

Министерство образования
Республики Беларусь

БЕЛОРУССКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ
ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ

Кафедра «Технологии и оборудование разработки
месторождений полезных ископаемых»

Т.С.Шаститко, О.А. Сущиц

ОБОГАЩЕНИЕ СИЛЬВИНИТОВЫХ РУД

Учебно-методическое пособие

Минск
БНТУ
2015

Министерство образования Республики Беларусь

БЕЛОРУССКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ

Кафедра «Технологии и оборудование разработки
месторождений полезных ископаемых»

Т.С.Шаститко, О.А.Сущиц

ОБОГАЩЕНИЕ СИЛЬВИНИТОВЫХ РУД

Учебно-методическое пособие
по курсовому проектированию
для студентов специальности

1-51 02 01 «Разработка месторождений полезных ископаемых»
направления 1-51 02 01-03 «Обогащение полезных ископаемых»

Минск
БНТУ
2015

УДК 622.2(075.8)
ББК 33.3Я7

Р е ц е н з е н т ы:

В.Н.Плескунов, заместитель главного инженера ОАО «БЕЛГОРХИМПРОМ»,
кандидат технических наук;

М.Г.Шемякина, зав. лабораторией процессов и аппаратов

Шаститко Т.С., О.А. Сущиц Обогащение сильвинитовых руд: учебно-методическое пособие по курсовому проектированию для студентов специальности 1-51 02 01 «Разработка месторождений полезных ископаемых» направления 1-51 02 01-03 «Обогащение полезных ископаемых» /Шаститко Т.С., О.А. Сущиц - Минск: БНТУ, 2014. 53- с.

В учебно-методическом пособии изложена методика выполнения курсовой работы по дисциплине «Обогащение сильвинитовых руд».

Целью данной курсовой работы является освоение студентами навыков расчета технологической схемы и оборудования для обогащения сильвинитовой руды флотационным методом, а также проектирование обогатительной фабрики с учетом рационального природопользования и в соответствии с действующими нормативными документами.

Приводится пример расчета материального баланса, водного баланса и качественно-количественной схемы флотационной обогатительной фабрики с описанием технологической схемы. Дан подробный пример по расчету технологического оборудования.

Белорусский национальный технический университет
пр-т Независимости, 65, г. Минск, Республика Беларусь
Тел.(017) 292-77-52 факс (017) 292-91-37
Регистрационный № БНТУ/Солигорск-36.2015

Шаститко Т.С., О.А. Сущиц
БНТУ, 2015

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение.....	2
I. Исходные данные и содержание курсовой работы.....	3
II. Пример расчета.....	5
1. Расчет материального баланса и качественно-количественной схемы...5	
1.1. Краткое описание выбранной технологической схемы обогащения.....5	
1.2. Материальный баланс.....	12
1.3. Расчет узла выщелачивания.....	20
1.4. Расчет качественно-количественной схемы.....	21
1.5. Водный баланс.....	23
1.6. Расчет производственной мощности.....	28
2. Расчет оборудования.....	30
2.1. Выбор и расчет оборудования для измельчения и классификации	30
2.2. Выбор и расчет оборудования для обесшламливания.....	33
2.2. Выбор и расчет оборудования для сильвиновой флотации.....	38
2.4. Оборудование для обезвоживания и сушки концентрата.....	41
2.5. Выбор и расчет оборудования узла обезвоживания хвостов.....	45
Литература.....	48
Приложение 1(таблица 1.4)	49

Введение

Калийные соли — основное минеральное богатство Беларуси, важнейший экспортный товар. Основной сырьевой базой калийной промышленности Беларуси является Старобинское месторождение, открытое в 1949 году. Начато строительство горно-обогатительного комбината по переработке сильвинитов Петриковского месторождения калийных солей. В Припятском прогибе имеется также ряд высокоперспективных участков, на которых сосредоточены значительные ресурсы калийных солей (Нежинский, Смолковский, Новодубровский, Копаткевичский, Житковичский и др.).

Наличие запасов калийных солей и потребность в калийных удобрениях обуславливают и необходимость переработки руды. Стратегия развития минерально-сырьевой базы калийной промышленности заключается не только в наращивании разведанных запасов, но и во внедрении новых технологий добычи и переработки калийных солей.

Поэтому весьма актуальной задачей является разработка ресурсосберегающих технологий переработки калийных солей. Повышение эффективности работы горно-обогатительного комплекса определяется не только уровнем развития техники и технологии переработки минерального сырья, но и степенью подготовки квалифицированных трудовых ресурсов.

Курсовая работа выполняется студентами специальности 1-51 02 01 «Разработка месторождений полезных ископаемых» направления 1-51 02 01-03 «Обогащение полезных ископаемых».

Целью данной курсовой работы является освоение студентами навыков расчета технологической схемы и оборудования для обогащения сильвинитовой руды флотационным методом, а также проектирование обогатительной фабрики с учетом рационального природопользования и в соответствии с действующими нормативными документами.

I. ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ И СОДЕРЖАНИЕ КУРСОВОЙ РАБОТЫ

Каждый студент получает индивидуальное задание с указанием темы работы и исходных данных для расчета.

ТЕМА РАБОТЫ: «Разработка исходных данных для проектирования флотационной фабрики по переработке сильвинитовых руд».

ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ:

1. Массовая доля в руде: $KC1 = \dots\%$, $H.O. = \dots\%$

2. Массовая доля в сухом концентрате: $KC1 = \dots\%$, $H.O. = \dots\%$

Соотношение крупной (+0,25мм) и мелкой (-0,25мм) фракций концентрата соответственно 60/40 или 65/35. Учсть, что влажность общего кека концентрата после обезвоживания не более 7,0 %

3. Массовая доля в твердой фазе хвостов $KC1 = \dots\%$

Влажность хвостов после фильтрования $W_{xb} = \dots\%$

4. Выход твердой фазы шламов, массовая доля $KC1$ в твердой фазе шламов и

массовое соотношение жидкого к твердому согласно принятой проектом схемы.

Учсть, что массовая доля $KC1$ в твердой фазе шламов не более 13,0% и массовое соотношение жидкого к твердому в разгрузке шламовых сгустителей не более 1,7.

6. Состав маточного раствора: $KC1 = 9,8-10,5\%$ $\Sigma_{сол.} = 30,0-30,6\%$

7. Состав рассола, возвращаемого в процесс (60- 65% от объема разгрузки шламовых сгустителей) $KC1 = 7,0-7,5\%$, $\Sigma_{сол.} = 26,0-26,5\%$

8. Производительность фабрики по руде млн. тонн в год.

Данные по пунктам 1,2,3,8 для каждого студента индивидуальные.

Т.к. студент не может провести контрольное опробование процесса с целью оценки качественных показателей процесса обогащения, то данные для расчета качественно-количественной и водно-шламовой схем по технологическим операциям необходимо принимать по результатам работы действующих обогатительных фабрик.

Студент дает описание технологической схемы, далее выполняет согласно выбранной технологической схемы расчет материального баланса, водного баланса и качественно-количественной схемы флотационной обогатительной фабрики, выполняет расчет технологического оборудования и оформляет пояснительную записку.

СОДЕРЖАНИЕ ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ:

Введение

1. Расчет материального баланса и качественно-количественной схемы
 - 1.1. Краткое описание выбранной технологической схемы обогащения
 - 1.2. Материальный баланс
 - 1.3. Расчет узла выщелачивания
 - 1.4. Расчет качественно-количественной схемы
 - 1.5. Водный баланс
 - 1.6. Расчет производственной мощности
2. Расчет оборудования
 - 2.1. Выбор и расчет оборудования для измельчения и классификации
 - 2.2. Выбор и расчет оборудования для обесшламливания
 - 2.2. Выбор и расчет оборудования для сильвиновой флотации
 - 2.4. Оборудование для обезвоживания и сушки концентрата
 - 2.5. Выбор и расчет оборудования узла обезвоживания хвостов
3. Предложение по совершенствованию производства

Студент дает обоснование предлагаемого к проектированию варианта совершенствования технологической схемы либо модернизации оборудования, которое может быть основой для разработки специальной части дипломного проекта. Обоснование излагается кратко и содержит цель, суть модернизации и ожидаемый результат. Модернизация должна обеспечивать ресурсосберегающую технологию переработки руды, либо снижение техногенного воздействия производства на окружающую среду, либо предлагать применение высокопроизводительного эффективного оборудования.

В результате выполнения курсовой работы студент должен показать умение решать инженерно-технические задачи в рамках своей специальности.

Курсовая работа оформляется в соответствии с требованиями единой системы стандартизации БНТУ.

II. ПРИМЕР РАСЧЕТА

1 РАСЧЕТ МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА И КАЧЕСТВЕННО-КОЛИЧЕСТВЕННОЙ СХЕМЫ

1.1 Краткое описание выбранной технологической схемы обогащения

Выбор технологической схемы флотационного обогащения калийных руд зависит от свойств и вещественного состава перерабатываемой руды, характера вкрапленности солевых минералов, требований к ассортименту и качеству калийных удобрений, свойств применяемых реагентов, технологических характеристик оборудования, которое можно применить, а также опыта переработки аналогичных по свойствам и составу руд. Физические свойства руды: крепость, гранулометрический состав, влажность, содержание глины, измельчаемость определяют способ дробления, грохочения, измельчения и тип аппаратов для выполнения этих операций.

На выбор схемы оказывает влияние и общие условия проектирования: климатические условия района, производительность предприятия, способы разработки месторождения, способ подачи руды на фабрику и др.

Технология обогащения полезного ископаемого состоит из ряда последовательных операций, при которых полезные ископаемые подвергаются процессам переработки, которые по назначению делятся на подготовительные, основные и вспомогательные.

К подготовительным операциям относят дробление, измельчение, грохочение и классификацию, целью которых является раскрытие минералов с образованием механической смеси частиц различного минерального состава, пригодной для их последующего разделения в процессе обогащения.

К основным процессам относят те процессы разделения минералов, при которых полезные минералы выделяются в концентраты, а пустая порода - в хвосты (процесс флотации). Так как в один прием обогащения не всегда удается получить концентрат с максимальным содержанием ценного компонента и минимальные по содержанию полезного компонента отходы, операции обогащения повторяются (перечистная флотация концентрата и контрольная флотация хвостов).

К вспомогательным процессам относят процессы удаления влаги из продуктов. Такие процессы называются обезвоживанием, которое проводится с целью доведения влажности продуктов до установленных норм. Сюда также относят очистку сточных производственных вод (для сильвинитовых руд осветление маточника) и процессы пылеулавливания, т.е. процессы очистки воздуха перед выбросом их в атмосферу.

Процесс обогащения сильвинита состоит из следующих стадий технологического процесса:

- 1 Дробление сильвинитовой руды с предварительным грохочением
- 2 Измельчение дробленной руды с предварительной и поверочной классификацией
- 3 Обесшламливание питания сильвиновой флотации (пять стадий)
- 4 Сильвиновая флотация (основная, контрольная и три пересчетные)
- 5 Классификация и обезвоживание галитовых хвостов сильвиновой флотации
- 6 Сгущение шламовых отходов, удаление и складирование их в шламохранилище
- 7 Классификация, обезвоживание и сушка калия хлористого
- 8 Гранулирование мелкого хлористого калия и облагораживание гранул

1 Дробление сильвинитовой руды с предварительным грохочением

Дроблением и измельчением называются процессы разрушения кусков материала на более мелкие зерна путем действия внешних сил, преодолевающих внутренние силы сцепления между частицами. Условно считают, что при дроблении получают зерна крупностью более 5 мм, а при измельчении – менее 5 мм.

При проведении операций по уменьшению кусков материала придерживаются принципа “не дробить ничего лишнего”. Учитывая это, в схему дробления и измельчения включают операции классификации и грохочения, которые позволяют выделить готовый по крупности продукт. Цель предварительного грохочения – сокращение количества материала, поступающего в дробилку, для выделения мелкого продукта, размеры которого в 2 раза меньше выходного отверстия дробилки, поверочной классификации – выделение дробленного продукта, не готового по крупности, который возвращается на доизмельчение.

Назначение данной операции – подготовка исходной сильвинитовой руды к операции мокрого измельчения до крупности, определяемой методом обогащения. Установленная крупность дробления – 10 мм. Перед дроблением вся руда подвергается сухому грохочению по классу 10 мм с целью отсева частиц крупностью менее 10 мм.

Надрешетный продукт грохотов поступает в дробилку, отрегулированную на дробление до фракции 10 мм, а подрешетный продукт и выгрузка дробилок направляются на измельчение.

2 Измельчение дробленной руды с предварительной и поверочной классификацией

Для предварительной классификации дробленной руды применяются дуговые сита СД-2 размером щели сита 2,0 мм, в результате которой из питания измельчения выводится часть руды с крупностью частиц,

соответствующей флотационной, в целях снижения переизмельчения питания флотации.

Руда перед дугowymi грохотами смешивается со сливом гидроциклонов пятой стадии обесшламливания, до Ж:Т 1,0-1,5.

Надрешетный продукт предварительной классификации поступает на измельчение в стержневые мельницы МСЦ 3,2-4,5 (по одной мельнице на секцию). Для обеспечения оптимального соотношения Ж:Т (0,8-1,1) в питание мельницы подается пенный продукт контрольной флотации. Слив мельницы поступает в зумпф, в который подается также промпродукт перечистной флотации. Дробленая руда при измельчении доводится до фракций 1,0-1,1 мм.

Надрешетный продукт поверочной классификации возвращается в операцию измельчения (циркулирующая нагрузка), подрешетный продукт предварительной и поверочной классификации – в питание первой стадии обесшламливания в гидроциклоны СВП-710. Слив гидроциклонов первой стадии обесшламливания поступает на вторую стадию, а пески – на пятую стадию обесшламливания.

3 Обесшламливание питания сильвиновой флотации

Присутствие нерастворимого остатка в измельченной руде ухудшает работу основного оборудования, повышает расход дорогостоящих флотационных реагентов и снижает качественные характеристики процесса флотации и готовой продукции.

Целью механического и флотационного обесшламливания является снижение массовой доли нерастворимого остатка (н.о.) в суспензии, поступающей на флотацию, при этом необходимо достичь максимально возможного извлечения н.о. в шламовый продукт при минимальных потерях хлористого калия. В данном примере технологическая схема обесшламливания пятистадийная в открытом цикле.

Классификация в гидроциклонах 1 стадии обесшламливания осуществляется по фракции 0,15 мм.

В слив гидроциклона переходят тонкие частицы с основной частью глинистых и карбонатных шламов (или нерастворимого остатка). Пески гидроциклона представлены более крупными частицами хлористого калия и хлористого натрия с пониженным, по сравнению с исходной рудой, содержанием нерастворимого остатка.

Пески гидроциклонов 1 стадии разбавляются маточником и перекачиваются на пятую стадию обесшламливания в перечистные гидроциклоны СВП-500, а слив 5 стадии - на дуговые сита предварительной классификации.

Слив гидроциклонов первой стадии обесшламливания поступает на вторую стадию, которая осуществляется в гидросепараторах (сгуститель – типа П-30) по классу 40-70 мкм. Эффективность работы гидросепараторов

обеспечивается восходящим потоком. Скорость восходящего потока 1,9 – 2,1 м/ч.

Пески второй стадии обесшламливания подается на третью стадию обесшламливания, которая осуществляется в гидросепараторе П-30, где скорость восходящего потока составляет 1,5 – 1,8 м/ч.

Пески третьей стадии обесшламливания подвергаются четвертой стадии обесшламливания (шламовая флотация) в пневмомеханических машинах МПМ-45. С этой целью пески подаются в пульподелитель, где разбавляются обратным маточником до соотношения Ж:Т 2,2-3,5. Туда же подается раствор солевой раствор полиакриламида, который является при флотации нерастворимого остатка реагентом-собирателем.

Пенный продукт шламовой флотации объединяется со сливами гидросепараторов второй и третьей стадий с преобладающим содержанием нерастворимого остатка поступает на сгущение.

Камерный продукт машин шламовой флотации и пески пятой стадии обесшламливания являются питанием сильвиновой флотации.

4 Флотация сильвина

Процесс флотации предназначен для максимального извлечения калия хлористого из руды в концентрат при минимальных потерях хлористого калия с хвостами флотации и осуществляется во флотокамерах ФМ-6,3 КСМ и состоит из основной, контрольной, перечистой операций. Количество перечистных операций зависит от качества черного концентрата (в данном примере одна перечистная операция).

С целью снижения расхода реагентов и повышения качества концентрата применяется раздельное кондиционирование мелкой и крупной фракции, т.е. раздельная обработка реагентами песков 5 стадии и камерного продукта 4 стадии обесшламливания (частицы крупностью менее 0,25мм). Данная фракция, обладая большой удельной поверхностью, при совместной обработке реагентами адсорбирует большую его часть, что сказывается на недостаточной обработке реагентами крупной фракции.

