо растворимы, но переходя в раствор, они образует кремниевую кислоту – коллоидное соединение, замедляющее процессы сгущения и фильтрации пульпы после выщелачивания:

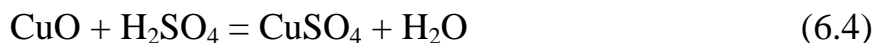


Кроме цинка, в огарке находятся соединения железа, меди, кадмия, свинца, серебра, золота, никеля, кобальта, марганца, бария, кальция, алюминия и других металлов. Кадмий близок по свойствам к цинку, его оксид  $\text{CdO}$  хорошо растворим в сернокислых растворах. Из огарка в раствор переходит 85–90 %  $\text{Cd}$ .

Железо в огарке находится в основном в виде ферритов цинка и меди, в некоторой степени в виде оксидов  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  и  $\text{Fe}_3\text{O}_4$  и весьма незначительно в виде  $\text{FeO}$ . Оксиды железа растворимы в слабых растворах серной кислоты:  $\text{FeO}$  – хорошо,  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  – частично.

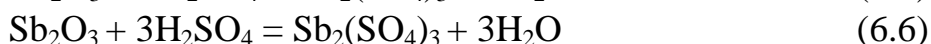
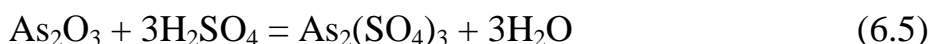
В раствор переходит 3–4 % железа, содержащегося в огарке, в результате чего концентрация его в растворе достигает 1–2 г/л, что оказывается полезным при последующей гидролитической очистке раствора от мышьяка, сурьмы, германия и других примесей.

Медь находится в огарке в виде оксидов ( $\text{CuO}$ ,  $\text{Cu}_2\text{O}$ ), ферритов ( $\text{CuO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ ), силикатов ( $x\text{Cu}_2\text{O} \cdot y\text{SiO}_2$ ). Наиболее легко растворяется  $\text{CuO}$  с образованием  $\text{CuSO}_4$ :



Ферриты меди также труднорастворимы, как и ферриты цинка. При выщелачивании огарка в раствор переходит около 50 % меди, вторая половина остается в кеке.

Окисленные соединения сурьмы (III) и мышьяка (III) при выщелачивании огарка переходят в раствор в виде  $\text{As}_2(\text{SO}_4)_3$  и  $\text{Sb}_2(\text{SO}_4)_3$ :



Оксиды сурьмы (V) и мышьяка (V) труднорастворимы. Никель, кобальт и марганец растворяются с образованием сульфатов  $\text{NiSO}_4$ ,  $\text{CoSO}_4$  и  $\text{MnSO}_4$ .

Свинец при сернокислотном выщелачивании практически весь переходит в кек в виде труднорастворимого сульфата:



Серебро в огарке находится в виде  $\text{Ag}_2\text{S}$  и  $\text{Ag}_2\text{SO}_4$ . Сульфат серебра растворяется, но затем осаждается ионами хлора, присутствующими в растворе, в виде труднорастворимого  $\text{AgCl}$ . Сульфид серебра не растворяется и остается в кеке. Золото полностью остается в твердом остатке.

Оксиды кальция и бария в сернокислых растворах переходят в труднорастворимые сульфаты.



Свинец, кальций и барий связывают часть серной кислоты в трудно-растворимые сульфаты, обуславливая необходимость повышения при обжиге содержания в огарке сульфатной серы для поддержания баланса по кислоте. Соединения хлора, фтора, натрия, магния легко выщелачиваются и накапливаются в оборотных растворах. Рассеянные элементы – таллий, галлий, индий, германий – частично переходят в раствор [[1](#); [14, с. 155–192](#); [15, с. 240–256](#); [27, с. 269–275](#)].

В мировой и отечественной практике применяют в основном два способа выщелачивания: непрерывное и периодическое. Каждый из них может осуществляться с разным числом стадий выщелачивания: от одной до трех. Кроме того, способы выщелачивания могут отличаться приемами подачи огарка в растворитель (прямое или обратное) и концентрацией кислоты на первой и второй стадиях.

Непрерывный способ выщелачивания позволяет с высокой эффективностью использовать гидрометаллургическое оборудование, так как при этом исключаются простои на заполнение и опорожнение аппаратуры, можно осуществить полную автоматизацию управления технологическим режимом, максимально сохранить тепло экзотермических реакций для последующих производственных операций. Однако этим способом можно успешно перерабатывать только высокосортное сырье стабильного состава. Переработка сырья низкого качества и переменного состава приводит зачастую к серьезным расстройствам технологического процесса. Непрерывный процесс выщелачивания требует также большого объема циркулирующих растворов для транспортирования огарка.

При непрерывном процессе выщелачивания огарок и кислый раствор поступают на выщелачивание непрерывно в заданном массовом или объемном соотношении. При этом пульпа проходит серию последовательно установленных чанов с пневматическим или механическим перемешиванием [[1](#); [27, с. 269–275](#)].

Периодическое выщелачивание, по сравнению с непрерывным, отличается меньшей производительностью на единицу производственной площади, большей стоимостью и сложностью оборудования, требует непрерывного наблюдения за ходом процесса.

Периодический процесс характеризуется прежде всего прерывистым проведением операции выщелачивания и порционной дозировкой цинксо-державшего материала и серной кислоты. В качестве оборудования для периодического процесса обычно используют чаны с механическим и реже с пневматическим перемешиванием. Каждая операция выщелачивания состоит из загрузки в чан очередной порции серной кислоты (отработанного электролита), оборотных растворов, обожженного концентрата, перемешивания их в течение определенного времени и выгрузки готовой пульпы в аппараты для отстаивания или фильтрации.

Периодическое выщелачивание особенно пригодно для переработки низкосортного и сложного по составу сырья, так как оно обеспечивает возможность более жесткого контроля хода процесса и качества готовой пульпы.

Выбор той или иной схемы выщелачивания зависит от качества перерабатываемого сырья. При большом масштабе производства, устойчивом составе сырья и высоком его качестве непрерывное выщелачивание более рационально. Периодическое выщелачивание как более гибкий процесс целесообразно использовать при переработке сырья с повышенным содержанием примесей.

При одностадийном выщелачивании огарок обрабатывают в одну стадию отработанным электролитом с добавкой небольшого количества оборотных промывных вод. Кислотность применяемой смеси растворов мало отличается от концентрации серной кислоты в отработанном электролите. Операция одностадийного выщелачивания может проводиться как в одном, так и в нескольких аппаратах в зависимости от способа растворения огарков.

При периодическом одностадийном процессе вначале проводят растворение исходных материалов, при котором кислотность раствора снижается до 2–3 г/л (первая ступень). Затем, не прерывая перемешивания, нейтрализуют остаточную кислотность добавкой огарка в пульпу с целью гидролитического осаждения примесей (вторая ступень). Конечная пульпа имеет  $\text{pH} = 4,8\text{--}5,1$ . Готовую нейтральную пульпу разделяют последовательно в стугителе, на рамных и дисковых фильтрах.

При непрерывном одностадийном процессе в головной реактор задают такой избыток огарка, который быстро снижает кислотность пульпы до 2–3 г/л.

В обоих случаях после отделения от твердого остатка – кека – нейтральный раствор направляют на дальнейшую очистку от примесей и затем на электролиз.

По одностадийной технологической схеме ввиду вывода примесей в кек без его повторной обработки серной кислотой и почти полного отсутствия циркуляции примесей из-за незначительного их содержания в оборотных промывных водах получают относительно более чистый, чем по другим схемам, нейтральный раствор. Количество технологического оборудования при этом невелико. Схема отличается простотой, универсальностью и высокой производительностью труда. Однако для ее осуществления нужно иметь хорошо подготовленный, тонко измельченный огарок, так как вторая ступень выщелачивания проводится с его избытком, который почти полностью остается в твердом остатке, снижая тем самым прямое извлечение цинка в раствор. Извлечение цинка в раствор по одностадийной схеме составляет 88–90 % [1; 15, с. 240–256; 27, с. 269–275].

Двухстадийная схема является в настоящее время наиболее распространенной (рис. 6.1).

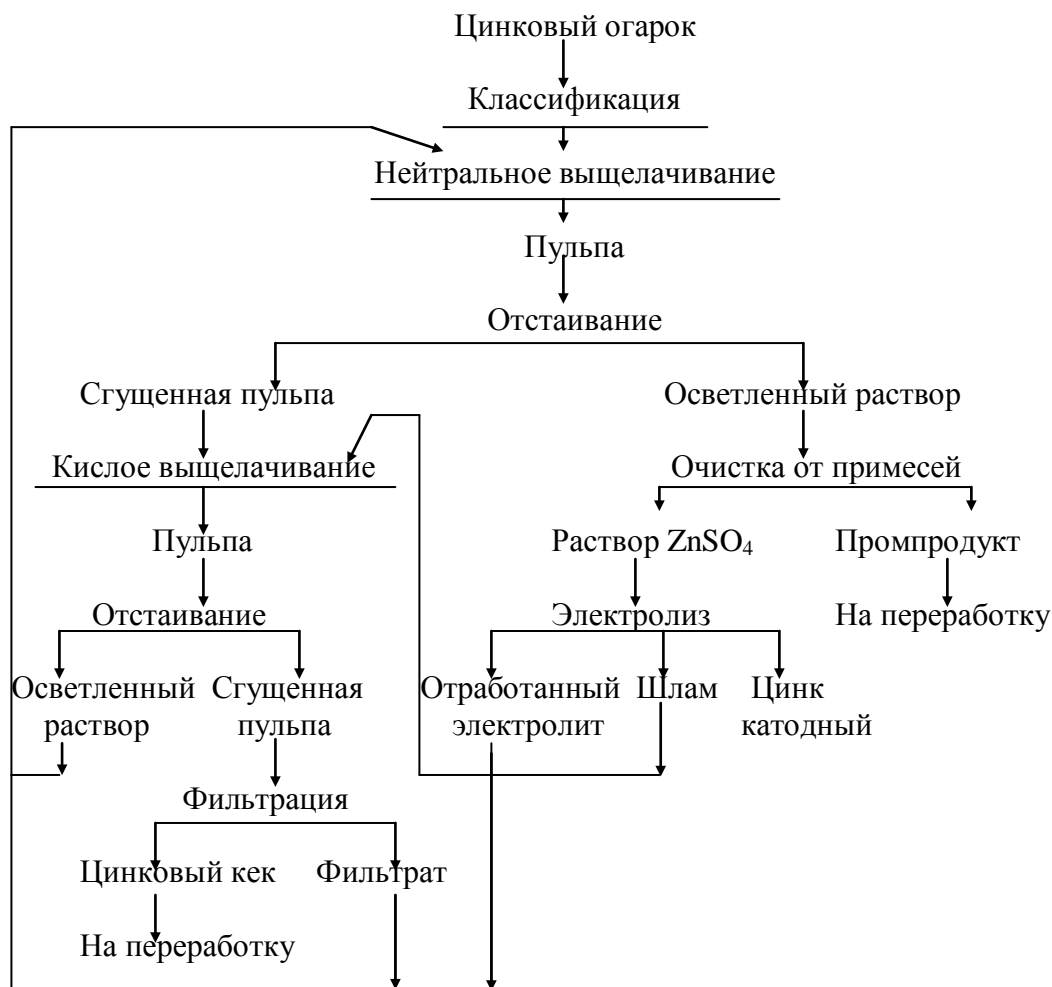


Рис. 6.1. Схема двухстадийного непрерывного противоточного выщелачивания

На первой стадии обычно осуществляют нейтральное выщелачивание, на второй – кислотное. В стадии нейтрального выщелачивания огарок перемешивают с оборотными растворами второй кислой стадии и заканчивают нейтрализацией пульпы до определенного значения  $\text{pH} = 5,2\text{--}5,4$ .

Конечная цель нейтрального выщелачивания – получить цинксо­дер­жа­щий раствор, очищенный от гидролизующихся примесей.

Как правило, в нейтральной стадии выщелачивания из огарка в раствор переводится не более 30–40 % Zn. Остальной цинк выщелачивается в кислой стадии. Таким образом, оборудование нейтральной стадии перегружено большим количеством недовыщелоченного материала, что уменьшает его использование.

После отделения основной части раствора от твердого остатка к сгу­щен­ной нейтральной пульпе, содержащей избыток окиси цинка, добавляют отработанный электролит и проводят вторую (кислую) стадию.

На кислой стадии часть примесей, осажденных при нейтрализации пульпы на первой стадии, вновь переходит в раствор и с течением времени накапливается в процессе. Равновесие устанавливается после того, как количество выводимых из процесса с влажным цинковым кеком примесей на вто-

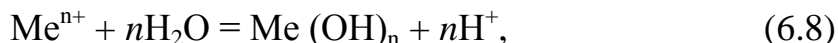
рой стадии станет равным количеству примесей, поступающих в процесс из огарка и других материалов. Вследствие циркуляции примесей при двухстадийной схеме на стадии нейтрального выщелачивания получают растворы с большим содержанием примесей, чем при одностадийной схеме. Вместе с тем эта схема обеспечивает более высокое извлечение в раствор цинка (90–92 %) и других ценных компонентов [1; 15, с. 240–256].

Раствор, получаемый в процессе выщелачивания, содержит значительное количество примесей. Вместе с цинком в раствор переходит медь, кадмий, кобальт, никель, мышьяк, сурьма, железо, индий, германий и другие. Такой раствор не пригоден для выделения из него цинка методом электролиза и его подвергают очистке.

Примеси в растворе сульфата цинка в соответствии со способами выделения их из раствора подразделяются на группы [1; 14, с. 132–304; 15, с. 256–270; 24, с. 318–320]. Первая группа объединяет примеси, которые можно удалить из раствора гидролизом, соосаждением, адсорбцией и коагуляцией: железо, медь, алюминий, мышьяк, сурьма, индий, германий, галлий, кремнезем. Гидролитическая очистка происходит при нейтральном выщелачивании огарка и сгущении нейтральной пульпы.

Гидролитическая очистка основана на способности катионов металлов в растворе взаимодействовать с водой с образованием труднорастворимых гидроксидов. При этом концентрация металла в растворе снижается – происходит очистка раствора.

В общем виде реакцию гидролиза катиона какого-либо металла выражают уравнением



где  $\text{Me}^{n+}$  – катион металла;  $n$  – заряд катиона.

Направление протекания реакции (6.8) зависит от pH раствора: в кислой среде гидроксид металла будет растворяться, в щелочной – осаждаться.

Равновесие реакции гидролиза для каждого металла наступает при определенном pH раствора, называемом pH гидратообразования ( $\text{pH}_\Gamma^\circ$ ). Ниже приведены значения  $\text{pH}_\Gamma^\circ$  для стандартных условий ( $a_{\text{Me}^{n+}}=1$  моль/л,  $t = 25^\circ\text{C}$ ):

Катион металла	$\text{Co}^{3+}$	$\text{Sb}^{3+}$	$\text{Sn}^{2+}$	$\text{Fe}^{3+}$	$\text{Al}^{3+}$	$\text{Cu}^{2+}$	$\text{Zn}^{2+}$	$\text{Co}^{2+}$	$\text{Fe}^{2+}$	$\text{Cd}^{2+}$
$\text{pH}_\Gamma^\circ$	1,0	1,2	1,4	1,6	3,1	4,5	5,9	6,4	6,7	7,0

Примеси, расположенные в ряду гидратообразования левее цинка, могут быть отделены от цинка гидролизом, так как их гидроксиды растворяются только при pH раствора значительно ниже  $\text{pH}_\Gamma$  цинка. При нейтральном выщелачивании pH пульпы поддерживают в пределах 5,2–5,4. При этом цинк еще не гидролизует, но катионы  $\text{Co}^{3+}$ ,  $\text{Sb}^{3+}$ ,  $\text{Sn}^{2+}$ ,  $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$  образуют нерастворимые в этих условиях гидроксиды. Катионы  $\text{Co}^{2+}$ ,  $\text{Fe}^{2+}$  и  $\text{Cd}^{2+}$  не гидроли-

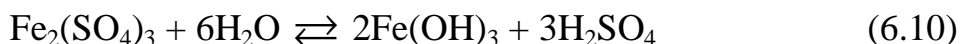
зуются и остаются в растворе. Катион  $\text{Cu}^{2+}$  гидролизуются частично.

Железо в кислом растворе находится в виде сульфатов двухвалентного железа  $\text{FeSO}_4$  и трехвалентного железа  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ . Двухвалентное железо в условиях нейтрального выщелачивания гидролизу не подвергается ( $\text{pH}^\circ_{\text{г}} = 6,7$ ). Следовательно, для очистки раствора от железа необходимо все железо в растворе окислить до трехвалентного.

