

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН  
Казахский национальный исследовательский технический университет им. К.И.Сатпаева

Институт Metallургии и Промышленной Инженерии  
Кафедра «Metallургии и обогащения полезных ископаемых»

Исламов Кайрат Бахытжанович

Кислое выщелачивание кеков и переработка растворов

**ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА**

к дипломной работе

Специальность 5В070900 – Metallургия

Алматы 2020

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный исследовательский технический университет им. К.И.Сатпаева

Институт Metallургии и Промышленной Инженерии

Кафедра «Metallургии и обогащения полезных ископаемых»

**ДОПУЩЕН К ЗАЩИТЕ:**

Заведующий кафедрой МиОПИ

канд. тех. наук

\_\_\_\_\_ М.Б. Барменшинова

“ \_\_\_\_\_ ” \_\_\_\_\_ 2020 г.

**Дипломная работа**

На тему: “Кислое выщелачивание кеков и переработка растворов”

Специальность – 5В070900

Выполнил:

Исламов К.Б.

Научный руководитель  
ассоц. проф., канд. техн.  
наук

\_\_\_\_\_ Б.С. Баимбетов

“ \_\_\_\_\_ ” \_\_\_\_\_ 2020 г.

Алматы 2020

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный исследовательский технический университет им. К.И.Сатпаева

Институт Metallургии и Промышленной Инженерии

Кафедра «Metallургии и обогащения полезных ископаемых»

5B070900 – Metallургия

**УТВЕРЖДАЮ**

Заведующий кафедрой МиОПИ

канд. тех. наук

\_\_\_\_\_ М. Б. Барменшинова

“ \_\_\_\_\_ ” \_\_\_\_\_ 2020 г.

**ЗАДАНИЕ**

**на выполнение дипломной работы**

Обучающемуся: Исламов Кайрат Бахытжанович

Тема: Кислое выщелачивание кеков и переработка растворов

Утверждена приказом Ректора Университета № 762-б от "27" января 2020 г.

Срок сдачи законченной работы: "22" мая 2020 г.

Исходные данные к дипломной работе: Провести расчет выщелачивания и фильтрования, выбрать необходимые аппараты, составить аппаратурную схему.

Краткое содержание дипломной работы:

а) введение;

б) исследование процесса;

в) расчеты выщелачивания и фильтрования, составление аппаратурной схемы;

г) заключение.

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей): представлены 10 слайдов презентации работы

Рекомендуемая основная литература: 11 наименований

## ГРАФИК

подготовки дипломной работы

Наименование разделов, перечень разрабатываемых вопросов	Сроки представления научному руководителю	Примечание
Введение	11.02.2020 г.	
Литературный обзор	25.03.2020 г.	
Металлургические расчеты	15.04.2020 г.	
Заключение	20.04.2020 г.	

### Подписи

консультантов и нормоконтролера на законченную дипломную работу (проект) с указанием относящихся к ним разделов работы (проекта)

Наименования разделов	Консультанты, И.О.Ф. (уч. степень, звание)	Дата подписания	Подпись
Основная часть	Б.С. Баимбетов ассоц. проф., канд. техн. наук		
Нормоконтролер	А.Н. Таймасова магистр тех. наук		

Научный руководитель \_\_\_\_\_ Б.С. Баимбетов

Задание принял к исполнению обучающийся \_\_\_\_\_ К.Б. Исламов

Дата

«28» января 2020 г.

## **АННОТАЦИЯ**

В дипломной работе представлены теоретические исследования процесса кислого выщелачивания цинковых кеков.

Цель работы – провести расчет выщелачивания и фильтрования, выбрать необходимые аппараты, составить аппаратную схему.

Объем дипломной работы 36 страниц, на которых размещены 19 рисунков, 3 таблиц и 1 схема. При написании диплома использовалось 11 источников

## АНДАТПА

Дипломдық жұмыста мырыш кектерін қышқылдық шаймалау процесінің теориялық зерттеулері ұсынылған.

Жұмыстың мақсаты – шаймалау және сүзу есебін жүргізу, қажетті аппараттарды таңдау, аппаратуралық схеманы құру.

Дипломдық жұмыстың көлемі 36 бет, онда 19 сурет, 3 кесте және 1 схема орналастырылған. Диплом жазу кезінде 11 дерек көзі қолданылған.

## **ABSTRACT**

The diploma presents theoretical studies of acid leaching of zinc cakes.

The purpose of this work is to calculate leaching and filtration, select the necessary devices, and make a hardware diagram.

The volume of the thesis is 36 pages, which contain 19 drawings, 3 tables and 1 diagram. When writing the diploma, 11 sources were used.

## СОДЕРЖАНИЕ

Введение	9
1 Теоретические основы процесса кислого выщелачивания	11
1.1 Понятие процесса кислого выщелачивания	11
1.2 Поведение компонентов кека при взаимодействии с серной кислотой	11
1.3 Переработка цинковых кеков гидрометаллургическим способом	13
2 Оборудование для кислого выщелачивания	16
2.1 Реакторы с механическим перемешиванием	16
2.2 Реакторы с воздушным перемешиванием (пачуки)	17
2.3 Реакторы с пневмомеханическим перемешиванием	18
2.4 Аппараты-перколяторы	19
2.5 Автоклавы	20
3 Отделение раствора от твердого остатка	21
3.1 Сгущение и отстаивание пульпы	21
3.2 Фильтрация пульп и растворов	22
3.3 Оборудование для отстаивания и фильтрации	23
4 Расчет процесса выщелачивания	29
4.1 Расчет количества серной кислоты для выщелачивания	29
4.1.1 Расчет соотношения Ж:Т	30
4.1.2 Концентрация серной кислоты	31
4.1.3 Продолжительность выщелачивания	32
4.1.4 Объем перерабатываемой в сутки пульпы	32
4.1.5 Расчет пачука	33
4.2 Расчет оборудования для фильтрации	38
4.2.1 Расчет требуемой поверхности фильтрации, выбор стандартного фильтра и определение их количества в установке	38
4.3 Аппаратурная схема кислого выщелачивания и фильтраций	42
Заключение	45
Список литературы	46

## ВВЕДЕНИЕ

В настоящее время в мировой практике применяют пирометаллургические и гидрометаллургические способы переработки цинковых кеков. Пирометаллургические методы переработки кеков отличаются большим разнообразием и основаны главным образом на реакциях восстановления оксида и ферритов цинка с помощью углеродистых восстановителей при относительно высоких температурах, возгонке цинка, свинца, редких металлов и окислении возгонов в газовой фазе. Наибольшее распространение среди пирометаллургических методов переработки цинковых кеков получил процесс вельцевания (восстановительно-возгоночный обжиг) при температуре 1100–1300<sup>0</sup>С с добавкой кокса в количестве 35÷45% от массы перерабатываемого материала. При этом получают цинковые возгоны и клинкер – остаток от вельцевания, который, в свою очередь, содержит много ценных компонентов. Цинковые возгоны возвращаются обратно в процесс сернокислотного выщелачивания. Недостатками вельц-процесса являются:

- большой расход дорогого и дефицитного кокса;
- необходимость высоких температур для протекания процесса;
- нерешенность вопросов извлечения других ценных компонентов, таких как Au, Ag, Pb, Cu, Fe и др., из-за отсутствия рациональной технологии переработки медного клинкера.

В связи с этим рассмотрена возможность переработки цинковых кеков способом сернокислого выщелачивания. Применение серной кислоты является технологически и экономически оправданным, так как при этом получают раствор сульфата цинка, который можно вводить в основной цикл цинкового завода. Назначение операции выщелачивания кека – растворить как можно полнее соединения цинка, содержащиеся в кеке, и получить чистые растворы для электролиза. 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 мировой практике применяют разнообразные схемы выщелачивания: одностадийную, двустадийную и трехстадийную. Выщелачивание осуществляют периодически и непрерывно. Степень растворения цинка из кека возрастает с увеличением концентрации H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> и температуры, но при этом повышается и содержание в растворе примесей, которые могут ухудшить условия электролиза раствора. Концентрация многих примесей в растворе зависит от рН. Чем выше рН раствора, тем ниже содержание в нем таких примесей, как железо, медь, мышьяк, сурьма и др. Повышение рН возможно до 5,2-5,4. При более высоких рН может гидролизироваться цинк и выпасть в осадок в виде гидроксида[1].

В представленной работе проведены теоретические исследования процесса кислого выщелачивания цинковых кеков, содержащих, масс. %: 16,02 Zn, 18,76 Fe, 10,5 Cu, 16,02 Pb, 0,067 Mo, 0,006 Re, 0,017 S, 0,025 C, 12,3 O<sub>2</sub>.

## 1 Теоретические основы процесса кислого выщелачивания

В данной главе будет изложена подробная информация про процесс кислого выщелачивания.

### 1.1 Понятие процесса кислого выщелачивания

Процесс избирательного извлечения целевого элемента из рудного сырья или промпродуктов при помощи серной кислоты называется кислым выщелачиванием. Основная цель кислого выщелачивания – возможно более полное извлечение в раствор основного металла и других полезных компонентов сырья при минимальном загрязнении раствора вредными примесями.

Кислое выщелачивание представляет собой гетерогенный процесс, т. е. осуществляется с участием, по меньшей мере, двух фаз: твердой и жидкой. По характеру физико – химических процессов, протекающих при выщелачивании, различают два вида процесса: простое растворение и выщелачивание с химической реакцией[2].

### 1.2 Поведение компонентов кека при взаимодействии с серной кислотой

Процесс растворения твердого тела или выщелачивание из него ценного компонента можно представить следующей схемой (рисунок 1). Согласно современным воззрениям, процесс растворения состоит из трех стадий.

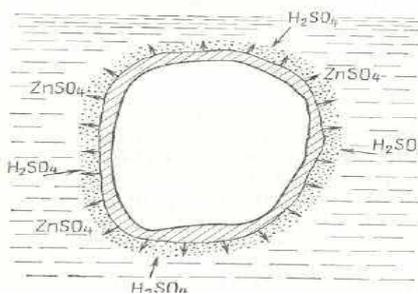


Рисунок 1 – Схема растворения частицы кека в серной кислоте

На первой стадии осуществляется перенос реагирующих частиц растворителя ( $H_2SO_4$ ) к поверхности твердого тела (зерна кека), на которой происходит взаимодействие с окисью цинка. Вторая стадия – собственно взаимодействие растворителя с окисью цинка. На третьей стадии происходит отвод продуктов реакции ( $ZnSO_4$ ,  $H_2O$ ) из зоны взаимодействия (поверхности раздела фаз). На скорость процесса растворения существенное влияние оказывает также величина

частиц материала. Чем мельче зерна обожженного концентрата, тем больше поверхность взаимодействия огарка с растворителем и выше скорость растворения. В связи с этим на выщелачивание нужно направлять только тонко измельченный материал, без крупных частиц или комков[3].