Пески гидроциклонов пятой стадии обесшламливания поступают в контактный чан, где разбавляются обратным маточником и обрабатываются реагентом-депрессором (70 % от общего расхода) и направляются в контактный чан для контактирования с собирателем, поступающим из реагентного отделения. Собиратель для флотации сильвина представляет собой водный раствор первичных алифатических аминов в хлоргидратной форме с добавлением соснового масла, модификатора полиэтиленгликоля (ПЭГ), гидрофобизатора (парафиновые углеводороды). Амины являются гетерополярным катионным собирателем, гидрофобизирующим поверхность частиц сильвина (пленка собирателя на минерале КС1 делает поверхность его несмачиваемой водой), гидрофобизатор (парафиновые углеводороды) – является аполярной добавкой, повышающей флотационную активность сильвина и способствующим флотации более крупных частиц, ПЭГ –

модификатором, способствующим закреплению амина на поверхности сильвина, сосновое масло – нейтральным пенообразователем.

Во вторую камеру флотационной машины для основной флотации подается камерный продукт (мелкая фракция) четвертой стадии обесшламливания, предварительно обработанный оставшимся депрессором (30 % от общего расхода). При таком вводе питания более тонкие частицы сильвина, обрабатываются собирателем, оставшимся от взаимодействия с крупной фракцией. При пропускании через флотационную камеру пузырьков воздуха происходит следующее: гидрофобные частицы КС1, имеющие слабую связь с водным раствором, поднимаются в пенный слой, а гидрофильные частицы NaCl остаются во взвешенном состоянии в камере.

Черновой концентрат основной флотации подвергается перечистке с целью повышения его качества, а хвосты - контрольной флотации для снижения содержания в них КС1, где в пенный продукт выделяется часть не сфлотированных при основной флотации частиц сильвина.

Пенный продукт контрольной флотации направляется в питание мельницы, хвосты контрольной флотации перекачиваются на классификацию и обезвоживание.

Промпродукт перечистой флотации поступают в зумпфы слива мельниц.

В результате указанных технологических операций обогащения получают флотационный концентрат и галитовые хвосты флотации.

Для выщелачивания хлорида натрия из флотационного концентрата (для повышения качества концентрата) в пенные желоба флотационных машин перечистой флотации подается "красная вода" (промывные воды систем пылегазоулавливания сушильного отделения и отделения гранулирования), затем концентрат вместе с «красной водой» поступает во флотационную камеру, в которой осуществляется процесс выщелачивания. Окончательный концентрат перекачивается на гидроклассификацию и обезвоживание.

5 Классификация и обезвоживание хвостов сильвиновой флотации

Целью гидравлической классификации является разделение смеси минеральных зерен в жидкости на классы с определенным диапазоном крупности.

Конечные продукты обогащения (концентраты и отвальные хвосты), как правило, содержат большое количество влаги. Повышенная влажность концентратов затрудняет их транспортировку и удорожает их дальнейшую переработку. Отвальные хвосты также сильно обводнены, что удорожает их перекачку в хвостохранилища и требует создания хвостохранилищ большой емкости. Поэтому с целью снижения влажности продуктов обогащения осуществляется их обезвоживание (классификация, сгущение, фильтрование).

Галитовые хвосты после флотации блок-насосом перекачиваются в гидроциклоны СВП-500 для классификации по классу 0,15 мм. Пески гидроциклонов смешиваются с разгрузкой сгустителя и распределяются по

барабанным вакуум-фильтрам БЛК-40-3 для обезвоживания до содержания массовой доли воды не более 9,5%.

Слив гидроциклонов самотеком поступает на осветление в сгустители, а слив сгустителей в виде чистого маточника возвращается в технологический процесс.

6 Сгущение шламовых отходов производства

Процесс сгущения материала основан на осаждении минеральных частиц в жидкости под действием сил тяжести.

Сгущение шламовых отходов производства (слив гидросепараторов 2 и 3 стадии обесшламливания, пенные продукты МПМ-45) осуществляется в сгустителях (в данном примере сгустители типа П-30). Эффективность данной операции определяется по плотности песков (разгрузки) сгустителей и степени осветления слива, который является оборотным маточником. При пониженной плотности песков увеличиваются потери хлористого калия с содержащейся в них жидкой фазой – маточником. Недостаточная степень осветления слива приводит к возврату в основные операции с оборотным маточником тонких глинистых шламов, что существенно нарушает технологический процесс и вызывает повышение расхода реагентов. Требуемые плотность песков и степень осветления слива достигаются применением флокуляции – укрупнения тонких частиц, что позволяет резко повысить скорость их осаждения и степень уплотнения осадка. В качестве флокулянта применяется полиакриламид в виде водных 1% растворов, разбавленных до концентрации 0,04-0,06% оборотным маточником. Степень осветления слива зависит от скорости слива 0,4-0,6 м/ч, которая определяется объемом питания, а также своевременностью удаления из сгустителя осадка, состоянием сливных порогов сгустителей.

7 Классификация, обезвоживание и сушка сальвинового концентрата

Основное назначение операции – сушка концентрата до установленной величины массовой доли воды.

Гидравлическая классификация предназначена для отделения концентрата более крупного по размеру от мелкого для отдельного их обезвоживания (на центрифугах и ленточных вакуум-фильтрах обезвоживают фракции концентрата крупнее 0,25 мм, а на барабанных и дисковых вакуум-фильтрах фракции мельче 0,25 мм). Это необходимо для того, чтобы получить кек концентрата небольшой влажности (не более 6,5%). При совместном обезвоживании мелкой и крупной фракции получается более влажный концентрат за счет того, что к фильтроткани быстрее поднимаются мелкие частицы, которые забивают отверстия фильтрующей поверхности, что затрудняет отсос воды, а крупная фракция остается на дне ванны.

Суспензия хлористого калия после флотации поступает в гидроциклоны СВП-500, пески которых обезвоживаются на центрифугах фильтрующего типа.

Сливы гидроциклонов сгущаются во флотомашинах типа ФКМ-6,3 КС. Пенный продукт флотомашин поступает в горизонтальные мешалки и распределяется по дисковым вакуум-фильтрам.

Влажность концентрата перед сушкой оказывает влияние на его качество после сушки. Чем ниже влажность концентрата перед сушкой, тем выше его качество после сушки. При сушке влажного концентрата происходит испарение воды из маточного раствора, а соли, растворенные в маточном растворе, остаются в концентрате, снижая его качество.

Сушка – это процесс удаления влаги из материала под действием температуры.

Кек концентрата после обезвоживания распределяется по сушильным барабанам. В качестве теплоносителя используются топочные газы, полученные сжиганием мазута или газа. В топку сушильного барабана подается газ (мазут) и первичный воздух на горение. В результате сгорания образуются топочные газы с температурой 1100 – 1200°С. Чтобы не произошло спекание влажного материала во время сушки при взаимодействии с топочными газами высокой температуры, подается вторичный воздух для разбавления теплоносителя до температуры 800°С, с которой он подается в барабан. Температура отходящих газов 105°С. Обычно в барабанных сушилках материал и сушильный агент движутся прямотоком, благодаря этому предотвращается пересушивание и унос материала топочными газами в сторону, противоположную его движению.

Высушенный концентрат с влажностью не более 0,5% транспортируется на склад, а отработанные дымовые газы, поступающие на 2-ступенчатую систему очистки (сухую в циклонах «Гипродревпрома» и мокрую - в комбинированных очистителях пыли КОП-70 и далее выбрасываются в атмосферу.

1.2 Материальный баланс

Материальный баланс представляет собой вещественное выражение закона сохранения массы применительно к технологическому процессу: масса веществ, поступающих в технологический процесс (приход) равна массе веществ, полученной в результате этого процесса.

Статьями прихода и расхода в материальном балансе являются масса полезного компонента, примесей в сырье, готового продукта (концентрата) и потерь.

Материальный баланс составляется на 100 тонн перерабатываемой руды и на его основе рассчитываются расходные коэффициенты, и определяется количество руды, необходимой для производства 1 тонны концентрата.

Материальный баланс составляется по данным химического опробования исходного сырья (руды), поступающего на фабрику и готового продукта (концентрата и хвостов), служит для оперативного контроля и управления технологическим процессом обогатительной фабрики, для оценки работы отдельных секций, а также для фабрики в целом по технологическим показателям обогащения.

Исходные данные для расчета следующие:

Руда: $\alpha^{KC1} = 24,8\%$
 $\alpha^{H.O.} = 5,0\%$

Концентрат:

Используя гидроклассификацию концентрата, получают крупную фракцию концентрата класса +0,25 мм и мелкую фракцию концентрат класса -0,25 мм.

Содержание в общем концентрате принимаем $\beta_{конц.}^{KC1} = 95,5\%$ и $\beta_{конц.}^{H.O.} = 0,8\%$.

Концентрат класса +0,25 мм обезвоживается на центрифугах с получением осадка влажностью $W_{1конц} = 5\%$.

Концентрат класса -0,25 мм обезвоживается на дисковых вакуум-фильтрах с получением осадка влажностью $W_{2конц} = 7\%$.

Хвосты:

Содержание хлористого калия в твердой фазе хвостов: $\beta_{ТВ.XB.}^{KC1} = 1,3\%$

Влажность хвостов после фильтрования: $W_{XB} = 9,15\%$

Шламы:

Содержание хлористого калия в твердой фазе шламов: $\beta_{ТВ.ШЛ.}^{KC1} = 13\%$.

Выход твердой фазы шламов: $\gamma_{ТВ.ШЛ.} = 4,7\%$.

Извлечение нерастворимого остатка в твердую фазу шламов:
 $\varepsilon_{ТВ.ШЛ.}^{H.O.} = 76,3\%$

Отношение Ж:Т шламов после сгущения: $R=1,5$

Состав маточного раствора:

$KCl = 10,2\%$ $\Sigma_{сол} = 30,6\%$

Состав рассола:

$$\text{КСI} = 7,5 \% \quad \Sigma_{\text{сол}} = 26,5 \%$$

Возвращается в процесс рассола 60% от веса жидкой фазы, сбрасываемой со шламами.

Конечные продукты обогащения (концентрат, хвосты, шламы) выводятся из процесса с остаточной влажностью, т. е. в них остается жидкая фаза. В состав жидкой фазы (маточного раствора) входит хлористый калий, который теряется с отходами производства.

Расчет материального баланса проводится по твердой фазе и с учетом солей жидкой фазы, т. е. по сухой фазе.

С целью снижения потерь хлористого калия с жидкой фазой шламов, часть жидкого в виде рассола возвращается со шламоохранилища в процесс.

Таким образом, уравнение материального баланса по выходам имеет вид:

$$\gamma_{\text{руды}} + \gamma_{\text{сол.рас}} = \gamma_{\text{сух.конц}} + \gamma_{\text{сух.хв}} + \gamma_{\text{сух.шл}} \quad (1.1)$$

или

$$\gamma_{\text{руды}} + \gamma_{\text{сол.рас}} = \gamma_{\text{ТВ.конц}} + \gamma_{\text{сол.конц}} + \gamma_{\text{ТВ.хв}} + \gamma_{\text{сол.хв}} + \gamma_{\text{ТВ.шл}} + \gamma_{\text{сол.шл}}$$

Уравнение материального баланса по ценному компоненту имеет вид:

$$\begin{aligned} \gamma_{\text{руды}} \cdot \alpha_{\text{KCl}} + \gamma_{\text{сол.рас}} \cdot \beta_{\text{сол.рас}}^{\text{KCl}} &= \gamma_{\text{ТВ.конц}} \cdot \beta_{\text{ТВ.конц}}^{\text{KCl}} + \gamma_{\text{сол.конц}} \cdot \beta_{\text{сол.конц}}^{\text{KCl}} + \gamma_{\text{ТВ.хв}} \cdot \beta_{\text{ТВ.хв}}^{\text{KCl}} + \\ &+ \gamma_{\text{сол.хв}} \cdot \beta_{\text{сол.хв}}^{\text{KCl}} + \gamma_{\text{ТВ.шл}} \cdot \beta_{\text{ТВ.шл}}^{\text{KCl}} + \gamma_{\text{сол.шл}} \cdot \beta_{\text{сол.шл}}^{\text{KCl}} \end{aligned}$$

(1.2)

Расчет ведем по главным технологическим показателям процесса обогащения ($\alpha, \beta, \gamma, \varepsilon$):

$$100 \cdot \alpha = \gamma_1 \cdot \beta_1 + \gamma_2 \cdot \beta_2 + \dots + \gamma_n \cdot \beta_n, \quad (1.3)$$

$$100 = \gamma_1 + \gamma_2 + \dots + \gamma_n,$$

$$\varepsilon = \frac{\gamma \cdot \beta}{\alpha}, \% \quad (1.4)$$

где α - содержание расчетного компонента в исходной руде, %;

β - содержание расчетного компонента в продукте обогащения, %;

γ - выход продукта, %;

ε - извлечение расчетного компонента в продукт обогащения, %.

1.2.1 Рассчитаем содержание КСИ в солях маточного раствора, в солях рассола.

а) в солях маточного раствора: $\Sigma_{\text{сол}} = 30,6 \%$
30,6 – 100

$$\} \Rightarrow \beta_{\text{сол.мат.}}^{\text{КСI}} = \frac{10,2 \cdot 100}{30,6} = 33,33\%$$

$$10,2 - \beta_{\text{сол.мат.}}^{\text{КСI}}$$

б) в солях рассола:

$$\Sigma_{\text{сол}} = 26,5 \%$$

26,5 – 100

$$\left. \begin{array}{l} 26,5 - 100 \\ 7,5 - \beta_{\text{сол.мат.}}^{\text{КСI}} \end{array} \right\} \Rightarrow \beta_{\text{сол.рас.}}^{\text{КСI}} = \frac{7,5 \cdot 100}{26,5} = 28,3\%$$

1.2.2 Рассчитаем выход солей концентрата, хвостов (на 100 т влажных продуктов) и выход солей шламов.

а) Концентрат после центрифуг отводится при влажности $W=5,0\%$:

$$\left. \begin{array}{l} 5 - 69,4 \\ M - 100 \end{array} \right\} \Rightarrow M = \frac{5 \cdot 100}{69,4} = 7,2\%,$$

следовательно, на 100т влажного концентрата:

$$\gamma_{\text{сол}} = 7,2 - 5 = 2,2\%$$

$$\gamma_{\text{тв.}} = 100 - 7,2 = 92,8\%$$

$$\gamma_{\text{сух}} = \gamma_{\text{тв.}} + \gamma_{\text{сол}} = 92,8 + 2,2 = 95\%$$

б) Концентрат после фильтров отводится при влажности $W=7,0\%$:

$$\left. \begin{array}{l} 7,0 - 69,4 \\ M - 100 \end{array} \right\} \Rightarrow M = \frac{7 \cdot 100}{69,4} = 10,09\%,$$

следовательно, на 100т влажного концентрата:

$$\gamma_{\text{сол}} = 10,09 - 7 = 3,09\%$$

$$\gamma_{\text{тв.}} = 100 - 10,09 = 89,91\%$$

$$\gamma_{\text{сух}} = \gamma_{\text{тв.}} + \gamma_{\text{сол}} = 89,91 + 3,09 = 93\%$$

в) Хвосты отводятся после фильтрования при влажности $W=9,15\%$:

$$\left. \begin{array}{l} 9,15 - 69,4 \\ M - 100 \end{array} \right\} \Rightarrow M = 13,18\%$$

следовательно, на 100т влажного кека хвостов:

$$\gamma_{\text{сол}} = 13,18 - 9,15 = 4,03\%$$

$$\gamma_{\text{тв.}} = 100 - 13,18 = 86,82\%$$

$$\gamma_{\text{сух}} = \gamma_{\text{тв.}} + \gamma_{\text{сол}} = 90,85\%$$

г) Шламы сбрасываются после сгущения при $Ж:Т=1,5$, следовательно на 4,7т шламов (на 100т руды $\gamma_{\text{тв.}} \text{ шл.} = 4,7\%$) жидкой фазы отводится: $M=4,7 \cdot 1,5=7,05$ т

При $\Sigma_{\text{сол}}$ жидкой фазы 30,6 % выход солей шламов составит:

$$\gamma_{\text{сол}} = 7,05 \cdot 0,306 = 2,16\%$$

$$\gamma_{\text{сух}} = \gamma_{\text{тв.}} + \gamma_{\text{сол}} = 6,86\%$$

1.2.3 Рассчитаем выход солей возвращаемого в процесс рассола, учитывая, что возвращается рассола 60% от веса жидкой фазы, сбрасываемых в накопительный бассейн шламов.

На 100т руды рассола возвращается в процесс $7,05 \cdot 0,6 = 4,23$ т.

$$\gamma_{\text{сол}} = 4,23 \cdot 0,265 = 1,12\%$$

1.2.4 Рассчитаем содержание КСI в твердой фазе концентрата, в сухой фазе хвостов и сухой фазе шламов.

а) Содержание КСI в твердой фазе концентрата после центрифуг:

$$\beta_{\text{КСIтв.конц.}} = (\gamma_{\text{сух конц.}} \cdot \beta_{\text{КСIсух конц.}} - \gamma_{\text{сол}} \cdot \beta_{\text{КСIсол}}) / \gamma_{\text{тв. конц.}}$$

$$\beta_{\text{КСI}_{\text{ТВ.КОНЦ}_1}} = \frac{95 \cdot 95,5 - 2,2 \cdot 33,33}{92,8} = 96,97\%$$

б) Содержание КСИ в твердой фазе концентрата после фильтров:

$$\beta_{\text{КСI}_{\text{ТВ.КОНЦ}_2}} = \frac{95,5 \cdot 93 - 3,09 \cdot 33,33}{89,91} = 97,64\%$$

в) Содержание КСИ в сухой фазе хвостов:

$$\beta_{\text{КСI}_{\text{СУХ.ХВ.}}} = \frac{86,82 \cdot 1,3 + 4,03 \cdot 33,33}{90,85} = 2,72\%$$

г) Содержание КСИ в сухой фазе шламов:

$$\beta_{\text{КСI}_{\text{СУХ.ШЛ.}}} = \frac{4,7 \cdot 13 + 2,16 \cdot 33,33}{6,86} = 19,4\%$$

1.2.5 Рассчитаем выход солей получаемых конечных продуктов через $\gamma_{\text{ТВ}}$. этих продуктов.

