

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ БЕЛАРУСЬ  
БЕЛОРУССКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ  
Филиал БНТУ  
«Солигорский государственный горно-химический колледж»

Р.И. Волошина

ПЕРЕРАБОТКА СИЛЬВИНИТОВЫХ РУД

УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ

для учащихся специальностей

5-04-0711-04 Обогащение полезных ископаемых

5-04-0714-10 Техническая эксплуатация оборудования для изготовления  
химических продуктов и строительных материалов

Минск БНТУ 2024

Рецензенты:

П.В. Ныбуленко, проф. кафедры "Горные работы" БНТУ  
Н.М. Илюкович, преп. филиала БНТУ "Солигорский государственный  
горно-химический колледж"

Учебное пособие по изучению технологии переработки сильвинитовой руды флотационным и галургическим способами предназначено для учреждений среднего специального образования по специальностям 5-04-0711-04 Обогащение полезных ископаемых, 5-04-0714-10 Техническая эксплуатация оборудования для изготовления химических продуктов и строительных материалов с получением квалификации специалиста «Техник-технолог».

В учебном пособии представлен теоретический и практический материал, а также материал, обеспечивающий контроль знаний для проведения текущей и промежуточной аттестации.

Белорусский национальный технический университет.  
Филиал БНТУ «Солигорский государственный  
горно-химический колледж»  
E-mail: [sgghc@bntu.by](mailto:sgghc@bntu.by)  
<http://www.sgght.belhost.by>

© Белорусский национальный  
технический университет, 2024  
© Волошина Р.И., 2024

## Содержание

Введение	5
Способы производства хлористого калия из сильвинитовых руд, их краткая сравнительная характеристика	6
Раздел 1. Флотационный способ производства хлористого калия из сильвинитовой руды	14
1.1. Характеристика исходного сырья и получаемых продуктов	14
1.2. Основные стадии технического процесса производства хлористого калия флотационным способом. Назначение каждой стадии, принципиальные схемы	25
1.3. Задачи к разделу 1	67
Раздел 2. Галургический способ производства хлористого калия из сильвинитовой руды	77
2.1. Физико-химические константы и свойства исходного сырья, промежуточных продуктов и конечных продуктов	77
2.2. Основные стадии технологического процесса производства хлористого калия галургическим способом, назначение каждой стадии, принципиальные схемы	94
2.3. Назначение промывки осадка хлористого калия. Пример расчета узла промывки осадка	125
2.4. Назначение промывки шламов перед сбросом их на шламахранилище и пример расчета узла промывки шламов	131
2.5. Основные перспективы использования растворов – побочного продукта калийной промышленности, в народном хозяйстве	142
2.5.1. Влияние $MgCl_2$ , и $CaCl_2$ , (хлоридов) на технологию переработки сильвинитовой руды галургическим способом	142
2.5.2. Способы выделения хлоридов	145

2.5.3. Рекомендуемый способ выделения ионов кальция и магния из оборотных щелоков галургической фабрики	149
2.6. Задачи к галургическому способу производства хлористого калия	155
Приложения	
Приложение 1. Материальный баланс производства хлористого калия галургическим способом	161
Приложение 2. Продукция флотационной и галургической фабрик	184
Приложение 3. Оборудование для измельчения и классификации измельченной руды	191
Приложение 4. Оборудование для обесшламливания и сгущения шламов	196
Приложение 5. Оборудование для сильвиновой и шламовой флотации	204
Приложение 6. Оборудование для обезвоживания хвостов и концентрата	214
Приложение 7. Гидроциклоны для классификации концентрата и барабанные сушилки для сушки	218

## Введение

Учебное пособие для изучения технологии переработки сильвинитовой руды флотационным и галургическим способами. Пособие включает два раздела, в каждом из которых подчеркиваются особенности производства хлористого калия из сильвинитовой руды, основные стадии технологического процесса, назначение каждой стадии и выбор отдельных операций. Пособие может быть использовано при выполнении курсового и дипломного проектов.

В каждый раздел пособия включены задачи, решение которых позволит учащимся лучше усвоить и закрепить полученные теоретические знания.

Решая задачу, учащийся анализирует влияние технологического режима на качественно-количественные показатели технологического процесса и таким образом, приобретает определенные навыки практического решения технических вопросов. Навыки решения задач помогут при выполнении курсового и дипломного проектов.

При составлении учебного пособия использовался технологический режим флотационных обогатительных фабрик и галургической фабрики ОАО «Беларуськалий».

Задачи могут быть использованы для практических занятий, при проведении лабораторных работ, для проведения контрольных работ, при контроле текущей успеваемости, при проведении зачетов, а также задаваться учащимся для выполнения домашней самостоятельной работы.

## Способы производства хлористого калия из сильвинитовых руд, их краткая сравнительная характеристика

Производство хлористого калия из природных калийных руд может осуществляться различными способами: флотационным, гидротермическим (химическим), гравитационным, электростатическим и др. Основными промышленными способами в мировой практике стали флотационный и гидротермический (галургический). На ряде зарубежных калийных предприятиях применяется комбинированная технология производства. Основой в технологии в данном случае служит флотация сильвина, а труднообогатимые фракции и обогащенные ценным компонентом отходы направляются на гидротермическую обработку с последующей кристаллизацией KCl.