Для окисления железа нужно специально вводить в пульпу окислитель. В качестве окислителя вводят марганцевую руду, содержащую  $\text{MnO}_2$  (пироллюзит):



При  $\text{pH } 5,2\text{--}5,4$  сульфат железа (III) гидролизует по реакции



Вместе с железом в осадок переходят сурьма, мышьяк, индий, германий, галлий, теллур. При гидролитической очистке происходят нейтрализация и коагуляция кремнекислоты. В растворе нейтрального выщелачивания после гидролитической очистки содержится, мг/л:  $2\text{--}10 \text{ Fe}^{3+}$ ;  $40\text{--}50 \text{ Fe}^{2+}$ ;  $0,3\text{--}0,6 \text{ As}$ ;  $0,2\text{--}0,3 \text{ Sb}$ ;  $0,1 \text{ Ge}$ ,  $200\text{--}300 \text{ SiO}_2$ ;  $500\text{--}1000 \text{ Cu}$  и  $200\text{--}500 \text{ Cd}$ .

Во вторую группу входят металлы, более электроположительные, чем цинк (медь, кадмий, никель, кобальт, таллий), которые можно вывести из раствора цементацией металлическим цинком.

Цементацией называют окислительно-восстановительный процесс, сопровождающийся ионизацией и растворением более электроотрицательного металла и осаждением из раствора в эквивалентном количестве более электроположительного металла.

Чтобы использовать явление цементации для очистки раствора сульфата цинка, необходимо соблюсти обязательное условие: металлом-цементатором может быть только цинк ( $\varphi^\circ_{\text{Zn}} = -0,76 \text{ В}$ ):



где  $\text{Me}$  – медь, кадмий, никель, кобальт. В противном случае металл-цементатор, растворяясь, загрязнит раствор.

В результате цементации примесей цинком образуется осадок, содержащий медь, кадмий и непрореагировавший цинк. Осадок – медно-кадмиевый кек – отфильтровывают от раствора. Кек служит исходным сырьем для производства кадмия.

Цементацию можно осуществлять периодически и непрерывно. При периодической очистке цементацию проводят в чане с механическим перемешиванием, в который заливают раствор, добавляют расчетное количество цинковой пыли, перемешивают 45–60 мин при температуре  $50\text{--}60^\circ\text{C}$ , затем



фильтруют пульпу. Периодическую цементацию проводят в одну стадию, редко – в две. Непрерывный процесс цементации производительнее и проще в обслуживании, он внедрен на всех отечественных заводах. Непрерывную цементацию обычно осуществляют в две стадии. Назначение первой стадии – осадить медь и кадмий и получить медно-кадмиевый кек (5 % Cd, 15 % Cu), второй – осадить из раствора никель, кобальт и другие примеси.

Цементацией цинком кобальт и никель извлечь из раствора полностью не удастся без применения специальных добавок. В качестве добавок, улучшающих цементацию кобальта, применяют медный купорос с триоксидом сурьмы, соли теллура, сульфосоли сурьмы и др.

Раствор после двухстадийной схемы очистки содержит, мг/л: 0,3 Cu, 3 Cd, 2 Co, 2 Ni.

Трехстадийная цементация, по сравнению с двухстадийной, позволяет в два раза сократить выход кеков и, соответственно, увеличить содержание в них кадмия, повысить чистоту электролита, улучшить технико-экономические показатели переделов очистки растворов от примесей, электролиза цинка и переработки медно-кадмиевых кеков.

В первой стадии осаждают избыток меди с получением медного кека (70 % Cu), направляемого на производство меди, во второй стадии – кадмий и остатки меди с получением медно-кадмиевого кека (5–15 % Cd), отправляемого в кадмиевое производство. Во второй стадии частично осаждаются кобальт и никель. С целью глубокой очистки раствора от кадмия, кобальта, никеля и других примесей проводят третью стадию цементации. В результате трехстадийной цементации остаточное содержание примесей в растворе составляет, мг/л: 1,0 Cd; 0,1 Cu; 0,5 Co; 0,5 Ni.

Для удаления из раствора примесей третьей группы необходимо применять специальные реагенты, образующие с этими примесями труднорастворимые соединения. К этой группе относятся кобальт, хлорид-ион и фторид-ион. Примеси четвертой группы (калий, натрий, магний, марганец) не извлекаются применяемыми методами очистки растворов и накапливаются. Для поддержания их концентрации на определенном уровне приходится часть рабочего раствора выводить из процесса и заменять свежеприготовленным, не содержащим примесей этой группы.

Для осуществления процессов выщелачивания цинкового огарка и очистки растворов от примесей используют стандартное гидрометаллургическое оборудование: агитаторы, пачуки, сгустители для разделения пульп и фильтры различной конструкции [1; 15, с. 245–256; 25, с. 275–290].

Для непрерывного выщелачивания обычно применяют агитаторы с пневматическим перемешиванием (пачуки). Пачук (рис. 6.2) – это цилиндрический чан с коническим днищем, изготовленный из дерева, нержавеющей стали или железобетона и футерованный внутри листовым свинцом или кислотостойкой керамикой для защиты от разрушающего действия кислых растворов. Высота чана составляет 6–10 м, диаметр 3–4 м, рабочий объем чана 40–100 м<sup>3</sup>. Дно чана выполнено коническим для предотвращения застоя циркулирующей в нем пульпы.



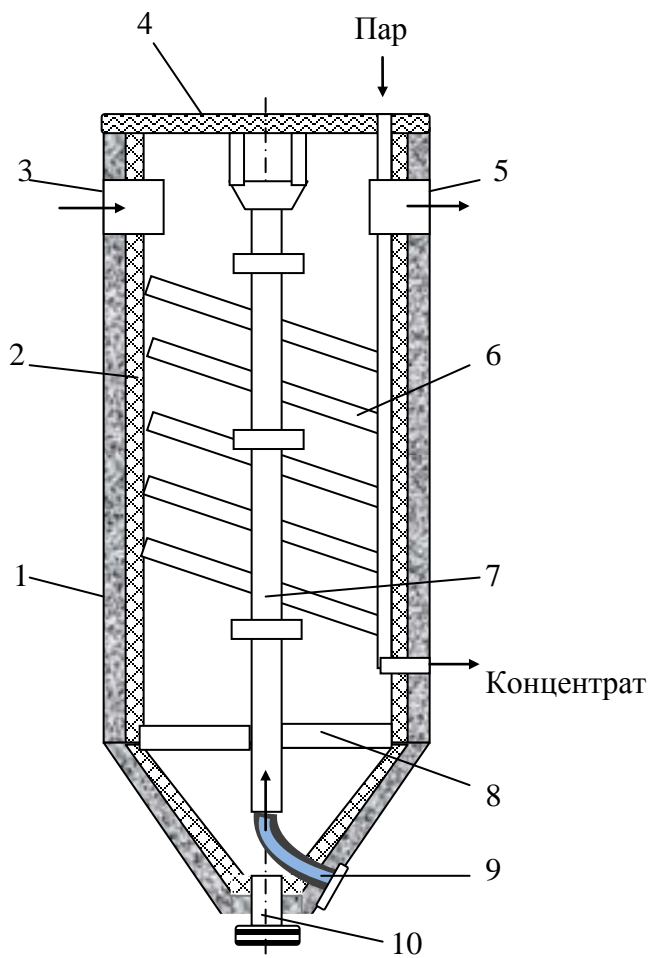


Рис. 6.2. Схема пачука:

1 – корпус из железобетона; 2 – футеровка; 3 – загрузочный желоб; 4 – крышка; 5 – выпускной желоб; 6 – змеевики; 7 – аэролифт; 8 – крепление трубы; 9 – сопло; 10 – разгрузочный патрубок

В центре чана установлена вертикальная труба-аэролифт, по которой снизу подают сжатый воздух (0,2–0,25 МПа). Воздух, смешиваясь с пульпой, образует легкую смесь пузырьков воздуха и пульпы, которая вытесняется снизу более тяжелой пульпой и выбрасывается на поверхность пульпы. С наружной стороны аэролифта более тяжелая, не насыщенная воздухом пульпа опускается вниз и снова поступает в аэролифт.

В результате этого достигается интенсивная циркуляция перемешиваемой пульпы, способствующая протеканию основных процессов выщелачивания: в нейтральном цикле – гидролиза и нейтрализации образующейся при этом кислоты; в кислом цикле – растворения окисленных соединений цинка и других металлов, присутствующих в огарке, и окисления железа (II) и других окисляющихся соединений.

Для обеспечения необходимой продолжительности выщелачивания устанавливают несколько последовательно соединенных пачуков. Исходную пульпу подают в головной пачук, а из последнего пачука пульпу направляют в сгустители.

При периодическом выщелачивании огарка и очистке раствора методом цементации процесс проводят в агитаторах с механическим перемешиванием. Агитатор или мешалка состоит из цилиндрического корпуса с коническим днищем и перемешивающего устройства. Внутреннюю поверхность корпуса футеруют листовым свинцом или кислотостойким кирпичом на кислотостойком цементе, подслои делают из рубероида или полиизобутилена. Емкость механического агитатора достигает  $150 \text{ м}^3$ .

Перемешивающее устройство состоит из пропеллерной мешалки, выполненной из кислотоупорной стали, и диффузора. Применение диффузора способствует интенсивному перемешиванию. Внутри диффузора пульпа движется сверху вниз, снаружи поднимается снизу вверх и сливается в диффузор через окна. Для защиты от агрессивного и абразивного воздействия пульпы диффузор и пропеллер мешалки гуммируют кислотостойкой резиной.

Иногда агитаторы оборудуют змеевиками из кислотоупорной стали, по которым подают пар для нагревания пульпы во время выщелачивания.

Пульпу, полученную при выщелачивании обожженного цинкового концентрата (нейтральную и кислую), разделяют на твердую и жидкую фазы. Для разделения фаз применяют отстаивание (сгущение) и фильтрацию.

Сгуститель ([рис. 6.3](#)) представляет собой чан диаметром 10–18 м и высотой 4–5 м с подвешенным на ферме перегребающим устройством. Чан изготавливают из дерева, железобетона или листовой стали и футеруют кислотоупорным кирпичом по рубероиду или полиизобутилену. Днище сгустителя делают с небольшим уклоном ( $8\text{--}15^\circ$ ), что помогает оседающему твердому материалу передвигаться к центральному разгрузочному отверстию. Этому же способствует перегребающий механизм, состоящий из привода и вертикального вала с прикрепленной к нему крестовиной с гребками. Перегребающий механизм выполняют из кислотостойкой стали либо гуммируют.

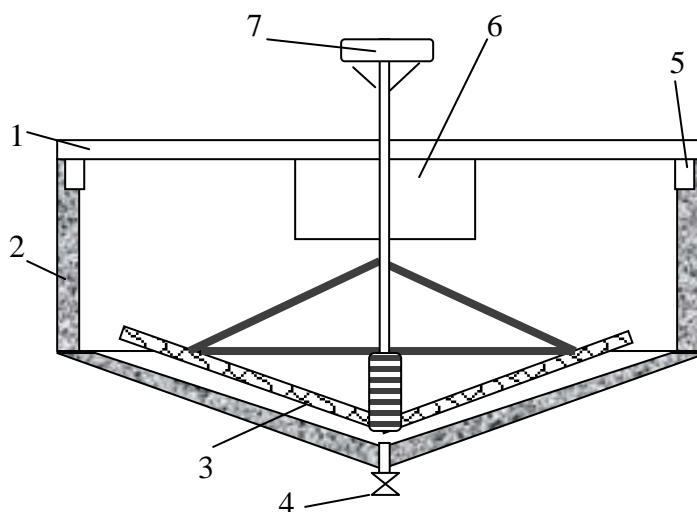


Рис. 6.3. Схема сгустителя:

- 1 – укрытие сгустителя; 2 – железобетонный чан с футеровкой, гидроизоляцией и кислотоупорной керамикой; 3 – перегребающий механизм; 4 – узел выпуска нижнего слива; 5 – сливной желоб для верхнего слива; 6 – приемник исходной пульпы; 7 – привод

Пульпу, содержащую 50–100 г/л твердого, подают в приемник с решеткой для улавливания из пульпы случайных предметов (тряпок, щепок).

В сгустителе твердые частицы пульпы оседают на дно, собираются переребающим механизмом к центру аппарата и выгружаются, а жидкая фаза пульпы вытесняется вновь поступающей более тяжелой пульпой вверх и переливается в кольцевой желоб.

Для интенсификации процесса отстаивания в пульпу добавляют полиакриламид (ПАА) или другие флокулянты, способствующие агрегации мелких частиц в более крупные и тяжелые флокулы. Слив сгустителя, почти не содержащий твердого, направляют на очистку, а сгущенную пульпу с отношением  $ж:т = 2 \div 3$  подвергают фильтрации.

Производительность сгустителя нейтрального цикла составляет 2,5–4,0 м<sup>3</sup> осветленного раствора на 1 м<sup>2</sup> в сутки, кислого цикла – 6–7 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>2</sup> в сутки. В сгущенной пульпе содержится твердого от 20 до 50 %, в нейтральном сливе – 1–2 г/л, в кислом – 30–50 г/л.

Технические характеристики сгустителей приведены в [табл. 6.1](#) [26].

Таблица 6.1

Технические характеристики сгустителей

Параметр	Тип сгустителя					
	Ц-9	Ц-12	Ц-15	Ц-18	ЦВ-40	Ц-50
Диаметр чана, м	9	12	15	18	40	50
Частота вращения гребков, об/мин	0,21	0,16	0,13	0,12	0,06	0,06
Мощность привода, кВт	2,2	3	3	3	6	11
Производительность по твердому, т/сут	60	100	170	250	1000	1750

Для первой стадии фильтрации сгущенной пульпы применяют рамный вакуум-фильтр периодического действия. Он состоит из нескольких железобетонных бункеров, покрытых изнутри кислотостойкой футеровкой, и нескольких фильтрующих «корзин». Корзина представляет собой набор фильтрующих элементов – рам (10–20 рам).

Раму составляет деревянный брус, к которому прикреплен медная изогнутая труба диаметром 25 мм. Один торец трубы заглушен, другой соединен с вакуум-насосом. Нижний горизонтальный участок трубы перфорирован. Между трубой и деревянным брусом установлены деревянные рифленные планки. Всю раму обтягивают фильтровальной тканью. Размер рамы 2,5×3 м. При работе вакуум-насоса внутри тканевого мешка создается разрежение, в результате чего жидкость просачивается сквозь ткань, стекает по бороздкам деревянных планок вниз и отводится через отверстия трубы. Твердые частицы пульпы задерживаются тканью и образуют на ней осадок (кек).

Корзину с рамами мостовым краном погружают в бункер с пульпой, перемешиваемой воздухом. Включают вакуум. Жидкая фаза пульпы под действием разрежения проходит внутрь рам и по трубам отводится в вакуум-ресивер, в котором с помощью вакуум-насоса поддерживается постоянное разрежение. Фильтрат скапливается на дне ресивера, откуда перекачивается в чан-сборник.

Когда слой кека на поверхности рам достигнет толщины 30–40 мм, корзину поднимают краном и, не выключая вакуума, чтобы не отпал кек, переносят в промывной бункер. Для удаления цинкового раствора, содержащегося в порах кека, через кек фильтруют воду. После промывки и подсушки кека вакуум отключают, в фильтр вводят сжатый воздух и кек сбрасывают в бункер с промывной водой. Корзину с рамами возвращают в бункер с пульпой на новый цикл фильтрации. Кек в промывном бункере репульпируют и откачивают на вторую стадию фильтрации.

Производительность рамного фильтра по сухому кеку составляет около 0,3 т/сут на 1 м<sup>2</sup> фильтрующей поверхности. Влажность кека равна 40 %.

Вторую стадию фильтрации проводят на дисковых вакуум-фильтрах непрерывного действия. Дисковый фильтр состоит из нескольких фильтрующих дисков, вращающихся на центральном валу в металлическом корыте специальной формы. Каждый диск имеет 8–10 отдельных секторов, изготовленных из дерева. На сектора надеты мешки из фильтровальной ткани. В полум валу внутри вдоль стенок отлиты продольные каналы по числу секторов в диске с отверстиями для подсоединения секторов всех дисков. Другой конец каналов соединен с распределительной головкой, к которой подведены трубы вакуумной линии и сжатого воздуха.

Во время работы фильтра часть диска погружена в пульпу. При опускании сектора диска в пульпу автоматически к нему подводится вакуум, и происходит набор кека, пока сектор погружен в пульпу. Когда сектор при вращении диска выходит из пульпы, происходит сушка кека просасываемым воздухом. Перед очередным погружением сектора в корыто фильтра в него автоматически подается сжатый воздух, который сбрасывает (отдувает) кек. Полнота съема кека с фильтрующей поверхности обеспечивается специальными ножами.

Производительность дискового фильтра по сухому кеку составляет 1–2 т/сут на 1 м<sup>2</sup> фильтрующей поверхности. Влажность кека равна 30–35 %.

На ряде зарубежных заводов для фильтрации сгущенной пульпы используют барабанные фильтры ([табл. 6.2](#))[1; 27].