а) Для концентрата после центрифуг (учитывая, что от общего выхода концентрата выход концентрата после центрифуг составляет 70% от общего):

$$\gamma_{\text{СОЛ.КОНЦ.}_1} = \frac{2,2 \cdot 0,7 \cdot \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ.}}}{92,8} = 0,0166 \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ.}}$$

б) Для концентрата после фильтров (30% от общего):

$$\gamma_{\text{СОЛ.КОНЦ.}_2} = \frac{3,09 \cdot 0,3 \cdot \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ.}}}{89,91} = 0,0103 \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ.}}$$

в) Для хвостов:

$$\gamma_{\text{СОЛ.ХВ.}} = \frac{4,03 \cdot \gamma_{\text{ТВ.ХВ.}}}{86,82} = 0,046 \gamma_{\text{ТВ.ХВ.}}$$

Составим уравнение материального баланса по выходам и рассчитаем $\gamma_{\text{КОНЦ}}^{\text{ТВ}}$ через $\gamma_{\text{ХВ}}^{\text{ТВ}}$.

$$\gamma_{\text{P}} + \gamma_{\text{СОЛ.РАС}} = \gamma_{\text{СУХ.КОНЦ}} + \gamma_{\text{СУХ.ХВ}} + \gamma_{\text{СУХ.ШЛ}}$$

$$\gamma_{\text{СУХ.КОНЦ}} = \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}} + \gamma_{\text{СОЛ.КОНЦ}}$$

$$\gamma_{\text{СУХ.ХВ}} = \gamma_{\text{ТВ.ХВ}} + \gamma_{\text{СОЛ.ХВ}}$$

$$\gamma_{\text{СУХ.ШЛ}} = \gamma_{\text{ТВ.ШЛ}} + \gamma_{\text{СОЛ.ШЛ}}$$

Таким образом:

$$\gamma_{\text{P}} + \gamma_{\text{СОЛ.РАС}} = \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}_1} + \gamma_{\text{СОЛ.КОНЦ}_1} + \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}_2} + \gamma_{\text{СОЛ.КОНЦ}_2} + \gamma_{\text{ТВ.ХВ}} + \gamma_{\text{СОЛ.ХВ}} + \gamma_{\text{ТВ.ШЛ}} + \gamma_{\text{СОЛ.ШЛ}}$$

Подставив в уравнение известные данные выходов, получим:

$$100 + 1,12 = 0,7 \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}} + 0,0166 \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}} + 0,3 \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}} + 0,0103 \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}} + \gamma_{\text{ТВ.ХВ}} + 0,046 \gamma_{\text{ТВ.ХВ}} + 4,7 + 2,16$$

$$101,12 = 1,0269 \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}} + 1,046 \gamma_{\text{ТВ.ХВ}} + 6,86$$

$$\gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}} = \frac{94,26 - 1,046 \gamma_{\text{ТВ.ХВ}}}{1,0269}$$

Составим уравнение материального баланса по КСИ и, в него подставив $\gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}}$, определим $\gamma_{\text{ХВ}}^{\text{ТВ}}$.

$$\gamma_{\text{P}} \cdot \alpha_{\text{КСI}} + \gamma_{\text{СОЛ.РАС}} \cdot \beta_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.РАС}}} = 0,7 \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}} \cdot \beta_{\text{КСI}_{\text{ТВ.КОНЦ}_1}} + \gamma_{\text{СОЛ.КОНЦ}_1} \cdot \beta_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.КОНЦ}}} + 0,3 \gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}} \cdot \beta_{\text{КСI}_{\text{ТВ.КОНЦ}_2}} + \gamma_{\text{СОЛ.КОНЦ}_2} \cdot$$

$$\beta_{КСІ\text{сол.конц}} + \gamma_{\text{ТВ.ХВ}} \cdot \beta_{КСІ\text{ТВ.ХВ}} + \gamma_{\text{сол.ХВ}} \cdot \beta_{КСІ\text{сол.ХВ}} + \gamma_{\text{ТВ.ШЛ}} \cdot \beta_{КСІ\text{ТВ.ШЛ}} + \gamma_{\text{сол.ШЛ}} \cdot \beta_{КСІ\text{сол.ШЛ}}$$

$$100 \cdot 24,8 + 1,12 \cdot 28,3 = 0,7\gamma_{\text{ТВ.конц}} \cdot 96,97 + 0,0166\gamma_{\text{ТВ.конц}} \cdot 33,33 + 0,3\gamma_{\text{ТВ.конц}} \cdot 97,64 + 0,0103\gamma_{\text{ТВ.конц}} \cdot 33,33 + \gamma_{\text{ТВ.ХВ}} \cdot 1,3 + 0,046\gamma_{\text{ТВ.ХВ}} \cdot 33,33 + 4,7 \cdot 13 + 2,16 \cdot 33,33$$

$$\gamma_{\text{ТВ.конц}} = \frac{94,26 - 1,046 \cdot \gamma_{\text{ТВ.ХВ}}}{1,0269}$$

$$2413,1397 = 98,00 \left(\frac{91,6 - 1,045 \cdot \gamma_{\text{ТВ.ХВ}}}{1,0262} \right) + 2,8356\gamma_{\text{ТВ.ХВ}}$$

Отсюда

$$\gamma_{\text{ТВ.ХВ}} = 68,24 \%$$

$$\gamma_{\text{ТВ.конц}} = \frac{94,26 - 1,046 \cdot 68,24}{1,0269} = 22,28\%$$

$$\gamma_{\text{ТВ.конц}_1} = 0,7\gamma_{\text{ТВ.конц}} = 0,7 \cdot 22,28 = 15,6 \%$$

$$\gamma_{\text{ТВ.конц}_2} = 0,3\gamma_{\text{ТВ.конц}} = 0,3 \cdot 22,28 = 6,68 \%$$

$$\gamma_{\text{сол.конц}_1} = 0,0166 \gamma_{\text{ТВ.конц}} = 0,0166 \cdot 22,28 = 0,37 \%$$

$$\gamma_{\text{сол.конц}_2} = 0,0103 \gamma_{\text{ТВ.конц}} = 0,0103 \cdot 22,28 = 0,23 \%$$

$$\gamma_{\text{сух.конц}_1} = \gamma_{\text{ТВ.конц}_1} + \gamma_{\text{сол.конц}_1} = 15,6 + 0,37 = 15,97 \%$$

$$\gamma_{\text{сух.конц}_2} = \gamma_{\text{ТВ.конц}_2} + \gamma_{\text{сол.конц}_2} = 6,68 + 0,23 = 6,91 \%$$

$$\gamma_{\text{сух.конц}} = \gamma_{\text{сух.конц}_1} + \gamma_{\text{сух.конц}_2} = 22,88 \%$$

$$\gamma_{\text{сол.ХВ}} = 0,046\gamma_{\text{ТВ.ХВ}} = 0,046 \cdot 68,24 = 3,14 \%$$

$$\gamma_{\text{сух.ХВ}} = \gamma_{\text{ТВ.ХВ}} + \gamma_{\text{сол.ХВ}} = 68,24 + 3,14 = 71,38 \%$$

Таким образом:

$$\gamma_{\text{р}} + \gamma_{\text{сол.рас}} = \gamma_{\text{сух.конц}} + \gamma_{\text{сух.ХВ}} + \gamma_{\text{сух.ШЛ}}$$

$$100 + 1,12 = 22,88 + 71,38 + 6,86$$

$$101,12 = 101,12$$

1.2.6 По формулам (1.1) и (1.4) рассчитаем извлечение КСІ в конечные продукты и составим баланс по извлечениям:

а) Извлечение КСІ в концентрат (после центрифуг):

$$\varepsilon_{КСІ\text{ТВ.конц}_1} = \frac{(\gamma_{\text{ТВ.конц}_1} \cdot \beta_{КСІ\text{ТВ.конц}_1})}{\alpha_{КСІ}};$$

$$\varepsilon_{КСІ\text{ТВ.конц}_1} = \frac{(15,6 \cdot 96,97)}{24,8} = 61,0 \%$$

$$\varepsilon_{КСІ\text{сол.конц}_1} = \frac{(\gamma_{\text{сол.конц}_1} \cdot \beta_{КСІ\text{сол.конц}_1})}{\alpha_{КСІ}};$$

$$\varepsilon_{КСІ\text{сол.к.конц}_1} = \frac{(0,37 \cdot 33,33)}{24,8} = 0,5 \%$$

$$\varepsilon_{КСІ\text{сух.конц}_1} = \varepsilon_{КСІ\text{ТВ.конц}_1} + \varepsilon_{КСІ\text{сол.конц}_1};$$

$$\varepsilon_{КСІ\text{сух.конц}_1} = 61 + 0,5 = 61,5 \%$$

б) Извлечение КСІ в концентрат (после фильтров):

$$\varepsilon_{КСІ\text{ТВ.конц}_2} = \frac{(\gamma_{\text{ТВ.конц}_2} \cdot \beta_{КСІ\text{ТВ.конц}_2})}{\alpha_{КСІ}}$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{ТВ. КОНЦ}_2}} = \frac{(6,68 \cdot 97,64)}{24,8} = 26,3 \%$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СОЛ. КОНЦ}_2}} = \frac{(\gamma_{\text{СОЛ.КОНЦ}_2} \cdot \beta_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.КОНЦ}_2}})}{\alpha_{\text{КСI}}}$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СОЛ. КОНЦ}_2}} = \frac{(0,23 \cdot 33,33)}{24,8} = 0,3 \%$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СУХ. КОНЦ}_2}} = \varepsilon_{\text{КСI}_{\text{ТВ.КОНЦ}_2}} + \varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СОЛ. КОНЦ}_2}};$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СУХ. КОНЦ}_2}} = 26,6\%$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СУХ.КОНЦ.ОБЩ}}} = 88,1 \%$$

в) Извлечение КСI в хвосты:

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{ТВ.ХВ}}} = \frac{(\gamma_{\text{ТВ.ХВ}} \cdot \beta_{\text{КСI}_{\text{ТВ.ХВ.}}})}{\alpha_{\text{КСI}}}$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{ТВ.ХВ}}} = \frac{(68,24 \cdot 1,3)}{24,8} = 3,6 \%$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СОЛ. ХВ}}} = \frac{(\gamma_{\text{СОЛ.ХВ.}} \cdot \beta_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.ХВ.}}})}{\alpha_{\text{КСI}}}$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.ХВ}}} = \frac{(3,14 \cdot 33,33)}{24,8} = 4,22 \%$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СУХ.ХВ}}} = \varepsilon_{\text{КСI}_{\text{ТВ.ХВ}}} + \varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.ХВ}}};$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СУХ.ХВ}}} = 7,82 \%$$

г) Извлечение КСI в шламы:

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{ТВ.ШЛ}}} = \frac{(\gamma_{\text{ТВ.ШЛ}} \cdot \beta_{\text{КСI}_{\text{ТВ.ШЛ.}}})}{\alpha_{\text{КСI}}};$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{ТВ.ШЛ}}} = \frac{(4,7 \cdot 13)}{24,8} = 2,46 \%;$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СОЛ. ШЛ}}} = \frac{(\gamma_{\text{СОЛ.ШЛ.}} \cdot \beta_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.ШЛ.}}})}{\alpha_{\text{КСI}}};$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.ШЛ}}} = \frac{(2,16 \cdot 33,33)}{24,8} = 2,9 \%$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СУХ.ШЛ}}} = \varepsilon_{\text{КСI}_{\text{ТВ.ШЛ}}} + \varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.ШЛ}}};$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СУХ.ШЛ}}} = 5,36 \%$$

д) Извлечение КСI в соли рассола:

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.РАС}}} = \frac{(\gamma_{\text{СОЛ.РАС.}} \cdot \beta_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.РАС.}}})}{\alpha_{\text{КСI}}};$$

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.РАС}}} = \frac{(1,12 \cdot 28,3)}{24,8} = 1,28 \%$$

Составим уравнение материального баланса по извлечениям:

$$\varepsilon_{\text{КСI}_{\text{Р}}} + \varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СОЛ.РАС}}} = \varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СУХ.КОНЦ}}} + \varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СУХ.ХВ}}} + \varepsilon_{\text{КСI}_{\text{СУХ.ШЛ}}}$$

Подставив в уравнение материального баланса по извлечениям все известные величины, получим:

$$100 + 1,28 = 88,1 + 7,82 + 5,36$$

$$101,28 = 101,28$$

1.2.7 Рассчитаем конечные продукты по н. о.

а) Извлечение н. о. в концентрат (общий):

$$\varepsilon_{\text{н.о.сух.конц}} = \frac{(\gamma_{\text{сух.конц.}} \cdot \beta_{\text{н.о.сух.конц.}})}{\alpha_{\text{н.о.}}};$$

$$\varepsilon_{\text{н.о.сух.конц}} = \frac{(22,88 \cdot 0,8)}{5} = 3,66 \%;$$

$$\varepsilon_{\text{н.о.сух.конц}} = \varepsilon_{\text{н.о.тв.конц}} = 3,66 \%$$

$$\beta_{\text{н.о.тв.конц}} = \frac{(\varepsilon_{\text{н.о.тв.конц.}} \cdot \alpha_{\text{н.о.}})}{\gamma_{\text{тв.конц.}}};$$

$$\beta_{\text{н.о.тв.конц}} = \frac{(3,66 \cdot 5)}{22,88} = 0,82 \%$$

б) Извлечение н. о. в концентрат после центрифуг:

При $\beta_{\text{н.о.конц}_1} = 0,8\%$

$$\varepsilon_{\text{н.о.сух.конц}_1} = \frac{(15,97 \cdot 0,8)}{5} = 2,56 \%;$$

$$\varepsilon_{\text{н.о.сух.конц}_1} = \varepsilon_{\text{н.о.тв.конц}_1} = 2,56 \%$$

$$\beta_{\text{н.о.тв.конц}_1} = \frac{(2,56 \cdot 5)}{15,6} = 0,82 \%$$

в) Извлечение н. о. в концентрат после фильтров:

$$\varepsilon_{\text{н.о.сух.конц}_1} = 3,66 - 2,56 = 1,1 \%$$

$$\beta_{\text{н.о.сух.конц}_2} = \frac{(1,1 \cdot 5)}{6,91} = 0,8 \%;$$

$$\beta_{\text{н.о.тв.конц}_2} = \frac{(1,1 \cdot 5)}{6,68} = 0,82 \%$$

г) Извлечение н. о. в хвосты, содержание н. о. в хвостах:

$$\varepsilon_{\text{н.о.хв}} = \varepsilon_{\text{н.о.р}} - \varepsilon_{\text{н.о.шл}} - \varepsilon_{\text{н.о.конц}}$$

$$\varepsilon_{\text{н.о.хв}} = 100 - 76,3 - 3,66 = 20,04 \%$$

$$\beta_{\text{н.о.сух.хв}} = \frac{(\varepsilon_{\text{н.о.хв.}} \cdot \alpha_{\text{н.о.}})}{\gamma_{\text{сух.хв.}}};$$

$$\beta_{\text{н.о.сух.хв}} = \frac{(20,04 \cdot 5)}{74,38} = 1,4 \%;$$

$$\beta_{\text{н.о.тв.хв}} = \frac{(20,04 \cdot 5)}{68,24} = 1,47 \%$$

д) Содержание н. о. в шламах:

$$\varepsilon_{\text{н.о.шл}} = 76,3 \%$$

$$\beta_{\text{н.о.сух.шл}} = \frac{(76,3 \cdot 5)}{6,86} = 55,61 \%;$$

$$\beta_{\text{н.о.тв.шл}} = \frac{(76,3 \cdot 5)}{4,7} = 81,17 \%$$

1.2.8 Рассчитаем технологические показатели шламов накопительного бассейна (учитывая возврат рассола) с учетом солей жидкой фазы:

$$\gamma_{\text{шл.}} = 6,86 - 1,12 = 5,74 \%$$

$$\epsilon_{\text{КСI}}^{\text{шл.}} = 5,36 - 1,28 = 4,08 \%$$

$$\beta_{\text{шл}}^{\text{КСI}} = \frac{4,08 \cdot 24,8}{5,74} = 17,63 \%$$

$$\beta_{\text{шл}}^{\text{н.о.}} = \frac{76,3 \cdot 5}{5,74} = 66,46 \%$$

Данные расчета материального баланса сводим в таблицу 1.1

Таблица 1.1 - Результаты расчета материального баланса

Продукт	В ыход, %	Массовая доля, %		Извлечение, %	
		КСI	н.о.	КСI	н.о.
ПОСТУПАЕТ					
Руда	100	24, 8	5,0	100	100
Рассол	1,12	28, 3	-	1,28	-
<i>Итого:</i>	101,12			101,28	100
ВЫХОДИТ					
Концентрат (+0,25мм), в том числе	15,97			61,5	2,56
<i>Твердая фаза</i>	15,6	96,97	0,82	61,0	
<i>Соли жидкой фазы</i>	0,37	33,33	-	0,5	
Концентрат (-0,25мм), в том числе	6,91			26,6	1,1
<i>Твердая фаза</i>	6,68	97,64	0,82	26,3	
<i>Соли жидкой фазы</i>	0,23	33,33	-	0,3	
<i>Суммарный концентрат</i>	22,88	95,5	0,8	88,1	3,66
Хвосты, в том числе	71,38	2,72	1,4	7,82	20,04
<i>Твердая фаза</i>	68,24	1,3	1,47	3,6	
<i>Соли жидкой фазы</i>	3,14	33,33	-	4,22	
Шламы, в том числе	6,86	19,4	55,61	5,36	76,3
<i>Твердая фаза</i>	4,7	13,0	81,17	2,46	
<i>Соли жидкой фазы</i>	2,16	33,33	-	2,9	
<i>Итого:</i>	101,12			101,2 8	100
Шламы накопительного бассейна (с учетом возврата рассола)	4,7	12,98	66,46	2,46	76,3

1.3 Расчет узла выщелачивания

Для повышения качества концентрата до уровня 95,5 % (по сухому) концентрат перечистой флотации подвергается выщелачиванию с целью растворения из твердой фазы концентрата NaCl. Для выщелачивания используем в качестве выщелачивающего раствора слив мокрой газоочистки состава: KCl – 9,18 %, NaCl – 1,63 % из расчета 6,04 т/100 т руды (применение сливов с массовой долей KCl в растворе менее 9% не целесообразно, т.к. приводит к увеличению потерь KCl в процессе выщелачивания и к увеличению мелких фракций в концентрате).