Выбор способа производства хлористого калия зависит от ряда факторов:

- способа разработки месторождения сильвинитов: шахтная добыча, подземное конгруэнтное растворение сильвина и галита, подземное выщелачивание хлористого калия;
- планируемого ассортимента готовой продукции в соответствии с потребностями внутреннего и внешнего рынка;
- вещественного состава сильвинитов данного месторождения или его части – наличия или отсутствия в существенных концентрациях веществ, влияющих на эффективность технологических процессов;
- характера вкрапленности сильвина, определяющей требуемую для раскрытия ценного минерала степень измельчения;
- климатических условий в районе размещения перерабатывающего предприятия;
- наличие энергетических и других ресурсов;

- экологических требований к промышленным производствам;
- результатов технико-экономических расчётов.

Наибольшее количество производимого в мире хлористого калия (более 80,0%) является флотационным.

Гидротермический способ применяется, как правило, в тех случаях, когда требуемый сорт продукции невозможно или экономически нецелесообразно производить флотационным способом (например, получение технического KCl с содержанием ценного компонента 98,0 – 99,0%), при необходимости попутного выделения в готовый продукт других компонентов, при производстве из галитовых отходов пищевой поваренной соли, при наличии в составе сильвинитов в определённых количествах веществ (нерастворимого остатка, карналлита и др.), негативно влияющих на флотационный процесс, а также при разработке месторождения сильвинитов методом подземного растворения или выщелачивания [1].

Коротко о применяемых способах обогащения сильвинитовых руд.

Флотационный процесс обогащения сильвинитовой руды может быть определен как метод разделения минералов, представленных мелкими частицами, взвешенными в жидкой фазе, по их способности избирательно прикрепляться к вводимым в водную минеральную суспензию воздушным пузырькам и всплывать с ними на поверхность суспензии с образованием минеральной пены. Для обеспечения эффективной флотации необходимо вводить в суспензию флотационные реагенты, усиливающие избирательность и прочность закрепления минеральных частиц к пузырькам воздуха.

Воздействие флотационных реагентов позволяет в широком диапазоне изменять поверхностные свойства минералов, что делает флотацию наиболее универсальным методом обогащения полезных ископаемых.

Процесс флотации осуществляется в перемешиваемой водной минеральной суспензии (флотационной пульпе), в которую вводят пузырьки воздуха. Частицы гидрофобного минерала (сильвинита) в результате контакта с воздушным пузырьком прилипают к нему и всплывают на поверхность пульпы, образуя пенный слой, непрерывно снимаемый. Частицы гидрофильного минерала (галита) при столкновении с воздушными пузырьками не закрепляются к ним и остаются в камере машины. В некоторых случаях рациональнее переводить в пену минералы пустой породы, при этом реализуется принцип обратной флотации, который применяется при обогащении сильвинитовой руды для её обесшламливания.

*Достоинства флотационного способа:*

1. Малый расход тепла и воды.
2. При флотационном способе возможно получение крупнокристаллического КСІ (крупностью более 1 мм).
3. Технологический процесс проводится при обычной температуре, поэтому значительно снижается степень коррозии применяемого оборудования и строительных конструкций;
4. В конечном продукте сохраняются требуемые для растений микроэлементы.
5. Ниже себестоимость готовой продукции.

*Недостатки флотационного способа:*

1. Применение в качестве флотационных реагентов алифатических аминов, которые имеют высокую стоимость и наносят вред здоровью.
2. Наличие в галитовых отходах незначительных количеств аминов. Это затрудняет применение галитовых отходов для производства пищевой и кормовой поваренной соли, кроме того безвозвратно теряет содержащий в сильвинитовой руде бром.



Рассмотрим химико-технологический процесс производства хлористого калия галургическим способом.

Галургический метод, в сущности, состоит в выщелачивании хлористого калия, из сильвинита горячим оборотным щелоком с удалением нерастворившегося галита в отвал. Полученный горячий насыщенный щелок отстаивается для выделения солевого и глинистого шламов. Из осветленного горячего щелока производят кристаллизацию хлористого калия. Полученные кристаллы отделяют от охлажденного маточного щелока, сушат, иногда гранулируют и выпускают в виде готового продукта. Маточный щелок после подогрева возвращают в операцию начального выщелачивания хлористого калия.

Галургический метод производства хлористого калия из сильвинита является циклическим процессом.

Отдельные операции галургического метода могут быть использованы совместно с процессами флотации в производстве хлористого калия по комбинированной схеме. В частности, галургический метод можно применить для извлечения хлористого калия из руды мелких классов, для переработки низкокачественных флотоконцентратов в продукт с высоким содержанием хлористого калия, для выделения хлористого калия путем кристаллизации из щелоков.

*Достоинства галургического способа:*

1. Возможность получения готового продукта, содержащего КСІ 98-99 %.
2. Возможность комплексного использования галитовых отходов.

*Недостатки галургического способа:*

1. Большой расход тепла и энергии.
2. Высокая коррозия аппаратуры.