Цинк содержится в кеке в виде оксида, а также в виде сульфата и сульфида в малом количестве. Главным соединением в кеке является оксид. Он растворяется в серной кислоте по реакции:

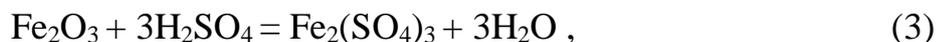


Практически свободный оксид цинка почти полностью растворяется при кислотом выщелачивании. Сульфат цинка хорошо растворим в серной кислоте поэтому он полностью переходит в раствор при выщелачивании. Сульфид цинка хорошо растворим только в концентрированной серной кислоте:

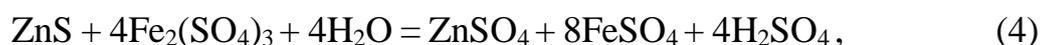


Практически сульфидный цинк переходит весь в кек.

Железо находится в кеке главным образом в виде оксида, свободного или связанного в ферритную форму; частично в виде магнетита ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ) и закиси ( $\text{FeO}$ ). Триоксид железа при кислотом выщелачивании частично переходит в раствор по реакции:



Полученный сульфат трехвалентного железа растворяет сульфид цинка, способствуя более полному его извлечению:



Железо в ферритной форме с цинком также слабо переходит в раствор, как и цинк.

Медь содержится в виде свободных оксидов, а также связаны в ферритную формы. При кислотом выщелачивании медь растворяется в основном по реакциям:



Свинец присутствует в значительных количествах. При выщелачивании он переходит в сульфат, который вместе с другими соединениями свинца переходит в кек[4].

### 1.3 Переработка цинковых кеков гидрометаллургическим способом

Гидрометаллургические способы переработки цинковых кеков основаны на растворении ферритов и сульфида цинка серной кислотой при атмосферном или повышенном давлении с переводом цинка, меди, кадмия, редких металлов и железа в раствор с последующим выделением железа из раствора в виде различных соединений.

В настоящее время известны следующие технологические схемы гидрометаллургической переработки цинковых кеков:

- выщелачивание кека под давлением с выделением железа в виде гематита  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  – гематит – процесс;

- выщелачивание кека при атмосферном давлении с выделением железа в виде гетита  $\text{FeOOH}$  – гетит – процесс;

- выщелачивание кека при атмосферном давлении с выделением железа в виде ярозита  $\text{MeFe}_3(\text{SO}_4)_2(\text{OH})_6$  – ярозит – процесс.

Гематит – процесс основан на выщелачивании кека в автоклаве при температуре 110-180°C и концентрации серной кислоты в начале процесса начальной 150-180 г/л и 40-50 г/л в конце процесса. В этих условиях цинк, медь, кадмий, редкие металлы и железо практически полностью переходят в раствор, из которого путём гидролиза выводится большая часть железа в виде гематита ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ). Железосодержащий продукт (60 % Fe) перерабатывается на сталелитейных заводах. Недостатком процесса является необходимость использования дорогой автоклавной аппаратуры.

Гетитная технология включает следующие основные стадии: высокотемпературное кислое выщелачивание цинковых кеков, восстановление трёхвалентного железа до двухвалентного, нейтрализация раствора, окисление и осаждение железа в виде гетита. По технологии гетит-процесса цинковый кек в течение 6-8 часов выщелачивают отработанным электролитом цинкового производства при температуре 95°C. Выщелачивание ведут до остаточного содержания кислоты в растворе 50-60 г/л. Полученный после фильтрации раствора свинцовый кек содержащий до 25% Pb, 3-4% Zn, благородные металлы и пустую породу, отправляют на свинцовое производство. Выход кека составляет 30-33 % от массы цинкового кека.

В растворе от выщелачивания железо находится в виде сульфата  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$  предотвращения несвоевременного гидролиза железа при нейтрализации

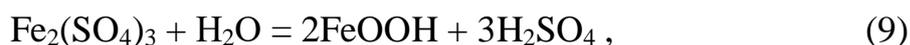
раствора трёхвалентное железо восстанавливают до двухвалентного необожжённым цинковым концентратом:



Раствор, содержащий до 20 г/л цинка и 20-30 г/л двухвалентного железа и 1 г/л трёхвалентного железа, подвергается процессу нейтрализации, который осуществляют цинковым огарком:



Операцию осаждения железа проводят при температуре 90-95°C в течение 6 часов путём дальнейшей нейтрализации раствора цинковым огарком, окисления двухвалентного железа кислородом воздуха до достижения рН раствора 1,5-3,0. Окисленное железо гидролизуется до нерастворимого гетита по реакции:



Достоинством гетитной технологии относятся высокое извлечение цинка, кадмия и меди, а также то, что происходит на 60-70% очистка раствора от таких примесей, как мышьяк, сурьма, германий, фтор, получение богатых свинцовых кеков, в которых концентрируются благородные металлы.

Наиболее широкое применение нашла ярозитная технология переработки цинковых кеков. Она включает высокотемпературное выщелачивание кеков в смеси отработанного электролита и серной кислоты, отстаивание пульпы после выщелачивания, фильтрацию сгущённой пульпы, промывку свинцового кека, нейтрализацию раствора после высокотемпературного выщелачивания вельцооксидами или цинковым огарком, отстаивание пульпы после нейтрализации, окисление и осаждение железа из цинксодержащего раствора в виде ярозита, фильтрацию, промывку и сушку ярозитного кека.

По ярозитной технологии цинковый кек обрабатывают раствором, содержащим 150-200 г/л серной кислоты при температуре 90-95°C в течение 4-6 часов до остаточной концентрации серной кислоты 60-90 г/л. В процессе выщелачивания протекают реакции:



Извлечение в раствор металлов составляет, %: 94-95 Zn; 93- 70-80 Fe; 93-94 Cu; 94-95 Cd; As; 60Co; 16 Sb.

Ярозит – процесс основан на осаждении из раствора железа в виде нерастворимых комплексных соединений железа и щелочных металлов натрия, калия или аммония. Общая формула соединений может быть записана в виде:  $MeFe_3(OH)_6(SO_4)_2$ , где Me-K, Na,  $NH_4$ . Целью операции является наиболее полный перевод трёхвалентного железа в комплексное соединение – ярозит.

Ярозитная технология по сравнению с гетитной имеет ряд преимуществ. В ней значительно меньше потери цинка с железистым кеком. При более низком выходе железистого кека, в нём значительно больше содержится железа. Ярозитный кек хорошо отстаивается и промывается, поскольку имеет кристаллическую структуру.

Недостатком ярозитной технологии по сравнению с гетитной является ухудшение очистки раствора от тех примесей, которые практически полностью выводятся с гидроксидами железа (мышьяк, сурьма, германий, и др.), а также то, что растворы необходимо очищать от остаточного железа[5].

В данной главе были рассмотрены теоретические основы процесса кислого выщелачивания, поведение компонентов кека при выщелачивании а также гидрометаллургические способы переработки кеков. Проанализировав данную главу можно сделать следующие выводы:

- при кислом выщелачивании возможно полное извлечение в раствор основного металла и других полезных компонентов сырья при минимальном загрязнении раствора вредными примесями.

- применение серной кислоты является технологически и экономически оправданным, так как при этом получают раствор сульфата цинка, который можно вводить в основной цикл цинкового завода.

- гидрометаллургические способы переработки кеков обладают преимуществом по сравнению с пирометаллургическими способами переработки.

## 2 Оборудование для кислого выщелачивания

В данной главе подробно описаны аппараты которые используются при кислом выщелачивании.

### 2.1 Реакторы с механическим перемешиванием

Реакторы с механическим перемешиванием (контактные чаны) - распространенный тип аппаратуры для выщелачивания металлов из руд, в том числе с применением окислительно-восстановительных процессов. Особенно эффективно применение этих реакторов, когда лимитирующей стадией процесса выщелачивания является внешняя диффузия. Для внешней диффузии определяющим признаком является зависимость скорости выщелачивания от скорости движения жидкости, содержащей окислитель или восстановитель, относительно поверхности выщелачиваемого материала. Схема реактора с механическим перемешиванием пульпы пропеллерной мешалкой представлена на рисунке 2.

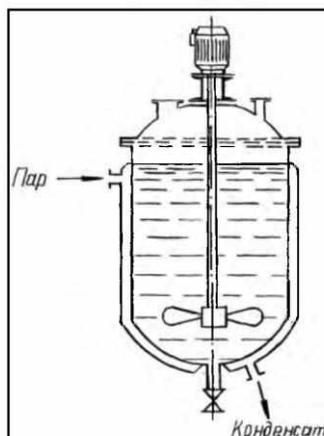


Рисунок 2 – Схема реактора с механическим перемешиванием

Реактор представляет собой аппарат цилиндрической формы с коническим или полукруглым дном. Изготавливаются реакторы из обычной или нержавеющей стали, иногда из дерева (на некоторых американских заводах). В случае необходимости аппараты гуммируются, футеруются диабазовой плиткой или кислотоупорным кирпичом. Для нагревания пульпы реактор может быть снабжен внешним теплообменником. Часто с целью нагревания пульпы в реактор подается острый пар. Реактор снабжен несколькими отверстиями. Верхние отверстия служат для подачи исходной пульпы, реагента для выщелачивания, окислителя или восстановителя. Через нижние отверстия осуществляют слив или перелив пульпы в последующий реактор.

Техническая характеристика реакторов с механическим перемешиванием приведена в таблице 1.

Таблица 1 – Техническая характеристика реакторов с механическим перемешиванием

Внутренние размеры, мм		Рабочий объем, м <sup>3</sup>	Потребляемая мощность, кВт	Скорость вращения мешалки, об/мин
диаметр	высота			
1000	1000	0,58	1,0	530
1200	1200	1,06	1,7	365
1500	1500	2,19	2,8	320
2000	2000	5,46	4,5	230
2500	2500	11,00	4,5	230
3000	3000	19,40	7,0	170
3500	3500	31,20	7,0	170
4000	4000	46,60	10,0	145

## 2.2 Реакторы с воздушным перемешиванием (пачуки)

Реакторы с воздушным перемешиванием (пачуки) - также весьма распространенная аппаратура для выщелачивания металлов из руд. Применение этих аппаратов, также как и реакторов с мешалками, эффективно тогда, когда лимитирующей стадией процесса выщелачивания является внешняя диффузия. При этом в пачуках лучше, чем в других аппаратах поддерживается взвешенное состояние твердых частиц, следовательно, создается наибольшая поверхность соприкосновения фаз. Промышленная практика показала, что при выщелачивании металлов из руд перемешивание пульпы с помощью воздуха обходится дешевле, чем механическое перемешивание. Кроме того, пачуки проще в изготовлении и обслуживании. Особенно эффективно использование пачуков в окислительно-восстановительных процессах выщелачивания, так как воздух обеспечивает не только перемешивание пульпы, но и играет роль окислителя.

Пачук представляет собой цилиндрический аппарат с коническим днищем (рисунок 2.1 и рисунок 2.2). Конусная форма днища (45-60°) обеспечивает скольжение твердых частиц по стенкам аппарата и исключает забивание его песковой фракцией пульпы.