Таблица 6.2

Технические характеристики барабанных вакуум-фильтров [1; 26]

Параметр	Тип фильтра			
	БОУ 10–2,6	БОУ 20–2,6	БОУ 40–3	БОУ 100–4,2
Площадь фильтрования, м <sup>2</sup>	10	20	40	100
Диаметр барабана, м	2,6	2,6	3	4,2
Длина барабана, м	1,35	2,7	4,4	7,6
Частота вращения барабана, об/мин	0,13–2	0,13–2	0,28 0,57 0,85 1,72	0,12–0,7
Масса барабана, кг	4650	8930	10500	38200

Барабанный фильтр непрерывного действия состоит из вращающегося барабана с перфорированной боковой поверхностью, покрытого снаружи фильтровальной тканью и разделенного на ряд ячеек, резервуара с пульпой, в который барабан погружен частью своей поверхности, системы труб внутри барабана для отвода жидкости из ячеек, источников вакуума и сжатого воздуха, цапф, поддерживающих барабан на опорах с подшипниками, распределительных головок, через которые в ячейки барабана подается сжатый воздух или в них создается разрежение, ножей, срезающих осадок с фильтровальной ткани, электродвигателя, редуктора и зубчатой передачи для вращения барабана и привода для перемешивания пульпы в резервуаре.

Ячейки барабана при движении по окружности присоединяются в определенной последовательности к источникам вакуума или сжатого воздуха. Под действием вакуума жидкость проходит через фильтровальную ткань и по трубам направляется в сборник. На поверхности ткани образуется осадок из твердых частиц пульпы. Ячейка барабана проходит затем зоны обезвоживания и промывки, присоединенные с помощью распределительной головки к источнику вакуума, а также зоны удаления осадка и регенерации фильтровальной ткани, находящиеся под давлением воздуха. Осадок на ткани разрыхляется и ножом отделяется от нее. Более тонкие слои осадка снимают бесконечными шнурами, расположенными с шагом до 25 мм и огибающими барабан фильтра.

Производительность вакуум-фильтра зависит от многих факторов: величины погружения фильтрующей поверхности в пульповую ванну и частоты ее вращения; свойств пульпы (крупности твердых частиц, вязкости, температуры, содержания твердой и жидкой составляющих пульпы); качества фильтровальной ткани и способа ее очистки; величины вакуума и качества отдувки кекка.

Основной аппарат для фильтрации пульп с небольшим содержанием твердого (1–5 г/л) – фильтр-пресс. На нем фильтруют пульпу после очистки раствора от примесей, а также слив нейтральных сгустителей. На металличе-

ской станине фильтр-пресса установлены пустотелые рамы и сплошные рифленые плиты (из чугуна или дерева). Между каждой плитой и рамой зажата фильтровальная ткань. Рама с двумя плитами является фильтровальной ячейкой. В раму под давлением 0,2–0,3 МПа нагнетают пульпу. Твердые частицы остаются внутри рамы, а раствор проходит через фильтроткань и стекает по рифленой поверхности плиты в желоб [1; 27].

По мере накопления кека в рамах и забивания ткани тонкими частицами осадка скорость фильтрации уменьшается, вплоть до остановки фильтрации. Тогда прекращают подачу раствора, продувают рамы сжатым воздухом, ослабляют зажим, обеспечивающий герметичное прилегание плит к рамам, плиты и рамы разводят и очищают от кека. Фильтроткань промывают или заменяют новой.

Сборку, разборку фильтра и снятие осадка производят вручную. Зажим набора рам и плит осуществляют с помощью гидравлического или механического привода. Общая фильтрующая поверхность фильтрпрессов составляет 80–100 м<sup>2</sup>. Производительность фильтрпресса при фильтрации пульпы медно-кадмиевой очистки равна 5–10 м<sup>3</sup>/сут на 1 м<sup>2</sup> фильтрующей поверхности.

Сгущение и фильтрация пульп цинкового производства вызывают большие трудности, препятствуют увеличению производительности этих цехов и не позволяют осуществить комплексную автоматизацию процессов выщелачивания обожженного материала и очистки растворов.

Показатели работы различных фильтров приведены в [табл. 6.3](#) [1; 7, с. 606–607].

Таблица 6.3

Характеристика и показатели работы промышленных фильтров

Аппарат	Фильтрующая поверхность, м <sup>2</sup>	Удельная производительность, т/(м <sup>2</sup> ·сут)	Остаточная влажность осадка, %
Барабанный вакуум-фильтр	3–40	0,2–1,2	15–40
Дисковый вакуум-фильтр	9–68	0,6–1,2	15–30
Фильтр-пресс	2,5–100	0,1–0,2	12–20
Ленточный фильтр	2–3	3–5	20–40
Свечевой фильтр	40	20–40 м <sup>3</sup> /ч	50–60
Нутч-фильтр	3–12,5	4–6	15–30

Невозможно автоматизировать работу периодически действующих рамных вакуум-фильтров и фильтр-прессов. Поэтому ведутся многочисленные исследования по разработке и освоению новой аппаратуры для отделения жидкого от твердого.

Для фильтрации пульп, полученных при выщелачивании цинкового огарка, были испытаны различные типы центрифуг непрерывного действия: фильтрующие, отстойные. Но все они оказались непригодными для этой цели. Производительность их при фильтрации пульп цинкового производства



была низкой, а расход электроэнергии высоким, поэтому они менее экономичны, чем сгустители и рамные вакуумные фильтры.

На одном из заводов США установлены фильтры-сгустители. Конструкция этого аппарата позволяет одновременно проводить в нем процессы сгущения и фильтрации.

Испытания этого аппарата на отечественном заводе показали, что при фильтрации нейтральной пульпы от выщелачивания обожженного концентрата производительность фильтров-сгустителей намного больше, чем сгустителей. К недостаткам аппарата относятся высокий расход фильтроткани и большие затраты труда на обслуживание, что определило его малую эффективность. Видимо, по этой причине фильтр-сгуститель не получил распространения ни у нас, ни за рубежом [27].

Для улучшения показателей сгущения используют поверхностно-активные вещества, способствующие агрегации мелких частиц в более крупные флоккулы. В настоящее время на большинстве заводов используется полиакриламид (ПАА), но ведутся исследования других, более эффективных флокулянтов (санфлок, флокатор).

## Методика выполнения

Тип аппарата выбирают для каждой операции на стадии разработки аппаратурно-технологической схемы, а размеры, параметры и количество оборудования выявляют специальным расчетом. Этот расчет включает два этапа: определение производительности или характеристик одного аппарата и нахождение необходимого количества аппаратов для обеспечения заданного объема производства [22].

При расчете оборудования используют различные методы и приемы: методы аналитического расчета, критериальный подход, применение эмпирических формул и формул механического расчета, приемы на основе удельных показателей, косвенных параметров, соотношения размеров отдельных элементов аппарата и данных практики работы подобного оборудования, методы графического расчета и расчета на ЭВМ.

Методы аналитического расчета применяют к аппаратам, для которых достаточно хорошо разработана теория осуществляемых в них процессов. Примерами таких устройств являются химические реакторы. В тех случаях, когда производительность определяется скоростью химических превращений, протекающих в реакторе, для расчетов используют законы химической кинетики. Законы массообмена применяют для аппаратов, в которых происходят процессы перехода вещества из одной фазы в другую. Для непрерывных процессов указанные законы дополняют законами гидродинамики. По закону Фарадея в сочетании с поправочным коэффициентом (выходом по току) определяют производительность электролизера, а по закону Стокса –

производительность сгустителя.

Эмпирические формулы используют в тех случаях, когда процесс в аппарате аналитически описан недостаточно. С помощью статистических методов устанавливают зависимости параметров аппарата или его производительности от условий протекания процесса или других характеристик.

Критериальный подход является основным приемом определения мощности двигателя механических перемешивающих устройств. Ее находят с помощью критерия Рейнольдса и критерия мощности.

Механические расчеты проводят для выявления толщины стенок автоклава, диаметров вала и толщины лопасти перемешивающих устройств, прочности узлов и корпуса смесителя, агломерационной машины, трубчатой вращающейся печи, плавильных агрегатов, конвертеров и других аппаратов.

Расчет по удельным показателям применяют для устройств, в которых производительность связана с одним из известных параметров линейной зависимостью. Расчеты делят на две группы – по энергетическим и геометрическим параметрам. При использовании геометрических параметров исходят из удельной производительности на единицу объема, площади или длины аппарата. Оборудование для обжига, плавки, спекания, разделения фаз рассчитывают на основе практических данных нагрузки или съема продукта с 1 м<sup>2</sup> площади рабочей поверхности аппарата (площади пода печи, площади поверхности фильтрования или сгущения и т.п.). Удельные показатели, связанные с энергетическими параметрами, используют для расчета электропечных установок. В качестве удельного показателя при этом берут удельный расход электроэнергии на единицу продукции. По удельному расходу воздуха рассчитывают устройства, работающие на воздушном дутье.

При выполнении расчетов типового оборудования используют косвенный параметр. В качестве такового принимают одну из паспортных технических характеристик аппарата, инвариантную по отношению к условиям проведения процесса в нем. Это чаще всего геометрический размер – длина, площадь, объем. Или расходный параметр – пропускная способность по реагенту. Косвенный параметр рассчитывают для проектируемых условий процесса, применяя аналитические или эмпирические формулы. Найденное значение параметра сравнивают с паспортным и определяют количество таких аппаратов.

Часто в расчетах фигурирует соотношение размеров отдельных элементов оборудования. Размер одного из элементов оборудования назначают кратным размеру другого.

Для ускорения расчетов строят графические зависимости или разрабатывают программы расчета оборудования на ЭВМ.

### **1. Выбор масштаба оборудования**

Одна из задач, которую решают при проектировании, – выбор масштаба аппарата. Количество оборудования, необходимое для обеспечения заданного объема производства, определяется производительностью одного аппарата. Можно предусмотреть в проекте большое количество устройств малой производительности или небольшое число высокопроизводительных установок. В обоих случаях заданная производительность операции будет обеспе-

чена. Обоснованный ответ на вопрос, какой из этих вариантов лучше, дает только детальный технико-экономический анализ. Для оборудования одного типа повышение производительности, как правило, связано с увеличением размеров. При выборе габаритов или производительности аппарата оценивают положительные и отрицательные стороны укрупнения оборудования.

К преимуществам укрупнения оборудования относят: повышение производительности труда основных производственных рабочих; сокращение площадей и объемов производственных зданий; уменьшение протяженности коммуникаций; создание более благоприятных условий для автоматизации и уменьшение затрат на нее.

Недостатки укрупнения оборудования: ухудшение качества продукции, получаемой в аппаратах с габаритами, превышающими определенные пределы; усложнение конструкционного выполнения и обеспечения комплектующим оборудованием; усложнение устройств загрузки исходных и выдачи конечных продуктов; использование более тяжелого и дорогостоящего транспортного оборудования; удорожание строительных конструкций в связи с повышением массы оборудования; повышение удельного веса каждого аппарата в общем объеме производства. Остановка аппарата создает значительные колебания в общей производственной мощности, ведет к нарушению согласования работы оборудования с агрегатами смежных производств.

Суммирование этих противоположно действующих факторов показывает, что зависимость критерия экономической эффективности от размеров аппарата имеет экстремум. Размеры, соответствующие этой точке, являются оптимальными.

## 2. Выбор типового оборудования и расчет его количества

Расчет типового оборудования заключается в определении количества стандартных аппаратов, обеспечивающего заданную производительность операции. Такие аппараты имеют паспортную производительность. В зависимости от условий, при которых выявлена паспортная производительность, расчет количества оборудования проводят двумя способами:

Если в паспортных данных указана производительность для условий, точно отражающих условия проектируемой операции, число аппаратов рассчитывают по формуле

$$N = P_3 / (P_a \eta), \quad (6.12)$$

где  $N$  – число аппаратов;  $P_3$  – производительность операции;  $P_a$  – паспортная производительность аппарата;  $\eta$  – коэффициент времени работы аппарата, учитывающий как технологические, так и нетехнологические простои аппарата (чаще всего коэффициент времени работы аппарата принимают приближенно на основании опытных данных эксплуатации подобного вида оборудования, его значение составляет  $0,70 \div 0,95$ ).

Если условия, для которых в паспорте определена производительность аппарата, отличаются от проектируемых, то производят специальный расчет.

При этом выделяют два основных методических приема – непосредственное определение производительности аппарата для новых условий или расчет косвенного параметра, входящего в состав его технологической характеристики. В обоих случаях используют аналитические или эмпирические методы, а также показатели. Когда находят производительность аппарата, количество оборудования рассчитывают по формуле (6.12). В основу второго приема положено сравнение значения одного из параметров паспортных данных с рассчитанным значением этого параметра. Количество аппаратов при этом определяют по формуле

$$N = P_p / (P_n \eta), \quad (6.13)$$

где  $P_p$  – рассчитанное значение косвенного параметра;  $P_n$  – паспортное значение косвенного параметра. В качестве косвенного параметра чаще всего выбирают геометрический размер или расходную характеристику.

Для выполнения практического занятия студенты с помощью преподавателя должны ознакомиться с расчетом гидрометаллургического оборудования по приведенным в практикуме примерам и с основными формулами, необходимыми для расчета. Затем каждому студенту выдается индивидуальное задание. Полученное задание оформляется в рабочей тетради и предъявляется на проверку преподавателю на следующем практическом занятии.

**Пример 1.** Рассчитать параметры и количество реакторов с пропеллерной мешалкой для выщелачивания цинкового огарка.

Определить размеры реактора и его элементов, частоту вращения мешалки, мощность электропривода и число реакторов, необходимое для обеспечения заданной производительности операции по твердому (огарку) для следующих исходных данных: объем перемешиваемой пульпы  $V_c = 21,2 \text{ м}^3$ ; отношение высоты слоя пульпы к диаметру реактора  $H_{ж}/D_v = 1$ ; плотность жидкой фазы  $\gamma_{ж} = 1200 \text{ кг/м}^3$ , твердой  $\gamma_{т} = 2500 \text{ кг/м}^3$ ; доля твердого в пульпе  $X_t = 0,2$ ; вязкость жидкости  $\mu_{ж} = 0,15 \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; допускаемое напряжение при изгибе материала лопасти  $\sigma_{ид} = 1,45 \cdot 10^8 \text{ Па}$ ; предел прочности при растяжении материала вала  $\sigma_v = 5,3 \cdot 10^8 \text{ Па}$ ; предел текучести материала вала  $\sigma_t = 2 \cdot 10^8 \text{ Па}$ ; оптимальная окружная скорость мешалки  $\omega = 8 \text{ м/с}$ ; КПД электропривода  $\eta_n = 0,7$ ; время протекания процесса в реакторе  $\tau = 1,5 \text{ ч}$ ; производительность операции по огарку  $Q_t = 10 \text{ т/ч}$ ; коэффициент использования реактора для процесса  $\eta_{ис} = 0,8$ ; коэффициент времени работы реактора  $\eta_p = 0,85$ .

**Решение.** Реакторы с механическими перемешивающими устройствами применяют в цветной металлургии для осуществления процессов выщелачивания, осаждения, цементирования и др. Основные элементы реактора – цилиндрический корпус, устройства ввода исходных и выпуска конечных продуктов, перемешивающее устройство.

Пропеллерное перемешивающее устройство состоит из нескольких фа-

сонных лопастей, изогнутых по профилю гребного винта и закрепленных на вращающемся валу, который работает от электродвигателя с редуктором. Наибольшее распространение получили трехлопастные пропеллеры.

Расчет таких реакторов заключается в определении размеров аппарата и его элементов, характеристик электропривода и количества реакторов, необходимых для обеспечения заданной производительности операции по твердому (огарку). Его ведут последовательно, определяя по формулам нужные параметры.

Внутренний диаметр реактора находят по формуле

$$D_B = 1,083 \sqrt[3]{V_c / (H_{\text{ж}} / D_a)} = 1,083 \sqrt[3]{21,2/1} = 3 \text{ м.}$$

где  $D_B$  – внутренний диаметр реактора, м;  $V_c$  – объем перемешиваемой в реакторе пульпы,  $\text{м}^3$ ;  $H_{\text{ж}}/D_B$  – отношение высоты слоя пульпы к диаметру реактора.

Высоту реактора определяют по соотношению

$$H_p = H_{\text{ж}}/0,75 = 3 / 0,75 = 4 \text{ м}$$

где  $H_{\text{ж}}$  – высота слоя пульпы, м;  $H_{\text{ж}} = (H_{\text{ж}}/D_B)D_B = 1 \cdot 3 = 3 \text{ м}$ .

Остальные размеры мешалки находят по следующим соотношениям: диаметр мешалки  $d_M = (0,3 \div 0,5)D_B = 0,3 \cdot 3 = 0,9 \text{ м}$ ; уровень установки лопасти от дна реактора  $H_M = 1,2d_M = 1,2 \cdot 0,9 = 1,08 \text{ м}$ .