3. Невозможность получения крупных кристаллов. Для получения кристаллов KCl с верхним пределом крупности 1 мм требуется применение дорогостоящего оборудования.

Функциональная схема производства хлористого калия флотационным способом, применяемая на обогатительных фабриках ОАО «Беларуськалий» на рисунке 1.

Функциональная схема производства хлористого калия гидротермическим (галургическим) способом на рисунке 2.

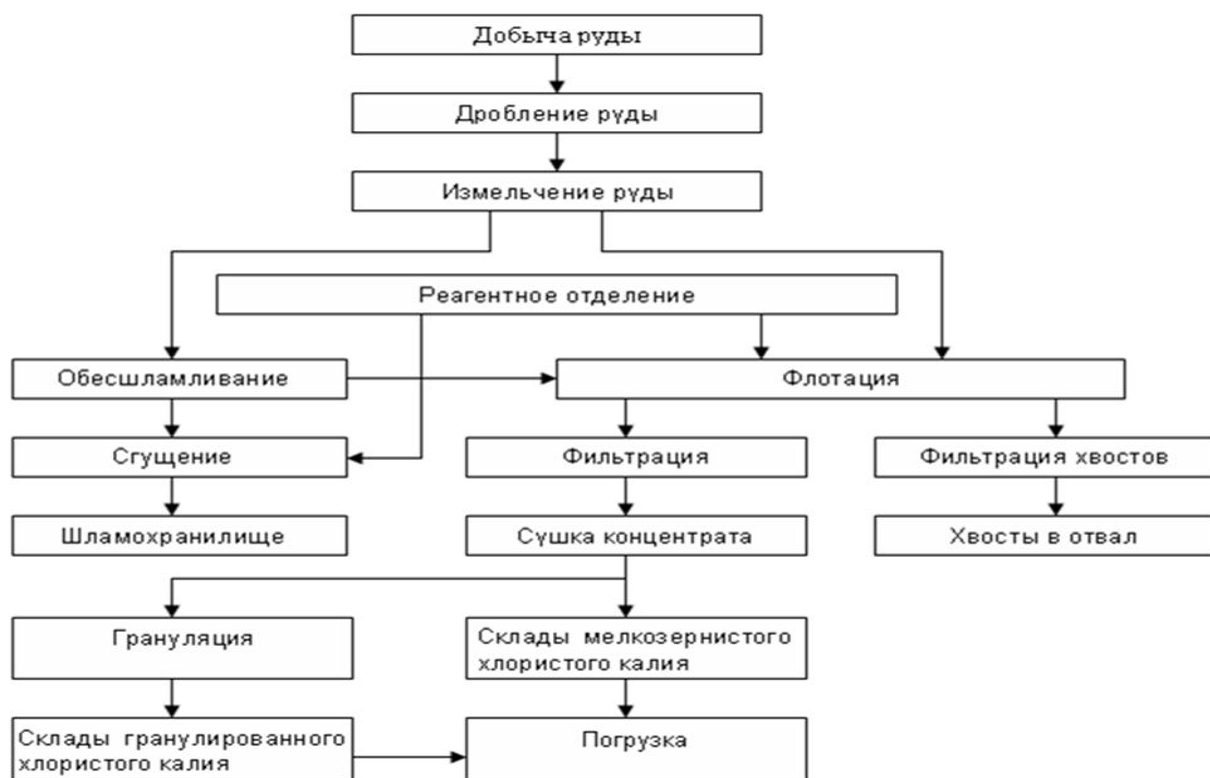


Рисунок 1. Функциональная схема получения хлористого калия флотационным способом

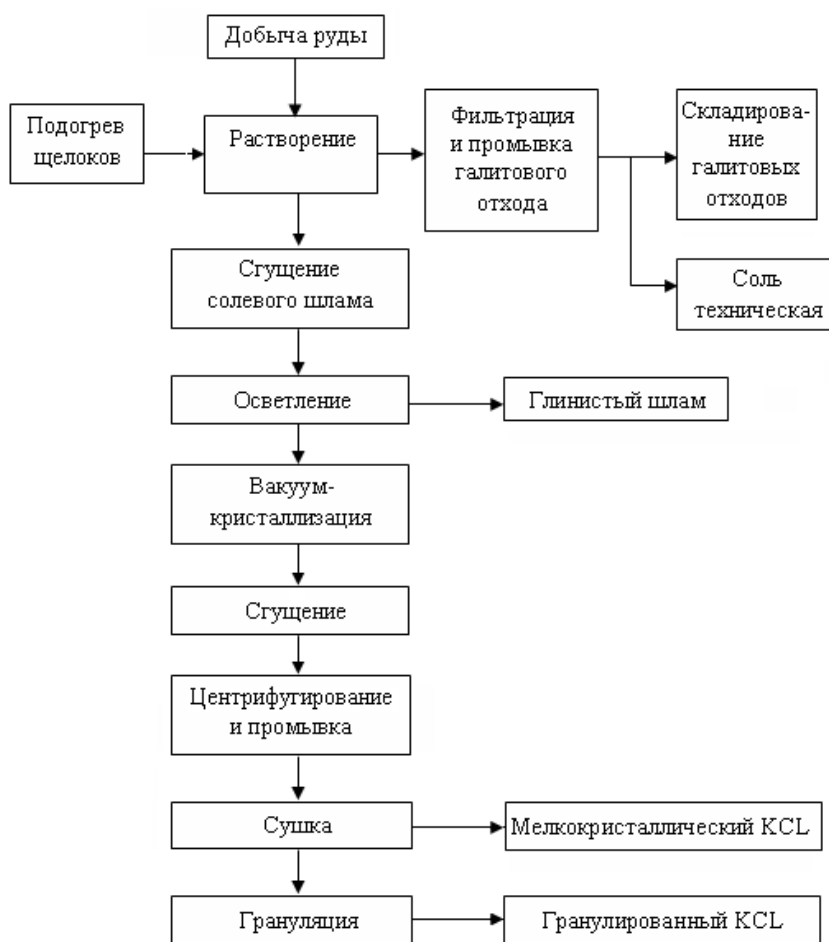


Рисунок 2. Функциональная схема получения хлористого калия галургическим способом

Разработана и на некоторых зарубежных предприятиях применяется технология производства хлористого калия из сильвинитовых руд электросепарацией.

В основе электросепарации лежит различная способность материалов, входящих в состав руды, приобретать, например, при трении, заряды разного знака. Процесс обогащения калийных руд таким способом состоит в следующем. Размолотые до определенной крупности частицы руды подвергают термической обработке (нагревают, а затем охлаждают) при непрерывном перемешивании. В результате этого на поверхности частиц сильвина и галита возникают электростатические заряды. Обработанную

руды подают в электросепаратор, где частицы минералов свободно падают в электрическом поле постоянного напряжения и в зависимости от знака заряда отклоняются в сторону электродов разной полярности, т.е. происходит разделение исходного сырья на концентрат, промпродукт и хвосты. Иногда обогащаемую руду обрабатывают специальными реагентами, например, поверхностно-активными веществами, что создает существенную разницу в электропроводности разделяемых материалов. Затем обработанную руду подают в сепаратор, где и происходит обогащение. Метод электросепарации сравнительно экологически чистый процесс, не потребляющий воды и как правило, не загрязняющий окружающую среду химическими реагентами. Сепараторы просты в эксплуатации, не имеют быстроизнашивающихся дорогостоящих деталей, неэнергоёмкие.

*Достоинства:* малая энергоёмкость; простота устройства аппаратов; отсутствие необходимости в тонком измельчении.

*Недостатки:* концентрат, полученный в результате электросепарации, имеет невысокое качество (содержание KCl: крупнозернистый до 92% и мелкозернистый 82,5%).

Функциональная схема переработки сильвинитовой руды электросепарацией на схеме 3.