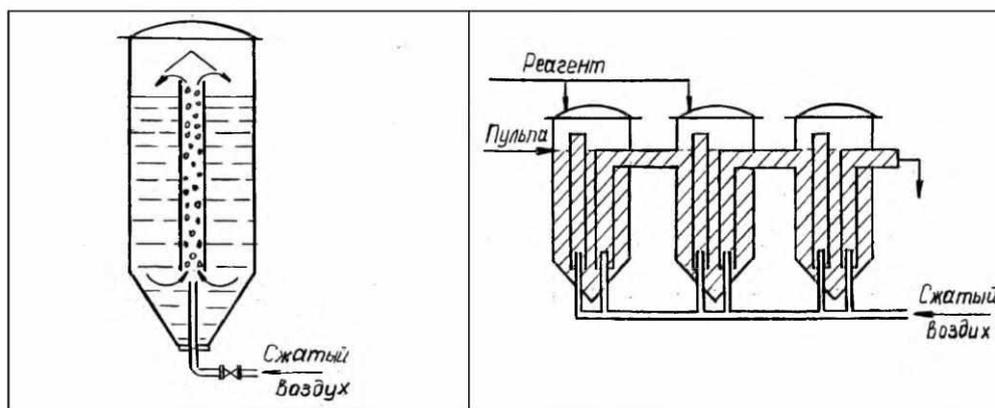


Рисунок 2.1 – Схема пачука

Рисунок 2.2 – Каскад выщелачивания

Техническая характеристика пачуков приведена в таблице 2.

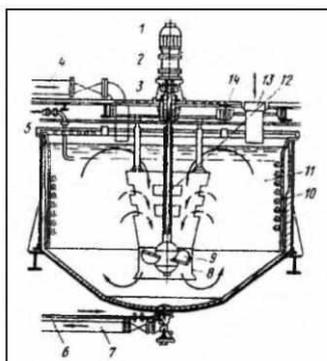
Таблица 2 – Техническая характеристика пачуков

Основные внутренние размеры, мм		Рабочий объем, м <sup>3</sup>	Диаметр циркулятора, мм	Расход воздуха на 1 м <sup>3</sup> пульпы (м <sup>3</sup> /мин)	Давление воздуха, МПа
Диаметр	Высота				
4600	11300	120	450	0,020	0,30
5500	13700	200	450	0,020	0,30
6900	15300	380	450	0,020	0,30
6850	13700	300	-	0,015	0,25
10000	14600	600	-	0,015	0,25

### 2.3 Реакторы с пневмомеханическим перемешиванием

Реакторы с пневмомеханическим перемешиванием объединяют в своей конструкции перемешивание пульпы одновременно мешалками и воздухом. Отметим, что для перемешивания системы твердое - жидкость - газ лучше использовать турбинные мешалки, так как они лучше исполняют свою роль при больших потоках газа. При этом наиболее интенсивное разрушение пузырьков газа происходит на концах лопаток, т.е. в зоне наибольшей турбулентности жидкости.

На рисунке 2.3 показан реактор для выщелачивания с пневмомеханическим перемешиванием пульпы и её обогревом глухим паром через змеевик.

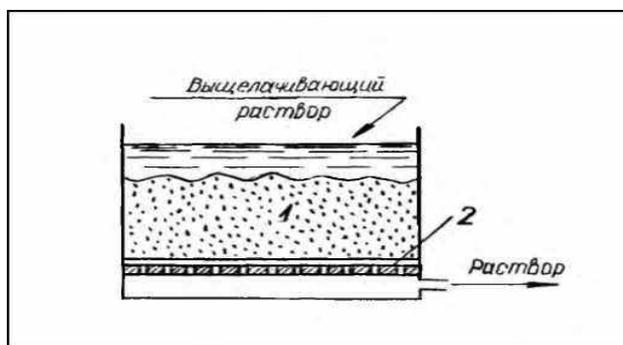


1 - электродвигатель; 2 - редуктор; 3 - стойка; 4 - подвод раствора; 5 - подвод пара; 6 - подача сжатого воздуха; 7 - выпускная труба; 8 - диффузор; 9 - импеллерная мешалка; 10 - змеевик; 11 - реактор (чан); 12 - вал; 13 - разгрузка выщелоченной пульпы; 14 - рама

Рисунок 2.3 – Реактор для выщелачивания с пневмомеханическим перемешиванием пульпы и её обогревом глухим паром через змеевик

## 2.4 Аппараты – перколяторы

Аппараты – перколяторы – представляют собой чаны, в нижней части которых установлено ложное днище (рисунок 2.4).



1- выщелачиваемый материал (руда); 2- ложное днище

Рисунок 2.4 – Схема аппарата для перколяции

Ложное днище покрывают фильтровальной тканью или сеткой. Поверх ткани укладывается решетка из деревянных планок. Высота перколяторов ограничивается скоростью просачивания, обычно она составляет 2,5 - 3,5 м, диаметр чанов в 2-3 раза больше высоты. Выщелачивание производится просачиванием растворителя через слой рудного материала. Перколяторы бывают деревянные, бетонные или стальные, футерованные кислотоупорным материалом. Перколяторы очень удобно использовать для окисления растворов

перед подачей их на кучное или подземное выщелачивание. С этой целью в перколятор загружают пиролюзит или гетит-пиролюзитовую руду определенной крупности. Через слой окислителя пропускают сернокислый оборотный раствор, содержащий ионы двух и трехвалентного железа. Скорость пропускания раствора регулируют таким образом, чтобы на выходе из колонки иметь заданное значение ОВП и необходимое отношение  $Fe^{+3}/Fe^{+2}$ . Перечисленные аппараты для выщелачивания работают при атмосферном давлении, что ограничивает возможность увеличения скорости выщелачивания путем повышения температуры и давления газообразного реагента.

## 2.5 Автоклавы

В настоящее время широкое распространение получили автоклавы - герметические сосуды, работающие под давлением. Можно выделить две группы автоклавных процессов. Первая группа - это процессы, в которых не участвуют газообразные реагенты, и назначение автоклава состоит в том, чтобы обеспечить возможность проведения выщелачивания при температуре выше  $100^{\circ}C$ . К таким процессам относятся выщелачивание глинозема по способу Байера или разложение шеелитовых концентратов раствором соды.

Ко второй группе автоклавных процессов относятся окислительно-восстановительные процессы выщелачивания, протекающие с участием газообразных реагентов (окислителей или восстановителей).

Типичные конструкции автоклавов приведены на рисунке 2.5 и 2.6. Автоклавы вертикального типа со сферическим дном снабжены несколькими механическими мешалками, укрепленными на одном валу. Обогрев пульпы может производиться либо с помощью змеевика, либо острым паром (рисунок 2.5).

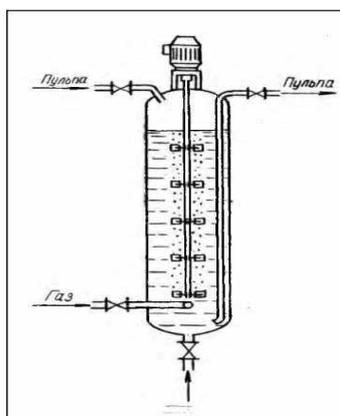
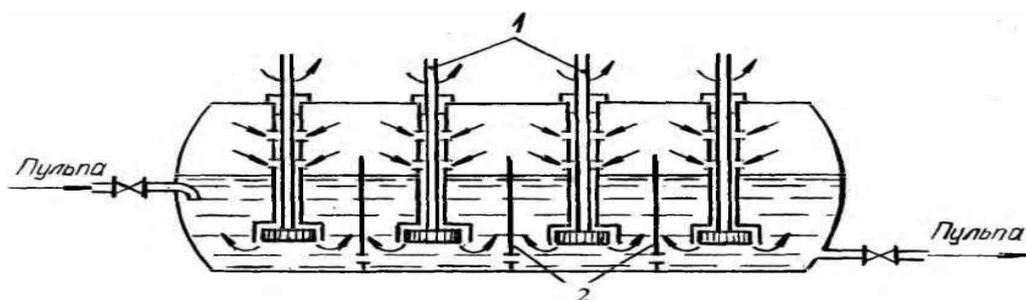


Рисунок 2.5 – Схема вертикального автоклава

Аппарат снабжен патрубком для ввода сжатого газа. Вертикальный

автоклав объемом 36м<sup>3</sup> имеет диаметр 3,5м и высоту 3,6м.

Горизонтальный автоклав (рисунок 2.6) разделен перегородками на несколько секций, в каждую из которых помещена мешалка.



1-перемешивающее устройство;2-перегородка

Рисунок 2.6 – Схема горизонтального многокамерного автоклава

Автоклав объемом 36м<sup>3</sup> имеет диаметр 2,43 м и длину 7,6 м. Перемешивание пульпы в автоклавах производится газом и мешалками, которые обеспечивают интенсивную аэрацию пульпы[6].

В данной главе были описаны аппараты для процесса кислого выщелачивания. Проанализировав данную главу можно сделать несколько выводов:

– аппаратное оформление процесса кислого выщелачивания обширное и разнообразное.

– каждый из представленных аппаратов по своему уникален и широко применяется в промышленной практике выщелачивания металлов.

### **3 Отделение раствора от твердого остатка**

Отделение раствора сульфата цинка от твердого остатка осуществляют в основном двумя способами; сгущением и отстаиванием пульпы и ее фильтрацией. В данной главе будет рассмотрено аппаратное оформление данных процессов, а также их теоритические основы.

#### **3.1 Сгущение и отстаивание пульпы**

Наиболее простым и достаточно эффективным приемом разделения жидкой и твердой фаз является сгущение, которое осуществляется за счет оседания твердой фазы под действием силы тяжести. В результате образуется осветленный раствор (верхний слив) и сгущенный продукт (нижний слив), содержащий до 50 – 80 % твердой фазы. Предел сгущения зависит от плотности и физико-химических свойств частиц обрабатываемой руды. Процесс может быть значительно ускорен в случае применения флокулянтов. Скорость процесса сгущения зависит также и от рН среды[7].

Существенное влияние на процесс отстаивания пульпы оказывает режим выщелачивания и прежде всего начальная и конечная кислотность раствора, температура пульпы и продолжительность операции. Высокая начальная кислотность раствора, особенно в кислой ветви, приводит к усиленному обратному переходу в раствор осажденной кремнекислоты и гидроокисей металлов. Она также недопустима при растворении в серной кислоте обожженных концентратов с повышенным содержанием растворимого кремнезема.

К числу факторов, влияющих па отстаивание пульпы, относится и плотность раствора. Растворы, содержащие более 150 г/л цинка, а также загрязненные «балластными» примесями — солями магния, калия, натрия, марганца и других накапливающихся элементов, имеют большую плотность и соответственно повышенную вязкость. Такие растворы отстаиваются плохо и требуют более высокой температуры для получения удовлетворительных отстоев. Отношение Ж:Т также имеет определенное значение для сгущения и отстаивания пульпы. При увеличении этого значения скорость отстаивания повышается, при уменьшении - замедляется[8].

#### **3.2 Фильтрация пульп и растворов**

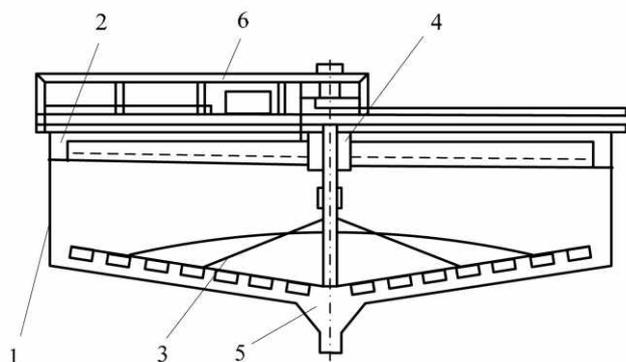
Сущность процесса фильтрации состоит в подаче суспензии на пористую фильтровальную перегородку, через которую просачивается жидкая фаза – фильтрат, а твердые частицы задерживаются этой перегородкой. Такой вид

разделения пульпы более эффективен по сравнению со сгущением, поскольку в отфильтрованном материале жидкой фазы остается значительно меньше. Однако, процесс фильтрации малоэффективен для очень тонких и кристаллизующихся суспензий.