Вязкость пульпы, необходимую для определения частоты вращения мешалки и мощности электропривода, рассчитывают по формуле

$$\mu_c = \mu_{\text{ж}}(1 + 2,5V_T/V_c),$$

где  $\mu_c$  – вязкость пульпы,  $\text{Па} \cdot \text{с}$ ;  $\mu_{\text{ж}}$  – вязкость жидкости,  $\text{Па} \cdot \text{с}$ ;  $V_T$  – объем твердой фазы,  $\text{м}^3$ , выявляемый следующим образом:

$$V_T = m_T/\gamma_T,$$

где  $\gamma_T$  – плотность твердой фазы,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $m_T$  – масса твердой фазы,  $\text{кг}$ ;

Массу твердой фазы вычисляют по уравнению

$$m_T = V_c \gamma_c x_T,$$

где  $x_T$  – доля твердой фазы в пульпе;  $\gamma_c$  – плотность пульпы,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Плотность пульпы вычисляем по формуле:

$$\gamma_c = 1/(x_{\text{ж}}/\gamma_{\text{ж}} + x_T/\gamma_T),$$

где  $x_{\text{ж}}$  – доля жидкого в пульпе;  $\gamma_{\text{ж}}$  – плотность жидкости,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Плотность пульпы  $\gamma_c = 1/(0,8/1200 + 0,2/2500) = 1340 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

Масса твердой  $m_T = 21,2 \cdot 1340 \cdot 0,2 = 5682 \text{ кг}$ .

Объем твердой фазы  $V_T = m_T/\gamma_T = 5682/2500 = 2,27 \text{ м}^3$ .

Вязкость пульпы  $\mu_c = 0,15(1 + 2,5 \cdot 2,27/21,2) = 0,19 \text{ Па} \cdot \text{с}$ .

Оптимальное число оборотов мешалки находят по формуле

$$n = \omega/(\pi d_M) = 8/(3,14 \cdot 0,9) = 2,83 \text{ об}/\text{с},$$

где  $n$  – оптимальное число оборотов мешалки,  $\text{об}/\text{с}$ ;  $\omega$  – оптимальная окружная скорость мешалки,  $\text{м}/\text{с}$ .

Для определения мощности, необходимой для перемешивания, сначала рассчитывают критерий Рейнольдса, и по нему выявляют критерий мощности (см. справочники).

Критерий Рейнольдса находят по формуле



$$Re = \gamma_c n d_m^2 / \mu_c = 1340 \cdot 2,83 \cdot 0,9^2 / 0,19 = 16167.$$

Критерий мощности при таком критерии Рейнольдса равен  $K_N = 0,27$ .

Мощность для перемешивания определяем по формуле

$$N_m = K_N \gamma_c n^3 d_m^5 = 0,27 \cdot 1340 \cdot 2,83^3 \cdot 0,9^5 = 4842,2 \text{ Вт}.$$

Далее рассчитывают мощность на валу перемешивающего устройства:

$$N' = K_1 K_2 (\Sigma K + 1) N_m = 1 \cdot 1 (0 + 1) \cdot 4842,2 = 4842,2 \text{ Вт},$$

где  $N'$  – мощность на валу перемешивающего устройства, Вт;  $K_1$  – коэффициент, учитывающий степень заполнения реактора;  $K_1 = H_{\text{ж}}/D_{\text{в}} = 3/3 = 1$ ;  $K_2$  – коэффициент, учитывающий увеличение мощности при пуске двигателя; часто  $K_2 = 1$ , так как двигатели имеют запас мощности для пуска;  $\Sigma K$  – сумма коэффициентов, учитывающих увеличение мощности из-за наличия в аппарате вспомогательных устройств, если вязкость пульпы больше 0,1 Па·с, то  $\Sigma K = 0$ .

По мощности и частоте вращения мешалки выбирают тип привода.

Для нахождения мощности электропривода используют прием, основанный на применении КПД:

$$N_{\text{п}} = N / \eta_{\text{п}} = 4842,2 / 0,7 = 6917,4 \text{ Вт},$$

где  $N_{\text{п}}$  – мощность электропривода, Вт;  $\eta_{\text{п}}$  – КПД электропривода, его принимают равным 0,7.

Крутящий момент на валу перемешивающего устройства рассчитываем по формуле

$$M'_k = 0,163 N' / n = 0,163 \cdot 4842,2 / 2,83 = 278,9 \text{ Н·м}.$$

Допускаемое напряжение на растяжение материала вала по пределу прочности и пределу текучести

$$\sigma_{\text{д1}} = \sigma_{\text{в}} \eta / n_{\text{в}} = 5,3 \cdot 10^8 \cdot 0,9 / 2,6 = 1,8 \cdot 10^8 \text{ Па};$$

$$\sigma_{\text{д2}} = \sigma_{\text{т}} \eta / n_{\text{т}} = 2 \cdot 10^8 \cdot 0,9 / 1,5 = 1,2 \cdot 10^8 \text{ Па},$$

где  $\sigma_{\text{в}}$  – предел прочности при растяжении, Па;  $\eta$  – коэффициент запаса, равный 0,9;  $n_{\text{в}}$  – запас по пределу прочности, 2,6;  $\sigma_{\text{т}}$  – предел текучести материала вала, Па;  $n_{\text{т}}$  – запас по пределу текучести; 1,5 – прибавка к диаметру вала.

Расчетное допускаемое напряжение (меньшее из двух)

$$\sigma_{\text{д}} = \sigma_{\text{д2}} = 1,2 \cdot 10^8 \text{ Па}.$$

Допускаемое напряжение на кручение составляет:

$$\tau_{\text{д}} = 0,6 \sigma_{\text{д}} = 0,6 \cdot 1,2 \cdot 10^8 = 7,2 \cdot 10^7 \text{ Па}.$$

Диаметр вала перемешивающего устройства рассчитываем по формуле

$$d = 1,71 \sqrt[3]{2 M'_k / \tau_{\text{д}}} + c = 1,71 \sqrt[3]{2 \cdot 278,9 / (7,2 \cdot 10^7)} + 0,001 + 0,001 = 0,036 \text{ м},$$

где  $c = c_1 + c_2$ , здесь  $c_1$  – прибавка на коррозию, м;  $c_2$  – прибавка на эрозию, м. Если данных о коррозии и эрозии нет, то прибавки  $c_1$  и  $c_2$  принимают по 0,001 м.

Расстояние от начала координат до центра ступицы рассчитываем по формуле

$$A = 0,335 R - 0,666 d_{\text{с}} = 0,335 \cdot 450 - 0,666 \cdot 180 = 30,9 \text{ мм},$$

где  $d_{\text{с}}$  – диаметр ступицы, мм,  $d_{\text{с}} = (0,15 \div 0,2) d_{\text{м}} = 0,2 \cdot 900 = 180 \text{ мм}$ ;  $R$  – радиус мешалки,  $R = d_{\text{м}} / 2 = 900 / 2 = 450 \text{ мм}$ .



Ширину  $i$ -й развертки лопасти, мм, определяем по уравнению

$$b_i = K_i \cdot d_m^2 / (d_m - d_c) = K_i \cdot 900^2 / (900 - 180) = 1125 \cdot K_i;$$

где  $b_i$  – ширина  $i$ -ой развертки лопасти,  $i = 0, 1, 2, \dots, 9$ ;  $K_i$  – коэффициенты, равные, соответственно, 0,182; 0,224; 0,260; 0,282; 0,310; 0,320; 0,322; 0,308; 0,276; 0,212;

$$b_0 = 1125K_0 = 0,182 \cdot 1125 = 204,7 \text{ мм};$$

$$b_1 = 1125K_1 = 0,224 \cdot 1125 = 252,0 \text{ мм};$$

$$b_2 = 1125K_2 = 0,260 \cdot 1125 = 281,2 \text{ мм};$$

$$b_3 = 1125K_3 = 0,282 \cdot 1125 = 317,2 \text{ мм};$$

$$b_4 = 1125K_4 = 0,310 \cdot 1125 = 348,7 \text{ мм};$$

$$b_5 = 1125K_5 = 0,320 \cdot 1125 = 360,0 \text{ мм};$$

$$b_6 = 1125K_6 = 0,322 \cdot 1125 = 362,2 \text{ мм};$$

$$b_7 = 1125K_7 = 0,308 \cdot 1125 = 346,5 \text{ мм};$$

$$b_8 = 1125K_8 = 0,276 \cdot 1125 = 310,5 \text{ мм};$$

$$b_9 = 1125K_9 = 0,212 \cdot 1125 = 238,5 \text{ мм}.$$

Ширину развертки лопасти в месте приваривания последней к ступице рассчитывают по формуле

$$b_n = 4d_c^2 b_0 / [(\sin^2 \alpha) b_0^2 + 4d_c^2],$$

где  $\alpha = (90 - \beta)$ ;  $\beta = \arctg [d_m / (\pi d_c)]$ .

Угол  $\beta = \arctg [d_m / (\pi d_c)] = \arctg [900 / (3,14 \cdot 180)] = \arctg 1,59 = 57^\circ 50'$ ,  
угол  $\alpha = 90 - \beta = 90 - 57^\circ 50' = 32^\circ 10'$ .

Тогда  $b_n = 4 \cdot 180^2 \cdot 204,7 / [(\sin^2 32^\circ 10') 204,7^2 + 4 \cdot 180^2] = 187,5 \text{ мм}.$

Расчетный изгибающий момент, действующий на одну лопасть параллельно оси вала пропеллера, составляет:

$$\begin{aligned} M' &= 0,298 \cdot N' \cdot (0,7 \cdot R - 0,5 \cdot d_c) / (n \cdot d_m) = \\ &= 0,298 \cdot 4842,2 \cdot (0,7 \cdot 0,45 - 0,5 \cdot 0,18) / (2,83 \cdot 0,9) = 127,5 \text{ Н} \cdot \text{м}. \end{aligned}$$

Расчетный изгибающий момент, действующий на одну лопасть перпендикулярно оси вала пропеллера, составляет:

$$\begin{aligned} M'_1 &= 0,18 \cdot N' \cdot (0,6 \cdot R - 0,5 \cdot d_c) / (n \cdot d_m) = \\ &= 0,18 \cdot 4842,2 \cdot (0,6 \cdot 0,45 - 0,5 \cdot 0,18) / (2,83 \cdot 0,9) = 61,6 \text{ Н} \cdot \text{м}. \end{aligned}$$

Момент  $M_x = M' \sin \beta - M'_1 \cos \beta = 127,5 \cdot \sin 57^\circ 50' - 61,6 \cdot \cos 57^\circ 50' = 75,1 \text{ Н} \cdot \text{м}.$

Момент  $M_y = M' \cos \beta + M'_1 \sin \beta = 127,5 \cdot \cos 57^\circ 50' + 61,6 \cdot \sin 57^\circ 50' = 120 \text{ Н} \cdot \text{м}.$

Номинальная расчетная толщина лопасти составляет:

$$\begin{aligned} S_o &= \sqrt{6M_y / b_o \sigma_{ид}} + 3M_x / (b_o^2 \sigma_{ид}) = \\ &= \sqrt{6 \cdot 120 / (0,2047 \cdot 1,45 \cdot 10^8)} + 3 \cdot 75,1 / (0,2047^2 \cdot 1,45 \cdot 10^8) = 5,03 \cdot 10^{-3} \text{ м}, \end{aligned}$$

где  $\sigma_{ид}$  – допускаемое напряжение при изгибе материала лопасти, Па.

Толщина лопасти больше расчетной на величину прибавки. Прибавка к толщине лопасти составляет  $c = 2(c_1 + c_2) + c_3 = 2(0,001 + 0,001) + 0,001 = 5 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$

Толщина лопасти  $S = S_o + c = (5,03 + 5) \cdot 10^{-3} = 10,03 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$

Производительность реактора определяем по формуле

$$Q_p = m_T / (\tau \eta_{ис}) = 5682 / (1,5 \cdot 0,8) = 4735 \text{ кг/ч} = 4,735 \text{ т/ч},$$

где  $m_T$  – масса твердой фазы в пульпе;  $\tau$  – время протекания процесса в реакторе, ч;  $\eta_{ис}$  – коэффициент использования реактора для процесса (0,6÷0,8).

Количество реакторов, необходимое для обеспечения заданной производительности операции по твердому, рассчитываем по формуле

$$N_p = Q_T / (Q_p \eta_p) = 10 / (4,735 \cdot 0,85) = 3 \text{ (реактора)},$$

где  $Q_T$  – производительность операции по твердому (огарку);  $\eta_p$  – коэффициент времени работы реактора, 0,7÷0,9.

**Пример 2.** Рассчитать параметры и количество реакторов с пневматическим перемешиванием (пачуков) для выщелачивания цинкового огарка.

Определить размеры, параметры пачука и их количество на заданную производительность для следующих исходных данных: рабочий объем пачука  $V = 100 \text{ м}^3$ ; отношение жидкого к твердому в пульпе ж:т = 3; плотность твердой фазы  $\gamma_T = 4000 \text{ кг/м}^3$ ; плотность жидкой фазы  $\gamma_{ж} = 1100 \text{ кг/м}^3$ ; отношение высоты пачука к его диаметру  $H:D = 2,5$ ; угол наклона дна пачука  $\alpha = 45^\circ$ ; скорость движения воздуха в подводящем трубопроводе  $\omega_{тр} = 30 \text{ м/с}$ ; удельный расход воздуха  $\nu_{уд} = 0,03 \text{ м}^3/(\text{мин} \cdot \text{м}^3 \text{ пульпы})$ ; производительность операции по твердому (огарку)  $Q_T = 700 \text{ т/сут}$ ; продолжительность процесса  $\tau = 2,5 \text{ ч}$ ; коэффициент заполнения пачука  $\varepsilon = 0,85$ .

**Решение.** Реакторы с пневматическим перемешиванием – пачуки – применяют для ведения процессов выщелачивания. Пачук представляет собой цилиндрический чан с коническим днищем, внутри которого установлена вертикальная труба – аэролифт (циркулятор). К нижней части циркулятора подается сжатый воздух под давлением 0,2÷0,3 МПа. Воздух, смешиваясь с пульпой, образует легкую смесь, которая по циркулятору поднимается вверх и выбрасывается на поверхность пульпы. При непрерывной подаче воздуха достигается интенсивная циркуляция пульпы.

Пачук изготавливают из дерева или железобетона, футерованного кислотостойкими материалами. Для обеспечения требуемой температуры внутри аппарата устанавливают паровой змеевик.

Расчет пачука заключается в определении размеров его основных элементов, давления и расхода воздуха.

Диаметр пачука находят по его объему, который определяется формулой

$$V = (\pi D^2 / 4) [(H - H_k) + H_k / 3],$$

где  $D$  – диаметр пачука, м;  $H$  – высота пачука, м;  $H_k$  – высота конической части пачука, м,  $H_k = 0,5 \cdot D \cdot \text{tg } \alpha$ .

Выразив высоту пачука через диаметр и подставив в формулу для  $H_k$ , после преобразований получим:

$$D = \sqrt[3]{\frac{12V}{\pi[3(H/D) - \text{tg } \alpha]}} = \sqrt[3]{\frac{12 \cdot 100}{3,14(3 \cdot 2,5 - \text{tg } 45^\circ)}} = 3,89 \text{ м}.$$

Высота пачука  $H = (H/D)D = 2,5 \cdot 3,89 = 9,73 \text{ м}$ , а геометрическая высота

его на 1 м больше:  $H_r = H + 1 = 9,73 + 1 = 10,73$  м; высота конической части  $H_k = 0,5 \cdot D \cdot \operatorname{tg} \alpha = 0,5 \cdot 3,89 \cdot \operatorname{tg} 45^\circ = 1,95$  м.

Диаметр циркулятора  $D_{\text{ц}} = 0,12 \cdot D = 0,12 \cdot 3,89 = 0,47$  м, расстояние от дна пачука до нижней кромки циркулятора  $b_n = 0,8 \cdot D_{\text{ц}} = 0,8 \cdot 0,47 = 0,38$  м; расстояние от верхнего конца циркулятора до уровня пульпы  $b_b = 0,1 \cdot D_{\text{ц}} = 0,1 \cdot 0,47 = 0,05$  м; длина циркулятора  $L = H - b_n - b_b = 9,73 - 0,38 - 0,05 = 9,3$  м.

Доля твердого в пульпе  $x_t = 1/[(\text{ж:т}) + 1] = 1/(3 + 1) = 0,25$ , доля жидкого  $x_{\text{ж}} = 1 - x_t = 1 - 0,25 = 0,75$ .

Плотность пульпы составляет:

$$\gamma_c = 1/(x_t/\gamma_t + x_{\text{ж}}/\gamma_{\text{ж}}) = 1/(0,25/4000 + 0,75/1100) = 1344 \text{ кг/м}^3.$$

Давление воздуха или газа в подводящем устройстве находят по уравнению:

$$P = 0,5 \gamma_r \omega^2 (1 + \Sigma \xi) + g \gamma_c H = 0,5 \cdot 1,29 \cdot 2,5^2 + 9,81 \cdot 1344 \cdot 9,73 = 128099 \text{ Па},$$

где  $\gamma_r$  – плотность воздуха (или газа)  $1,29 \text{ кг/м}^3$ ;  $\omega$  – скорость движения воздуха (или газа) в циркуляторе  $2\text{--}3 \text{ м/с}$  ( $2,5 \text{ м/с}$ );  $\Sigma \xi$  – сумма коэффициентов, учитывающих дополнительные сопротивления движению воздуха (или газа) в циркуляторе и при отсутствии в циркуляторе элементов создающих дополнительные сопротивления, их принимают равными нулю;  $g$  – ускорение свободного падения,  $\text{м/с}^2$ ;  $\gamma_c$  – плотность пульпы,  $\text{кг/м}^3$ .