Возможно и гравитационное обогащение сильвинитовой руды.

Возможность эффективного обогащения калийных руд гравитационными методами обуславливается двумя факторами: различием плотности сильвина ( $1,98-2,0\text{г/см}^3$ ) и галита ( $2,12-2,14\text{г/см}^3$ ) и относительно крупной вкрапленностью последнего, что позволяет достичь достаточно полного раскрытия сростков при крупном измельчении руды.

Сущность разделения заключается в следующем: обогащаемый материал загружается в среду, имеющую плотность, промежуточную между плотностями разделяемых минералов; минералы, плотность которых меньше

плотности среды, всплывут в ней, а минералы с плотностью, превышающей плотность среды, опустятся вниз (утонут). В качестве тяжелых сред применяется магнетитовая суспензия. Достоинства: небольшая энергоемкость; простота проведения процесса; позволяет перерабатывать часть руды при более крупном дроблении. Недостатки: увеличиваются потери KCl с галитовыми хвостами; содержание KCl не превышает 65-70%.

Обогащение в тяжелых средах может использоваться только для крупнодробленых руд и может оказаться целесообразным только в сочетании с другими методами обогащения, например, с флотацией.

Несмотря на некоторые достоинства электросепарации и гравитационного обогащения, их применение экономически не выгодно, поэтому на данный момент наиболее распространенными являются галургический и флотационный способы.



Рисунок 3. Функциональная схема производства хлористого калия электрической сепарацией

## РАЗДЕЛ 1. ФЛОТАЦИОННЫЙ СПОСОБ ПРОИЗВОДСТВА ХЛОРИСТОГО КАЛИЯ ИЗ СИЛЬВИНИТОВОЙ РУДЫ

### 1.1 Характеристика исходного сырья и получаемых продуктов

Исходным сырьем для производства хлористого калия является руда сильвинитовая, представленная следующим минералогическим составом: галит ( $\text{NaCl}$ ), сильвин ( $\text{KCl}$ ), карбонатно-сульфатно-глинистый материал (н.о.), а также в незначительном количестве тригидрит ( $\text{CaCl}_2 \times \text{MgCl}_2 \times 12\text{H}_2\text{O}$ ), кроме того в сильвинитовой руде содержатся соединения брома, йода, рубидия и других элементов.

Сильвин ( $\text{KCl}$ ) – в чистых разностях бесцветен и прозрачен. В сильвинитовых рудах имеются оттенки красного, кирпично-красного и буровато-красного цвета, обусловленные наличием оксидов железа. Хрупок, представлен обычно в виде кристаллов кубической формы. Плотность сильвина  $1990\text{кг/м}^3$ , твердость – 1,5-2, теоретический состав: К – 52,44%, Cl – 47,56%.