Цикл фильтрования включает набор осадка, его промывку, а иногда продувку воздухом или паром, отделение осадка и очистку фильтровальной перегородки. Промывка, которая осуществляется чистой водой или промывным раствором, необходима для полного отделения фильтрата от осадка, а продувка – для уменьшения количества жидкости в нем. Процесс осуществляется в фильтре, который представляет собой сосуд, разделенный пористой фильтровальной перегородкой [9].

### 3.3 Оборудование для отстаивания и фильтрации

Для отделения твердого остатка от раствора на отечественных заводах повсеместно применяют сгустители. Сгустители – достаточно надежный агрегат непрерывного действия, позволяющий с минимальным расходом электроэнергии и небольшими затратами труда на обслуживание выделить из пульпы большую часть твердого. Недостаток этих аппаратов заключается в низкой удельной производительности, громоздкости и большой площади цеха, необходимой для их установки.



1 - корпус; 2 - сливной желоб; 3 - гребковое устройство; 4 - загрузочный стакан;  
5 - разгрузочный конус; 6 - привод мешалки

Рисунок 3 – Сгуститель

Сгуститель имеет диаметр 15 м, высоту 3 м, объем 500 м<sup>3</sup> и площадь сгущения 176 м<sup>2</sup>. Агрегат диаметром 18 м и высотой 3,6 м имеет соответственно объем 650 м<sup>3</sup> и площадь сгущения 250 м<sup>2</sup>. Производительность сгустителя

рассчитывают по съему верхнего слива с 1 м<sup>3</sup> площади сгущения. На нейтральной пульпе сгустители способны выдавать 3-5 м<sup>3</sup> осветленного раствора на 1 м<sup>2</sup>/сут, а кислые сгустители (для которых требования к верхнему сливу по содержанию твердого менее строгие) - до 7 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>2</sup>/сут. в зависимости от режима работы сгустителя содержание твердого в сгущенной пульпе составляет от 40 до 50% твердого, в верхнем нейтральном слое оно не превышает 1-2 г/л, в кислом достигает 80-100 г/л[10].

В настоящее время промышленностью изготавливается большое число аппаратов. По способу создания разности давлений фильтры делятся:

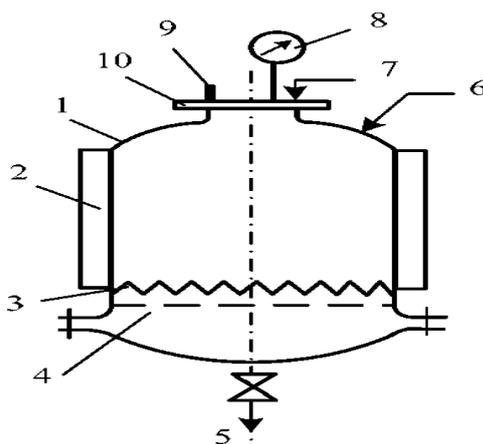
– фильтры, работающие под гидростатическим давлением столба пульпы. К ним относятся аппараты для обезвоживания, которые применяются для окончательного осветления раствора и представляют собой чаны с фильтрующим днищем;

– вакуум-фильтры. К ним относятся нутч-фильтры, барабанные и дисковые фильтры и др.;

– фильтры, работающие под избыточным давлением фильтруемой пульпы. К ним относятся рамные, свечевые фильтры, фильтрпрессы и др.

По режиму работы фильтры подразделяются на периодически и непрерывно действующие.

Фильтры периодического действия применяются, как правило, в маломасштабном производстве или на контрольных фильтрациях. Для этих агрегатов характерен повышенный расход фильтровальной ткани и использование ручного труда. К их числу относят нутч-фильтры (рисунок 3.1), рамные фильтрпрессы и др.



1 - корпус; 2 - паровая рубашка; 3 - фильтрующая перегородка (ткань, защитная сетка); 4 - откидывающееся дно; 5 - выпуск фильтрата; 6 - подача пульпы; 7 - подача сжатого воздуха; 8 - манометр; 9 - предохранительный клапан; 10 - съемная верхняя крышка

Рисунок 3.1 – Схема нутч-фильтра

Фильтры непрерывного действия применяются достаточно широко, они особенно эффективны при коротких циклах фильтрации с автоматической промывкой и разгрузкой осадка. Вследствие непрерывности работы скорость фильтрации на них значительно выше, чем на периодически действующих фильтрах. Среди непрерывно действующих фильтров наиболее распространены такие как барабанные, дисковые, карусельные и др.

Дисковые вакуум-фильтры (рисунок 3.2) применяются для фильтрации концентрированных пульп, когда необходима большая поверхность фильтрации и не требуется тщательной промывки осадка. Основными конструктивными элементами агрегата являются: полый вал с укрепленными на нем дисками, погруженными в корыто с пульпой; две распределительные головки; мешалка; устройство для съема кека и привод.

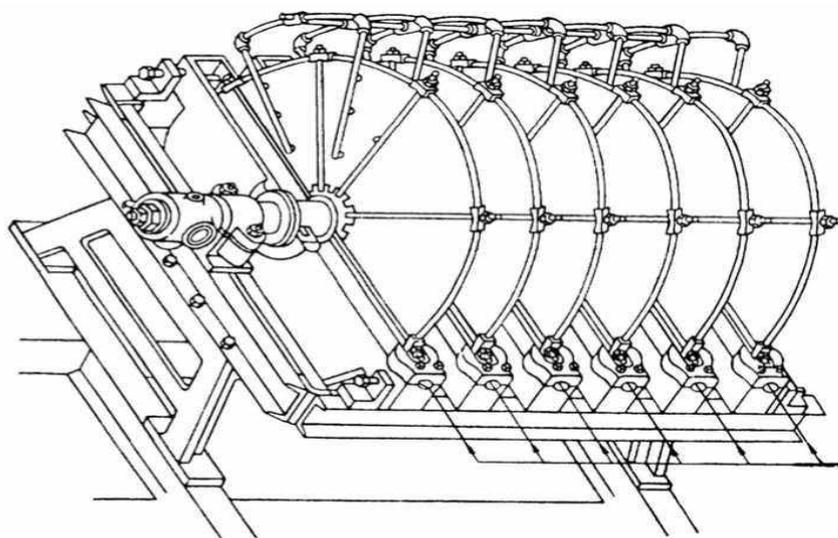
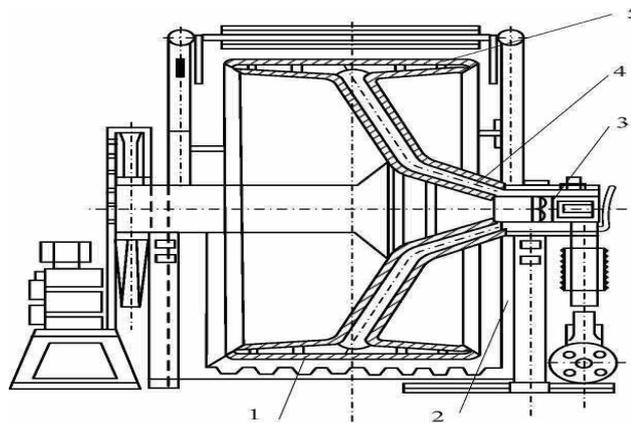


Рисунок 3.2 – Дисковый вакуум-фильтр

Главным рабочим органом фильтра (рисунок 3.3) является барабан, поверхность которого обшита перфорированными стальными листами и обтянута фильтрующей тканью, закрепленный своими цапфами в подшипниках скольжения. Привод барабана осуществляется через открытую передачу и редуктор от электродвигателя

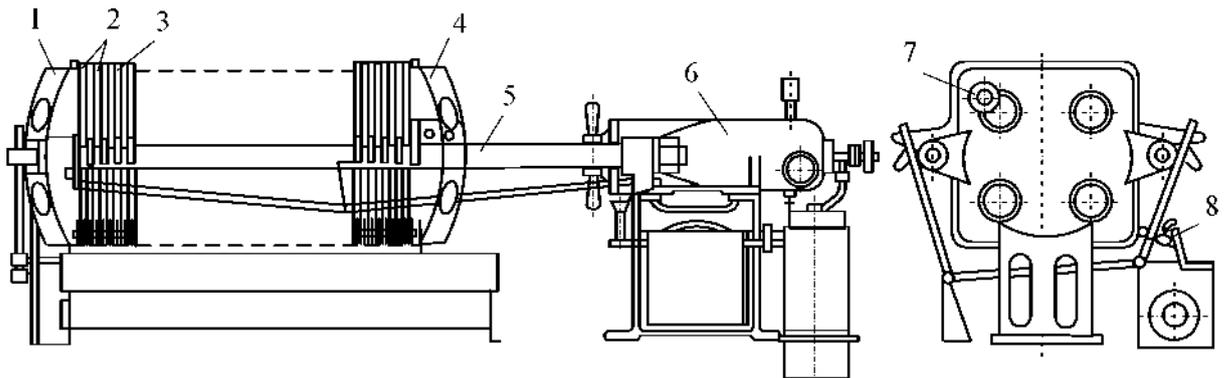
Барабан состоит из боковых стенок и цилиндра. Полость между цилиндром и перфорированным листом разделена продольными ребрами на ряд секций, которые ребрами жесткости радиально разбиты на ячейки. Все ячейки при помощи дренажных трубок сообщаются с коллекторными трубками. Количество коллекторных трубок равно количеству секций. Глубина ячеек в разных фильтрах колеблется от 6 до 25 мм. Количество ячеек составляет от 12 до 24.



1 - барабан; 2 - корыто; 3 - распределительная головка с золотниковым устройством; 4 - дренажные трубки; 5 - ячейки

Рисунок 3.3 – Барабанный вакуум-фильтр с внешней фильтрующей поверхностью

Рамные фильтры (рисунок 3.4) состоят из ряда чередующихся плит и рам, между которыми зажата фильтровальная ткань.



1 - неподвижная концевая плита; 2 - плиты; 3 - рамы; 4 - подвижная концевая плита; 5 - станина; 6 - гидравлический зажим; 7 - штуцер для ввода осветленного раствора; 8 - кран для ввода фильтрата и промывной воды

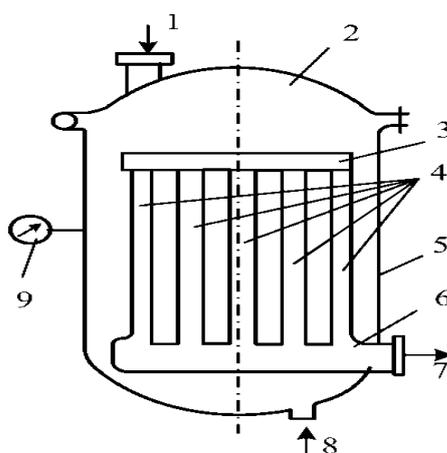
Рисунок 3.4 – Рамный фильтрпресс

В верхней части рам и плит имеются совпадающие по оси отверстия, которые образуют общие каналы для подачи фильтруемой суспензии и промывной жидкости в камеры. Суспензия нагнетается в центральный канал и из него в отводные каналы в верхних стенках рам поступает в камеру. Через нижние сборные каналы фильтрат удаляется. После заполнения камер, которое фиксируется по прекращению стекания фильтрата, проводят промывку. Затем через фильтрпресс продувают сжатый воздух, после чего выгружают осадок.