Расход воздуха или газа ( $\text{м}^3/\text{мин}$ ) определяют через удельный их расход на  $1 \text{ м}^3$  пульпы:

$$Q_r = v_{\text{уд}} V = 0,03 \cdot 100 = 3 \text{ м}^3/\text{мин},$$

где  $v_{\text{уд}}$  – удельный расход воздуха или газа,  $\text{м}^3/(\text{мин} \cdot \text{м}^3 \text{ пульпы})$ .

Диаметр подводящего трубопровода находят по формуле

$$d_{\text{тр}} = \sqrt{\frac{4Q_r}{60\pi \omega_{\text{тр}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3}{60 \cdot 3,14 \cdot 30}} = 0,046 \text{ м},$$

где  $\omega_{\text{тр}}$  – скорость движения воздуха (или газа) в трубопроводе, равная  $20\text{--}40 \text{ м/с}$ .

Количество пачуков, необходимое для обеспечения заданной производительности операции по огарку, рассчитываем по формуле

$$N = H_{\text{общ}} / (H \cdot \epsilon),$$

где  $H_{\text{общ}}$  – суммарная высота перерабатываемой пульпы, м;  $H$  – высота пачука, м;  $\epsilon$  – коэффициент заполнения пачука  $0,8\text{--}0,9$ .

Линейную скорость движения пульпы рассчитываем по уравнению

$$\omega_{\text{п}} = 4 \cdot Q_{\text{п}} / (\pi \cdot D^2) = 4 \cdot 86,9 / (3,14 \cdot 3,89^2) = 7,32 \text{ м/ч},$$

где  $D$  – диаметр пачука, м;  $Q_{\text{п}}$  – производительность операции по пульпе,  $\text{м}^3/\text{час}$ . Производительность операции по огарку составляет  $Q_t = 700 \text{ т/сут}$  или  $29,2 \text{ т/ч}$ . Зная отношение жидкого к твердому в пульпе ( $\text{ж:т} = 3$ ) определяем производительность операции по пульпе  $Q_{\text{п}} = 29,2 \cdot 3 + 29,2 = 116,8 \text{ т/ч}$  или  $116,8/1,344 = 86,9 \text{ м}^3/\text{ч}$  (где  $\gamma_c = 1,344$  – плотность пульпы,  $\text{т/м}^3$ ).

Суммарная высота перерабатываемой на операции пульпы составляет:

$$H_{\text{общ}} = \omega_{\text{п}} \cdot \tau = 7,32 \cdot 2,5 = 18,3 \text{ м}.$$

Количество пачуков, необходимое для обеспечения заданной производительности операции по твердому (огарку), составляет:

$$N = H_{\text{общ}} / (H \cdot \epsilon) = 18,3 / (9,73 \cdot 0,85) = 3 \text{ пачука.}$$

**Пример 3.** Рассчитать количество сгустителей для разделения пульпы цинкового производства и проверить прочность вала его перегребающего устройства.

Определить количество сгустителей, необходимое для обеспечения заданной производительности операции по твердому, и проверить прочность вала его перегребающего устройства на кручение и угол закручивания для следующих исходных данных: производительность операции по твердому  $Q = 2000$  т/сут; отношение жидкого к твердому в исходной пульпе  $R_{\text{п}} = 12$ , в сгущенном продукте  $R_{\text{с.п}} = 2,5$ ; плотность твердой фазы  $\gamma_{\text{т}} = 4500$  кг/м<sup>3</sup>; жидкой  $\gamma_{\text{ж}} = 1100$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкости  $\mu = 1,7 \cdot 10^{-3}$  Па·с; диаметр твердых частиц  $d = 10^{-5}$  м; диаметр чана сгустителя  $D = 40$  м; коэффициент времени работы сгустителя  $\eta = 0,8$ ; мощность электродвигателя перегребающего устройства  $N = 6000$  Вт; КПД привода  $\eta_{\text{п}} = 0,7$ ; частота вращения гребков  $n = 8,33 \cdot 10^{-4}$  об/с, внутренний диаметр полого вала перегребающего устройства  $D_{\text{в}} = 1$  м, его наружный диаметр  $D_{\text{н}} = 1,02$  м; длина вала  $l = 6$  м; предел выносливости при кручении материала вала  $\tau_{-1} = 180$  МПа, масштабный фактор  $\epsilon_{\tau} = 0,75$ ; коэффициент качества поверхности  $\beta = 1$ , эффективный коэффициент  $K_{\tau} = 1,65$ , допустимый запас прочности на кручение  $(n) = 2$ , модуль сдвига  $G = 8,5 \cdot 10^4$  МПа, допустимый угол закручивания вала  $(\varphi) = 0,5^{\circ}$  на 1 м длины вала.

**Решение.** Сгуститель представляет собой резервуар (чан) цилиндрической формы с плоским слегка коническим днищем и внутренним кольцевым желобом вдоль верхнего края аппарата. Чан изготавливают из дерева, железобетона или листовой стали и футеруют изнутри. В нем установлена мешалка с наклонными лопастями, на которых имеются гребки для непрерывного перемешивания осаждающегося материала с очень малой частотой для лучшего отделения осадка. Гребки одновременно перемещают твердый продукт к разгрузочному отверстию.

Исходную пульпу непрерывно подают через трубу в середину сгустителя. Осветленная жидкость переливается в кольцевой желоб и удаляется через штуцер. Твердые частицы падают с малой скоростью на дно сгустителя. Сгущенную пульпу со дна через центральное отверстие откачивают центробежным насосом.

Технические характеристики сгустителей приведены в [табл. 6.1](#).

Расчет сгустителя заключается в определении количества аппаратов, необходимого для обеспечения заданной производительности операции по твердому и проверке прочности вала перегребающего устройства на кручение и угол закручивания.

Скорость падения твердых частиц в растворе рассчитывается по формуле, м/с;

$$v = d^2 \cdot (\gamma_{\text{т}} - \gamma_{\text{ж}}) \cdot g / (18 \cdot \mu) = (10^{-5})^2 (4500 - 1100) \cdot 9,81 / (18 \cdot 1,7 \cdot 10^{-3}) = 1,1 \cdot 10^{-4},$$

где  $v$  – скорость осаждения твердых частиц, м/с;  $d$  – диаметр твердых частиц,

м;  $\gamma_t$  – плотность твердой фазы, кг/м<sup>3</sup>;  $\gamma_{ж}$  – плотность жидкой фазы, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu$  – вязкость жидкости, Па·с;  $g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>.

Удельная площадь сгущения определяем по уравнению, м<sup>2</sup>·сут/т:

$$f = (R_{п} - R_{с}) / (86,4 \cdot \nu \cdot \gamma_{ж}) = (12 - 2,5) / (86,4 \cdot 1,1 \cdot 10^{-4} \cdot 1100) = 0,91 \text{ м}^2 \cdot \text{сут/т},$$

где  $R_{п}$  и  $R_{сн}$  – отношение жидкого к твердому в исходной пульпе и в сгущенном продукте.

Общая площадь сгущения составляет, м<sup>2</sup>:

$$F = Q \cdot f = 2000 \cdot 0,91 = 1820,$$

где  $Q$  – производительность операции по твердому, т/сут.

Площадь сгущения одного аппарата диаметром 40 м (паспортная) составляет:

$$F_c = \pi \cdot D^2 / 4 = 3,14 \cdot 40^2 / 4 = 1256 \text{ м}^2.$$

Тогда количество сгустителей с паспортной площадью сгущения 1256 м<sup>2</sup>:

$$N_c = F / (F_c \eta) = 1820 / (1256 \cdot 0,8) = 2 \text{ (сгустителя)},$$

где  $N_c$  – количество сгустителей;  $F_c$  – паспортная площадь сгущения аппарата, м<sup>2</sup>;  $\eta$  – коэффициент времени работы сгустителя, равный 0,7÷0,9.

Проверку прочности вала сгустителя на кручение и угол закручивания проводят в следующей последовательности.

Определяют крутящий момент на валу, МН·м,

$$M_k' = 0,163 N' / n,$$

где  $N'$  – мощность на валу, Вт;  $n$  – частота вращения гребков, об/с.

Мощность на валу выявляют через мощность электродвигателя:

$$N' = N \eta_{п},$$

где  $N$  – мощность электродвигателя, Вт;  $\eta_{п}$  – КПД привода, ~ 0,7.

Тогда крутящий момент на валу с учетом подстановки формулы для расчета мощности на валу составляет:

$$M_k' = 0,163 N' / n = 0,163 N \eta_{п} / n = 0,163 \cdot 6000 \cdot 0,7 / (8,33 \cdot 10^{-4}) = 0,822 \text{ МН} \cdot \text{м}.$$

Находим момент инерции, м<sup>4</sup>:

$$I = 0,1 \cdot (D_n^4 - D_b^4) = 0,1 \cdot (1,02^4 - 1^4) = 8,2 \cdot 10^{-3}$$

и напряжение кручения, МПа:

$$\tau = 5 M_k' / [D_n^3 (1 - D_b^4 / D_n^4)] = 5 \cdot 0,822 / [1,02^3 (1 - 1^4 / 1,02^4)] = 51,38,$$

где  $D_n$  – наружный диаметр полого вала, м;  $D_b$  – внутренний диаметр вала, м.

Определяем запас прочности вала по формуле

$$n_{\tau} = \tau_{-1} \cdot \beta \cdot \varepsilon_{\tau} / (\tau \cdot K_{\tau}) = 180 \cdot 1 \cdot 0,75 / (51,38 \cdot 1,65) = 1,54,$$

где  $\tau_{-1}$  – предел выносливости при кручении, МПа;  $\varepsilon_{\tau}$  – масштабный фактор, 0,7÷0,8;  $\beta$  – коэффициент качества поверхности, равный 1;  $K_{\tau}$  – эффективный коэффициент, 1,6÷1,7.

Сравниваем запас прочности с допустимым запасом ( $n$ ), равным 1,7÷2. Он меньше допустимого, равного 2, поэтому вал удовлетворяет требованиям по прочности на кручение.

Проверяем вал по углу закручивания:

$$\varphi = M_k' \cdot l / (I \cdot G) = 0,822 \cdot 6 / (8,2 \cdot 10^{-3} \cdot 8,5 \cdot 10^4) = 0,007^\circ,$$



где  $\varphi$  – угол закручивания вала, °;  $M_k'$  – крутящий момент на валу, МНм;  $I$  – момент инерции, м<sup>4</sup>;  $l$  – длина вала, м;  $G$  – модуль сдвига, МПа.

Сравниваем этот угол с допустимым углом закручивания ( $\varphi$ ), равным 0,5° на 1 м длины вала. Он меньше допустимого, равного  $0,5 \cdot 6 = 3^\circ$ , поэтому вал удовлетворяет требованиям по углу закручивания.

**Пример 4.** Рассчитать количество барабанных вакуум-фильтров для фильтрации пульпы цинкового производства и мощность электропривода.

Определить количество барабанных вакуум-фильтров БОУ 100-4,2, необходимое для обеспечения заданной производительности операции по твердому, и мощность электропривода для следующих данных: производительность операции по твердому  $Q = 400$  т/сут; отношение жидкого к твердому в исходной пульпе  $R = 2$ , влажность кека  $W = 25$  %; температура пульпы  $t = 22$  °С; доля поверхности барабана, занятая под набором кека,  $\Theta = 0,35$ ; степень разрежения  $P = 6 \cdot 10^4$  Па; толщина слоя кека на фильтровальной ткани  $h = 10$  мм, эквивалентная толщина  $h_o = 3$  мм, константа скорости фильтрования  $K = 4 \cdot 10^{-4}$  мм<sup>2</sup>/(мин·Па); паспортная площадь фильтрования  $F_\phi = 100$  м<sup>2</sup>; коэффициент времени работы фильтра  $\eta = 0,8$ ; длина барабана  $L = 7,6$  м; диаметр барабана  $D = 4,2$  м; объемный вес осадка  $\gamma_o = 25000$  Н/м<sup>3</sup>; коэффициент трения при срезании осадка ножом  $f_1 = 0,3$ ; удельное сопротивление срезанию осадка  $\sigma = 700$  кПа, число распределительных головок  $z = 2$ ; коэффициент трения между головкой и валом барабана  $f_2 = 0,2$ , давление прижатия головки к торцу вала  $P_o = 150$  кПа; площадь соприкосновения головки с торцом вала барабана  $F_r = 0,06$  м<sup>2</sup>; радиус трения пары головка-вал  $r_{тр} = 0,2$  м; коэффициент трения в подшипниках

$f_3 = 0,1$ ; диаметр цапфы  $d_{ц} = 0,44$  м; вес барабана  $G_6 = 38200$  кг (или 382000 Н); частота вращения барабана  $n = 0,7$  об/мин, КПД электропривода  $\eta_n = 0,6$ .

**Решение.** Вакуум-фильтры широко распространены в гидрометаллургии цветных металлов. Их применяют практически во всех производствах, где в качестве исходных, промежуточных и конечных продуктов имеют место смеси твердых частиц и растворов.

Фильтры служат для отделения твердых частиц пульпы от жидкости. На предприятиях по производству цветных металлов распространены дисковые и барабанные вакуум-фильтры с наружной фильтрующей поверхностью.

Расчет фильтров заключается в определении количества аппаратов, необходимых для обеспечения заданной производительности операции по твердому, и мощности электропривода. Количество аппаратов находят по удельной производительности и общей площади фильтрования.

Удельную производительность по твердому при температуре 12,5 °С вычисляют по формуле, т/м<sup>2</sup>·сут:

$$q = 2,88 \cdot K \cdot \Theta \cdot P / (h + h_o) \cdot (R - R_w),$$

где  $K$  – константа скорости фильтрования, мм<sup>2</sup>/(мин·Па);  $\Theta$  – доля поверхности барабана, занятая под набором кека,  $0,3 \div 0,4$ ;  $P$  – степень разрежения,  $(5 \div 6) 10^4$  Па;  $h$  – толщина слоя кека на фильтровальной поверхности,  $5 \div 15$  мм;



$h_o$  – толщина слоя кека, гидравлическое сопротивление которого эквивалентно сопротивлению фильтровальной ткани, 3÷4 мм;  $R$  – отношение жидкого к твердому в исходной пульпе;  $R_w$  – отношение жидкого к твердому в кеке.

Отношение жидкого к твердому в кеке составляет:

$$R_w = W/(100 - W) = 25/(100 - 25) = 0,33.$$

Удельная производительность при температуре 12,5 °С

$$q = 2,88 \cdot 4 \cdot 10^{-4} \cdot 0,35 \cdot 6 \cdot 10^4 / (10 + 3)(2 - 0,33) = 1,11 \text{ т/м}^2 \cdot \text{сут.}$$

Удельная производительность, при заданной температуре пульпы – 22 °С составляет:

$$q_t = 1,23 \cdot q (0,025 \cdot t + 0,5) = 1,23 \cdot 1,11 \cdot (0,025 \cdot 22 + 0,5) = 1,43 \text{ т/м}^2 \cdot \text{сут.},$$

где  $t$  – температура фильтрования (не более 60 °С).

Общая площадь фильтрования, м<sup>2</sup>;

$$F = Q/q_t = 400/1,43 = 279,7,$$

где  $Q$  – производительность операции фильтрования по твердому, т/сут.

Количество фильтров для обеспечения заданной производительности составляет:

$$N = F/(F_\phi \cdot \eta) = 279,7/(100 \cdot 0,8) = 3,5 \text{ (принимается к установке 4 фильтра)}$$

где  $F_\phi$  – паспортная площадь фильтрования стандартного фильтра, м<sup>2</sup>;  $\eta$  – коэффициент времени работы фильтра, 0,8÷0,9.

Мощность электропривода фильтра расходуется на преодоление основных сопротивлений, возникающих вследствие неравномерности расположения осадка на барабане: сопротивления срезанию осадка ножом; сил трения торца вала по контактной поверхности распределительной головки; сил трения барабана о пульпу; сил трения в опорах вала; сопротивлений при передаче движения от двигателя к валу.

Момент, возникающий из-за неравномерности расположения осадка на барабане, составляет, Н·м:

$$M_1 = 0,278 \cdot L \cdot h \cdot \gamma_o \cdot D (D + h) = 0,278 \cdot 7,6 \cdot 0,01 \cdot 25000 \cdot 4,2 \cdot (4,2 + 0,01) = 9339,6,$$

где  $L$  – длина барабана, м;  $h$  – толщина слоя осадка, м;  $\gamma_o$  – объемный вес осадка, Н/м<sup>3</sup>;  $D$  – диаметр барабана, м.

Момент сопротивления срезанию осадка ножом составляет, Н·м:

$$M_2 = 0,5 \cdot f_1 \cdot \sigma \cdot L \cdot h \cdot D = 0,5 \cdot 0,3 \cdot 7 \cdot 10^5 \cdot 7,6 \cdot 0,01 \cdot 4,2 = 33516,$$

где  $f_1$  – коэффициент трения при срезании осадка, 0,2÷0,3;  $\sigma$  – удельное сопротивление срезанию осадка, 300÷700 кПа, большие значения для плотных и вязких осадков.