1.3.1 Рассчитаем коэффициент обводнения выщелачивающего раствора:

$$K = \frac{100}{100 - 10,81} = 1,12$$

На 6,04 т раствора воды $\frac{6,04}{1,12} = 5,39$ или

Содержание KCl в солях выщелачивающего раствора:

$$\left. \begin{array}{l} 10,81 - 100 \\ 9,18 - B_{\text{сол. выщор-ра}}^{KCl} \end{array} \right\} \Rightarrow B_{\text{сол. выщор-ра}}^{KCl} = \frac{9,18 \cdot 100}{10,81} = 84,92\%$$

$$\left. \begin{array}{l} 6,04 - 100 \\ H_2O - 89,19 \end{array} \right\} \Rightarrow H_2O = \frac{6,04 \cdot 89,19}{100} = 5,39 \text{ т}$$

1.3.2 Вес солей в выщелачивающем растворе:

6,04 – 5,39 = 0,65 т, следовательно

Рассчитаем извлечение KCl в солях выщелачивающего раствора:

$$\varepsilon_{\text{сол. выщор-ра}}^{KCl} = \frac{0,65 \cdot 84,92}{24,8} = 2,23\%$$

1.3.3 Коэффициент обводнения маточника:

$$K = \frac{100}{100 - 30,6} = 1,44$$

⇒ вес выщелачивающего раствора после насыщения солями 5,39 т воды: 5,39 × 1,44 = 7,76 т

⇒ вес растворившейся соли: 7,76 – 5,39 = 2,37 т

1.3.4 Извлечение KCl в соли выщелачивающего раствора после насыщения:

$$\varepsilon_{\text{за счет выщ.}}^{KCl} = \frac{2,37 \cdot 33,33}{24,8} = 3,19\%$$

Общие потери KCl за счет выщелачивания составят:

$$\varepsilon_{\text{за счет выщ.}}^{KCl} = 3,19 - 2,23 = 0,96\%$$

$$\gamma_{\text{сол. выщ.}} = \frac{0,96 \cdot 24,8}{33,33} = 0,71\%$$

1.4 Расчет качественно-количественной схемы

При расчете качественно-количественной схемы определяют численные значения относительных и абсолютных показателей для всех продуктов схемы. К относительным показателям схемы относят: γ - выход продукта, %; β - содержание компонентов руды, %; ε - извлечение компонентов в каждый продукт, %, а к абсолютным - P (вес), т/ч.

Для расчета качественно-количественной схемы используем данные расчета материального баланса:

а) концентрат по твердому:

$$\gamma = 22,28\%$$

$$\beta_{KCL} = 97,17\%$$

$$\beta_{H.O.} = 0,82\%$$

$$\varepsilon_{KCL} = 87,3\%$$

$$\varepsilon_{H.O.} = 3,66\%$$

концентрат по сухому:

$$\gamma = 22,88\%$$

$$\beta_{KCL} = 95,5\%$$

$$\beta_{H.O.} = 0,8\%$$

$$\varepsilon_{KCL} = 88,1\%$$

$$\varepsilon_{H.O.} = 3,66\%$$

б) твердые хвосты:

$$\gamma = 68,24\%$$

$$\beta_{KCL} = 1,3\%$$

$$\beta_{H.O.} = 1,47\%$$

$$\varepsilon_{KCL} = 3,6\%$$

$$\varepsilon_{H.O.} = 20,04\%$$

сухие хвосты:

$$\gamma = 71,38\%$$

$$\beta_{KCL} = 2,72\%$$

$$\beta_{H.O.} = 1,4\%$$

$$\varepsilon_{KCL} = 7,82\%$$

$$\varepsilon_{H.O.} = 20,04\%$$

в) твердые шламы:

$$\gamma = 4,7\%$$

$$\beta_{KCL} = 13,0\%$$

$$\beta_{H.O.} = 81,17\%$$

$$\varepsilon_{KCL} = 2,46\%$$

$$\varepsilon_{H.O.} = 76,3\%$$

сухие шламы:

$$\gamma = 6,86\%$$

$$\beta_{KCL} = 19,4\%$$

$$\beta_{H.O.} = 55,61\%$$

$$\varepsilon_{KCL} = 5,36\%$$

$$\varepsilon_{H.O.} = 76,3\%$$

Численные значения некоторых показателей (для отдельных продуктов) принимаем на основе практики работы аналогичного предприятия или по результатам исследовательских работ:

- пески классификации хвостов (42 пр.) относительно питания классификации;
- фильтрат отделения обезвоживания хвостов (46 пр.) относительно кека хвостов;
- пром. продукт перемешивания флотации (31 пр.) относительно твердого концентрата;
- пром. продукт контрольной флотации (32 пр.) относительно твердых хвостов;
- фильтрат отделения обезвоживания концентрата (50 пр.) относительно кека концентрата;
- камерный продукт флотосгушения (39 пр.);
- слив 2 и 3 ст. обесшламливания (13 и 15 пр.) относительно 22 пр.;
- слив 5 ст. обесшламливания (19 пр.) относительно руды;
- пески 1 ст. обесшламливания (12 пр.) относительно питания обесшламливания.

Далее для расчета используются следующие формулы:

Содержание КСІ и н.о в продукте:

$$\beta = \frac{\varepsilon \cdot \alpha}{\gamma}, \% \quad (1.5)$$

где ε - извлечение КСІ или н.о. в продукт, %;

γ - выход продукта, %;

α - содержание КСІ или н.о. в руде, %

Уравнения материального баланса для каждой операции по выходам:

$$\gamma_1 = \gamma_2 + \gamma_3 \text{ и т.д.} \quad (1.6)$$

по извлечениям:

$$\varepsilon_1 = \varepsilon_2 + \varepsilon_3 \quad (1.7)$$

Просчитав схему в относительных показателях, определяют численные значения веса продуктов по формуле:

$$Q_{\text{пр}} = \frac{Q_{\text{р}} \cdot \gamma}{100}, \text{ т/ч} \quad (1.8)$$

где $Q_{\text{час}}$ – часовая производительность фабрики по руде, т/ч

Приведем пример расчета для слива классификации хвостов:

$$\gamma_{41} = \gamma_{33} - \gamma_{42} = 68,24 - 62,21 = 6,03\%$$

$$\varepsilon_{41}^{KCL} = \varepsilon_{33}^{KCL} - \varepsilon_{42}^{KCL} = 3,6 - 2,8 = 0,8\%$$

$$\varepsilon_{41}^{H.O} = \varepsilon_{33}^{H.O} - \varepsilon_{42}^{H.O} = 20,04 - 14,05 = 5,99\%$$

$$\beta_{41}^{KCL} = \frac{\varepsilon_{41} \cdot \alpha_{KCL}}{\gamma_{41}} = \frac{0,8 \cdot 24,8}{6,03} = 3,29\%$$

$$\beta_{41}^{H.O} = \frac{\varepsilon_{41}^{H.O} \cdot \alpha_{H.O}}{\gamma_{41}} = \frac{5,99 \cdot 5}{6,03} = 4,97\%$$

$$P_{41} = \frac{1470,6 \cdot 6,03}{100} = 88,67 \text{ т/ч}$$

Расчет качественно-количественных показателей сводим в таблицу 1.4 или заносим на качественно-количественную схему.

1.5 Водный баланс

При переработке водорастворимых руд жидкая фаза насыщена солями. Поэтому соли жидкой фазы, оставшейся после фильтрования концентрата, увеличивая извлечение КСЛ в концентрат, снижают его качество и повышают потери КСЛ с хвостами и шламами, увеличивая в них содержание. Выход жидкой фазы из системы с продуктами (концентратом, хвостами, шламами) приводит к необходимости ее восполнения водой с солями, поэтому в процессе переработки руды часть ее растворяется и переходит в виде солей в жидкую фазу.

Для уменьшения потерь руды жидкая фаза частично восполняется возвращаемым со шламохранилища рассолом. Система находится в равновесии только при установившемся водном балансе т.е. при равенстве расходов воды, вводимой в процесс и выводимой из процесса продуктами (концентратом, хвостами, шламами). В процесс вода вводится с рудой W_1 , рассолом W_2 , с выщелачивающим раствором W_3 , с рабочими растворами реагентов $\sum W_{p1}$ и технологической водой $W_{тех}$.

Таким образом, вода из процесса выводится:

$$W_1 + W_2 + W_3 + \sum W_{p1} + W_{тех} = W_{конц} + W_{хв.} + W_{шл.}$$

При переработке сильвинита $W_1 = 0$.

1.5.1 Вес воды, уходящей из процесса:

а) с концентратом:

Для этого рассчитаем вес твердой фазы концентрата после центрифуг:

$$\gamma = \frac{P}{Q} \cdot 100\%$$

$$\text{Следовательно } P_{1\text{конц}}^{ТВ} = \frac{\gamma_{ТВ.конц} \cdot Q_{час}}{100} = \frac{15,6 \cdot 11470,6}{100} = 229,41 \text{ т/ч}$$

Вес твердой фазы концентрата после дисковых вакуум-фильтров:

$$P_{2\text{конц}}^{ТВ} = \frac{6,68 \cdot 1470,6}{100} = 98,24 \text{ т/ч}$$

Согласно расчета материального баланса влажность концентрата после центрифуг равна 5 % (W_1), после вакуум-фильтров – 7 % (W_2).

На 92,8 тв. конц – жидкой фазы 7,2

На 229,41 – х

$$x = \frac{7,2 \cdot 229,4}{92,8} = 17,8 \text{ т/ч} - \text{вес маточника, уходящего из процесса с}$$

концентратом после центрифуг.

17,8 – 100

$W_{конц}$ - 69,4

$$W_{конц1} = \frac{69,4 \cdot 17,8}{100} = 12,35 \text{ т/ч} - \text{вес воды, уходящей из процесса}$$

с концентратом после центрифуг.

$$7 - 69,4$$

$$M_{\text{конц}} - 100$$

$$M_{\text{конц}} = \frac{7 \cdot 100}{69,4} = 10,09 \text{ т/ч}$$

На 89,91 тв. конц. – жидкой фазы 10,09

$$98,24 - x$$

$$x = \frac{98,24 \cdot 10,09}{89,91} = 11,02 \text{ т/ч}$$

$$11,02 - 100$$

$$W_{\text{конц}} - 69,4$$

$$W_{\text{конц}_2} = \frac{11,02 \cdot 69,4}{100} = 7,65 \text{ т/ч} - \text{вес воды, уходящей с концентратом}$$

после вакуум-фильтров.

ОБЩ

$$W_{\text{конц}}^{\text{ОБЩ}} = W_{\text{конц}_1} + W_{\text{конц}_2} = 12,35 + 7,65 = 20,0 \text{ т/ч}$$

б) с хвостами:

$$P_{\text{хв}}^{\text{ТВ}} = \frac{\gamma_{\text{ТВ.хв}} \cdot Q_{\text{час}}}{100} = \frac{68,24 \cdot 1470,6}{100} = 1003,54 \text{ т/час}$$

$$W_{\text{хв.}} = 9,15\%$$

На 86,82 тв. хв – жидкой фазы 13,18

$$1003,54 - x$$

$$x = \frac{1003,54 \cdot 13,18}{86,82} = 152,35$$

$$152,35 - 100$$

$$W_{\text{хв.}} - 69,4$$

$$W_{\text{хв.}} = \frac{69,4 \cdot 152,35}{100} = 105,73 \text{ т/ч}$$

в) со шламами:

$$P_{\text{шл}}^{\text{ТВ}} = \frac{\gamma_{\text{ТВ.шл}} \cdot Q_{\text{час}}}{100} = \frac{4,7 \cdot 1470,6}{100} = 69,12 \text{ т/час}$$

Вес жидкой фазы, уходящей со шламами:

$$M_{\text{шл.}} = 69,12 \cdot 1,5 = 103,68 \text{ т}$$

Таким образом, в маточнике воды содержится 69,4, то вес воды, уходящей со шламами, найдем по пропорции:

$$103,68 - 100$$

$$W_{\text{шл}} - 69,4$$

$$W_{\text{шл}} = \frac{103,68 \cdot 69,4}{100} = 71,95 \text{ т/ч}$$

Таким образом, из системы выводится воды:

$$\sum W_{\text{ух.}} = W_{\text{конц}_1} + W_{\text{конц}_2} + W_{\text{хв.}} + W_{\text{шл.}} = 12,35 + 7,65 + 105,73 + 71,95 = 197,68 \text{ т/ч}$$

1.5.2 $W_1 = 0$ – вода, вводимая в процесс с водой.

$$W_2 = \frac{Q_{РАС} \cdot \beta_{H_2O}}{100}$$

Т.к в процесс возвращается 60 % рассола, то:

$$Q_{РАС} = 0,6 \cdot M_{ШЛ} = 0,6 \cdot 103,68 = 62,21 \text{ т/ч}$$

$$\beta_{H_2O} = 100 - \sum_{СОЛ} = 100 - 26,5 = 73,5$$

Вес воды, вводимой в процесс с рассолом:

$$W_2 = \frac{62,21 \cdot 73,5}{100} = 45,72$$

Рассчитаем вес воды, вводимой в процесс с выщелачивающим раствором.

Состав выщелачивающего раствора:

$$\beta_{KCl} = 9,18\%$$

$$\sum_{СОЛ} = 10,81\%$$

$$H_2O = 100 - \sum_{СОЛ} = 100 - 10,81 = 89,19\%$$

$$Q_{ВЫЩ.Р-РА} = \frac{Q_{ЧАС} \cdot Q_{Р-РАВЫЩ} / 100 \text{ т руды}}{100}$$

Из расчета узла выщелачивания принимаем:

$$Q_{ВЫЩ.Р-РА} = 6,04 \text{ т/час}$$

$$Q_{ВЫЩ.Р-РА} = \frac{1470,6 \cdot 6,04}{100} = 88,82 \text{ м / час}$$

Воды, вводимой в процесс с выщелачивающим раствором:

$$W_3 = \frac{88,82 \cdot (100 - 10,81)}{100} = 79,22 \text{ м / час}$$

Вода, поступающая в систему с реагентами и технологической водой:

$$W_{реаг.} + W_{тех.} = W_{ух.} - W_3 - W_2 = 197,68 - 79,22 - 45,72 = 72,74 \text{ т/ч}$$

Данные расчета водного баланса сводим в таблицу 1.2

Таблица 1.2 – Расчет водного баланса

Приход		Расход	
Статьи прихода воды	W, т/час	Статьи расхода воды	W, т/час
С рассолом	45,72	С концентратом 1 2	12,35 7,65
С выщелачивающим раствором	79,22	С хвостами	105,73
С реагентами + технологическая вода	72,74	Со шламами	71,95
Итого:	197,68		197,68

На основе данных расчета водного баланса рассчитаем удельный расход свежей воды:

$$L_{уд.} = \frac{W_{ПРИХ.} - W_{РАС.} - W_{выщ.}}{Q_{ЧАС.}} = \frac{197,68 - 45,72 - 79,22}{1470,6} = 0,05 \text{ тводы / т руды}$$

Целью **шламовой схемы** является: обеспечение оптимальных значений Ж/Т в операциях схемы, определение качества маточника, добавляемого в операции или, наоборот, выводимого с продуктами обогащения или из процесса при (при операциях сгущения продуктов), определения отношений Ж/Т в продуктах схемы, определение общей потребности в маточнике по ОФ.

Для получения высоких показателей обогащения каждую операцию обработки продуктов обогащения необходимо проводить при оптимальном значении Ж/Т, т.е. при оптимальном значении R. Эти значения устанавливаются по данным испытания на обогатимость исходного сырья с учетом практики работы действующих обогатительных фабрик.