Галит ( $\text{NaCl}$ ) – доминирующий компонент сильвинитовой руды (его содержится 65-75%). В чистых разностях галит бесцветен со стекляннным блеском, примеси окрашивают галит: в серый или медно-серый цвет (содержание глины), жёлтый, розовый, красный (содержание оксидов Fe) и бурый цвет (органические примеси).

В составе сильвинитовых руд галит имеет бесцветный, белый или голубоватый цвета. Представлен кристаллами в большей части неправильной формы. Плотность галита  $2100\text{-}2600\text{кг/м}^3$ , твердость – 2,5 и теоретический состав: Na–39,34%, Cl - 60,66%.

Нерастворимый остаток (н.о.) – в рудах Старобинского месторождения содержится до 18% н.о

Преобладающим в составе глин являются силикатные, карбонатные минералы и ангидриды. Глины в основном сосредоточены в прослоях. Мощность их в различных горизонтах колеблется от долей до десятков сантиметров.

Содержание в сильвинитовой руде:

брома – от 0,004 до 0,03 %,

лития – от  $1,1 \times 10^{-4}$  до  $5,5 \times 10^{-3}$  %,

рубидия – от  $8,5 \times 10^{-4}$  до  $7,2 \times 10^{-3}$  %.

Имеющиеся в калийных рудах газы (водород, метан, некоторые предельные углеводороды, сероводород, оксид углерода, азот) находятся в двух формах: микрогазоносной, обусловленной наличием газов в кристаллах солей, и макрогазоносной, связанной с нахождением относительно больших количеств газов в макротрещинах, в различного рода полостях соленосных руд [2].

Примерный химический состав сильвинитовых руд Старобинского месторождения представлен в таблицах 1.1 – 1.6.

Таблица 1.1. Примерный химический состав сильвинитовых руд Старобинского месторождения

Руда	Химический состав (в пересчете на сухое вещество), %					
	KCl	NaCl	MgCl <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	CaCl <sub>2</sub>	н.о.
Калийный пласт II горизонта	28-33	55-66	0,07-0,15	0,2-0,67	1-0,3	3-5
Второй пласт III горизонта	21-23	66-72	0,3-0,5	0,8-1,66	0,1-0,3	4-6

Таблица 1.2. Примерный солевой состав руды 1 РУ

Солевой состав в весовых процентах						H <sub>2</sub> O		Σ
KCl	NaCl	MgCl <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	CaCl <sub>2</sub>	н.о	гигроск	крист	
26,94	62,39	0,2	1,62	0,4	8,15	0,07	0,23	100,0

Таблица 1.3. Примерный солевой состав руды СОФ 6 РУ

Солевой состав в весовых процентах						H <sub>2</sub> O		Σ
KCl	NaCl	MgCl <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	CaCl <sub>2</sub>	н.о	гигроск	крист	
15,57	78,28	0,38	1,1	0,33	3,59	0,31	0,44	100,0

Таблица 1.4. Примерный солевой состав руды СОФ 2 РУ

Солевой состав в весовых процентах						H <sub>2</sub> O		Σ
KCl	NaCl	MgCl <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	CaCl <sub>2</sub>	н.о	гигроск	крист	
15,57	78,28	0,38	1,1	0,33	3,59	0,31	0,44	100,0

Таблица 1.5. Примерный солевой состав руды (2 РУ + 5 РУ)

Солевой состав в весовых процентах						H <sub>2</sub> O		Σ
KCl	NaCl	MgCl <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	CaCl <sub>2</sub>	н.о	гигроск	крист	
23,75	70,21	0,14	1,26	0,19	4,18	0,12	0,16	100,0

Таблица 1.6. Примерный солевой состав руды (5 РУ)

Солевой состав в весовых процентах						H <sub>2</sub> O		Σ
KCl	NaCl	MgCl <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	CaCl <sub>2</sub>	н.о	гигроск	крист	
20,32	74,08	0,11	1,15	0,17	3,87	0,17	0,13	100,0



Содержание химических элементов в нерастворимом остатке представлено в таблице 1.7.

Таблица 1.7. Содержание химических элементов в нерастворимом остатке

Соединение	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	TiO <sub>2</sub>	CaO	MgO	SO <sub>3</sub>	CO <sub>2</sub>
%	38,5-45	10,5-12,5	4,4-4,9	0,7-0,9	9-19,1	6,5-9,1	0,1-3,5	13-17,8

Основные физико-механические свойства сильвинитовой руды представлены в таблице 1.8.