Момент трения торца вала по контактной поверхности распределительной головки, составляет, Н·м:

$$M_3 = z \cdot f_2 \cdot P_o \cdot F_r \cdot r_{тр} = 2 \cdot 0,2 \cdot 1,5 \cdot 10^5 \cdot 0,06 \cdot 0,2 = 720,$$

где  $z$  – число распределительных головок, равное 2;  $f_2$  – коэффициент трения между торцом вала и головкой, 0,2;  $P_o$  – давление прижатия головки к торцу вала: для систем уплотнения в 1,5 раза больше давления в системе, т.е. 150 кПа;  $F_r$  – площадь соприкосновения вала и головки, 0,06 м<sup>2</sup> для стандартных головок;  $r_{тр}$  – радиус трения, 0,2 для стандартных цапф.

Момент трения барабана о пульпу составляет, Н·м:

$$M_4 = 0,02M_2 = 0,02 \cdot 33516 = 670,3.$$

Вес осадка на барабане составляет, Н:

$$G_{oc} = 0,75 \cdot F_{\phi} \cdot h \cdot \gamma_0 = 0,75 \cdot 100 \cdot 0,01 \cdot 25000 = 18750 \text{ Н.}$$

Общий вес барабана с осадком составляет, Н:

$$G_{об} = G_{б} + G_{oc} = 382000 + 18750 = 400750 \text{ Н,}$$

где  $G_{б}$  – вес барабана, Н.

Момент трения в опорах вала составляет, Н·м:

$$M_5 = 0,5 \cdot f_3 \cdot d_{ц} \cdot G_{об} = 0,5 \cdot 0,1 \cdot 0,44 \cdot 400750 = 8816,5 \text{ Н·м.}$$

Общий момент сопротивления составляет, Н·м,

$$M = M_1 + M_2 + M_3 + M_4 + M_5 = 9339,6 + 33516 + 720 + 670,3 + 8816,5 = 53062,4.$$

Тогда мощность электропривода составляет, кВт,

$$N_n = 1,3 \cdot M \cdot n / (9750 \cdot \eta_n) = 1,3 \cdot 53062,4 \cdot 0,7 / (9750 \cdot 0,6) = 8,25 \text{ кВт.}$$

где  $n$  – частота вращения барабана, об/мин;  $\eta_n$  – КПД привода, 0,6.

### Задания для самостоятельной работы

Рассчитать параметры и количество оборудования применяемого в процессах выщелачивания и очистки растворов от примесей согласно номера своего варианта.

#### Варианты 1–6

Рассчитать размеры реактора с пропеллерной мешалкой, диаметр вала, ширину и толщину лопасти перемешивающего устройства, частоту вращения мешалки, мощность электропривода и количество реакторов, необходимое для обеспечения заданной производительности операции по твердому.

Исходные данные, одинаковые для всех вариантов задания, следующие: предел прочности при растяжении материала вала  $\sigma_v = 4,4 \cdot 10^8$  Па; предел текучести материала вала  $\sigma_t = 2,2 \cdot 10^8$  Па; допускаемое напряжение при изгибе материала лопасти  $\sigma_{ид} = 1,45 \cdot 10^8$  Па; отношение высоты слоя пульпы к диаметру реактора  $H_{ж}/D_v = 1,1$ ; вязкость жидкости  $\mu_{ж} = 0,16$  Па·с; оптимальная окружная скорость мешалки  $\omega = 7$  м/с; КПД электропривода  $\eta_n = 0,6$ , время протекания процесса в реакторе  $\tau = 2,5$  ч; коэффициент использования реактора для процесса  $\eta_{ис} = 0,75$ ; коэффициент времени работы реактора  $\eta_p = 0,8$ .

Исходные данные для каждого варианта представлены в [табл. 6.4](#).

Таблица 6.4

Параметры вариантов задания

Номер варианта	Объем пульпы $V_c, \text{ м}^3$	Плотность, $\text{кг/м}^3$		Доля твердого в пульпе $x_t$	Производительность по твердому $Q, \text{ т/ч}$
		$\gamma_t$	$\gamma_{\text{ж}}$		
1	80	2100	1200	0,2	45
2	90	2700	1100	0,2	50
3	70	3300	1150	0,1	35
4	60	3600	1250	0,3	30
5	75	3500	1150	0,25	40
6	85	3000	1250	0,1	35

**Варианты 7–12**

Определить размеры и параметры реактора с пневматическим перемешиванием.

Исходные данные для каждого варианта задания представлены в [табл. 6.5](#). Общие для всех вариантов характеристики следующие: плотность жидкой фазы  $\gamma_{\text{ж}} = 1100 \text{ кг/м}^3$ , отношение высоты пачука к его диаметру  $H/D = 2,5$ , угол наклона дна пачука  $\alpha = 45^\circ$ , скорость движения воздуха в подводящем трубопроводе  $\omega_{\text{тр}} = 30 \text{ м/с}$ , удельный расход воздуха  $v_{\text{уд}} = 0,03 \text{ м}^3/(\text{мин} \cdot \text{м}^3 \text{ пульпы})$ .

Таблица 6.5

Параметры вариантов задания

Номер варианта	Рабочий объем пачука $V, \text{ м}^3$	Отношение ж:т в пульпе	Плотность твердой фазы $\gamma_t, \text{ кг/м}^3$
7	50	8	2500
8	60	7	3400
9	70	9	3600
10	80	6	3500
11	90	5	2900
12	110	11	4000

**Варианты 13–18**

Определить количество сгустителей диаметром 40 м, необходимое для обеспечения заданной производительности операции сгущения по твердому, проверить прочность вала его перегребающего устройства на кручение и угол закручивания.

Исходные данные, общие для всех вариантов, следующие: плотность жидкой фазы  $\gamma_{\text{ж}} = 1130 \text{ кг/м}^3$ ; вязкость жидкости  $\mu = 1,7 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ ; отношение жидкого к твердому в сгущенном продукте  $R = 3$ ; диаметр твердых частиц  $d = 10^{-5} \text{ м}$ ; коэффициент времени работы сгустителя  $\eta = 0,8$ ; мощность электродвигателя перегребающего устройства  $N = 3 \text{ кВт}$ ; КПД привода  $\eta = 0,7$ ; длина вала перегребающего устройства  $\ell = 6 \text{ м}$ ; наружный диаметр полого вала

$D_n = 1,61 \text{ м}$ ; предел выносливости материала вала при кручении  $\tau_{-1} = 180 \text{ МПа}$ ; масштабный фактор  $\varepsilon_\tau = 0,75$ ; коэффициент качества поверхности  $\beta = 1$ ; эффективный коэффициент  $K_\tau = 1,65$ ; допускаемый запас прочности при круче-

нии  $[n] = 2$ ; модуль сдвига  $G = 8,5 \cdot 10^4$  МПа; допускаемый угол закручивания вала  $[\varphi] = 0,5^\circ$  на 1 м длины вала. Данные, характерные для каждого отдельного варианта задания, приведены в [табл. 6.6](#).

Таблица 6.6

Параметры вариантов задания

№	Производительность $Q$ , т/сут	Отношение ж:т в исходной пульпе $R_{\text{п}}$	Плотность твёрдой фазы $\gamma_{\text{т}}$ , кг/м <sup>3</sup>	Внутренний диаметр вала $D_{\text{в}}$ , м	Частота вращения гребков $n \cdot 10^3$ , об/с
13	2400	13	3400	1,6	1
14	2500	11	2600	1,5	0,52
15	2600	14	2300	1,3	0,52
16	2700	12	3400	1,4	0,52
17	2800	17	3300	1,2	1
18	2900	11	4100	1,6	0,83

### Варианты 19–25

Определить количество вакуум-фильтров, необходимых для обеспечения заданной производительности операции по твёрдому, и мощность электропривода барабана фильтра.

Исходные данные, общие для всех вариантов, следующие: влажность кека  $W = 23$  %; доля поверхности барабана, занятая под набором кека,  $\Theta = 0,4$ ; степень разрежения  $P = 5 \cdot 10^4$  Па; толщина слоя кека на фильтровальной ткани  $h = 10$  мм; эквивалентная толщина  $h_0 = 3$  мм; константа скорости фильтрования при температуре  $12,5$  °С  $K = 4 \cdot 10^{-4}$  мм<sup>2</sup>/(мин·Па); коэффициент времени работы фильтра  $\eta = 0,8$ , коэффициент трения при срезании осадка ножом  $f_1 = 0,25$ ; удельное сопротивление срезанию осадка ножом  $\sigma = 600$  кПа; число распределительных головок  $z = 2$ ; коэффициент трения между головкой и валом барабана  $f_2 = 0,2$ ; площадь соприкосновения головки с торцом вала барабана  $F_{\text{г}} = 0,06$  м<sup>2</sup>; радиус трения пары головка-вал  $r_{\text{тр}} = 0,2$  м; коэффициент трения в подшипниках  $f_3 = 0,1$ ; диаметр цапфы  $d_{\text{ц}} = 0,44$  м, КПД электропривода  $\eta_{\text{п}} = 0,6$ . Данные, характерные для каждого отдельного варианта задания, приведены в [табл. 6.7](#).

Таблица 6.7

Параметры вариантов задания

№	Производительность $Q$ , т/сут	Отношение ж:т в исходной пульпе $R$	Температура пульпы $t$ , °С	Объёмный вес осадка $\gamma_0$ , Н/м <sup>3</sup>	Тип фильтра ( <a href="#">табл. 6.2</a> )
19	350	3,1	23	36000	БОУ 100–4,2
20	370	3,3	45	38000	БОУ 10–2,6
21	110	3,5	40	41000	БОУ 20–2,6
22	160	2,9	25	34000	БОУ 40–3
23	450	1,9	20	33000	БОУ 100–4,2
24	40	2	40	34000	БОУ 10–2,6
25	70	2,1	45	23000	БОУ 20–2,6

## ПРАКТИЧЕСКОЕ ЗАНЯТИЕ 7. ЭЛЕКТРОЛИЗ В МЕТАЛЛУРГИИ ЦИНКА

### Краткие теоретические сведения

Выделение цинка из очищенного раствора сульфата цинка с получением готового продукта осуществляют методом электролиза. Для осуществления процесса подводят электрический ток к электродам электролизной ванны: катодам (алюминиевым) и анодам (свинцовым). На катоде идет восстановление ионов  $Zn^{2+}$  из раствора до металлического состояния:  $Zn^{2+} + 2e \rightarrow Zn^0$ . На аноде электрическая энергия расходуется на разложение воды с образованием газообразного кислорода:  $H_2O - 2e \rightarrow 0,5O_2 + 2H^+$ .

Цинк – один из наиболее электроотрицательных тяжелых металлов. Его стандартный потенциал равен  $\varphi_{Zn^{2+}/Zn^0} = -0,76$  В. В силу этого электроосаждение цинка из кислых растворов – один из самых неустойчивых электрохимических процессов. Преимущественное выделение более отрицательного цинка перед водородом ( $\varphi_{H^0/H^+} = 0,0$  В) возможно благодаря высокому перенапряжению водорода на цинке (не менее 0,7 В), в то время как перенапряжение разряда ионов цинка составляет всего десятки милливольт. Поэтому в процессе электроосаждения необходимо соблюдать условия, обеспечивающие сохранение высокого перенапряжения водорода. Все факторы, снижающие перенапряжение водорода, способствуют его разряду, коррозии цинка и в конечном итоге приводят к снижению выхода по току и расстройству процесса электроосаждения цинка [1; 25, с. 318–354; 27].

Потенциал разряда ионов на катоде выражается уравнением Нернста

$$\varphi = \varphi^0 + (RT/nF) \cdot \ln a - \Delta\varphi, \quad (7.1)$$

где  $\varphi$  – потенциал восстановления какого-либо иона на катоде, В;  $\varphi^0$  – стандартный потенциал восстановления какого-либо иона на катоде, В;  $T$  – температура электролита;  $R$  – универсальная газовая постоянная ( $R=8,31$  Дж/моль·К);  $n$  – заряд иона;  $F$  – число Фарадея ( $F=96487$  Кл/моль);  $a$  – активность иона в электролите, моль/л;  $\Delta\varphi$  – перенапряжение (поляризация) восстановления иона, В.

На электродах в первую очередь реализуются менее энергоемкие процессы. На катоде сначала восстанавливаются элементы с более электроположительным потенциалом.

Для ионов цинка и водорода потенциалы разряда на катоде могут быть представлены следующими выражениями:



$$\varphi_{\text{Zn}^{2+}/\text{Zn}}^0 = +0,763 + 0,029 \lg a_{\text{Zn}^{2+}} - \Delta\varphi_{\text{Zn}}^0; \quad (7.2)$$

$$\varphi_{\text{H}^0/\text{H}^+} = 0,058 \cdot \lg a_{\text{H}^+} - \Delta\varphi_{\text{H}}^0, \quad (7.3)$$

где  $a_{\text{Zn}^{2+}}$  – активность ионов цинка в растворе;  $a_{\text{H}^+}$  – активность ионов водорода в растворе, моль/л;  $\Delta\varphi_{\text{Zn}}^0, \Delta\varphi_{\text{H}}^0$  – перенапряжение цинка и водорода, В.

На перенапряжение водорода влияют материал катода, плотность тока, температура, состояние поверхности осажденного цинка, состав электролита и присутствие различных примесей в нем.

Катоды для электролиза цинка изготавливают из алюминия, так как на нем водород выделяется с большим перенапряжением ( $\Delta\varphi_{\text{H}}^0 = 1,1$  В).

Зависимость перенапряжения водорода на цинке от катодной плотности тока при 25 °С выражается уравнением

$$-\Delta\varphi_{\text{H}}^0 = 0,77 + 0,118 \cdot \lg i_{\text{к}}, \quad (7.4)$$

где  $i_{\text{к}}$  – катодная плотность тока, А/м<sup>2</sup>.

Зависимость перенапряжения водорода от температуры приближенно можно выразить уравнением

$$\Delta\varphi_{\text{H}}^0(t) = \Delta\varphi_{\text{H}}^0(25) - 0,16 \cdot \lg(t/25), \quad (7.5)$$

где  $t$  – температура электролита, °С;  $\Delta\varphi_{\text{H}}^0(t), \Delta\varphi_{\text{H}}^0(25)$  – перенапряжение водорода на цинке, соответственно при температуре электролита  $t$  и при 25 °С.

Как видно из уравнения, с повышением температуры электролита перенапряжение водорода снижается и это приводит к понижению выхода по току цинка.

В кислых растворах перенапряжение водорода снижается с повышением концентрации кислоты.

При электролизе цинка большие затруднения вызывают катионы металлов-примесей, которые способны восстанавливаться на катоде. Совместное осаждение на катоде цинка и металла-примеси становится термодинамически возможным, когда электродный потенциал металла-примеси более положительный или равен потенциалу цинка:  $\varphi_{\text{Zn}^{2+}/\text{Zn}}^0 \leq \varphi_{\text{Me}^{n+}/\text{Me}}^0$ .

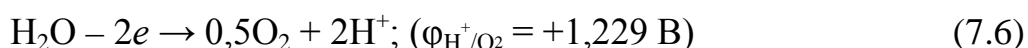
Ионы металлов, более электроотрицательных, чем цинк, не восстанавливаются на катоде, так как практически невозможно создать условия для их совместного разряда с цинком. Так, для присутствующих в электролите ионов  $\text{Mn}^{2+}, \text{Na}^+, \text{Mg}^{2+}$  совместный разряд цинком возможен при их концентрации в растворе  $10^{16}, 10^{34}, 10^{55}$  г/л соответственно. Ионы металлов, более электроположительных, чем цинк, восстанавливаются на катоде при любых условиях. Одни металлы, которые имеют более положительный потенциал, чем цинк (кадмий, свинец, железо), только загрязняют катодный цинк и существенно не влияют на выход по току. Другие металлы-примеси сильно влияют



на выход по току цинка. Эти металлы, восстанавливаясь на цинковом катоде, образуют микрокатод, на котором при данной плотности тока перенапряжение водорода становится ниже, чем на цинке, и начинается интенсивное выделение водорода при электролизе. Кроме того, металлы-примеси, имеющие более высокий потенциал, чем у цинка, образуют на поверхности цинкового катода многочисленные гальванические микроэлементы типа:  $\text{Zn}/\text{H}_2\text{SO}_4/\text{Me}$ , где Me – Cu, Ni, Co, Sb. Работа этих короткозамкнутых микроэлементов приводит к растворению катодного осадка цинка, так как цинк в этих элементах выполняет роль анода.

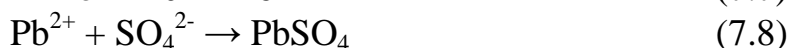
Аноды при электролизе цинка изготавливают из свинца с добавкой 0,75–1 % серебра, для придания им химической устойчивости и механической прочности. При электролитическом выделении цинка из раствора необходимо, чтобы продукты анодного процесса не загрязняли электролит, а сам процесс шел с минимальным расходом энергии, кроме того, вещество, выделяемое на аноде, не должно быть токсичным.