К достоинствам агрегата относятся большая поверхность фильтрации и высокая производительность по пульпе - до  $10 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{-сут.})$ , по твердому - до  $200 \text{ кг}/(\text{м}^2\text{-сут.})$ . Для фильтрпрессов допустимо давление до  $1,5 \text{ МПа}$ .

Свечевой напорный фильтр (рисунок 3.5) предназначен для фильтрации горячих пульп (температура до  $80 \text{ }^\circ\text{C}$ ).

Фильтр представляет собой сварной вертикальный цилиндр с отъемными крышкой и дном. В нижней части приварен сборный коллектор, на котором установлены съемные пакеты свечей. Пакет состоит из коллектора с укрепленными стояками (свечами), на которые навиты титановые пружинные каркасы. Сверху на каркасы надеваются чехлы из ткани.

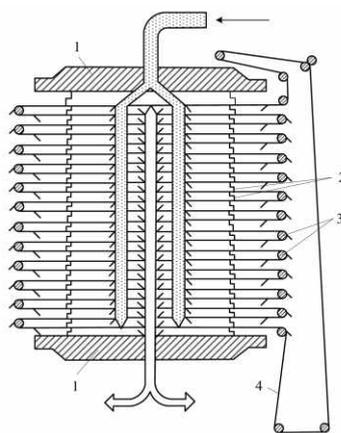


1 - сжатый воздух; 2 - верхняя откидная крышка; 3 - фиксирующая рама для крепления свечей; 4 - пакет фильтрующих элементов (свечей); 5 - корпус фильтра; 6 - коллектор фильтрата; 7 - фильтрат; 8 - поступление пульпы; 9 - манометр

Рисунок 3.5 – Схема свечевого фильтра

Аппарат имеет внутренний объем  $5740 \text{ л}$ , площадь поверхности фильтрации -  $40 \text{ м}^2$ , число фильтрующих элементов - 56 свечей.

Автоматизированный фильтрпресс с горизонтальными камерами (рисунок 3.6) также может работать при высоких температурах (до  $80 \text{ }^\circ\text{C}$ ), но он позволяет перерабатывать тонкодисперсные суспензии с размером частиц менее  $3 \text{ мм}$  [11].



1 - поддерживающие плиты; 2 - фильтровальные плиты;  
3 - направляющие ролики; 4 - фильтровальная ткань

Рисунок 3.6 – Автоматизированный фильтрпресс с горизонтальными камерами

Показатели работы фильтров, наиболее часто используемых в промышленности, приведены в таблице 3.

Таблица 3 – Характеристика и показатели работы промышленных фильтров

Аппарат	Фильтрующая поверхность, м <sup>2</sup>	Удельная производительность, т/(м <sup>2</sup> -сут)	Остаточная влажность
Барабанный вакуум-фильтр	3 - 240	0,2 - 1,2	15 - 40
Дисковый вакуум-фильтр	9 - 68	0,6 - 1,2	15 - 30
Фильтрпресс	2,5 - 100	0,1 - 0,2	12 - 20
Свечевой фильтр	40	20 - 40 м <sup>3</sup> /ч	50 - 60
Нугч-фильтр	3 - 12,5	4 - 6	15 - 30

В данной главе описаны теоретические основы процессов сгущения и фильтрации продуктов кислого выщелачивания. Подробно описано аппаратное оформление данных процессов. Проанализировав представленный материал можно сделать следующие выводы:

– выбор способа обработки пульпы определяется ценностью раствора либо кека для последующего технологического передела.

– процессы сгущения и фильтраций имеют широкое и разнообразное аппаратное оформление.

## 4 Расчет процесса выщелачивания

В данном разделе были рассчитаны основные параметры процесса кислого выщелачивания, а также конструктивные расчеты агрегата для выщелачивания.

### 4.1 Расчет количества серной кислоты для выщелачивания

На выщелачивание поступает 100 тонн кека следующего состава %: 16,22 Zn, 18,76 Fe, 10,5 Cu, 16,02 Pb, 0,0067 Mo, 0,006 Re, 0,0017 S, 0,0025 C, 12,3 O<sub>2</sub> и прочие 26,2.

По данным материального баланса примем следующие показатели:

1 Содержащаяся в кеке окись цинка взаимодействует с серной кислотой и на 90 % переходит в раствор в виде ZnSO<sub>4</sub>;

2 FeO переходит в раствор на 38 %;

3 PbO переходит в кек на 100 %;

4 CuO переходит в раствор на 85 %;

1 Цинк из ZnO переходит в раствор на 90 % по реакции



Для этого потребуется кислоты:

$$G_{\text{кис}}^{\text{Zn}} = 0,9 \cdot \text{Zn}(\text{ZnO})_{\text{кек}} \cdot \frac{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}}{A_{\text{Zn}}} = 14,6 \cdot 1,5 = 21,9 \text{ т}$$

2 Медь из CuO переходит в раствор на 85 % по реакции



Для этого потребуется кислоты:

$$G_{\text{кис}}^{\text{Cu}} = 0,85 \cdot \text{Cu}(\text{CuO})_{\text{кек}} \cdot \frac{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}}{A_{\text{Cu}}} = 8,9 \cdot 1,54 = 13,7 \text{ т}$$

3 Для частичного перевода железа из FeO в раствор по реакции



потребуется кислоты:

$$G_{\text{кис}}^{\text{Fe}} = 0,38 \cdot \text{Fe}(\text{FeO})_{\text{кек}} \cdot \frac{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}}{A_{\text{Fe}}} = 7,1 \cdot 1,7 = 12,07 \text{ т}$$

4 Для сульфатизации свинца по реакции



потребуется кислоты:

$$G_{\text{кис}}^{\text{Pb}} = \text{Pb}(\text{PbO})_{\text{кск}} \cdot \frac{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}}{A_{\text{Pb}}} = 16,2 \cdot 0,47 = 7,6 \text{ т}$$

Всего потребуется кислоты:

$$G_{\text{кис}} = G_{\text{кис}}^{\text{Zn}} + G_{\text{кис}}^{\text{Cu}} + G_{\text{кис}}^{\text{Fe}} + G_{\text{кис}}^{\text{Pb}} = 21,9 + 13,7 + 12,07 + 7,6 = 55,3 \text{ т}$$

#### 4.1.1 Расчет соотношения Ж:Т

Для определения отношения Ж:Т нужно знать вес и объем пульпы, и составив два балансных уравнения и из них рассчитать все необходимые величины:

$$P_n = P_{\text{ТВ}} + P_{\text{Ж}} \quad (16)$$

$$V_n = V_{\text{ТВ}} + V_{\text{Ж}} = \frac{P_{\text{ТВ}}}{\rho_{\text{ТВ}}} + \frac{P_{\text{Ж}}}{\rho_{\text{Ж}}} \quad (17)$$

Согласно уравнению (16) вес пульпы ( $P_n$ ) равен сумме весов твердого ( $P_{\text{ТВ}}=100$  т) и жидкого ( $P_{\text{Ж}}=55,3$  т), а уравнение (17) отражает баланс объемов: объем пульпы ( $V_n$ ) равен сумме объемов твердого ( $V_{\text{ТВ}}$ ) и жидкого ( $V_{\text{Ж}}$ ). Объемы  $V_{\text{ТВ}}$  и  $V_{\text{Ж}}$  далее выражают через массу и удельную массу твердого ( $\rho_{\text{ТВ}}=2170$  кг/м<sup>3</sup>) и жидкого ( $\rho_{\text{Ж}}=1840$  кг/м<sup>3</sup>).

Решение системы уравнений относительно массы твердого и жидкого имеет вид:

$$P_{\text{ТВ}} = \frac{P_n \rho_{\text{ТВ}} - V_n \rho_{\text{ТВ}} \rho_{\text{Ж}}}{\rho_{\text{ТВ}} - \rho_{\text{Ж}}} \quad (18)$$

$$P_{\text{Ж}} = \frac{V_n \rho_{\text{ТВ}} \rho_{\text{Ж}} - P_n \rho_{\text{Ж}}}{\rho_{\text{ТВ}} - \rho_{\text{Ж}}} \quad (19)$$

отсюда Т:Ж равно:

$$1 = (\text{Т:Ж}) = T_{\text{Т}} \div T_{\text{Ж}} = \frac{P_n \rho_{\text{ТВ}} - V_n \rho_{\text{ТВ}} \rho_{\text{Ж}}}{V_n \rho_{\text{ТВ}} \rho_{\text{Ж}} - P_n \rho_{\text{Ж}}} \quad (20)$$

а  $R = Ж:Т$  выразится обратным соотношением.

Зная вес твердого и объем жидкости, легко найти концентрацию:

$$C = \frac{P_{ТВ}}{V_n} = \frac{P_n \rho_{ТВ} - V_n \rho_{ТВ} \rho_{Ж}}{V_n (\rho_{ТВ} - \rho_{Ж})} = \frac{155,5 \cdot 2,1 - 78 \cdot 2,1 \cdot 1,8}{78 \cdot (2,1 - 1,8)} = 1,33 \text{ т/м}^3$$

Переход от концентрации  $C$  к отношению  $Ж:Т$  осуществляется по выражению:

$$R = Ж:Т = \frac{\rho_{Ж} (V_n \rho_{ТВ} - P_n)}{C \cdot V_n (\rho_{ТВ} - \rho_{Ж})} = \frac{1,8 \cdot (78 \cdot 2,1 - 155)}{1,33 \cdot 78 \cdot (2,1 - 1,8)} = \frac{15}{31} = \frac{1}{2}$$

Таким образом отношение  $Ж:Т$  равно 1:2.

#### 4.1.2 Концентрация серной кислоты

Как видно из результатов на рисунке 4.1, с повышением концентрации серной кислоты в растворе (до 150 г/л) растворимость составляющих кека линейно возрастает. Увеличение концентрации серной кислоты более 150 г/л не дает существенного увеличения степени перевода цинка в раствор, в то время как переход примесей в раствор (особенно железа) начинает возрастать. Для выщелачивания цинковых кеков серной кислотой рекомендуется концентрация серной кислоты не выше 150 г/л. Увеличение концентрации серной кислоты более 150 г/л не дает существенного увеличения степени перевода цинка в раствор, в то время как переход примесей в раствор (особенно железа) начинает возрастать.