Т.к. разжижение любого продукта можно изменить путем добавки к нему, или, наоборот, выделение из него, маточника, то отсюда следует принципиальная возможность создания оптимальных разжижений во всех операциях обогащения.

При расчете шламовой схемы обогащения сальвинитовой руды исходные показатели разделим на две группы: 1 группа – оптимальные значения R, которые необходимо обеспечить; 2 группа – нерегулируемые значения R. Значения показателей каждой группы принимаем на основе практики работы аналогичного предприятия или по результатам исследовательских работ и заносим в таблицу 1.3

Таблица 1.3 – Оптимальные и нерегулируемые значения R

Оптимальные значения R	Нерегулируемые значения R
$R_{IV} = 4,6$	$R_3 = 0,5$ $M_3 = R_3 \cdot P_3 = 0,5 \cdot 1138,24 = 569,12$ т/ч
$R_{VIII} = 2,3$	$R_9 = 0,7$ $M_9 = 847,01$ т/ч
$R_{VI} = 7,2$	$R_{12} = 0,4$ $M_{12} = 514,83$ т/ч
$R_{VII} = 3,1$	$R_{14} = 2,1$ $M_{14} = 667,07$ т/ч
$R_{OI} = 3,0$	$R_{20} = 0,5$ $M_{20} = 628,1$ т/ч
$R_{XIII} = 7,0$	$R_{16} = 1,3$ $M_{16} = 399,18$ т/ч
	$R_{18} = 3,0$ $M_{18} = 910,14$ т/ч
	$R_{23} = 1,5$ $M_{23} = 103,68$ т/ч
	$R_{28} = 2,4$ $M_{28} = 1039,06$ т/ч
	$R_{32} = 7,2$ $M_{32} = 455,33$ т/ч
	$R_{30} = 0,9$ $M_{30} = 304,28$ т/ч
	$R_{36} = 0,5$ $M_{36} = 117,72$ т/ч $W_{к-га} = 6,5 \%$
	$R_{38} = 1,0$ $M_{38} = 93,97$ т/ч
	$R_{42} = 0,4$ $M_{42} = 365,94$ т/ч $W_{хв.} = 9,15 \%$
	$R_{44} = 3,6$ $M_{44} = 386,46$ т/ч
	$R_{53} = 60,0$ $M_{53} = 414,6$ т/ч
	$R_{52} = 1,7$ $M_{52} = 2,99$ т/ч

В процессе расчета вводно-шламовой схемы приняты следующие обозначения:

- Ж/Т – отношение жидкого к твердому по массе в операции или в продукте;

- М – количество маточника в операции или в продукте, т/час;

- ρ_T - плотность твердого в продукте, $\rho_T = 1,234 \text{ т/м}^3$

- ρ_M - плотность маточника, $\rho_M = 2,1 \text{ т/м}^3$

Основные формулы используемые для расчета:

Количество жидкой фазы для продуктов с нерегулируемым значением

R:

$$M_{\text{пр.}} = R_{\text{пр.}} \cdot Q_{\text{пр.}}, \text{ т/ч} \quad (1.9)$$

где $R_{\text{пр.}}$ - нерегулируемое значение Ж/Т продукта;

$Q_{\text{пр.}}$ - вес продукта, т/час

Количество жидкой фазы для операций с оптимальным значением R:

$$M_1 = R_1 \cdot Q \quad (1.10)$$

где R_1 - оптимальное значение Ж/Т в операциях;

Значение Ж/Т во всех продуктах:

$$R_{\text{пр.}} = \frac{M_{\text{пр.}}}{Q_{\text{пр.}}} \quad (1.11)$$

Объем пульпы:

$$V_{\text{п}} = \frac{Q_{\text{пр.}}}{\rho_T} + \frac{M_{\text{пр.}}}{\rho_M}, \text{ м}^3 / \text{ч} \quad (1.12)$$

где ρ_T - плотность твердой фазы, т/м³;

ρ_M - плотность жидкой фазы, т/м³

Приведем пример расчета:

$$M_{IV} = R_{IV} \cdot P_{10} = 4,6 \cdot 1659,57 = 7634,02 \text{ т/ч}$$

$$M_{31} = M_{XIII} - M_{30} = 3030,58 - 304,28 = 2726,3 \text{ т/ч}$$

$$R_{31} = \frac{M_{31}}{P_{31}} = \frac{2726,3}{94,85} = 28,74; M_{\text{доб. IV}} = M_{IV} - M_{10} = 7634,02 - 5513,79 = 2120,23 \text{ т/ч}$$

Данные расчета вводно-шламовой схемы сводим в таблицу 1.4.

1.6 Расчет производственной мощности

Под производительностью обогатительной фабрики понимают производительность ее главного цеха, т.е. цеха обогащения и зависит в основном от производительности рудника, определяемой запасами в месторождении полезного ископаемого и от потребности в продукции фабрики.

Годовая производительность обогатительной фабрики в данном примере составляет $Q_{\text{год}}=9,6$ млн. тонн/год по натуральной руде.

Рассчитаем годовую производительность фабрики в 100% K_2O по формуле:

$$A_{K_2O} = \frac{Q \cdot \alpha \cdot \varepsilon \cdot (100 - \omega_p)}{1,583 \cdot 100^3}, \text{ тонн/год.} \quad (1.13)$$

где α - содержание КС1 в руде, $\alpha = 24,8$ %;

ε - товарное извлечение КС1 в концентрат, %;

ω_p - влажность руды, %, принимаем $\omega_p = 0,2-1$ %;

1,583 – пересчетный коэффициент с КС1 на K_2O

$\varepsilon = \varepsilon_{\text{ТЕХ}} - 1,5$; $\varepsilon_{\text{ТЕХ}} = \varepsilon_{\text{СУХ. К-Г}}^{\text{КС1}} = 88,1$ %

$\varepsilon = 88,1 - 1,5 = 86,6$ %

$$A_{K_2O} = \frac{9,6 \cdot 10^6 \cdot 24,8 \cdot 86,6 \cdot (100 - 0,5)}{1,583 \cdot 100^3} = 1,3 \cdot 10^6 \text{ тонн/год}$$

Производительность фабрики по натуральному концентрату производится по формуле:

$$A_H = \frac{A_{K_2O} \times 1,583 \times 100^2}{\beta \times (100 - \omega)} \text{ тонн/год} \quad (1.14)$$

где β – содержание КС1 в концентрате, %;

ω - влажность концентрата, %, принимаем ω не более 0,5%

$$A_H = \frac{1,3 \cdot 10^6 \cdot 1,583 \cdot 100^2}{95,5 \cdot (100 - 0,3)} = 2,16 \cdot 10^6 \text{ тонн/год}$$

Пересчет годовую производительность фабрики по руде в стандарте $\alpha_{\text{КС1}} = 22$ %) производится по формуле:

$$Q_{\text{ГОД}}^{\text{СТ}} = \frac{Q_{\text{ГОД}} \times \alpha^{\text{КС1}}}{22,0} \quad (1.15)$$

$$Q_{\text{ГОД}}^{\text{СТ}} = \frac{9,6 \cdot 10^6 \cdot 24,8}{22,0} = 10,82 \cdot 10^6 \text{ т/год}$$

Пересчет часовой производительности фабрики:

$$Q_{\text{ЧАС}} = \frac{Q_{\text{ГОД}} \times K}{\alpha \times \beta} \text{ т/час} \quad (1.16)$$

где K – коэффициент неравномерности подачи руды. Для флотационных фабрик при производстве КС1 $K=1,15$; $K=1,25$ – коэффициент неравномерности подачи руды для отделения дробления;

α – количество машинных дней в году;

β – количество машинных часов в сутки.

Для фабрики $\alpha = 340$, $\beta = 22,08$ (или $24,0 \times 0,92$). Для отделения дробления $\alpha = 300$, $\beta = 18,0$.

$$Q_{\text{час}} = \frac{9,6 \cdot 10^6 \cdot 1,15}{340 \cdot 22,08} = 1470,6 \text{ м / ч}$$

2 РАСЧЕТ ОБОРУДОВАНИЯ

2.1 Выбор и расчёт оборудования для измельчения и классификации

В связи с относительно крупной вкрапленностью калийных руд (0,5-3 мм) в практике флотационного обогащения применяют только стержневые барабанные мельницы МСЦ 3200х4500 (рисунок 2.1), в которых в качестве мелющих тел используют цилиндрические стержни диаметром 90-120 мм. Выбор таких мельниц обусловлен меньшим процентом переизмельчения и получения продукта равномерного по крупности.

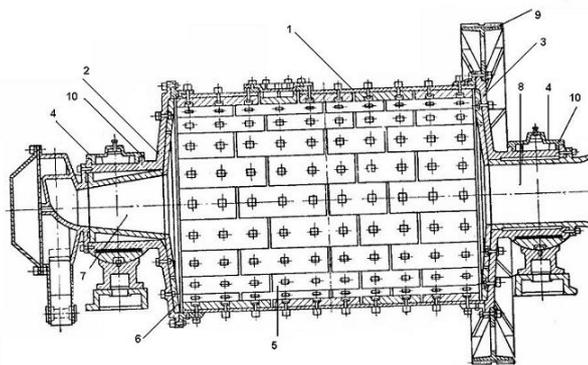
Мельница представляет собой пустотелый барабан 1 с торцевыми крышками 2 и 3, имеющими пустотелые цапфы 10, посредством которых корпус мельницы опирается на главные подшипники 4. Внутренняя часть корпуса мельницы футеруется броневыми плитами 5 и 6 для повышения износостойчивости стенок барабана. Направление спирали загрузочной цапфы 7 должна способствовать продвижению материала в мельницу, а разгрузочной цапфы 8 – возврату в мельницу стержней и крупного материала. Барабан получает вращение через большое зубчатое колесо 9. Мельница установлена горизонтально на фундаменте 10, состоящем из двух опор.

Барабан загружается стержнями, а через загрузочную цапфу непрерывно поступает руда. Во время вращения барабана стержни, перекатываясь и скользя, истирают попадающиеся между ними куски руды. Измельченный продукт непрерывно отводится через разгрузочную цапфу.

Техническая характеристика мельницы МСЦ 3200х4500 приведена в таблице 2.1

Таблица 2.1 - Техническая характеристика мельницы МСЦ 3200х4500

Параметр и единица измерения	Значение
Размер барабана, мм	3200х4500
Рабочий объем барабана, м ³	32
Число оборотов барабана, об/мин	14,6
Масса с электроприводом, т	145
Мощность электродвигателя, кВт	800
Масса с питанием, т	220
Производительность, т/час	160/224



1- Пустотелый барабан; 2,3 – торцевые крышки; 4- подшипники; 5,6 – броневые плиты; 7- загрузочная цапфа; 8- разгрузочная цапфа; 9- зубчатое колесо; 10- фундамент

Рисунок 2.1 – Стержневая мельница МСЦ 3200x4500

Произведем расчет оборудования для проведения измельчения.

Основным количественным технологическим показателем мельницы является удельная производительность. При измельчении до 1,1-1,2 мм удельная производительность $q = 7 - 8,5 \text{ м}^3/\text{час}$.

Рассчитаем производительность мельницы по руде:

$$Q_m = q \cdot V_b, \text{ м}^3/\text{час} \quad (2.1)$$

где q - удельная производительность мельницы, $\text{м}^3/\text{час}$;

V_b - объем барабана, м^3

$$Q_m = 8,5 \cdot 32 = 272 \text{ м}^3/\text{час}$$

На измельчение после предварительной классификации поступает 2411,49 т/час.

Рассчитаем необходимое число мельниц:

$$n_m = \frac{Q_p}{Q_m} \quad (2.2)$$

где Q_p - производительность (нагрузка) по руде, т/ч;

Q_m - производительность мельницы по руде, т/ч

$$n_m = \frac{2411,49}{272} = 8,9$$

Принимаем к установке 9 мельниц. Числом мельниц определяют число технологических секций.

Пересчитаем нагрузку на одну мельницу:

$$Q = \frac{Q_p}{n_m} = \frac{2411,49}{9} = 267,94 \text{ т/час}$$

В практике переработки калийных руд наибольшее распространение получили дуговые сита, применяемые для операций классификации, выбор которых обусловлен простотой конструкции, легкостью в обслуживании, отсутствием вращающихся частей, а значит меньшим расходом электроэнергии и компактностью.

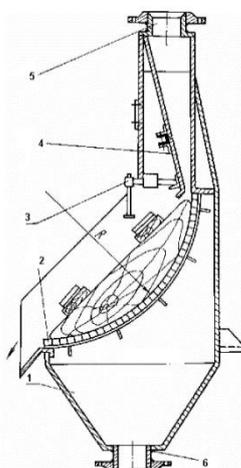
Дуговое сито (рисунок 2.2) представляет собой дугообразную колосниковую решетку с поперечным расположением колосников

относительно потока суспензии. Суспензия поступает на грохот по касательной к дуге, образованной ситом, со скоростью 1,5-5 м/сек.

Техническая характеристика дугового сита приведена в таблице 2.2

Таблица 2.2 - Техническая характеристика дугового сита

Параметр и единица измерения	Значение
Площадь решетки, m^2	2,1
Радиус кривизны сита, мм	1500
Центральный угол охвата, град	90
Ширина щели, мм	1,4 (1,6)
Скорость суспензии, м/с	до 5,0
Удельная производительность, $t / m^2 \cdot ч$	50 - 100
Масса, кг	930,0



1- корпус; 2- щелевое сито; 3- винт прижимной; 4- щит прижимной; 5-питающий патрубок; 6- воронка подрешетного продукта

Рисунок 2.2 – Сито дуговое

Произведем расчет сит для проведения предварительной и поверочной классификации.

Рассчитаем объемную производительность дугового сита:

$$Q = 160 \cdot F \cdot v, \text{ м}^3/\text{ч} \quad (2.3)$$

где F - площадь живого сечения сита, m^2 ;

v – скорость подачи пульпы на сито, м/с ($v = 3-8$ м/с; принимаем $v = 3,2$ м/с)

Площадь живого сечения сита равна:

$$F = K \cdot F', \text{ м}^2 \quad (2.4)$$

где K - коэффициент живого сечения щелевидных сит, $K = 0,3-0,4$

F' - площадь решетки, m^2

$$F = 0,3 \cdot 2,1 = 0,63 \text{ м}^2$$

$$Q = 160 \cdot 0,63 \cdot 3,2 = 322,56 \text{ м}^3/\text{час}$$

На предварительную классификацию поступает $2604,92 \text{ м}^3 / \text{час}$ пульпы.

Необходимое число сит:
$$n_{\text{сит}} = \frac{V}{Q} = \frac{2604,92}{322,56} = 8,1$$

Принимаем к установке для проведения предварительной классификации 9 рабочих сит.

Произведем расчет сит для проведения поверочной классификации.

На поверочную классификацию поступает $4919,4 \text{ м}^3 / \text{час}$ пульпы.

Необходимое число сит:
$$n_{\text{сит}} = \frac{V}{Q} = \frac{4919,4}{322,56} = 15,2$$

Принимаем к установке для проведения поверочной классификации 18 рабочих сит из расчета 2 рабочих и 2 резервных на секцию. Итого 36 сита.

2.2 Выбор и расчет оборудования для обесшламливания

I стадия обесшламливания проводится в гидроциклонах СВП – 710 по крупности 150 -200 мкм, а 5 стадия обесшламливания – в гидроциклонах СВП -500. Выбор этих циклонов обусловлен простотой конструкции, отсутствием движущихся частей, высокой производительностью и эффективностью (70 – 75%).

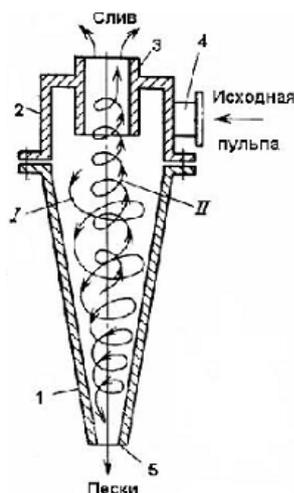
Гидроциклоны (рисунок 2.3) работают по принципу разделения питания по гидравлической крупности в центробежном поле, создаваемом вращением пульпы. Гидроциклон представляет собой цилиндроконический аппарат соответственно 2 и 1, закрытый сверху крышкой с отверстием и трубой 3 в центре. Внутренняя поверхность гидроциклона футеруется полиуретаном для защиты от истирания абразивными частицами.

Исходная пульпа подается под давлением ($5-50 \text{ Н/см}^2$) через питающую насадку 4, установленную касательно к цилиндрической части, вследствие чего потоку пульпы сообщается вращательное движение. Под действием центробежной силы более крупные и тяжелые частицы отбрасываются к стенкам гидроциклона, продвигаются по ним вниз и разгружаются через песковую насадку 5, а слив, содержащий основную массу жидкости и мелкие зерна, уходит через сливной патрубков 3.