В наибольшей степени этим требованиям удовлетворяет процесс анодного разложения воды с образованием газообразного кислорода:



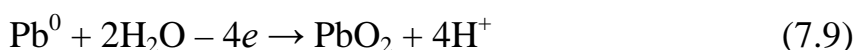
Для осуществления этого процесса анод должен быть изготовлен из такого материала, который при анодной поляризации до 1,23 В (а с учетом перенапряжения кислорода – до 2 В) не окислялся и не растворялся в электролите.

Потенциал растворения свинца составляет  $\varphi_{\text{Pb}^{2+}/\text{Pb}^0} = -0,126 \text{ В}$ , что значительно отрицательнее  $\varphi_{\text{H}^+/\text{O}_2} = +1,229 \text{ В}$ , и растворение свинца на аноде должно предшествовать разложению воды. Возможность применения свинцового анода объясняется связыванием ионов свинца в труднорастворимый сульфат свинца  $\text{PbSO}_4$ . Это облегчает ионизацию свинца, и на свинцовом аноде в сульфатной среде протекает электродный процесс:



В прианодном слое быстро наступает предел растворимости сульфата свинца, и на поверхности анода выкристаллизовывается рыхлый слой  $\text{PbSO}_4$ . Сульфат свинца обладает низкой электропроводностью, и для поддержания заданной скорости (плотности тока) приходится увеличивать анодную поляризацию.

При более высоком анодном потенциале свинец окисляется до диоксида  $\text{PbO}_2$ , который откладывается в порах рыхлого слоя  $\text{PbSO}_4$  и закрывает их:



После этого растворение свинцового анода прекращается. Но так как диоксид свинца обладает электронной проводимостью, то при дальнейшей поляризации анода протекает процесс (7.6). Однако выделение кислорода на  $\text{PbO}_2$  идет с большим перенапряжением, и процесс (7.6) протекает с необходимой скоростью ( $i_a = 500 \div 600 \text{ А/м}^2$ ) при анодном потенциале около 2 В.

Эффективность использования электроэнергии в процессе электролитического осаждения цинка оценивают по расходу электроэнергии на 1 кг катодного цинка, который вычисляют по уравнению

$$W_{\text{уд}} = U_{\text{в}} \cdot 100 / (q_{\text{Zn}} \cdot \eta_{\text{T}}) = 81,97 \cdot (U / \eta_{\text{T}}), \quad (7.10)$$

где  $W_{\text{уд}}$  – удельный расход электроэнергии, кВт·ч/кг;  $U_{\text{в}}$  – напряжение на ванне, В;  $\eta_{\text{T}}$  – выход по току, %;  $q_{\text{Zn}}$  – электрохимический эквивалент цинка (1,22 г/А·ч).

Повысить эффективность использования электроэнергии можно путем снижения напряжения на ванне и увеличения выхода по току.

Напряжение на ванне складывается из следующих величин:

$$U_{\text{в}} = (\varphi_{\text{а}} + \Delta\varphi_{\text{а}}) - (\varphi_{\text{к}} + \Delta\varphi_{\text{к}}) + \Delta U_{\text{эл}} + \Delta U_{\text{ш}} + \Delta U_{\text{к}}, \quad (7.11)$$

где  $\varphi_{\text{а}}$ ,  $\varphi_{\text{к}}$  – электродный потенциал анода и катода, В;  $\Delta\varphi_{\text{а}}$ ,  $\Delta\varphi_{\text{к}}$  – анодная и катодная поляризация, В;  $\Delta U_{\text{эл}}$  – потеря напряжения в электролите, В;  $\Delta U_{\text{ш}}$  – потеря напряжения в шламовой корке, В;  $\Delta U_{\text{к}}$  – падение напряжения в металлических проводниках и контактах, В,

$$\Delta U_{\text{эл}} = I \cdot R_{\text{эл}} = \rho \cdot \ell \cdot i, \quad (7.12)$$

где  $I$  – сила тока, А;  $R_{\text{эл}}$  – сопротивление электролита, Ом;  $\rho$  – удельное сопротивление электролита, Ом·м;  $\ell$  – расстояние между электродами, м;  $i$  – плотность тока, А/м<sup>2</sup>.

В настоящее время для получения высокого выхода по току и низкого расхода энергии при электролитическом выделении цинка из сульфатного раствора в мировой практике электролиз проводят при плотности тока 350–650 А/м<sup>2</sup>, при содержании в отработанном электролите цинка 40–45 г/л, серной кислоты 120–150 г/л, температуре электролита 36–40 °С, расстоянии между осями одноименных электродов 55–70 мм. При этих условиях проведения электролиза на практике получают следующие технологические показатели: выход по току цинка 90–92 %; удельный расход электроэнергии 3,0–3,2 кВт·ч/кг цинка.

Ванны для электролиза цинка (рис. 7.1) изготавливают в основном из же-

железобетона. Внутренние стенки ванны футеруют рольным свинцом, полихлорвинилом или листовым винипластом. Из винипласта делают также и обортовку ванн и сливные пробки [1; 15, с. 287–291; 25, с. 365–374].

Винипластовая футеровка, в отличие от свинца, исключает возможность замыкания на корпус, но трудоемкость изготовления и растрескивание при эксплуатации снижают ее достоинства. Лучше себя зарекомендовала футеровка из полихлорвинила.

Корпус ванны устанавливают на железобетонную раму, покоящуюся на столбах высотой 2 м. Ванна опирается на четыре изолятора из стекла или фарфора.

Для отвода раствора ванны снабжены сливными носиками, изготовленными из винипласта или свинца. Днище ванны имеет отверстие для аварийного стока электролита и смыва шлама.

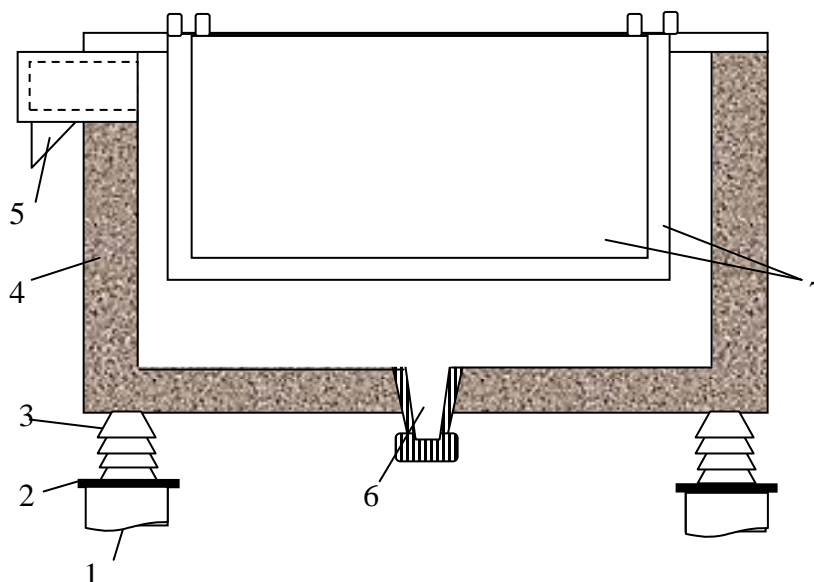


Рис. 7.1. Схема железобетонной электролизной ванны для электроосаждения цинка:  
1 – рама; 2 – винипластовая прокладка; 3 – изолятор; 4 – корпус; 5 – сливной носик;  
6 – отверстие для стока электролита

В ванну с внутренними размерами  $(2,08 \div 2,18) \times (0,86 \div 0,91) \times (1,45 \div 1,50)$  м устанавливают 28–32 катода и 29–33 анода. Ванна рассчитана на силу тока 15–20 кА. Число катодов и анодов зависит от размера ванны и от расстояния между электродами. Расстояние между осями одноименных электродов на отечественных заводах принято 58–60 мм, на большинстве зарубежных заводов – 70–80 мм.

Аноды отливают из свинца чистотой 99,99 % с добавкой 1 % серебра. Поверхность анода выполняют гладкой или рифленой. Анодные штанги делают из медной освинцованной шины и приваривают к анодному полотну

водородной сваркой. На края анодов укрепляют ограничители из дерева, прессованного стекла или винипласта. Эти ограничители упираются в края катода, фиксируют положение электродов, предупреждая короткие замыкания, улучшают условия циркуляции электролита.

Катоды изготавливают из холоднокатаного алюминиевого листа толщиной 3–4 мм. Для уменьшения дендритообразования на краях, катоды делают на 20–25 мм шире и длиннее анодов. На края катодов для предупреждения осаждения на них цинка надевают деревянные или резиновые рейки. Катодный лист приваривают к алюминиевой штанге, на одном конце которой прикрепляют или приваривают медный контакт.

Ванны располагают в здании цеха рядами по 20–30 ванн. Между рядами ванн имеются проходы для обслуживания.

В процессе электролиза раствора сульфата цинка выделяется значительное количество тепла. Охлаждение цинкового электролита вне ванн (централизованное) или непосредственно в ваннах (индивидуальное) позволяет поддерживать его температуру в допустимых пределах. В настоящее время на всех заводах она составляет 33–40 °С [[1](#); [15, с. 291–295](#); [25, с. 369–372](#)].

## Методика выполнения

Основными показателями электролиза являются:

- $W_{\text{уд}}$  – удельный расход электроэнергии, кВт·ч/т  $Zn_K$ ;
- $\eta_T$  – выход цинка по току, т. е. КПД использования тока, %;
- $U_B$  – напряжение на ванне, В;
- продолжительность наращивания цинка на катоде;
- качество катодного металла.

Фактор интенсивности (напряжение) при электролизе определяется ([7.11](#)) скачками потенциалов на границе катод-электролит ( $\phi_K$ ), анод – электролит ( $\phi_A$ ), падением напряжения в электролите ( $U_{\text{эл}}$ ), в шламовой корке ( $U_{\text{шл}}$ ), в контактах и металлических проводниках ( $U_K$ ) и рассчитывается по формуле ([7.11](#)).

Связь между прошедшим через ванну электричеством и количеством вещества, претерпевшим те или иные химические изменения, установлена Фарадеем. Суть закона Фарадея заключается в том, что количество вещества, полученного на электродах, пропорционально затраченному току:

$$Q = I \cdot \tau \cdot q, \quad (7.13)$$

где  $Q$  – количество вещества, г;  $I$  – сила ток, А;  $\tau$  – продолжительность электролиза, ч;  $q$  – электрохимический эквивалент, выражающий количество

грамм вещества, выделяющегося при прохождении тока силой в 1 А в течение одного часа, г/(А·ч).

По закону Фарадея, для выделения 1 г·экв. вещества надо затратить 96500К электричества, или 26,8А·ч, 1 г·экв. вещества равен  $A/Z$ , где  $A$  – грамм-атом вещества, выделяющегося на электродах;  $Z$  – валентность иона в данном соединении, тогда  $q = A/(Z \cdot 26,8)$ , г/А·ч ( $q_{Zn} = 65,4/(2 \cdot 26,8) = 1,22$ ).

Сила тока может быть рассчитана по формуле

$$I = i_k \cdot S, \quad (7.14)$$

где  $I$  – сила тока, А;  $i_k$  – катодная плотность тока, А/м<sup>2</sup>;  $S$  – поверхность всех катодов в одной ванне, м<sup>2</sup> ( $S = 2 \cdot n \cdot B \cdot h$ , где  $n$  – количество катодов в одной ванне;  $B$  – ширина катода, м;  $h$  – высота погруженной в электролит части катода, м).

По закону Фарадея можно рассчитать теоретическую массу вещества, выделяющегося на электродах. На практике наблюдаются отклонения от этого закона, т. е. практически полученная масса вещества, выделенного на электродах, меньше теоретической.

Такие отклонения связаны с тем, что в процессе электролиза происходит ряд побочных процессов (вторичные реакции, совместный разряд ионов и другие). Причиной отклонения от закона Фарадея может быть также утечка тока, короткие замыкания.

Выход по току ( $\eta_t$ ) – является главным показателем электролиза. Рассчитать выход по току можно по отношению

$$\eta_t = (Q_{\text{прак}}/Q_{\text{теор}}) \cdot 100 \% \quad (7.15)$$

где  $Q_{\text{прак}}$  – количество вещества, практически выделившегося при прохождении заданного количества электричества, г;  $Q_{\text{теор}}$  – количество вещества, которое должно было выделиться по закону Фарадея при прохождении того же количества электричества, г.

Затраты на электроэнергию составляют значительную долю себестоимости электролиза. Практический расход электроэнергии на осаждение металла  $W_{\text{уд}}$ , кВт·ч / т можно рассчитать по формуле (7.10).

Для выполнения практического занятия студенты с помощью преподавателя должны ознакомиться с примерами расчета основных показателей процесса электролиза цинка, прорешав их в рабочей тетради. Затем каждому студенту выдается индивидуальное задание для расчета. Полученное задание оформляется в рабочей тетради и предъявляется на проверку преподавателю на следующем практическом занятии.

**Пример 1.** Определение показателей цеха электролиза цинка (выхода по току и удельного расхода электроэнергии).

Рассчитать, с какими показателями (выходом по току и удельным рас-

ходом электроэнергии) работает цех электролиза, если за месяц работы с одной ванны получено 12 т цинка. Сила тока на ванне 15 кА, напряжение на ванне – 3,7 В. Электрохимический эквивалент цинка равен  $q_{\text{Zn}} = 1,22 \text{ г/(А·ч)}$ .

*Решение.* Выход цинка по току определяем по формуле (7.15):

$$\eta_{\text{Т}} = m_{\text{практ}} \cdot 100 / m_{\text{теор}}.$$

По закону Фарадея (8.13);  $m_{\text{теор}} = I \cdot \tau \cdot q_{\text{Zn}}$ ,

тогда  $\eta_{\text{Т}} = m_{\text{практ}} \cdot 100 / I \cdot \tau \cdot q_{\text{Zn}} = 12 \cdot 10^6 \cdot 100 / 15 \cdot 10^3 \cdot 30 \cdot 24 \cdot 1,22 = 91,1 \%$ .

Удельный расход электроэнергии на 1 т цинка (7.10)

$$W_{\text{уд}} = U_{\text{в}} \cdot 100 / (q_{\text{Zn}} \cdot \eta_{\text{Т}}) = 3,7 \cdot 100 / 1,22 \cdot 91,1 = 3,329 \text{ кВт·ч/кг}.$$

*Ответ.* Выход цинка по току – 91,1 %, удельный расход электроэнергии – 3,329 кВт·ч/кг.

**Пример 2.** Определение годовой производительности цинкового завода по катодному цинку и удельного расхода электроэнергии.

Рассчитать годовую производительность цинкового завода по катодному цинку и удельный расход электроэнергии на тонну цинка, если число электролизных ванн 800 шт, сила тока на ванне 15000 А, выход цинка по току 92 %, напряжение на ванне 3,8 А.

*Решение.* Массу цинка практически выделившегося на катодах одной ванны можно выразить из формулы (8.15):  $\eta_{\text{Т}} = m_{\text{практ}} \cdot 100 / m_{\text{теор}}$ , тогда

$$m_{\text{практ}} = m_{\text{теор}} \cdot \eta_{\text{Т}} / 100;$$

По закону Фарадея (7.13):  $m_{\text{теор}} = I \cdot \tau \cdot q_{\text{Zn}}$ , тогда

$$m_{\text{практ}} = I \cdot \tau \cdot q_{\text{Zn}} \cdot \eta_{\text{Т}} / 100,$$

где  $I$  – сила ток, А;  $\tau$  – продолжительность электролиза (в данном случае с учетом непрерывной работы электролизного цеха  $\tau = 365 \cdot 24 = 8760 \text{ ч}$ ), ч;  $q$  – электрохимический эквивалент, выражающий количество грамм вещества, выделяющегося при прохождении тока силой в 1 А в течение одного часа, г/(А·ч).

Электрохимический эквивалент цинка составляет:

$$q = A / (Z \cdot 26,8) = 65,4 / (2 \cdot 26,8) = 1,22,$$

где  $A$  – грамм-атом вещества, выделяющегося на электродах;  $Z$  – валентность иона в данном соединении.

$$m_{\text{практ}} = I \cdot \tau \cdot q_{\text{Zn}} \cdot \eta_{\text{Т}} / 100 = 15000 \cdot 8760 \cdot 1,22 \cdot 92 / 100 = 147,5 \cdot 10^6 \text{ г} = 147,5 \text{ т}.$$

Так как в цехе установлено 800 ванн, то годовая производительность цеха по катодному цинку составит:  $147,5 \cdot 800 = 118000 \text{ т}$ .

Удельный расход электроэнергии на 1 т цинка, согласно формуле (8.10), составляет:

$$W_{\text{уд}} = U_{\text{в}} \cdot 100 / (q_{\text{Zn}} \cdot \eta_{\text{Т}}) = 3,8 \cdot 100 / 1,22 \cdot 92 = 3,386 \text{ кВт·ч/кг} = 3386 \text{ кВт·ч/т}.$$

*Ответ.* Годовая производительность цинкового завода по катодному цинку составляет 118000 т, удельный расход электроэнергии 3386 кВт·ч/т.

**Пример 3.** Определение необходимого количества электролизных ванн для обеспечения заданной производительности цеха электролиза.