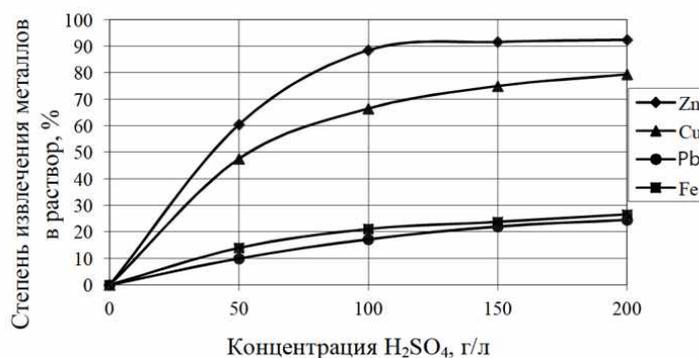


Рисунок 4.1 – Зависимость степени извлечения металлов в раствор от концентрации кислоты

### 4.1.3 Продолжительность выщелачивания

Изучение влияния продолжительности процесса на выщелачивание цинка из продукта сернокислым раствором показывает, что в начальный период (до 2 часа) переход цинка в раствор протекает очень интенсивно, а через 3 часа устанавливается динамическое равновесие процесса выщелачивания (рисунок 4.2).

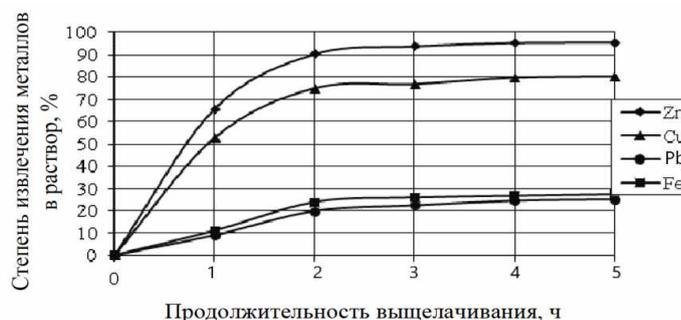


Рисунок 4.2 – Зависимость степени извлечения металлов в раствор от продолжительности выщелачивания

Увеличение продолжительности контакта сернокислотного раствора и кека может привести к повышению содержания примесей в растворе. При выщелачивании кека с серной кислотой в первую очередь реагируют окисленные минералы цинка и меди. Минералы железа и свинца взаимодействуют с серной кислотой медленно. Поэтому для того, чтобы достичь максимального извлечения цинка при минимальном переходе в раствор примесей, продолжительность выщелачивания можно выбирать 2-2,5 ч.

Продолжительность полного цикла операций:

- Заливка серной кислоты составляет 45 минут;
- Загрузка кека составляет 25 минут;
- Выщелачивание - 120 минут;
- Выпуск пульпы на фильтрацию-50 минут.

### 4.1.4 Объем перерабатываемой в сутки пульпы

Для простоты расчёта не будем учитывать изменение объёма пульпы за счёт испарения, нагрева и перехода в раствор растворимых компонентов огарка.  
1 Суточное количество кека, поступающего на выщелачивание:

$$G_{\text{кек}}^{\text{сут}} = 100 \text{ т/сут}$$

При плотности кека  $\rho_{\text{кек}} = 2170 \text{ кг/м}^3$  составит:

$$G_{\text{кек}}^{\text{об.сут}} = \frac{G_{\text{кек}}^{\text{сут}}}{\rho_{\text{кек}}} = \frac{100}{2,1} = 47 \text{ м}^3$$

2 Суточное количество серной кислоты, поступающего на выщелачивание:

$$G_{\text{кис}}^{\text{сут}} = 55,3 \text{ т/сут}$$

Что при плотности серной кислоты  $\rho_{\text{кис}} = 1840 \text{ кг/м}^3$  составит:

$$G_{\text{кис}}^{\text{об.сут}} = \frac{G_{\text{кис}}^{\text{сут}}}{\rho_{\text{кис}}} = \frac{55,3}{1,8} = 31 \text{ м}^3$$

3 Итого в сутки поступает компонентов, составляющих пульпу:

$$G_{\text{пульпа}}^{\text{об.сут}} = G_{\text{кек}}^{\text{об.сут}} + G_{\text{кис}}^{\text{об.сут}} = 47 + 31 = \frac{78 \text{ м}^3}{\text{сут}}$$

#### 4.1.5 Расчет пачука

Рабочий объем пачука  $V_n = 10 \text{ м}^3$ , отношение Ж : Т = R = 1 : 2. Плотность твердой фазы пульпы  $\rho_{\text{ТВ}} = 2170 \text{ кг/м}^3$ . Плотность жидкой фазы пульпы  $\rho_{\text{ж}} = 1840 \text{ кг/м}^3$ . Ионная сила раствора  $I = 0,9 \text{ г-ион/л}$ . Температура пульпы  $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ . Продолжительность цикла выщелачивания  $\tau_{\text{ц}} - 4 \text{ ч}$ . Продолжительность рабочего цикла (не учитывается время загрузки и выгрузки)  $\tau_{\text{р}} - 2 \text{ ч}$ . Конструкция пачука: (рисунок 4.3) цилиндр с днищем в виде конуса; конусность дна  $\alpha = 45^\circ$ . Отношение рабочей высоты пачука к диаметру  $H_{\text{р}}:D=2:1$ . Диаметр самых крупных частиц твердой фазы  $d_{\text{T}} = 0,2 \cdot 10^{-3} \text{ м}$ .

1 Рабочий объем пачука определяется по формуле.

$$V_n = \frac{\pi}{4} D^2 \left[ (H_{\text{р}} - H_{\text{кон}}) + \frac{1}{3} H_{\text{кон}} \right] \quad (21)$$

где  $H_{\text{кон}}$  - высота конической части пачука, м;

$$H_{\text{кон}} = 0,5 D \text{tg} \alpha \quad (22)$$

Отсюда диаметр пачука определим так:

$$D = \sqrt[3]{\frac{12 V_n}{\pi \left( 3 \frac{H_{\text{р}}}{D} - \text{tg} \alpha \right)}} = \sqrt[3]{\frac{12 \cdot 10}{3,14 \cdot (3 \cdot 2 - 1)}} = 2 \text{ м}$$

Рабочую высоту пачука определим из соотношения  $H_p : D = 2 : 1$

$$H_p = 2 \cdot 2 = 4 \text{ м}$$

Геометрическая высота пачука должна быть примерно на 1 м больше рабочей:

$$H_r = H_p + 1 = 5 \text{ м}$$

2 Скорость восходящего потока в циркуляторе.

Скорость потока жидкости, при котором частицы размером 0,1...0,25 мм оказываются во взвешенном состоянии, -  $W_{\text{взв}} > 0,6 \text{ м/с}$ .

Скорость потока в циркуляторе должна быть в 2-3 раза больше скорости взвешивания частиц  $W_{\text{взв}}$ . Так как  $W_{\text{взв}} = 1 \text{ м/с}$ , то скорость восходящего потока в циркуляре  $W_{\text{ц}} = (2 \div 3) W_{\text{взв}} = 2,5 \text{ м/с}$ .

3 Вязкость пульпы при заданной температуре.

Для определения вязкости воспользуемся формулой:

$$\mu_{\text{п}} = \mu_{\text{р}}(1 + 4,5\varphi) \quad (23)$$

где  $\mu_{\text{р}}$  - вязкость жидкой фазы пульпы, мПа·с;

$\varphi$  - коэффициент.

Так как величина коэффициента  $\varphi$  определяется соотношением:

$$\varphi = \left[ 1 + R \frac{\rho_{\text{т}}}{\rho_{\text{ж}}} \right]^{-1} = \left[ 1 + 2 \cdot \frac{2170}{1840} \right]^{-1} = 0,105$$

$$(\mu_{\text{р}})_t = (\mu_{\text{в}})_t(1 + 0,1\text{I})k, \quad (24)$$

где  $(\mu_{\text{в}})_t$  - вязкость воды при температуре  $t$ , мПа·с;

$\text{I}$  - ионная сила раствора г-ион/дм<sup>3</sup>;

$k$  - коэффициент, учитывающий содержание в растворе поверхностно-активных веществ ПАВ ( $k = 1,3 \dots 1,5$  при  $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ ).

Таким образом,  $(\mu_{\text{р}})_t = 1,005 \cdot (1 + 0,1 \cdot 0,9) \cdot 1,5 = 1,64 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ , а вязкость пульпы при  $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$  составит  $(\mu_{\text{п}})_t = 1,64 \cdot (1 + 4,5 \cdot 0,105) = 2,4 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ .

4 Скорость осаждения крупных частиц в растворе.

Для определения скорости осаждения необходимо определить значения критериев Архимеда и Рейнольдса.

Критерий Архимеда:

$$Ar = \frac{d_T^3 g \rho_p (\rho_T - \rho_p)}{\mu_p^2} = \frac{(0,2 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 9,8 \cdot 1840 \cdot (2170 - 1840)}{(1,64 \cdot 10^{-3})^2} = 52$$

где  $d_T = 0,2 \cdot 10^{-3}$  - диаметр частиц твердой фазы, м;

$\mu_p = 1,64 \cdot 10^{-3}$  - вязкость жидкой фазы пульпы, Па·с.

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} = \frac{52}{18 + 0,61\sqrt{52}} = 2,3$$

5 Скорость осаждения рассчитывается по формуле:

$$W_{oc} = \frac{\mu_p \cdot Re}{d_T \cdot \rho_p} = \frac{(1,64 \cdot 10^{-3}) \cdot 2,3}{(0,2 \cdot 10^{-3}) \cdot 1840} = 1,64 \cdot 10^{-2} \text{ м/с}$$

6 Скорость исходящего потока в пачуке.

Скорость исходящего потока пульпы должна превышать скорость осаждения крупных частиц руды в 1,8-2 раза:

$$W_H = (1,8 \div 2) W_{oc} = (1,8 \div 2) \cdot 1,64 \cdot 10^{-2} = 3,28 \cdot 10^{-2} \text{ м/с}$$

7 Диаметр и длина циркулятора.

Составляем уравнение материального баланса пульпы в циркуля торе и вне его:

$$\left(\frac{\pi}{4} D^2 + \frac{\pi}{4} D_{ц}^2\right) W_H = \frac{\pi}{4} D_{ц}^2 W_{ц} \quad (25)$$

откуда получим формулу для определения диаметра циркулятора:

$$D_{ц} = D \sqrt{\frac{W_H}{W_H + W_{ц}}} = 2 \cdot \sqrt{\frac{3,28 \cdot 10^{-2}}{3,28 \cdot 10^{-2} + 2,5}} = 0,26 \text{ м}$$

Так как длина циркулятора определяется соотношением:

$$L_{ц} = \frac{1}{3} H_p = \frac{1}{3} \cdot 4 = 1,3 \text{ м}$$

8 Положение циркулятора относительно днища пачука.