Таблица 1.8. Физико-механические свойства сильвинитовой руды

Массовая доля воды, %	Слеживаемость	Плотность, т/м <sup>3</sup>	Насыпная плотность, т/м <sup>3</sup>	Коэффициент крепости и твердости		Угол естественного откоса дробленной руды	
				по Протодяконову	По Моосу	в покое, град	в движении, град
0,2-0,1	Класс 10-0 слёживается	2,0-2,05	1,2-1,35	3-4	2	32-40	30-35

С учетом состава руды, утвержденного технологического режима и применяемого технологического оборудования руда, поступающая на фабрику после дробления должна соответствовать следующим требованиям, представленным в таблице 1.9 [5]

Таблица 1.9. Требования к руде, поступающей на фабрику

Наименование показателей	Обогатительная фабрика		
	1 РУ	2РУ	3РУ
Массовая доля калия хлористого, %, не менее	22,0	20,0	22,0
Массовая доля нерастворимого в воде остатка, %, не более	9,5	7,5	10,0
Гранулометрический состав (массовая доля фракций), % свыше 10 мм, не более	20,0	20,0	20,0

Весь технологический процесс на фабрике проводится в растворе, насыщенном солями рудообразующих минералов в маточном растворе.

Таблица 1.10. Примерный состав маточного раствора при температуре 19-21°C

Вещество	KCL	NaCL	MgCL <sub>2</sub>	CaCL <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> O
Содержание, %	10,32	21,09	0,02	0,02	0,01	68,54

$$\sum_{\text{сол}} = 31,46\%$$

Содержание KCL в солях при данном составе маточного раствора:

$$\beta^{\text{KCl}}_{\text{солях мат. р-ра}} = (10,32 \cdot 100) / 31,46 = 32,8\%.$$

Таблица 1.11. Состав маточного раствора по обогатительным фабрикам:

Наименование показателей	Обогатительная фабрика		
	1 РУ	2РУ	3РУ
Сумма солей $\sum_{\text{сол}}$ , %	30,5	30,5	31,1
Массовая доля KCl в маточнике, %	10,5	10,5	10,5
Плотность раствора, г/см <sup>3</sup>	1,237	1,236	1,237

По принятой технологии на флотационной фабрике образуется три продукта: концентрат хлористого калия, твердые галитовые отходы (хвосты) и глинисто-солевые отходы (шламы).

Приведём краткую характеристику получаемых продуктов.

Концентрат флотации

Таблица 1.12. Солевой состав концентрата в весовых процентах

KCl	NaCl	MgCl <sub>2</sub>	CaCl <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O <sub>крист</sub>
мелкий						
95,81	2,77	0,08	0,13	0,14	0,88	0,09
95,85	2,75	0,07	0,13	0,17	0,9	0,08
96,03	2,61	0,09	0,11	0,17	0,89	0,1
гранулят						
95,48	2,67	0,08	0,06	0,29	1,23	0,09
95,27	2,98	0,09	0,05	0,28	1,23	0,1
95,31	2,99	0,07	0,04	0,28	1,23	0,08

Таблица 1.13. Гранулометрический состав концентрата флотации (после выщелачивания)

Класс крупности, мм	Выход, %	
	Частный	Суммарный (по+)
+ 1,25	0,3	0,3
-1,25+1,0	3,3	3,6
-1,0+0,8	7,9	11,5
-0,8+0,5	26,4	37,9
-0,5+0,25	32,7	70,6
-0,25+0,1	18,9	89,5
-0,1+0	10,5	100
итого	100,0	

Средневзвешенный диаметр  $d_{cp} = 0,45$  мм

Одной из приоритетных задач при обогащении сильвинитовой руды считается улучшение потребительских свойств готовой продукции (свойств, которые желает иметь потребитель). К таким свойствам относятся: рассыпчатость, слеживаемость, текучесть и пылимость.

Рассыпчатость – это отсутствие явления комкования продукта при длительном хранении.

Слеживаемость – это увеличение связанности с течением времени дисперсного материала (калийных удобрений) при его хранении в неподвижном слое (удобрение не должно превращаться в единую монолитную глыбу при хранении на складе и при транспортировке).

Хлористый калий, особенно мелкозернистый и мелкокристаллический, имея высокий температурный коэффициент растворимости, при транспортировке и хранении слеживается. В целях уменьшения слеживаемости рекомендуется выпускать хлористый калий с содержанием

0,1–0,2% H<sub>2</sub>O. Снижение слеживаемости хлористого калия достигают также при введении в готовый порошкообразный продукт различных гидрофобных добавок. Наиболее эффективными оказались добавки алифатических жирных аминов с числом углеродных атомов C<sub>16-20</sub>, применяемых из расчета 180-200 г амина на 1т готового концентрата. Однако амины токсичны, поэтому ведутся поиски других веществ для обработки хлористого калия. С этой целью можно использовать содово-щелочные растворы.

Кроме того, для уменьшения слеживаемости хлористый калий следует хранить в закрытом складе с постоянной влажностью и температурой.

Текучесть – это способность беспрепятственно выгружаться из транспортных средств (вагон, трюм теплохода), а также из накопительных бункеров и складов.

Пылимость – это показатель наличия пыли в местах перегрузок и при внесении удобрений в почву.

Пылимость также является одним из основных критериев качества концентрата. Содержание пыли в готовом продукте строго регламентируется. Помимо того, что, обладая высокой гигроскопичностью, мелкие частицы пыли быстро набирают влагу из окружающего воздуха и тем самым повышают влажность, а значит и слеживаемость готового продукта, они также оказывают негативное влияние при погрузочно-разгрузочных работах. При этом, в связи с повышенной запыленностью воздуха, ухудшаются условия труда рабочих, а также снижается товарное извлечение концентрата.