Рассчитать количество ванн в цехе электролиза цинка из сульфатного раствора. Производительность цеха 100000 т чушкового цинка в год; катод-



ная плотность тока  $350 \text{ А/м}^2$ ; выход цинка по току 95 %; площадь одного катода (с обеих сторон)  $1,3 \text{ м}^2$ ; количество катодов в одной ванне 33 шт. Извлечение цинка в чушковой металл из катодного составляет 96 %.

*Решение.* Учитывая извлечение цинка в чушковой металл, определяем годовую производительность цеха по катодному металлу:

$$100000 \cdot 0,96 = 96000 \text{ т.}$$

При непрерывной работе цеха электролиза – суточная производительность по катодному цинку составит:  $96000/365 = 263 \text{ т.}$

Сила тока (7.14) составляет:

$$I = i_k \cdot S = 350 \cdot 33 \cdot 1,3 = 15015 \text{ А,}$$

где  $i_k$  – катодная плотность тока,  $\text{А/м}^2$ ;  $S$  – поверхность всех катодов в одной ванне,  $\text{м}^2$ .

Производительность одной ванны (7.13), (7.15) составляет:

$$m_{\text{практ}} = I \cdot \tau \cdot q_{\text{Zn}} \cdot \eta_{\text{т}} / 100 = 15015 \cdot 24 \cdot 1,22 \cdot 95 / 100 = 417657 \text{ г} = 0,418 \text{ т,}$$

где  $I$  – сила ток, А;  $\tau$  – продолжительность электролиза (в данном случае, сутки – 24 ч), ч;  $q$  – электрохимический эквивалент ( $q_{\text{Zn}} = 65,4 / (2 \cdot 26,8) = 1,22 \text{ г/(А} \cdot \text{ч)}$ ).

Количество товарных ванн, необходимых для обеспечения заданной производительности составляет:  $363 / 0,418 = 629$  штук.

*Ответ.* Для обеспечения заданной производительности потребуется 629 электролизных ванн.

**Пример 4.** Определение концентрации цинка в отработанном электролите.

Рассчитать концентрацию цинка в отработанном электролите, если в цехе расположено 800 электролизных ванн, объем электролита в каждой ванне  $4 \text{ м}^3$ , сила тока на ванне 12500 А, выход цинка по току 92 %, исходный раствор, поступающий на электролиз, содержит, г/л: 125 Zn и 100  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Продолжительность осаждения цинка на катодах 24 ч.

*Решение.* Объем раствора в цехе составляет:

$$V = V_{\text{в}} \cdot N = 4 \cdot 800 = 3200 \text{ м}^3,$$

где  $V_{\text{в}}$  – объем электролита в одной ванне,  $\text{м}^3$ ;  $N$  – количество ванн в цехе, шт.

С этим количеством раствора на электролиз поступает цинка (125 г/л или  $125 \text{ кг/м}^3$ ) в количестве:  $3200 \cdot 125 = 400000 \text{ кг} = 400,0 \text{ т.}$

Теоретическое количество цинка, выделяющееся из раствора за 24 ч в одной ванне, рассчитываем по закону Фарадея (8.13)

$$m_{\text{теор}} = I \cdot \tau \cdot q_{\text{Zn}} = 12500 \cdot 24 \cdot 1,22 = 366000 \text{ г} = 0,366 \text{ т,}$$

а с учетом выхода по току (7.15) практическая массы выделившегося на катодах ванны цинка составляет:  $m_{\text{практ}} = m_{\text{теор}} \cdot \eta_{\text{т}} / 100 = 0,366 \cdot 92 / 100 = 0,337 \text{ т.}$

Во всех ваннах цеха электролиза выделится цинка в количестве:  $0,337 \cdot 800 = 269,4 \text{ т.}$  В растворе после электролиза останется цинка в количестве:  $400,0 - 269,4 = 130,6 \text{ т.}$  Концентрация цинка в отработанном электролите составляет:  $130600 / 3200 = 40,8 \text{ кг/м}^3$  (г/л).

*Ответ.* Концентрация цинка в отработанном электролите составляет 40,8 г/л.

## Задания для самостоятельной работы

1. Рассчитать выход цинка по току, если на катодах в течение 1 ч выделилось 18 кг цинка, а остальное количество электричества пошло на выделение водорода. Сила тока на электролизной ванне – 16000 А.

2. Рассчитать прибыль массы алюминиевого катода за счет осаждения на нем цинка при электролизе раствора сульфата цинка в течение 1 ч, если катодная плотность тока  $400 \text{ А/м}^2$ , выход цинка по току 93 %, габариты катода: высота 860 мм, ширина 640 мм.

3. Рассчитать массу готового катода вынимаемого из электролизной ванны, если масса катодной основы 5 кг, сила тока 15000А, выход цинка по току 91,5 %, количество катодов в ванне 32 шт, продолжительность наращивания катода 36 ч.

4. Рассчитать выход по току и удельный расход электроэнергии при электролизе цинка, если за сутки работы с одной ванны получено 340 кг цинка. Сила тока на ванне 12,5 кА, напряжение на ванне – 3,5 В.

5. Рассчитать годовую производительность цинкового завода по катодному цинку и удельный расход электроэнергии на тонну цинка, если число электролизных ванн 700 шт, сила тока на ванне 13 кА, выход цинка по току 93 %, напряжение на ванне 3,6 А.

6. Рассчитать концентрацию цинка в отработанном электролите, если в цехе расположено 900 электролизных ванн, объем электролита в каждой ванне  $3,75 \text{ м}^3$ , сила тока на ванне 15000 А, выход цинка по току 93 %, исходный раствор, поступающий на электролиз, содержит, г/л: 135 Zn и 100  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Продолжительность осаждения цинка на катодах 18 ч.

7. Рассчитать выход цинка по току и удельный расход электроэнергии на 1 т катодного цинка, если на катодах в течение суток выделилось 400 кг цинка, сила тока на электролизной ванне – 15000А, напряжение на ванне 3,5 В.

8. Рассчитать массу готового катода вынимаемого из электролизной ванны, если масса катодной основы 5 кг, сила тока 12500А, выход цинка по току 92,5 %, количество катодов в ванне 33 шт, продолжительность наращивания катода 24 ч.

9. Рассчитать суточную производительность цинкового завода по катодному цинку и удельный расход электроэнергии на тонну цинка, если число электролизных ванн 650 шт, плотность тока  $500 \text{ А/м}^2$ , размеры катода  $0,86 \times 0,66 \text{ м}$ , в ванне установлено 33 катода, выход цинка по току 91 %, напряжение на ванне 3,8 А.

10. Рассчитать количество ванн в цехе электролиза цинка из сульфат-

ного раствора. Производительность цеха 80000 т чушкового цинка в год; катодная плотность тока  $450 \text{ А/м}^2$ ; выход цинка по току 92 %; размеры катода  $0,8 \times 0,6$ ; количество катодов в одной ванне 31 шт. Извлечение цинка в чушковой металл из катодного составляет 96,5 %.

11. Рассчитать концентрацию цинка в отработанном электролите, если в цехе расположено 600 электролизных ванн, объем электролита в каждой ванне  $2,75 \text{ м}^3$ , сила тока на ванне 10000 А, выход цинка по току 92 %, исходный раствор, поступающий на электролиз, содержит, г/л: 150 Zn и 100  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Продолжительность осаждения цинка на катодах 20 ч.

12. Рассчитать продолжительность наращивания цинка на катоде, если массу готового катода вынимаемого из электролизной ванны составляет 17 кг, масса катодной основы 5 кг, сила тока 17000А, выход цинка по току 92 %, количество катодов в ванне 33 шт.

# БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

## Основная литература

1. Вершинина, Е. П. Металлургия тяжелых цветных металлов : учеб. пособие / Е. П. Вершинина, Э. М. Гильдебрандт, Н. В. Марченко. – Красноярск : ИПК СФУ, 2009. – 388 с. – (Металлургия тяжелых цветных металлов : УМКД № 1821/1003-2008 / рук. творч. коллектива Е. П. Вершинина).
2. Вершинина, Е. П. Металлургия тяжелых цветных металлов : лаб. практикум / Е. П. Вершинина, Н. В. Марченко, Э. М. Гильдебрандт. – Красноярск : ИПК СФУ, 2009. – 90 с. – (Металлургия тяжелых цветных металлов: УМКД № 1821/1003-2008 / рук. творч. коллектива Е. П. Вершинина).
3. Металлургия тяжелых цветных металлов : метод. указания по самостоятельной работе / сост. : Э. М. Гильдебрандт, Е. П. Вершинина, Н. В. Марченко. – Красноярск : ИПК СФУ, 2009. – 60 с. – (Металлургия тяжелых цветных металлов: УМКД № 1821/1003-2008 / рук. творч. коллектива Е. П. Вершинина).
4. Металлургия тяжелых цветных металлов : организац.-метод. указания / сост. : Э. М. Гильдебрандт, Е. П. Вершинина, Н. В. Марченко. – Красноярск : ИПК СФУ, 2009. – 90 с. – (Металлургия тяжелых цветных металлов: УМКД № 1821/1003-2008 / рук. творч. коллектива Е. П. Вершинина).
5. Металлургия тяжелых цветных металлов: учеб. программа дисциплины / сост. : Н. В. Марченко, Б. П. Бледнов, Е. П. Вершинина. – Красноярск : ИПК СФУ, 2009. – 52 с. – (Металлургия тяжелых цветных металлов: УМКД № 1821/1003 / рук. творч. коллектива Е. П. Вершинина).
6. Учебно-методические комплексы дисциплин. Основные компоненты : метод. рекомендации / сост. : Л. И. Вейсова, С. И. Почекутов, А. В. Сарафанов, А. Ю. Смолин. – Красноярск, 2008.
7. Процессы и аппараты цветной металлургии. / С. С. Набойченко, Н. Г. Агеев, А. П. Дорошкевич [и др.]. – Екатеринбург : УГТУ, 2005. – 700 с.
8. Тарасов, А. В. Общая металлургия / А. В. Тарасов, Н. И. Уткин. – М. : Металлургия, 1997. – 592 с.
9. Автоклавная гидрометаллургия цветных металлов / С. С. Набойченко, Л. П. Ни, Я. М. Шнеерсон [и др.]. – Екатеринбург : УГТУ, 2002. – 940 с.
10. Резник, И. Д. Никель : в 3 т. // И. Д. Резник, Г. П. Ермаков, Я. М. Шнеерсон. – М. : ООО Наука и технология, 2003. – 608 с.
11. Кляйн, С. Э. Цветная металлургия. Окружающая среда. Экономика : учеб. для вузов / С. Э. Кляйн, С. В. Карелов, И. В. Деев. – Екатеринбург : УГТУ, 2000. – 372 с.
12. Мечев, В. В. Автогенные процессы в цветной металлургии / В. В. Мечев, В. П. Быстров, А. В. Тарасов [и др.]. – М. : Металлургия, 1991. – 413 с.
13. Ванюков, А. В. Комплексная переработка медного и никелевого сырья / А. В. Ванюков, Н. И. Уткин. – Челябинск : Металлургия, 1988. – 432 с.
14. Зайцев, В. Я. Металлургия свинца и цинка / В. Я. Зайцев, Е. В. Маргулис. – М. : Металлургия, 1985. – 263 с.
15. Шиврин, Г. Н. Металлургия свинца и цинка / Г. Н. Шиврин. – М. : Металлургия, 1982. – 352 с.
16. Старк, С. Б. Газоочистные аппараты и установки в металлургическом производстве / С. Б. Старк. – М. : Металлургия, 1990. – 397 с.

## Дополнительная литература

17. СТО 4.2-07-2008. Система менеджмента качества. Общие требования к построению, изложению и оформлению документов учебной и научной деятельности / разраб. : Т. В. Сильченко, Л. В. Белошапко, В. К. Младенцева, М. И. Губанова. – Введ. впервые 09.12.2008. – Красноярск : ИПК СФУ, 2008. – 47 с.
18. Стандарт организации СТО СФУ 7.2.04-2007. Электронные образовательные ресурсы на базе гипертекстовых технологий со встроенной системой компьютерной проверки знаний тестированием. Требования к структуре, организации и интерфейсу / разраб. К. Н. Захарьин, А. В. Сарафанов, А. Г. Суковатый и др.; (утв. и введен в действие приказом ректора СФУ № 659 от 15.11.2007 г). – Красноярск : Сиб. федер. ун-т, 2007.
19. Вольхин, А. И. Анодная и катодная медь. / А. И. Вольхин, Е. И. Елисеев, В. П. Жуков и др.; – под общ. ред. Б. Н. Смирнова. – Челябинск : Юж.-Урал. кн. изд-во, 2001. – 431 с.
20. Производство металлов за полярным кругом. Технологическое пособие./ под общ. ред. Н. Г. Кайтамазова. – Норильск, 2007 – 296 с.
21. Набойченко, С. С. Расчеты гидрометаллургических процессов. / С. С. Набойченко, А. А. Юнь; МИСиС. – М., 1995. – 428 с.
22. Гальндбек, А. А. Расчеты пирометаллургических процессов и аппаратов цветной металлургии / А. А. Гальндбек, Л. М. Шалыгин, Ю. Б. Шмонин. – Челябинск : Металлургия, 1990. – 448 с.
23. Гудима, Н. В. Технологические расчеты в металлургии тяжелых цветных металлов / Н. В. Гудима. – М. : Металлургия, 1977. – 256 с.
24. Гудима, Н. В. Краткий справочник по металлургии цветных металлов / Н.В. Гудима, Я. П. Шейн. – М. : Металлургия, 1975. – 535 с.
25. Лакерник, М. М. Металлургия цинка и кадмия / М. М. Лакерник, Г. Н. Пахомова. – М. : Металлургия, 1972. – 271 с.
26. Басов, А. И. Механическое оборудование обогатительных фабрик и заводов тяжелых цветных металлов / А. И. Басов. – 2-е изд. – М. : Металлургия, 1974. – 528 с.
27. Матвеев, Ю. Н. Теория металлургического производства цветных металлов (теория и практика) / Ю. Н. Матвеев, В. С. Стрижко. – М. : Металлургия, 1986. – 368 с.
28. Спектор, О. В. Рафинирование чернового свинца: учеб. пособие / О. В. Спектор, Н. В. Марченко ; ГУЦМиЗ. – Красноярск, 2006. – 104 с.
29. Кохан Л. С. Механическое оборудование цехов по производству цветных металлов : учеб. пособие для вузов / Л. С. Кохан, А. Г. Навроцкий – М. : Металлургия, 1985. – 312 с.

## Электронные и интернет-ресурсы

30. Металлургия тяжелых цветных металлов. Версия 1.0 [Электронный ресурс] : электрон. учеб.-метод. комплекс / Е. П. Вершинина, Н. В. Марченко, Э. М. Гильдебрандт. – Электрон. дан. (581 Мб). – Красноярск : ИПК СФУ, 2009. – (Металлургия тяжелых цветных металлов: УМКД № 1821/1003-2008 / рук. творч. коллектива Е. П. Вершинина). – 1 электрон. опт. диск (DVD). – Систем. требования : Intel Pentium (или аналогичный процессор других производителей) 1 ГГц ; 512 Мб оперативной памяти ; 641 Мб свободного дискового пространства ; привод DVD ; операционная система Microsoft Windows 2000 SP 4 / XP SP 2 / Vista (32 бит) ; Adobe Reader 7.0 (или аналогичный продукт для чтения файлов формата pdf).

31. Металлургия тяжелых цветных металлов. Банк тестовых заданий. Версия 1.0 [Электрон. ресурс] : контрольно-измерительные материалы / сост. Н. В. Марченко, Э. М. Гильдебрандт, Е. П. Вершинина – Электрон. дан. (55 Мб). – Красноярск : ИПК СФУ, 2009. – (Металлургия тяжелых цветных металлов: УМКД № 1821/1003-2008 / рук. творч. коллектива Е. П. Вершинина). – 1 электрон. опт. диск (DVD). – Систем. требования : Intel Pentium (или аналогичный процессор других производителей) 1 ГГц ; 512 Мб оперативной памяти ; 115 Мб свободного дискового пространства ; привод DVD ; операционная система Microsoft Windows 2000 SP 4 / XP SP 2 / Vista (32 бит) ; Adobe Reader 7.0 (или аналогичный продукт для чтения файлов формата pdf).

32. Металлургия тяжелых цветных металлов. Презентационные материалы. Версия 1.0 [Электронный ресурс] : наглядное пособие / Н. В. Марченко, Э. М. Гильдебрандт, Е. П. Вершинина. – Электрон. дан. (42 Мб). – Красноярск : ИПК СФУ, 2009. – (Металлургия тяжелых цветных металлов: УМКД № 1821/1003-2008 / рук. творч. коллектива Е. П. Вершинина). – 1 электрон. опт. диск (DVD). – Систем. требования : Intel Pentium (или аналогичный процессор других производителей) 1 ГГц ; 512 Мб оперативной памяти ; 42 Мб свободного дискового пространства ; привод DVD ; операционная система Microsoft Windows 2000 SP 4 / XP SP 2 / Vista (32 бит). (419 слайдов).

33. Унифицированная система компьютерной проверки знаний тестированием UniTest версии 3.0.0 ; руководство пользователя / А. Н. Шниперов, Б. М. Бидус. – Красноярск, 2008.