Высота всасывания определяется по уравнению:

$$H_{вс} = \frac{1}{2} D_{вс} \sqrt[6]{\frac{0,026}{d_T}} \quad (26)$$

Диаметр полусферы всасывания рассчитывается по уравнению

$$D_{\text{вс}} = 3,16 \cdot 10^{-2} \sqrt{D_{\text{ц}}} \sqrt[3]{\text{Re}} \sqrt[6]{\frac{0,249}{d_{\text{T}}}} \quad (27)$$

здесь критерий Re определяется так:

$$\text{Re} = \frac{W_{\text{ц}} D_{\text{ц}} \rho_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}}} \quad (28)$$

где  $\rho_{\text{п}}$  - плотность пульпы, кг/м<sup>3</sup>,

$$\rho_{\text{п}} = \frac{1+R}{\frac{1}{\rho_{\text{T}}} + \frac{R}{\rho_{\text{ж}}}} = \frac{1+2}{\frac{1}{2170} + \frac{2}{1840}} = 2142 \text{ кг/м}^3$$

Запишем уравнение для определения высоты всасывания в следующем виде:

$$H_{\text{вс}} = 6,82 \cdot 10^{-3} \sqrt{D_{\text{ц}}} \sqrt[3]{\frac{\text{Re}}{d_{\text{T}}}} \quad (29)$$

После подстановки численных значений получим:

$$\text{Re} = \frac{2,5 \cdot 0,26 \cdot 2142}{2,93 \cdot 10^{-3}} = 464000$$

$$H_{\text{вс}} = 6,82 \cdot 10^{-3} \cdot \sqrt{0,26} \sqrt[3]{\frac{464000}{0,2}} = 0,45 \text{ м}$$

$$D_{\text{вс}} = 3,16 \cdot 10^{-2} \cdot \sqrt{0,26} \cdot \sqrt[3]{464000} \cdot \sqrt[6]{\frac{0,249}{0,2}} = 1,25 \text{ м}$$

9 Диаметр донного фланца пачука.

Для определения диаметра воспользуемся уравнением:

$$D_{\text{фл}} = 3,16 \cdot 10^{-2} \cdot \sqrt{D_{\text{ц}}} \cdot \sqrt[3]{\text{Re}} \cdot \sqrt[6]{\frac{0,249}{d_{\text{T}}}} - 2H_{\text{вс}} \text{ctg}45^{\circ} \quad (30)$$

$$D_{\text{вс}} = 3,16 \cdot 10^{-2} \cdot \sqrt{0,26} \cdot \sqrt[3]{464000} \cdot \sqrt[6]{\frac{0,249}{0,2}} - 2 \cdot 0,45 \cdot 1 = 0,35 \text{ м}$$

10 Количество циклов выщелачивания в сутки.  
Для расчета воспользуемся формулой:

$$z = \frac{\tau_{\text{сут}}}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{24}{4} = 6 \text{ цикл}$$

где  $\tau_{\text{сут}}$  - продолжительность работы автоклавов в течение суток, ч;

$\tau_{\text{ц}}$  - продолжительность цикла выщелачивания, ч.

11 Объем пульпы, перерабатываемой в сутки одним пачуком:  
Воспользуемся формулой:

$$V_{\text{с}} = V_{\text{А}} K_{\text{в}} z = 10 \times 0,6 \times 6 = 36 \text{ м}^3$$

где  $V_{\text{А}}$  - емкость пачука,  $\text{м}^3$ ;

$K_{\text{в}}$  - коэффициент заполнения;

$z$  - количество циклов выщелачивания в сутки.

12 Число пачуков для переработки  $78 \text{ м}^3$  пульпы в сутки.  
Число пачуков определим по формуле:

$$n = \frac{V_{\text{пул}}}{V_{\text{с}}} = \frac{78}{36} = 2,16 \approx 2 \text{ пачука}$$

где  $V_{\text{пул}}$  - объем перерабатываемой пульпы в сутки,  $\text{м}^3$ ;

13 Объем загрузки за цикл.

Объем пульпы, перерабатываемой за цикл одним пачуком, определим по формуле:

$$V_{\text{ц}} = \frac{V_{\text{с}}}{z} = \frac{36}{6} = 6 \text{ м}^3$$

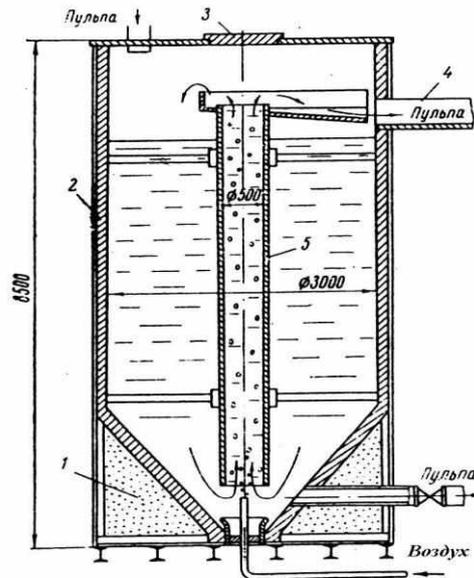
14 Объем пульпы, перерабатываемой за 1 час работы пачука.  
Воспользуемся формулой:

$$V_{\text{час}} = \frac{V_{\text{ц}}}{\tau_{\text{р}}} = \frac{6}{2} = 3 \text{ м}^3$$

где  $\tau_{\text{р}}$  - продолжительность рабочего цикла, ч.

15 Масса пульпы, перерабатываемой за 1 час работы пачука.  
Используем формулу:

$$m = V_{\text{час}} \rho_{\text{п}} = 3 \times 2,1 = 6,3 \text{ т}$$



1-засыпка;2-корпус с футеровкой;3-люк для технического обслуживания;  
4-сливной желоб;5-центральная труба

Рисунок 4.3 – Пачук

На основании расчетов были установлены следующие оптимальные параметры процесса: отношение Ж:Т 1:2, концентрация серной кислоты 125-150 г/, продолжительность процесса 2 часа, температура процесса 75-80° С. Число аппаратов в конструкции 2 и 1 агрегат на резерв.

## 4.2 Расчет оборудования для фильтрации продуктов кислого выщелачивания

После стадий кислого выщелачивания получается пульпа которая состоит из:

- 1 Кек - твердый остаток
- 2 Раствор сульфатов металлов

Для разделения пульпы на твердую и жидкую фазу был выбран барабанный вакуум-фильтр.

### 4.2.1 Расчет требуемой поверхности фильтрации, выбор стандартного фильтра и определение их количества в установке

Исходные данные:

Производительность по суспензии  $V_{исх} = 78 \text{ м}^3/\text{сут}$

Концентрация исходной суспензии  $X_r = 20 \%$

Температура суспензии  $t = 20^\circ \text{C}$

Плотность твёрдой фазы  $\rho_{\text{ТВ}} = 2170 \text{ кг/м}^3$

Абсолютная влажность осадка  $\omega_{\text{ос}} = 0,2 \%$

Сопротивление фильтровальной перегородки  $R_{\text{фп}} = 60,4 \cdot 10^9 \text{ м}^{-1}$

Удельное объёмное сопротивление осадка  $r_{\text{ос}} = 97 \cdot 10^9 \text{ м/кг осадка}$

Перепад давлений  $\Delta P = 0,67 \cdot 10^5 \text{ МПа}$

Объём промывной жидкости  $V_{\text{пр}} = 1,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{кг осадка}$

Температура промывной жидкости  $t_{\text{пр}} = 20^\circ \text{C}$

Плотность воды при температуре суспензии  $\rho_{\text{ж}} = 998 \text{ кг/м}^3$

Динамическая вязкость воды при температуре суспензии  $\mu_{\text{ж}} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$

Динамическая вязкость воды при температуре промывной жидкости  $\mu_{\text{пр}} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$

1 Рассчитаем вспомогательные величины:

- плотность влажного осадка находим по формуле:

$$\rho_{\text{ос}} = \frac{\rho_{\text{Т}} \cdot \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} + (\rho_{\text{Т}} - \rho_{\text{ж}}) \cdot \omega_{\text{ос}}} = \frac{2170 \cdot 998}{998 + (2170 - 998) \cdot 0,002} = 2165 \text{ кг/м}^3$$

- плотность суспензии по формуле:

$$\rho_{\text{с}} = \frac{1}{\frac{X_r}{\rho_{\text{Т}}} + \frac{1 - X_r}{\rho_{\text{ж}}}} = \frac{1}{\frac{0,2}{2170} + \frac{1 - 0,2}{998}} = 1123 \text{ кг/м}^3$$

- отношение объема отфильтрованного осадка к объему полученного фильтрата

$$X_{\text{ос}} = \frac{X_{\text{с}} \cdot \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ос}} + (1 - \omega_{\text{ос}} - X_{\text{с}})} = \frac{0,2 \cdot 998}{2165 + (1 - 0,002 - 0,2)} = 0,115 \text{ м}^3$$

- объемный расход фильтрата

$$V_{\Phi} = \frac{V_C}{(1+X_{oc}) \cdot 24} = \frac{78}{(1+0,115) \cdot 24} = 3 \text{ м}^3/\text{ч}$$

- масса твердой фазы, отлагающаяся при прохождении 1 м<sup>3</sup> фильтрата:

$$X_T = \frac{X_C \cdot \rho_{ж} (1 - \omega_{oc})}{1 - X_C - \omega_{oc}} = \frac{0,2 \cdot 998 (1 - 0,002)}{1 - 0,002 - 0,02} = 249 \text{ кг/м}^3$$

2 Расчет требуемой поверхности фильтрования начинается с выбора конструкции фильтра.

Принимаем барабанный фильтр общего назначения, берём высоту слоя осадка  $h_{oc} = 10$  мм.

Комплексы  $b_1$  и  $\vartheta_0$ :

$$b_1 = \frac{\mu_{пр} \cdot r_{oc} \cdot X_T}{2\Delta P} = \frac{10^{-3} \cdot 97 \cdot 10^9 \cdot 249}{2 \cdot 0,67 \cdot 10^{11}} = 180680 \text{ с/м}^2$$

$$\vartheta_0 = \frac{R_{фп}}{r_{oc} \cdot X_T} = \frac{60,4 \cdot 10^9}{249 \cdot 97 \cdot 10^{11}} = 0,0025 \text{ м}$$

Время фильтрования

$$\tau_{\Phi} = \frac{b_1 \cdot h_{oc} (h_{oc} + 2 \cdot X_{oc} \cdot \vartheta_0)}{X_{oc}^2} \quad (31)$$

$$\tau_{\Phi} = \frac{180680 \cdot 0,01 (0,01 + 2 \cdot 0,115 \cdot 0,0025)}{0,115^2} = 1470 \text{ с}$$

Значение комплекса  $N_{пр}$ :

$$N_{пр} = \frac{V_{пр} \cdot \rho_{oc} \cdot r_{oc} \cdot X_T \cdot \mu_{пр}}{\Delta P} \quad (32)$$

$$N_{пр} = \frac{1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 2165 \cdot 97 \cdot 10^9 \cdot 249 \cdot 10^{-3}}{0,67 \cdot 10^{11}} = 1092652 \text{ с/м}^2$$

Время, требуемое на промывку осадка:

$$\tau_{пр} = \frac{N_{пр} \cdot h_{oc} (h_{oc} + \vartheta \cdot X_{oc})}{X_{oc}} \quad (33)$$

$$\tau_{пр} = \frac{1092652 \cdot 0,01 (0,01 + 0,0025 \cdot 0,115)}{0,115} = 1223 \text{ с}$$

Удельный объем фильтрата:

$$V_{\text{ф.уд}} = \frac{h_{oc}}{X_{oc}} = \frac{0,01}{0,115} = 0,066 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

Принимаем время сушки осадка  $\tau_{об} = 120 \text{ с}$ .