Техническая характеристика гидроциклонов СВП – 710 и СВП – 500 приведена в таблице 2.3

Таблица 2.3 - Техническая характеристика гидроциклонов СВП -710 и СВП -500

Параметр и единица измерения	Значение	
	СВП - 500	СВП - 710
Диаметр гидроциклона, мм	500	710
Угол конусности, град	20	20
Эквивалентный диаметр питающего патрубка, мм	116	150 – 180
Диаметр сливного отверстия, мм	160	260
Диаметр песковой насадки, мм	140	48; 75; 150
Давление во входном патрубке, МПа	0,1 – 0,25	0,03 – 0,25



1,2 - цилиндриконический аппарат; 3 – труба; 4 – питающая насадка; 5 – песковая насадка

Рисунок 2.3 – Гидроциклон

Произведем расчет оборудования для проведения I и V стадии обесшламливания:

Рассчитаем объемную производительность гидроциклона СВП – 710:

$$W = 0,3 \cdot K_D \cdot K_E \cdot d_0 \cdot d_E \cdot \sqrt{g \cdot \Delta P}, \text{ м}^3/\text{ч}$$

(2.5)

где K_D - поправочный коэффициент на диаметр гидроциклона; $K_D = \frac{1,2}{1+0,1 \cdot D} + 0,8$

$K_D = 0,95$ (для СВП – 710); $K_D = 1$ (для СВП -500);

d_0 и d_E - диаметр сливного патрубка и эквивалентный диаметр входного отверстия, см;

ΔP - избыточное давление во входном патрубке, $\text{кгс} / \text{см}^2$ (принимаем $\Delta P = 2,2 \text{ кгс} / \text{см}^2$);

K_E - поправочный коэффициент на угол конусности гидроциклона,

$$K_E = \left(\frac{L}{2,7 \cdot D} \right)^{0,36}, \quad K_E = 1,4333;$$

g – ускорение свободного падения, $м/с^2$

Объемная производительность гидроциклона СВП – 710:

$$W = 0,3 \cdot 0,95 \cdot 1,4333 \cdot 26 \cdot 16 \cdot \sqrt{9,81 \cdot 2,2} = 782,44 м^3 / ч$$

На I стадию обесшламливания поступает $6976,68 м^3 / ч$ пульпы.

Рассчитаем необходимое число гидроциклонов для проведения I стадии обесшламливания:

$$n = \frac{V_{1cm...}}{W} = \frac{6976,68}{789,44} = 8,8$$

Устанавливаем на каждую секцию по 1 рабочему и 1 резервному гидроциклону. Итого 18 гидроциклонов СВП-710.

Пересчитаем нагрузку на 1 гидроциклон:

$$Q = \frac{V_{1cm...}}{9} = \frac{6976,68}{9} = 775,19 м^3 / ч$$

Рассчитаем необходимое число гидроциклонов для проведения V стадии обесшламливания:

Объемная производительность гидроциклона СВП – 500:

$$W = 0,3 \cdot 1 \cdot 1,4333 \cdot 16 \cdot 11,6 \cdot \sqrt{9,81 \cdot 1,8} = 335,35 м^3 / ч$$

На 5 стадию обесшламливания поступает $3011,8 м^3 / ч$ пульпы.

Рассчитаем необходимое число гидроциклонов для проведения V стадии обесшламливания:

$$n = \frac{V_{1cm...}}{W} = \frac{3011,8}{335,35} = 9,0$$

Устанавливаем на каждую секцию по 1 рабочему гидроциклону СВП-500.

Пересчитаем нагрузку на 1 гидроциклон:

$$Q = \frac{V_{1cm...}}{9} = \frac{3011,8}{9} = 334,64 м^3 / ч$$

II и III стадия обесшламливания проводится в сгустителях с периферическим приводом (П-30) по крупности 80 и 60 мкм соответственно, в которых частицы твердого оседают под действием силы тяжести (рисунок 2.4). Выбор сгустителя обусловлен большой поверхностью осаждения.

В верхней зоне сгустителя образуется слой осветленной жидкости (слив), а осевшие частицы (пески) разгружаются через отверстие в днище сгустителя.

В процессе сгущения пульпы в сгустителе возникают два потока, скорости которых имеют противоположное направление: скорость потока осаждающихся частиц, направленная вниз; скорость “восходящего” потока переливающейся жидкости, обусловленная избытком пульпы, направленная вверх. Скорость “восходящего” потока (оптимальная) на II стадии 1,9 м/ч, а на III стадии – 1,5 м/ч.

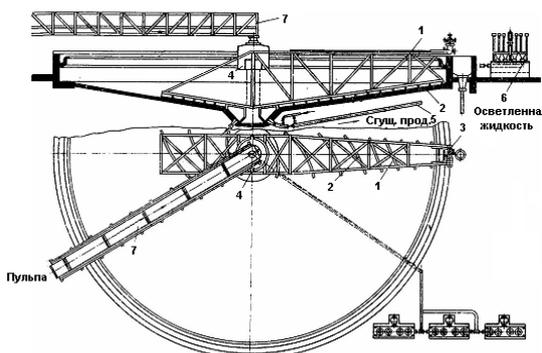
Сгуститель с периферическим приводом представляет собой цилиндрический чан, обычно из бетона, в середине которого находится железобетонная колонна.

Металлическая ферма 1, несущая гребковый механизм 2, одним концом опирается посредством моторной каретки 3 на кольцевую рельс, уложенный на краю чана, а другим концом – на шариковый подшипник, установленный выше уровня слива на железобетонную колонну. Каретка приводится в движение от электродвигателя и движется по кольцевому рельсу. Пульпа загружается через центральную трубу 4, а слив собирается в кольцевой желоб. Сгущенный продукт откачивается через трубу 5 диафрагмовым насосом 6. Сгуститель оборудован неподвижной фермой 7, по которой уложена питающая труба и мостик для подхода к центру сгустителя.

Техническая характеристика сгустителя П-30 приведена в таблице 2.4

Таблица 2.4 - Техническая характеристика сгустителя П-30

Параметр и единица измерения	Значение
Размер чана, м:	
- диаметр	30
- высота	3,6
Площадь сгущения, m^2	700
Частота вращения гребковой рамы, $мин^{-1}$	0,06
Мощность двигателя привода, кВт	4,5



1-Металлическая ферма; 2- гребковый механизм; 3- каретка; 4- центральная труба; 5- труба; 6- диафрагмовый насос

Рисунок 2.4 – Сгуститель П-30

Произведем расчет сгустителей необходимых для проведения II и III стадии обесшламливания:

Определим удельную площадь осаждения:

$$S_{уд.} = \frac{R_{II} - R_{сг.}}{V \cdot \rho_{ж}}, m^2 \cdot ч / т$$

(2.6)

где R_{II} и $R_{ж}$ - значения ж/т в исходном питании сгустителя и в сгущенном продукте;

$\rho_{ж}$ - плотность жидкой фазы (маточника), $\rho_{ж}$ = равна $1,234 \text{ г/см}^3$;

V – скорость восходящего потока, м/ч (принимается $V = 1,9 \text{ м/ч}$)

Удельная площадь осаждения составит:

$$S_{уд.} = \frac{(9,11 - 2,1)}{1,9 \cdot 1,234} = 7,25 \text{ м}^2 \cdot \text{ч} / \text{т}$$

Рассчитаем поверхность осаждения:

$$F_{общ.} = S_{уд.} \cdot G_{ТВ.}, \text{ м}^2 \quad (2.7)$$

где $G_{ТВ.}$ - производительность сгустителя по твердому, т/ч

$$F_{общ.} = 7,25 \cdot 317,65 = 2302,96 \text{ м}^2$$

Рассчитаем число сгустителей для проведения II стадии обесшламливания:

$$n = \frac{F_{общ.}}{F \cdot k}, \quad (2.8)$$

где F- площадь сгущения, м^2 ;

k – коэффициент использования площади сгустителя, $k = 0,7 - 0,8$

$$n = \frac{2302,96}{700 \cdot 0,8} = 4,1$$

Принимаем 4 сгустителя П-30 для проведения II стадии обесшламливания.

Произведем расчет сгустителей необходимых для проведения III стадии обесшламливания:

Определим удельную площадь осаждения по формуле (2.6):

$$S_{уд.} = \frac{(1,2 - 1,3)}{1,5 \cdot 1,234} = 3,19 \text{ м}^2 \cdot \text{ч} / \text{т}$$

Рассчитаем поверхность осаждения:

$$F_{общ.} = 3,19 \cdot 307,06 = 979,52 \text{ м}^2$$

Рассчитаем число сгустителей для проведения III стадии обесшламливания:

$$n = \frac{979,52}{700 \cdot 0,7} = 1,99$$

Принимаем 2 сгустителя для проведения III стадии обесшламливания.

Рассчитаем необходимое количество сгустителей для сгущения шламов, учитывая, что в этой операции $U = 0,55 - 0,6$ м/ч.

$$S_{уд.} = \frac{121,26 - 1,5}{0,6 \cdot 1,234} = 161,75 \text{ м}^3 \cdot \text{ч} / \text{т}$$

$$F_{общ.} = 161,75 \cdot 69,12 = 11180,16 \text{ м}^2$$

$$n_{сз} = \frac{11180,16}{700 \cdot 0,8} = 19,96$$

Принимаем для сгущения шламового продукта 20 сгустителей.

Нагрузка на сгуститель по пульпе составит: $V_{п} = \frac{6825,27}{20} = 341,26 \text{ м}^3 \text{ ч}$

Проведем расчет флотомашин для 4-й стадии обесшламливания. Флотомшины пневматические монокамерные МПМ-45. Техническая характеристика флотомшины МПМ-45 представлена в таблице 2.5

Таблица 2.5- Техническая характеристика флотомашины МПМ-45

Параметр и единица измерения	Значение
Производительность по пульпе, м ³ /ч	до 900
Объем камеры, м ³	45
Блок импеллер:	40
Электродвигатель А02-9-8 мощностью, кВт	750
Число оборотов, мин-1	клиноременная
Тип передачи	4
Количество ремней	1100
Диаметр азратора, мм	180
Число оборотов азратора, мин-1	4000
Диаметр камеры, мм	6200
Высота камеры, мм	12500
Масса камеры, кг	

Определяем число флотомашин по формуле:

$$n = \frac{V_{\text{мин}} \cdot \tau}{V_{\text{к}} \cdot K} \quad (2.9)$$

где $V_{\text{мин}}$ – минутный объем пульпы, поступающей во флотомашину, м³/мин;

K – коэффициент аэрации, ($k = 0,7$);

τ – время флотации, мин;

$V_{\text{к}}$ – объем камеры, м³

Объем пульпы, поступающей на четвертую стадию обесшламливания:

$$V_{\text{мин}} = \frac{917,6}{60} = 15,29 \text{ м}^3 / \text{мин}$$

$$n = \frac{15,29 \cdot 10}{45 \cdot 0,7} = 4,9$$

Устанавливаем для проведения четвертой стадии обесшламливания 5 флотомашин МПМ-45.

2.3 Выбор и расчет оборудования для сильвиновой флотации

Для проведения всех операций флотации в технологической схеме предусматриваем применение флотомашин ФКМ-6,3КС (флотомашины механического типа с “кипящим слоем”) (рисунок 2.5), которая представляет собой прямоугольную ванну, разделенную перегородками на ряд камер. Собирается машина из секций. В каждой камере установлен блок азратора, состоящий из центральной трубы 1, внутри которой вращается вал 2 с импеллером 3, который представляет собой слегка вогнутый диск с шестью радиальными лопатками. Вал приводится во вращение от электродвигателя через клиноременную передачу.

Основная деталь машины – импеллер, который обеспечивает засасывание и диспергирование воздуха, перемешивание и насыщение

пульпы воздухом. На передней стенке камеры с внешней или внутренней стороны устанавливается циркуляционный карман 9. Нижняя часть центральной трубы расширяется в виде надимпеллерного стакана 4, к которому крепится надимпеллерный диск 5 с направляющими лопатками 6.

В диске проделаны отверстия для внутрикамерной циркуляции пульпы. Диск с лопастями называют статором. Для предотвращения коррозионного и абразивного износа статор и ротор гуммируют резиной.

Питание поступает в камеру через приемный карман и засасывается в пространство над импеллером, откуда с большой скоростью выбрасывается между лопастями статора в камеру машины.

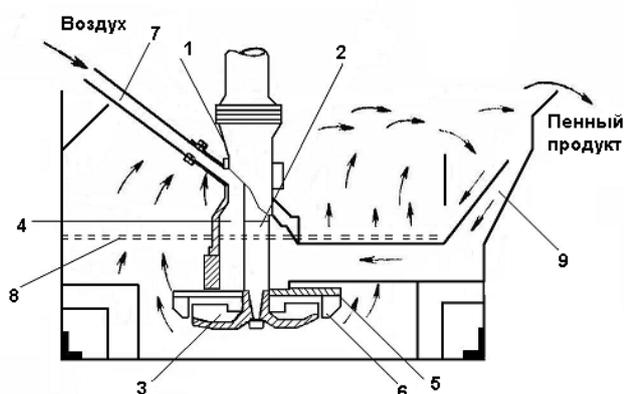
При этом в зоне импеллера образуется разрежение и через трубу 7 засасывается воздух из атмосферы, который диспергируется импеллером на мелкие пузырьки, и распределяется по всему объему камеры. При контакте воздушных пузырьков с минеральными частицами происходит минерализация воздушных пузырьков и подъем их на поверхность пульпы с образованием минерализованной пены, которая непрерывно удаляется в желоб.

В каждой камере машины предусмотрена установка разъемной решетки 8, благодаря чему турбулентные потоки, создаваемые в рабочей зоне импеллера, гасятся и пульпа равномерно распределяется по всему сечению камеры.

Техническая характеристика флотомашины ФКМ-6,3 КС представлена в таблице 2.6

Таблица 2.6 - Техническая характеристика флотомашины ФКМ-6,3 КС

Параметр и единица измерения	Значение
Размеры камеры, мм	
- длина	2,2
- ширина	2,2
- глубина	1,2
Объем камеры, м ³	6,3
Частота вращения импеллера, мин-1	240
Мощность электродвигателя, кВт	20



1- центральной трубы; 2- вал; 3- импеллер; 4- надимпеллерный стакан;
5- надимпеллерный диск; 6- направляющие лопатки; 7- труба; 8- разъемная
решетка; 9- циркуляционный карман

Рисунок 2.5 - Машина ФМ 6,3 КСМ

Рассчитаем число камер, необходимых для проведения основной флотации:

$$n_{\text{кам}} = \frac{V_{\text{мин}} \cdot \tau}{n_{\text{сек}} \cdot K \cdot V_{\text{к}}} \quad (2.10)$$

где $V_{\text{мин}}$ – минутный объем пульпы, поступающей на флотацию, $\text{м}^3 / \text{ч}$;

τ - время флотации, $\tau = 5$ мин;

$V_{\text{к}}$ – объем камеры, м^3 ($V_{\text{к}} = 6,3 \text{ м}^3$);

K – коэффициент заполнения камеры, $K = 0,8$;

$n_{\text{сек}}$ – число секций;

На основную флотацию поступает $4505,65 \text{ м}^3 / \text{ч}$ пульпы.

Определим минутный объем пульпы:

$$V_{\text{мин}} = \frac{4505,65}{60} = 75,09 \text{ м}^3 / \text{мин}$$

$$n_{\text{кам}} = \frac{75,09 \cdot 5}{9 \cdot 0,8 \cdot 6,3} = 8,3$$

Принимаем 9 камер.

На контрольную флотацию поступает $3457,46 \text{ м}^3 / \text{ч}$ пульпы.

$$V_{\text{мин}} = \frac{3457,46}{60} = 57,62 \text{ м}^3 / \text{мин}$$

$$n_{\text{кам}} = \frac{57,62 \cdot 3}{9 \cdot 0,8 \cdot 6,3} = 3,8$$

Принимаем 4 камеры.

Принимаем для проведения основной и контрольной флотации одну флотомашину с 9-ю камерами из расчета 6 камер на основную флотацию и 3 камеры на контрольную.

Время основной и контрольной флотации составит:

$$\tau = \frac{V_{\text{к}} \cdot n_{\text{к}} \cdot K \cdot n}{V_{\text{мин}}}, \text{ мин} \quad (2.11)$$

где $V_{\text{к}}$ – объем камеры, м^3 ($V_{\text{к}} = 6,3 \text{ м}^3$);

K – коэффициент заполнения камеры, $K = 0,8$;

$n_{\text{с}}$ – число секций;

$n_{\text{к}}$ – число камер;

$V_{\text{мин}}$ – минутный объем пульпы;

$$\tau = \frac{6,3 \cdot 9 \cdot 0,8 \cdot 9}{75,09} = 5,4 \text{ мин}$$

$$\tau = \frac{6,3 \cdot 4 \cdot 0,8 \cdot 9}{57,62} = 3,1 \text{ мин}$$

Рассчитаем число камер флотомашины IMF, необходимых для проведения перечистной флотации.

На перечистную флотацию поступает $2662,06 \text{ м}^3/\text{ч}$ пульпы.

$$\frac{2662,06}{9} = 296 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Исходя из производительности одной флотомашины $350\text{-}650 \text{ м}^3/\text{ч}$ принимаем к установке одну флотомашину IMF на секцию. Итого: 9 флотомашин.