Требуемый уровень перечисленных выше свойств готовой продукции достигается путем выпуска удобрений определенной крупности и обеспыленных (из которых удалены пылевые фракции менее 0,1мм), или путем обработки удобрений реагентами антислеживателями-пылеподавителями.

### Хвосты флотации

Основным компонентом галитовых отходов является хлористый натрий. Кроме того, галитовые отходы содержат небольшое количество хлористого калия, хлористого магния, сульфата кальция, брома, нерастворимого остатка и некоторые другие компоненты [3].

В галитовых отходах, получаемых при переработке сильвинитов флотационным методом, содержится незначительное количество адсорбированных флотореагентов.

Таблица 1.14. Солевой состав галитовых отходов (хвостов)

Вещество	KCL	NaCL	Mg SO <sub>4</sub>	MgCL <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	H.O
Содержание, %	3,0-4,0	91,0- 92,0	0,1-0,15	0,02-0,06	1,1	2,5- 4,0

Таблица 1.15. Гранулометрический состав хвостов после флотации

Класс крупности, мм	Выход, %	
	Частный	Суммарный (по+)
+ 1,6	1,1	1,1
-1,6+1,4	1,5	2,6
-1,4+1,25	1,8	4,4
-1,25+1,0	7,9	12,3
-1,0+0,8	10,4	22,7
-0,8+0,5	25,9	48,6
-0,5+0,25	27,2	75,8
-0,25+0,1	17,8	93,6
-0,1+0	6,4	100
ИТОГО	100,0	

Средневзвешенный диаметр  $d_{cp} = 0,55$  мм

Галитовые отходы, складываемые на солеотвал содержат остаточную влагу – рассолы до 10-16 %. [7].

Глинисто-солевые отходы (шламы).

В результате анализа твёрдой фазы шламов установлено, что шламы включают 25-30,0% водорастворимых солей KCl, NaCl и 70-75,0% нерастворимого остатка (карбонаты, сульфаты, полевой шпат, кварц и глинистые минералы, представленные гидрослюдой). Химический анализ шламов показал наличие в них микроэлементов [3].

Таблица 1.16. Среднее содержание микроэлементов в шламах

Микроэлементы, мг/кг	ОФ 1 РУ	ОФ 2 РУ	ОФ 3 РУ
бор	120,0	14,0	53,0
медь	3,0	2,0	35,0
марганец	120,0	35,0	83,0

Анализируя гранулометрический состав твердой фазы шламов, можно отметить, что шламы относятся к высокодисперсным материалам. В составе шламов 60,0-75,0% частиц размером менее 0,05мм, причем частиц менее 0.001мм до 30,0% и частиц крупнее 0.01мм 15-20,0% представлены легкорастворимыми солями – галитом и сильвином.

С целью снижения потерь хлористого калия с жидкой фазой отходов часть сбрасываемой жидкой фазы (до 80,0%) возвращается в процесс в виде рассола. Возврат рассола способствует соблюдению водного баланса системы. Характеристика возвращаемого рассола по рудоуправлениям в таблице 1.17 [5].

Таблица 1.17. Состав возвращаемого в процесс рассола по обогатительным фабрикам

Наименование показателей	Обогатительная фабрика		
	1 РУ	2РУ	3РУ
Сумма солей $\sum_{\text{сол}}$ , %	29,0	26,0	26,0
Массовая доля KCl в рассоле, %	7,5	7,3	7,5
Плотность рассола, г/см <sup>3</sup>	1,222	1,2	1,21

Для повышения качества флотационного концентрата проводится выщелачивание хлорида натрия из твердой фазы концентрата. Для выщелачивания применяется выщелачивающий раствор (красная вода) - раствор по содержанию хлористого калия близкий по составу маточному раствору, но со значительно меньшей массовой долей хлористого натрия. В качестве такого раствора применяется слив мокрой очистки газа отделения сушки концентрата. Примерный состав выщелачивающего раствора и расход в таблице 1.18.

Таблица 1.18. Состав выщелачивающего раствора по обогатительным фабрикам и расход

Наименование показателей	Обогатительная фабрика		
	1 РУ	2РУ	3РУ
Сумма солей $\sum_{\text{сол}}$ , %	6,63	3,7	5,58
Массовая доля KCl в растворе, %	5,53	2,8	5,08
Расход, тонн/ 100,0 т. руды:	4,82	6,04	7,74
крупнозернистая флотация	1,0	1,4	
мелкозернистая флотация			



## 1.2 Основные стадии технологического процесса производства хлористого калия флотационным способом.

### Назначение каждой стадии, принципиальные схемы

Весь технологический процесс на обогатительной фабрике – это комплекс механических операций, проводимых в определенной последовательности с учетом установленного технологического режима с целью получения готового продукта (концентрата) с максимальным содержанием хлористого калия при минимальных потерях с отходами производства (хвостами и глинисто-солевыми шламами).

По назначению и характеру их проведения все технологические операции, проводимые на обогатительной фабрике можно разделить на подготовительные, основные и вспомогательные.