Предварительное время цикла:

$$\tau_{ц} = \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{пр}} + \tau_{об} = 1469 + 1223 + 120 = 2812 \text{ с}$$

Ориентировочная поверхность фильтрования:

$$F_{\text{ор}} = \frac{V_{\text{ф}} \cdot \tau_{ц}}{V_{\text{ф.уд}} \cdot K \cdot n} = \frac{3 \cdot 2812}{0,066 \cdot 3600 \cdot 0,8} = 49 \text{ м}^2$$

По полученной ориентировочной поверхности берём стандартный барабанный вакуум-фильтр ( рисунок 4.4). Фильтр имеет следующие значения основных углов технологических зон:

$$\varphi_{\text{ф}} = 135^\circ \text{ и } \varphi_{\text{пр}} + \varphi_{\text{с2}} = 103^\circ$$

Угловую скорость вращения барабана, исходя из существующего угла сектора зоны фильтрования и рассчитанного времени фильтрования:

$$\omega_1 = \frac{\varphi_{\text{ф}} \cdot \pi}{\tau_{\text{ф}} \cdot 180} = \frac{135 \cdot 3,14}{1469 \cdot 180} = 0,0016 \text{ рад/с}$$

Угловую скорость вращения, исходя из необходимого времени на промывку и просушку осадка:

$$\omega_2 = \frac{(\varphi_{\text{пр}} + \varphi_{\text{с2}}) \cdot \pi}{(\tau_{\text{пр}} + \tau_{об}) \cdot 180} = \frac{103 \cdot 3,14}{1343 \cdot 180} = 0,0013 \text{ рад/с}$$

Окончательно принимаем:  $\omega = \min\{\omega_1, \omega_2\} = \omega_2 = 0,0013 \text{ рад/с}$ .

3 Время полного цикла (оборота) находим из выражения:

$$\tau_{ц} = \frac{360 \cdot \tau_{\text{ф}}}{\varphi_{\text{ф}}} = \frac{360 \cdot 1469}{135} = 3917 \text{ с}$$

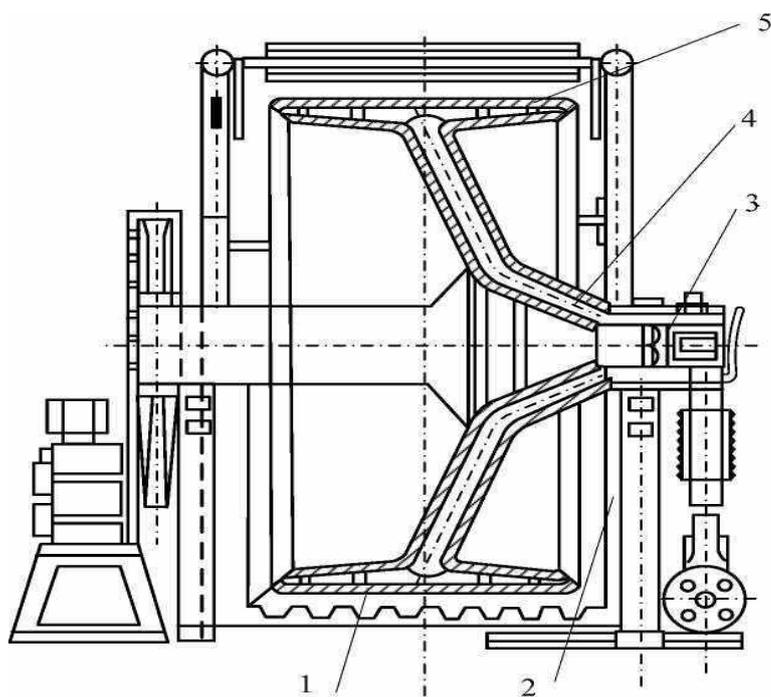
4 Общая площадь фильтрования:

$$F_{\text{общ}} = \frac{V_{\phi} \cdot \tau_{\text{ц}}}{\vartheta_{\phi, \text{уд}} \cdot K \cdot n} = \frac{3 \cdot 3917}{0,066 \cdot 3600 \cdot 0,8} = 62 \text{ м}^3$$

5 Необходимое количество фильтров в установке равно:

$$n = \frac{F_{\text{общ}}}{F_{\text{оп}}} = \frac{62}{49} = 1,13 \approx 1$$

6 Необходимое количество фильтров равно 1.



1 - барабан; 2 - корыто; 3 - распределительная головка с золотниковым устройством; 4 - дренажные трубки; 5 – ячейки

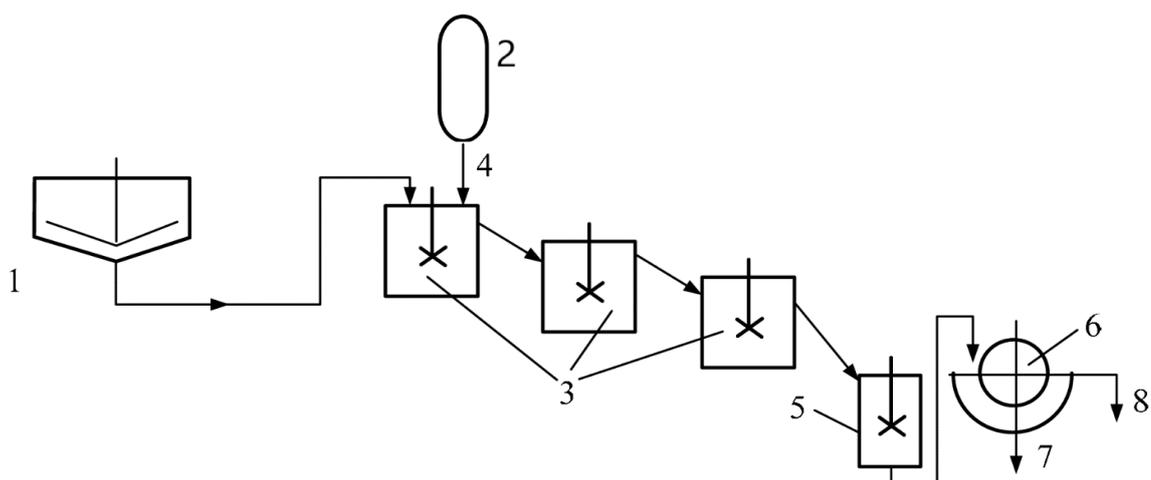
Рисунок 4.4 – Барабанный вакуум-фильтр

### 4.3 Аппаратурная схема кислого выщелачивания и фильтрации

На основании проделанных расчетов были выбраны следующие аппараты:

- 2 пачука для выщелачивания
- 1 барабанный вакуум-фильтр

Из полученных данных составлена аппаратурная схема (рисунок 4.5)



1 - бункер для хранения и подачи кека; 2 - канистра для хранения серной кислоты; 3 - реакторы для выщелачивания; 4 - подача серной кислоты; 5 - сборник для выщелоченной пульпы; 6 - фильтр; 7 - кек; 8 - продукционный раствор

Рисунок 4.5 – Аппаратурная схема

Особенность данной аппаратурной схемы в том что процесс выщелачивания осуществляется в непрерывном режиме.

При непрерывном режиме выщелачивание осуществляется в серии реакторов. Пульпа закачивается в первый реактор, а затем непрерывно, один за другим, перетекает в последующие реакторы. Число реакторов и время выщелачивания подбирают таким образом, чтобы в последнем реакторе были достигнуты требуемые показатели выщелачивания.

Непрерывные схемы выщелачивания имеют ряд преимуществ, среди которых:

- 1 рациональное использование аппарата во времени за счет снижения потерь на загрузку, выгрузку, нагрев и охлаждение материала;
- 2 простота автоматизации и механизации;
- 3 низкие эксплуатационные затраты за счет уменьшения потерь тепла и трудозатрат.

Кек до операций выщелачивания храниться в специальном бункере. Для подачи кека в реактор выщелачивания (пачук) используется ленточный конвейер. После разгрузки кека начинается загрузка серной кислоты. Серная кислота хранится в канистре и после загрузки кека подается в пачук.

Дальше начинается процесс выщелачивания. Пульпа закачивается в первый пачук, затем один за другим непрерывно, перетекает в последующие реакторы. Продолжительность процесса 3 часа.

Затем начинается откачка пульпы из каскада пачуков в сборник для выщелоченной пульпы. После процесса выщелачивания получается пульпа которая, состоит из кека и сульфатного раствора.

В дальнейшем пульпа подвергается фильтрации в барабанном вакуум-фильтре. Продолжительность процесса фильтрации 1 час. После процесса получается 2 отделенных продукта кек и сульфатный раствор, которые отправляются на дальнейшую переработку, для до извлечения ценных компонентов.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной дипломной работе был рассмотрен процесс кислого выщелачивания цинковых кеков. Основной целью которого является возможность более полного извлечения в раствор цинка и других полезных компонентов сырья при минимальном загрязнении раствора вредными примесями. В последнее десятилетие после внедрения процессов ярозита, гематита и гетита технология выщелачивания цинковых кеков претерпела значительные изменения. Внедрение таких новых технологий повысило эффективность процесса выщелачивания цинковых кеков. Но как оказалось данные процессы имеют ряд недостатков.

В дипломной работе была поставлена задача выбрать необходимые аппараты для выщелачивания и фильтрации для процесса кислого выщелачивания. Составить аппаратную схему процесса. Предложить оптимальные условия выщелачивания цинковых кеков. Провести расчет выщелачивания и фильтрации.

Были проведены расчеты процессов выщелачивания и фильтрации а также конструктивные расчеты аппаратуры для данных процессов. Установлены оптимальные условия выщелачивания. На основании расчетов выбрана необходимая аппаратура. Составлена аппаратная схема.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

- 1 Ахматов Ф.Э., Нишонов Б.У., Теория и технология металлургического производства. Журнал.-2016. -С.69-70.
- 2 Кольчурина И.Ю., Нохрина О.И., Руднева В.В., Федотов В.М., Основы гидрометаллургии. Учебное пособие. СибГИУ. –Новокузнецк, 2008. -11 с.
- 3 Снурников А. П. Гидрометаллургия цинка. - М., «Металлургия», 1981.-106 с.
- 4 [www.docsity.com/ru/metallurgiya-cinka-vyshchelachivanie-cinkovogo-ogarka/1756876/](http://www.docsity.com/ru/metallurgiya-cinka-vyshchelachivanie-cinkovogo-ogarka/1756876/)
- 5 Марченко Н. В., Вершинина Е. П., Гильдебрандт Э. М., Металлургия тяжелых цветных металлов. Электронное учебное пособие.–Красноярск : ИПК СФУ, 2009. -С. 176-180.
- 6 Петухов О.Ф., Санакулов К., Хасанов А.С., Мустакимов., О.М. Окислительно-восстановительные процессы в металлургии.-Т.:ФАН,2013.-С. 200-211.
- 7 Кольчурина И.Ю., Нохрина О.И., Руднева В.В., Федотов В.М., Основы гидрометаллургии. Учебное пособие. СибГИУ. –Новокузнецк, 2008. -81 с.
- 8 Снурников А. П. Гидрометаллургия цинка. - М., «Металлургия», 1981.С-144-145.
- 9 Нохрина О.И., Кольчурина И.Ю., Руднева В.В., Федотов В.М., Основы гидрометаллургии. Учебное пособие. СибГИУ. –Новокузнецк, 2008. -86 с.
- 10 Снурников А.П. Гидрометаллургия цинка. - М., «Металлургия», 1981. - С. 150-151.
- 11 Руднева В.В., Кольчурина И.Ю., Нохрина О.И., Федотов В.М., Основы гидрометаллургии. Учебное пособие. СибГИУ. – Новокузнецк, 2008.С.88-98.