Время перечистки составит: $\tau = \frac{6,3 \cdot 3 \cdot 0,8 \cdot 9}{44,37} = 3 \text{ мин}$

Рассчитаем объем контактного чана:

$$V_{\text{к.ч.}} = \frac{V_{\text{мин}} \cdot \tau}{K \cdot n}, \text{ м}^3 \quad (2.12)$$

где K – коэффициент заполнения камеры, $K=0,8$;

n – число секций;

$V_{\text{мин}}$ – минутный объем пульпы;

τ – время кондиционирования.

Определим объем контактного чана для кондиционирования пульпы с реагентами.

На контактирование поступает $1107,18 \text{ м}^3/\text{ч}$ пульпы.

$$V_{\text{мин}} = \frac{1107,18}{60} = 18,45 \text{ м}^3/\text{мин}$$

$$V_{\text{к.ч.}} = \frac{18,45 \cdot 3}{0,8 \cdot 9} = 7,7 \text{ м}^3$$

Принимаем к установке контактный чан КЧ-4 объемом 10 м^3 .

2.4 Выбор и расчет оборудования для обезвоживания и сушки концентрата

С учетом получения концентрата в процессе обезвоживания с минимальным содержанием жидкой фазы (с минимальной влажностью) и учитывая, что по гранулометрическому составу концентрат флотации неравномерный, перед обезвоживанием предусматриваем классификацию концентрата с последующим обезвоживанием класса $+0,25 \text{ мм}$ на центрифугах, а класса $-0,25 \text{ мм}$ – на дисковых вакуум-фильтрах.

Для классификации концентрата предусматриваем использование гидроциклонов СВП-500.

Производительность 1 гидроциклона СВП-500 составляет $335,35 \text{ м}^3/\text{ч}$ (по расчету гидроциклона 5 ст. обесшламливания).

Объем пульпы, поступающей на гидроклассификацию $817,11 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Необходимое число гидроциклонов: $n = \frac{817,11}{335,35} = 2,4$

Устанавливаем на гидроклассификации 3 рабочих гидроциклона и 100%-ный резерв. Итого 6 гидроциклонов.

Слив гидроциклонов гидроклассификации сгущают во флотационной машине ФКМ-6,3 КС.

Объем пульпы поступающей на флотосгущение $609,6 \text{ м}^3/\text{ч} = 10,16 \text{ м}^3/\text{мин}$.

Необходимое число камер флотомашины составит: $n_{\text{кам}} = \frac{10,16 \cdot 3}{0,8 \cdot 6,3} = 6$

Устанавливаем для флотосгущения 6-ти камерную флотомашину.

Сгущение камерного продукта флотосгущения и фильтрации концентрата проводится в сгустителях П-30.

На сгущение поступает $634,73 \text{ м}^3/\text{ч}$ пульпы; $n_{\text{сг}} = \frac{634,73}{700} = 0,9$

Устанавливаем для сгущения 1 сгуститель П-30.

Центрифугирование – процесс разделения пульпы на жидкую и твердую фазы под действием центробежных сил. Основной узел центрифуги – вращающийся с высокой частотой ротор. Под действием центробежных сил, развиваемых во вращающемся роторе, суспензия отбрасывается к внутренним стенкам ротора. Осадок перемещается по конической поверхности ротора к верхней его кромке и разгружается через нее. Жидкая фаза проходит через слой образовавшегося осадка и стенки ротора, собирается в приемнике фугата и отводится из центрифуги.

Техническая характеристика центрифуги KRAUSSMAFEISZ1000/3 представлена в таблице 2.7

Таблица 2.7- Техническая характеристика центрифуги KRAUSSMAFEISZ1000/3

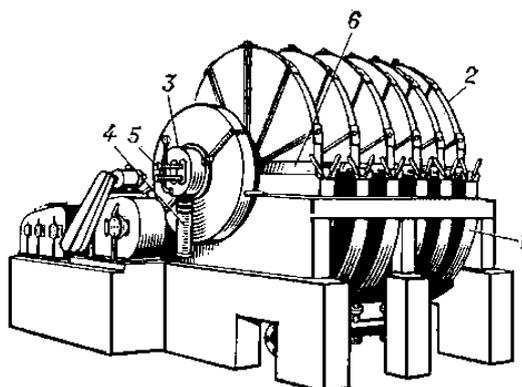
Параметр и единица измерения	Значение
Внутренний диаметр наружного каскада, мм	1000
второго каскада, мм	918
первого каскада, мм	846
Максимальная толщина осадка на наружном каскаде, мм	90
Допустимая плотность суспензии, кг/м ³	1300
Максимально допустимая скорость вращения	1055
Максимально допустимая загружаемая масса, кг	250
Длина первого каскада, мм	202
второго каскада, мм	332
наружного каскада, мм	267
Наружный диаметр первого каскада, мм	858
второго каскада, мм	930
наружного каскада, мм	1012
Ширина щели сита, мм	0,2
Производительность, т/ч	150

Рассчитаем необходимое количество центрифуг KRAUSSMAFEISZ 1000/3 для обезвоживания концентрата (+0,25 мм).

Вес осадка, поступающего на обезвоживание 327,65 т/ч. На центрифугирование поступает 70% от общего веса, следовательно $P=229,4$ т/ч. Исходя из производительности одной центрифуги 150 т/ч, принимаем к установке 2 центрифуги и 100% резерв.

Выбор дискового вакуум-фильтра (рисунок 2.6) обусловлен более развитой фильтрующей поверхностью (в сравнении с барабанным), а, следовательно, производительностью, возможностью быстрой замены секторов с порванной фильтротканью, меньшей металлоемкостью.

В дисковом вакуум-фильтре на горизонтально расположенном полом валу, разделённом на секции, укреплены вертикальные диски. Вал с дисками вращается в корыте, заполненном разделяемой суспензией. Каждый диск состоит из обтянутых фильтротканью полых секторов, имеющих с обеих сторон рифлёную поверхность. Полость каждого сектора диска сообщается с отводящим каналом для удаления фильтрата. Съём осадка осуществляют сжатым воздухом, посредством ножей.



1- секции; 2 — фильтрующие элементы — диски; 3 — распределительное устройство; 4 — трубопровод для соединения с источником вакуума и удаления фильтрата; 5 — трубопроводы для подачи сжатого воздуха; 6 — ножи для съёма осадка

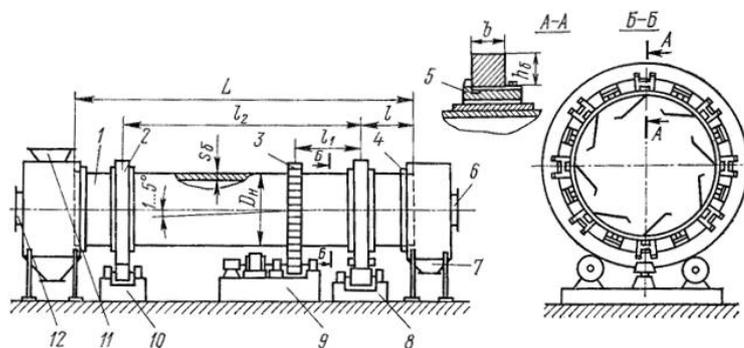
Рисунок 2. 6 – Дисковый вакуум - фильтр

Рассчитаем необходимое количество дисковых вакуум-фильтров для обезвоживания концентрата (-0,25 мм).

На фильтрование поступает 30% от общего веса, следовательно $P=98,3$ т/ч. Исходя из производительности одного дискового в/ф 150 т/ч, принимаем к установке 1 вакуум-фильтр и 100% резерв.

Для сушки флотационного концентрата применяют барабанную сушилку прямоточную (рисунок 2.7), которая представляет собой установленный наклонно вращающийся барабан, на который надеты два бандажа и зубчатый венец для привода. Бандажами барабан опирается на четыре ролика, установленные на рамах. Два опорных ролика ограничивают осевое смещение корпуса барабана. На обоих концах барабана имеются камеры; в одной предусмотрен ввод газов и загрузка влажного материала, в

другой – вывод сухого продукта и отвод газов. Максимальный наклон барабана 50С. В зависимости от свойств высушиваемого материала применяют различные внутренние устройства барабана, обеспечивающие перемещение материала внутри барабана, а также разрыхление материала.



1 – барабан; 2 – бандаж; 3 – венцовая шестерня; 4 – уплотнение; 5 – башмак; 6 – штуцер входа сушильного агента; 7 – штуцер выхода материала; 8 – опорно-упорная станция; 9 – приводная станция; 10 – опорная станция; 11 – штуцер входа материала; 12 – штуцер выхода газа

Рисунок 2.7 – Барабанная сушилка

Техническая характеристика барабанной сушилки представлена в таблице 2.8

Таблица 2.8 - Техническая характеристика прямоточной барабанной сушилки

Параметр и единица измерения	Значение
Диаметр барабана, м	3,2
Длина барабана, м	22
Число оборотов барабана, мин-1	3-8
Мощность электродвигателя, кВт	212
Объем барабана, м ³	177
Масса корпуса, кг	16667
Габариты, мм	
- длина	27000
- ширина	6200
- высота	7200

Определяющим параметром при расчете барабанной сушилки является напряжение барабана по влаге A кг/м³*ч. При сушке материала до конечной влаги 0,1-0,5% $A=25$ кг/м³·час.

Необходимое число барабанных сушилок:

$$V_6^{\text{общ}} = \frac{W}{A}, \text{ м}^3 \quad (2.13)$$

где W - испаренная влага, кг/ч

С концентратом из системы выводится воды: $W_k = 20$ т/ч = 20000кг/ч

$$V_6^{\text{общ}} = \frac{20000}{25} = 800 \text{ м}^3$$

Необходимое число сушильных барабанов:

$$N_{\text{бар.}} = \frac{V_{\text{б}}^{\text{общ}}}{V_{\text{б}}}, \quad (2.14)$$

где $V_{\text{б}}$ - объем барабана, м^3

$$N_{\text{бар.}} = \frac{800}{177} = 4,5$$

Устанавливаем на проектируемой фабрике 5 барабанных сушилок типа СБ 3,2х22 и одну сушилку в резерве.

2.5 Выбор и расчет оборудования для обезвоживания хвостов

Хвосты контрольной флотации неравномерны по гранулометрическому составу, с высоким содержанием жидкого ($R_{\text{хв}}=3,17$), поэтому чтобы обеспечить нормальный режим работы установленных для фильтрования на фильтрах (равномерная крупность твердого, (ж/т) питания не более 0,7) предусматриваем классификацию хвостов с последующим сгущением слива классификации и фильтрата фильтров.

Классификация хвостов проводится по классу 150 мкм в гидроциклонах СВП-500 (аналогичным применяемым на пятой стадии обесшламливания). Производительность гидроциклона $335,35 \text{ м}^3/\text{ч}$.

На классификацию поступает $3058,36 \text{ м}^3/\text{ч}$ пульпы. Необходимое число гидроциклонов:

$$n = \frac{3058,36}{335,35} = 9,1$$

Устанавливаем в отделении фильтрации хвостов 9 рабочих гидроциклонов. Нагрузка на один гидроциклон составит: $\frac{3058,36}{9} = 339,82 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Для фильтрования хвостов предусматриваем применение барабанного вакуум-фильтра БЛК-40-3 (рисунок 2.8), выбор которого обусловлен непрерывностью действия, благоприятными условиями промывки осадка и большой поверхностью фильтрования.

Фильтр имеет горизонтальный цилиндрический перфорированный барабан, покрытый фильтровальной тканью, который вращается вокруг своей оси и примерно на 0,4 поверхности погружен в суспензию, которая находится в корыте. Поверхность фильтрования разделена на ряд прямоугольных ячеек, к которым присоединяются к источникам вакуума и сжатого воздуха.

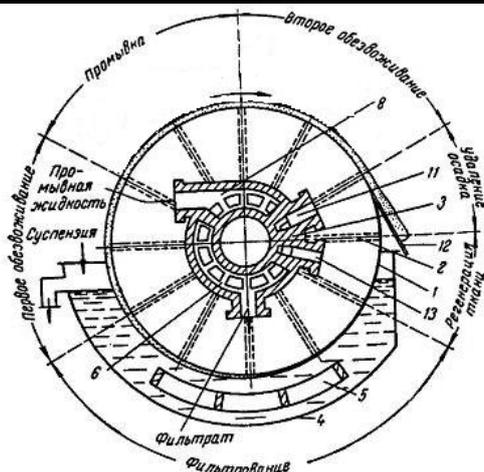
В зоне фильтрования ячейка соприкасается с пульпой, находящейся в корыте с качающейся мешалкой и соединяется трубкой с полостью б, при этом фильтрат через трубку и полость уходит в сборник, а на поверхности ячейки образуется осадок.

Под действием разности давлений снаружи и внутри барабана осадок откладывается на его поверхности, а фильтрат отсасывается внутрь барабана и удаляется через распределительную головку. В зоне промывки (если она проводится) на частично обезвоженный осадок из брызгала подается промывная жидкость, а ячейка соединяется трубкой с полостью 8. Промывная жидкость через трубку и полость уходит в другой сборник.

В зоне второго обезвоживания промытый осадок также соприкасается с атмосферным воздухом, поэтому промывная жидкость вытесняется из пор осадка и уходит в сборник. Под действием сжатого воздуха осадок разрыхляется и отделяется от ткани, затем скользит по поверхности ножа и идет на дальнейшую обработку. Техническая характеристика барабанного вакуум-фильтра приведена в таблице 2.9

Таблица 2.9-Техническая характеристика барабанного вакуум-фильтра БЛК40-3

Параметр и единица измерения	Значение
Поверхность фильтрования, м ²	40
Диаметр барабана, м	3
Длина барабана, м	4,4
Угол погружения в суспензию, град	105
Время одного оборота барабана, мин	0,5-5,0
Ср. скорость перемешивания лопастей мешалки, м/с	0,37
Мощность двигателя, кВт:	
- мешалки	4,0
- привода барабана	4,0
Масса, кг	22300
Габариты, м	7,5 x 4,6 x 3,9



1- барабан; 2- соединительная трубка; 3- распределительное устройство; 4- резервуар для суспензии; 5- качающаяся мешалка; 6, 8- полости распределительного устройства, сообщающиеся с источником вакуума; 11, 13-полости распределительного устройства, сообщающиеся с источником воздуха; 12- нож для съема осадка.

Рисунок 2.8 - Барабанный вакуум-фильтр БЛК 40-3

Рассчитаем необходимое число барабанных вакуум-фильтров для проведения операции обезвоживания хвостов.

Удельная производительность $q = 1,5 - 3 \text{ м/м}^2 \cdot \text{ч}$ (принимаем $q = 2,5 \text{ м/м}^2 \cdot \text{ч}$)

Определим вес осадка по формуле:

$$P_{oc} = M + P, \text{ т/ч} \quad (2.15)$$

где M – вес жидкой фазы осадка, т/ч

P – вес твердой фазы осадка, т/ч

$$P_{oc} = 152,34 + 1003,53 = 1155,87 \text{ т}$$

Рассчитаем производительность фильтра по осадку:

$$Q_{oc} = q \cdot F, \text{ м}^3/\text{ч} \quad (2.16)$$

где q – удельная производительность фильтра, т/м²·ч;

F – поверхность фильтрования, м²;

$$Q_{oc} = 40 \cdot 2,5 = 100 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Рассчитаем необходимое число фильтров:

$$n_{\phi} = \frac{P_{oc}}{Q_{oc}}; \quad n_{\phi} = \frac{1155,87}{100} = 11,5$$

Принимаем 12 барабанных вакуум-фильтров БЛК 40-3 и 3 резервных в/ф (из расчета 25 % от числа рабочих).

Сгущение фильтра и слива гидроциклонов в узле обезвоживания хвостов проводится в сгустителях П-30, аналогичных применяемым для сгущения шламов.

Определение необходимой площади сгущения можно провести по скорости восходящего потока. При условии получения слива, содержащего твердых частиц не более 100-150 мг/л. Скорость восходящего потока принимаем 1,0 м/ч.

Объем слива сгущения хвостов 2457,03 м³/ч.

Необходимая площадь осветления:

$$F = \frac{V_{\text{сливаХХI}}}{v_{\text{слива}}}, \text{ м}^2; \quad F = \frac{2457,03}{1} = 2457,03 \text{ м}^2$$

При площади осаждения одного сгустителя 700 м² необходимое число сгустителей составит:

$$n_{cz} = \frac{2457,03}{700} = 3,5$$

Устанавливаем в узле обезвоживания хвостов 4 сгустителя П-30.

ЛИТЕРАТУРА

1. Печковский В. В. Технология калийных удобрений. Минск «Высшая школа», 1978.(аналогичное издание 1968год.)
2. Соколов Н. Д. и др. Переработка природных солей и рассолов. Справочник, Ленинград, 1985.
3. Александрович Х.М. и др. Физикохимия селективной флотации калийных солей. Минск, Наука и техника, 1983, 272с.
4. Мещеряков Н.Ф. Флотационные машины. Недра. М., 1972, с.52-61.
5. Справочник по проектированию рудных обогатительных фабрик. М., 1988.
6. Руденко К.Т., Шимаков Н.М. Обезвоживание и пылеулавливание на обогатительных фабриках. Москва, 1967.
7. Титков С.И., Мамедов А.И., Соловьёв В.И. Обогащение калийных руд. М., 1982.
8. Фридман С.Э., Щербаков О.К. Обогащение полезных ископаемых. М., 1985.
9. Соколовский А.А., Яшке Е.В. Технология минеральных удобрений и кислот. Москва, 1971 г.
10. Лукина К.И. Исследование полезных ископаемых на обогатимость. М., 1996.
11. Лукина К.И. Реагенты в процессах обогащения. М., 1999 г.
12. Классен В.И. Обогащение руд химического сырья. М., 1979 (Справочник по обогащению руд. Подготовительные процессы.)
13. Разумов К. А., Перов В. А.. Проектирование обогатительных фабрик. М., Недра, 1982.
14. Белхимнефтепром. Нормы технологического проектирования предприятий калийной и соляной промышленности, часть 2, Минск, 1996.
15. Абрамов А.А. Переработка, обогащение и комплексное использование твердых полезных ископаемых: учебник для ВУЗов. М., из-во МГГУ, 2001.
16. Абрамов А.А. Флотационные методы обогащения. М., Недра, 1984.
17. Чуянов Г.Г. Обезвоживание, пылеулавливание и охрана окружающей среды. М., Недра, 1987.
18. Технологические регламенты обогатительных фабрик ОАО «Беларуськалий».

Таблица 1.4 – Расчет качественно-количественной и водно-шламовой схемы

Продукт	Наименование операции, продукта	Вес, т/ч	γ, %	Извлечение ε, %		Содержание β, %		R	M, т/ч	V, м ³ /ч
				KCl	H.O.	KCl	H.O.			
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
I ПРЕДВАРИТЕЛЬНАЯ КЛАССИФИКАЦИЯ										
1	Поступает: Руда	1470,6	100	100	100	24,8	5,0	-	-	700,30
19	Слив 5-ой стадии обесшламливания	30,88	2,1	2,26	11,42	26,69	27,19	75,52	2332,16	1904,62
	Итого:	1501,48	102,1	102,26	111,42	24,84	5,46			2604,92
2	Выходит: Подрешетный продукт	363,24	24,7	25,23	23,29	25,33	4,71	4,85	1763,04	1601,7
3	Надрешетный продукт	1138,24	77,4	77,03	88,13	24,68	5,69	0,5	569,12	1003,22
	Итого:	1501,48	102,1	102,26	111,42	24,84	5,46			2604,92
II ИЗМЕЛЬЧЕНИЕ										
3	Поступает: Надреш. прод. предвар. классификации	1138,24	77,4	77,03	88,13	24,68	5,69	0,5	569,12	1003,22
9	Надреш. прод. повероч. классификации	1210,01	82,28	81,88	93,68	24,68	5,69	0,7	847,01	1262,59
32	Пенный продукт контр. флотации	63,24	4,3	3,08	5,51	17,76	6,41	7,2	455,33	399,1
	Итого:	2411,49	163,98	161,99	187,32	24,5	5,71	0,78	1871,46	2664,91
6	Выходит: Слив мельницы	2411,49	163,98	161,99	187,32	24,5	5,71	0,78	1871,46	2664,91
III ПОВЕРОЧНАЯ КЛАССИФИКАЦИЯ										
6	Поступает: Слив мельницы	2411,49	163,98	161,99	187,32	24,5	5,71	0,78	1871,46	2664,91
31	Пром. продукт перечистой флотации	94,85	6,45	9,16	4,93	35,22	3,82	28,74	2726,3	2254,49
	Итого:	2506,34	170,43	171,15	192,25	24,9	5,64	1,83	4597,76	4919,4
9	Выходит: Надрешетный продукт	1210,01	82,28	81,88	93,68	24,68	5,69	0,7	847,01	1262,59
8	Подрешетный продукт	1296,33	88,15	89,27	98,57	25,12	5,59	2,89	3750,75	3656,81
	Итого:	2506,34	170,43	171,15	192,25	24,9	5,64	1,83	4597,76	4919,4
IV ПЕРВАЯ СТАДИЯ ОБЕСШЛАМЛИВАНИЯ										
2	Поступает: Подреш. прод. предвар. классификации	363,24	24,7	25,23	23,29	25,33	4,71	4,85	1763,04	1601,7
8	Подреш. прод. повероч. классификации	1296,33	88,15	89,27	98,57	25,12	5,59	2,89	3750,75	3656,81
	Добавочный маточник								2120,23	1718,17
	Итого:	1659,57	112,85	114,5	121,86	25,16	5,4	3,32	7634,02	6976,68
11	Выходит: Слив 1-й стадии обесшламливания	372,5	25,33	25,2	83,75	24,67	16,53	19,11	7119,19	5946,58
12	Пески 1-й стадии обесшламливания	1287,07	87,52	89,3	38,11	25,3	2,18	0,4	514,83	1030,1
	Итого:	1659,57	112,85	114,5	121,86	25,16	5,4	3,32	7634,02	6976,68
V ВТОРАЯ СТАДИЯ ОБЕСШЛАМЛИВАНИЯ										
11	Поступает: Слив 1-й стадии обесшламливания	372,5	25,33	25,2	83,75	24,67	16,53	19,11	7119,19	5946,58
13	Выходит: Слив 2-й стадии обесшламливания	54,85	3,73	1,94	59,05	12,9	79,16	117,63	6452,12	5254,74
14	Пески 2-й стадии обесшламливания	317,65	21,6	23,26	24,7	26,71	5,72	2,1	667,07	691,84
	Итого:	372,5	25,33	25,2	83,75	24,67	16,53	19,11	7119,19	5946,58

Продолжение таблицы 1.4

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
VI ТРЕТЬЯ СТАДИЯ ОБЕСШЛАМЛИВАНИЯ										
14	Поступает: Пески 2-й стадии обесшламливания Добавочный маточник	317,65	21,6	23,26	24,7	26,71	5,72	2,1	667,07	691,84
	Итого:								1620,01	1312,81
									2287,08	2004,65
15	Выходит: Слив	10,59	0,72	0,43	12,55	14,81	87,15	178,27	1887,9	1534,95
16	Пески	307,06	20,88	22,83	12,15	27,12	2,91	1,3	399,18	469,7
	Итого:	317,65	21,6	23,26	24,7	26,71	5,72	2,1	2287,08	2004,65
VII ЧЕТВЕРТАЯ СТАДИЯ ОБЕСШЛАМЛИВАНИЯ										
16	Поступает: Пески 3-й стадии обесшламливания Добавочный маточник	307,06	20,88	22,83	12,15	27,12	2,91	1,3	399,18	469,7
	Итого:								552,71	447,9
									951,89	917,6
17	Выходит: Слив	3,68	0,25	0,09	4,7	8,93	94,0	11,35	41,75	35,58
18	Пески	303,38	20,63	22,74	7,45	27,34	1,81	3,0	910,14	882,02
	Итого:	307,06	20,88	22,83	12,15	27,12	2,91	1,3	951,89	917,6
VIII ПЯТАЯ СТАДИЯ ОБЕСШЛАМЛИВАНИЯ										
12	Поступает: Пески 1-й ст. обесшламливания Добавочный маточник	1287,07	87,52	89,3	38,11	25,3	2,18	0,4	514,83	1030,1
	Итого:								2445,43	1981,7
									2960,26	3011,8
19	Выходит: Слив	30,88	2,1	2,26	11,42	26,69	27,19	75,52	2332,16	1904,62
20	Пески	1256,19	85,42	87,04	26,69	25,27	1,56	0,5	628,1	1107,18
	Итого:	1287,07	87,52	89,3	38,11	25,3	2,18	0,4	2960,26	3011,8
IX СГУЩЕНИЕ ШЛАМОВ										
13	Поступает: Слив 2-й ст. обесшламливания	54,85	3,73	1,94	59,05	12,9	76,16	117,63	6452,12	5254,74
15	Слив 3-й ст. обесшламливания	10,59	0,72	0,43	12,55	14,81	87,15	178,27	1887,9	1534,95
17	Пенный продукт 4- й ст. обесшлам.	3,68	0,25	0,09	4,7	8,93	94,0	11,35	41,75	35,58
	Итого:	69,12	4,7	2,46	76,3	13,0	81,17	121,26	8381,77	6825,27
23	Выходит: Сгущенные шламы Осветленный маточник	69,12	4,7	2,46	76,3	13,0	81,17	121,26	103,68	116,93
	Итого:								8278,09	6708,34
									8381,77	6825,27
X НАКОПИТЕЛЬНЫЙ БАССЕЙН										
23	Поступает: Сгущенные шламы	69,12	4,7	2,46	76,3	13,0	81,17	1,5	103,68	116,93
23	Выходит: Уплотненные шламы	69,12	4,7	2,46	76,3	13,0	81,17	0,54	37,32	63,16
25	(остались в накопительном бассейне) Рассол	84,41	5,74	4,08	76,3	17,63	66,46		66,36	53,77
	Итого:								103,68	116,93

Продолжение таблицы 1.4

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
XI КОНТАКТИРОВАНИЕ										
20	Поступает: Добавочная жидкая фаза (маточник, рассол, растворы реагентов)	1256,19	85,42	87,04	26,5	25,27	1,55	0,5	3140,47	2544,95
18	Пески 5-й ст. обесшламливания Камер. прод.4-й ст. обесшламливания	303,38	20,63	22,74	7,65	27,34	1,85	3,0	628,1 910,14	1107,18 882,02
	Итого:	1559,57	106,05	109,78	34,14	25,32	1,67	0,99	4678,71	4534,15
27	Выходит: Питание основной флотации	1499,71	101,98	104,1	34,14	25,32	1,67	3,12		4505,65
	Растворенные соли	59,86	4,07	5,68	-	-	-			28,5
	Итого:	1559,57	106,05	109,78	34,14	25,32	1,67	0,99		4534,15
XII ОСНОВНАЯ ФЛОТАЦИЯ										
27	Поступает: Питание основной флотации	1499,71	101,98	104,1	34,14	35,32	1,67	3,12	4678,71	4505,65
28	Выходит: Черновой концентрат	432,94	29,44	97,42	8,59	82,07	1,46	2,4	1039,06	1048,19
29	Хвосты основной флотации	1066,77	72,54	6,68	25,55	2,28	1,76	3,41	3639,65	3457,46
	Итого:	1499,71	101,98	104,1	34,14	35,32	1,67	3,12	4678,71	4505,65
XIII ПЕРЕЧИТНАЯ ФЛОТАЦИЯ										
28	Поступает: Черновой концентрат основной флотации Добавочный маточник	432,94	29,44	97,42	8,59	82,07	1,46	2,4	1039,06 1991,52	1048,19 1613,87
	Итого:								3030,58	2662,06
30	Выходит: Конц-т перечистой флотации	338,09	22,99	88,26	3,66	95,21	0,8	0,9	304,28	407,58
31	Пром. прод. перечистой флотации	94,85	6,45	9,16	4,93	35,22	3,82	28,74	2726,3	2254,48
	Итого:	432,94	29,44	97,42	8,59	82,07	1,46	2,1	3030,58	2662,06
XIV КОНТРОЛЬНАЯ ФЛОТАЦИЯ										
29	Поступает: Хвосты основной флотации	1066,77	72,54	6,68	25,55	2,28	1,76	3,41	3639,65	3457,46
32	Выходит: Пром. прод. контрольной флотации	63,24	4,3	36,08	5,51	17,76	6,41	7,2	455,33	399,1
33	Хвосты контрольной флотации	1003,53	68,24	3,6	20,04	1,3	1,47	3,17	3184,32	3058,36
	Итого:	1066,77	72,54	6,68	25,55	2,28	1,76	3,41	3639,65	3457,46
XV ВЫЩЕЛАЧИВАНИЕ										
30	Поступает: Концентрат перечистой флотации Выщелачивающий раствор	338,09	22,99	88,26	3,66	95,21	0,8	0,9	304,28 88,82	407,58 71,98
	Итого:								393,1	551,54
34	Выходит: Концентрат после выщелачивания Растворенные соли	327,65	22,28	87,3	3,66	97,17	0,82	1,2	393,1	474,58
	Итого:	338,09	22,99	88,26				0,9		551,54

Продолжение таблицы 1.4

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
XVI ГИДРАВЛИЧЕСКАЯ КЛАССИФИКАЦИИ										
34	Поступает: Концентрат после выщелачивания	327,65	22,28	87,3	3,66	97,17	0,82	1,2	393,8	474,58
54	Пески гидросгущения	8,68	0,59	2,21	0,47	92,89	3,98	48,11	417,59	342,53
	Итого:	336,33	22,87	89,51	4,13	97,06	0,9	2,47	810,69	817,11
37	Выходит: Пески классификации	100,88	6,86	26,97	1,31	97,5	0,95	6,87	692,97	609,6
36	Слив классификации	235,44	16,01	62,54	2,82	96,87	0,88	0,5	117,72	207,51
	Итого:	336,33	22,87	89,51	4,13	97,06	0,9	2,47	810,69	817,11
XVII ФИЛЬТРОВАНИЕ КОНЦЕНТРАТА										
36	Поступает: Пески классификации	235,44	160,1	62,54	2,82	96,87	0,88	0,5	117,72	207,51
38	Пенный продукт флотосгущения	93,97	6,39	25,22	0,88	97,88	0,69	1,0	93,97	120,9
	Итого:	329,41	22,4	87,76	3,7	97,16	0,83	0,64	211,69	328,41
49	Выходит: Концентрат	327,658	22,28	87,3	3,66	97,17	0,82	W=6,5%	32,52	182,38
50	Фильтрат	1,76	0,12	0,46	0,04	95,07	1,67	101,8	179,17	146,03
	Итого:	329,41	22,4	87,76	3,7	97,16	0,83		211,69	328,41
XVIII ФЛОТОСГУЩЕНИЕ КОНЦЕНТРАТА										
37	Поступает: Слив гидроклассификации	100,88	6,86	26,97	1,31	97,5	0,95	6,87	692,97	609,6
38	Выходит: Пенный продукт	93,97	6,39	25,22	0,88	97,88	0,69	1,0	93,97	120,9
39	Камерный продукт	6,91	0,47	1,75	0,43	92,4	4,6	86,69	599,0	488,7
	Итого:	100,88	6,86	26,97	1,31	97,5	0,95	6,87	692,97	609,6
XIX СУШКА КОНЦЕНТРАТА										
49	Поступает: Кек концентрата	327,65	22,28	87,3	3,66	97,17	0,82	W=6,5%	32,52	182,38
51	Выходит: Сухой концентрат Испаренная вода	336,47	22,88	88,1	3,66	95,5	0,8	-	-	160,22 22,16
49	Поступает: Кек концентрата	327,65	22,28	87,3	3,66	97,17	0,82	W=6,5%	32,52	182,38
XX КЛАССИФИКАЦИЯ ХВОСТОВ										
33	Поступает: Хвосты контрольной флотации	1003,53	68,24	3,6	20,04	1,3	1,47	3,17	3184,32	3058,36
41	Выходит: Слив классификации	88,67	6,03	0,8	5,99	3,29	4,97	31,79	2818,38	2326,16
42	Пески классификации	914,86	62,21	2,8	14,05	1,12	1,13	0,4	365,94	732,2
	Итого:	1003,53	68,24	3,6	20,04	1,3	1,47	3,17	3184,32	3058,36
XXI СГУЩЕНИЕ ХВОСТОВ										
41	Поступает: Слив классификации	88,67	6,03	0,8	5,99	3,29	4,97	31,79	2818,38	2326,16
46	Фильтрат	18,68	1,27	0,37	0,99	7,23	3,9	32,12	600,06	495,17
	Итого:	107,35	7,3	1,17	6,98	3,97	4,78	31,84	3418,44	2821,33
44	Выходит: Сгущенные хвосты Слив сгущения (Маточник)	107,35	7,3	1,17	6,98	3,97	4,78	3,6	386,46	364,3
	Итого:							31,84	3031,98	2457,03
									3418,44	2821,33

Окончание таблицы 1.4

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
XXII ФИЛЬТРОВАНИЕ ХВОСТОВ										
44	Поступает: Сгущенные хвосты	107,35	7,3	1,17	6,98	3,97	4,78	3,6	386,46	364,3
42	Пески классификации	914,86	62,21	2,8	14,05	1,12	1,13	0,4	365,94	732,2
	Итого:	1022,21	69,51	3,97	21,03	1,42	1,51	0,74	752,4	1096,5
47	Выходит: Кек хвостов	1003,53	68,24	3,6	20,04	1,3	1,47	W=9,15%	152,34	601,33
46	Фильтрат	18,68	1,27	0,37	0,99	7,23	3,9	32,12	600,06	495,17
	Итого:	1022,21	69,51	3,97	21,03	1,42	1,51	0,74	752,4	1096,5
XXIII СГУЩЕНИЕ КОНЦЕНТРАТА										
50	Поступает: Фильтрат	1,76	0,12	0,46	0,04	95,07	1,67	101,8	179,17	146,03
50	Выходит: Слив Сгущенный продукт	1,76	0,12	0,46	0,04	95,07	1,67	1,7	176,18 2,99	142,77 3,26
	Итого:								179,17	146,03
XXIV ГИДРОСГУЩЕНИЕ КОНЦЕНТРАТА										
39	Поступает: Камерный продукт флотосгущения концентрата	6,91	0,47	1,75	0,43	92,4	4,6	86,69	599,0	488,7
53	Выходит: Слив гидросгущения (Маточник) Пески	6,91	0,47	1,75	0,43	92,4	4,6	60,0	184,4 414,6	149,43 339,27
	Итого:								599,0	488,7