На обогатительной фабрике при производстве хлористого калия из сильвинитовых руд к подготовительным операциям можно отнести операции подготовки руды по крупности (дробление, измельчение) и операции обесшламливания.

Назначение дробления и измельчения – максимальное раскрытие зерна сильвина при минимальном его переизмельчении. Переизмельчение руды приводит к образованию вторичных шламов, наличие которых, как и первичных (для сильвинитовой руды - нерастворимый остаток) приводит к снижению технико-экономических показателей процесса обогащения: снижается качество концентрата, и извлечение  $KCl$  в концентрат (увеличиваются потери с отходами), повышается расход дорогостоящих флотационных реагентов, применяемых при флотации, снижается производительность как основного, так и вспомогательного оборудования и т.д.

Дробление проводится с целью подготовки руды для последующего измельчения. При комбайновом способе добычи руды крупность кусков руды, подаваемой из шахты 100-150мм [1]. При средней вкрапленности сильвина до 1,25мм общая степень измельчения руды составит:  $i = 150/1,25 = 120$

Сильвинитовая руда Старобинского месторождения средняя по твердости (по шкале Мооса 2) [4], поэтому для разрушения кусков руды с такой твердостью достаточно удара и раскалывания. С этой целью возможно применение однороторных молотковых дробилок, отличающихся относительно высокой степенью дробления ( $i = 15-20$ ), высокой производительностью при низком расходе электроэнергии.

Таким образом, при степени дробления 15 конечная крупность дробленной руды, поступающей на измельчение, составит  $d=150/15 = 10$ мм.

В связи с высоким содержанием в добытой руде класса менее 10мм (по данным работы фабрик до 40,0%) в схеме узла дробления предусматривается предварительное грохочение с применением вибрационных грохотов инерционного типа, которые отличаются относительно высокой эффективностью грохочения (85-86%). Применение предварительного грохочения снизит процент переизмельчения и уменьшит нагрузку на дробилки.

Таким образом, дробление проводится в одну стадию с предварительным грохочением при работе дробилки в открытом цикле (схема А [6]). Дроблёный продукт крупностью - 10+0мм подается в главный корпус обогатительной фабрики на измельчение.



Рисунок 1.1. Принципиальная схема дробления

Для измельчения применяются барабанные мельницы. При такой начальной крупности и с учетом физических свойств руды применяются стержневые мельницы (обогащение проводится в жидкой среде - маточном растворе) мокрого измельчения.

Кроме того, следует отметить, что при измельчении с применением в качестве мелющих тел стержней, процесс уменьшения крупности происходит в основном за счет истирания, что позволяет получить продукт измельченный сравнительно равномерным по крупности и с меньшим переизмельчением.

Приведем гранулометрическую характеристику продукта, поступающего на предварительную классификацию.

Таблица 1.19. Гранулометрическая характеристика продукта, поступающего на предварительную классификацию

Класс крупности, мм	Частный выход	Суммарный выход по +
+10,0	13,4	13,4
-10,0 +5,0	12,0	25,4
-5,0 + 3,15	9,0	34,4
-3,15 +2,0	11,1	45,5
-2,0 + 1,25	10,1	55,6
-1,25 +1,0	4,8	60,4
- 1,0 +0,8	4,1	64,5
-0,8 +0,5	9,1	73,6
- 0,5 + 0,25	9,9	83,5
-0,25 + 0,1	8,4	91,9
-0,1 + 0,0	8,1	100,0
итого	100,0	
d <sub>ср</sub> ,мм	3,54	

В поступающей на измельчение руде до 39,6% класса менее 1,25 мм, поэтому в узле измельчения предусматривается предварительная классификация по данному классу, а после измельчения проводится поверочная классификация по тому же классу. Таким образом, измельчение проводится по схеме с предварительной и поверочной классификацией при работе мельницы в замкнутом цикле с применением для классификации дуговых сит (дуговых грохотов), а для измельчения стержневых мельниц.

Приведем гранулометрический состав продуктов предварительной и поверочной классификации с учетом возврата продуктов (из узла

обесшламливания – слив пятой стадии и промпродукты контрольной флотации и промпродукт перечистки узла крупнозернистой флотации).

Таблица 1.20. Гранулометрическая характеристика надрешётного и подрешетного продуктов предварительной классификации

класс крупности, мм	предварительная классиф.			
	надрешетный		подрешетный	
	выход %			
	частн	сумм.+	частн	сумм.+
+10,0	21,9	21,9		
-10,0 +5,0	19,1	41,0		
-5,0 + 3,15	11,4	52,4		
-3,15 +2,0	13,8	66,2	0,2	0,2
-2,0 + 1,25	11,2	77,4	3,1	3,3
-1,25 +1,0	3,7	81,1	4,4	7,7
- 1,0 +0,8	2,8	83,9	5,4	13,1
-0,8 +0,5	4,5	88,4	15,5	28,6
- 0,5 + 0,25	3,0	91,4	21,4	50,0
-0,25 + 0,1	2,0	93,4	23,1	73,1
-0,1 + 0,0	6,6	100,0	26,9	100,0
итого	100,0		100,0	
d ср,мм	5,19		0,39	

В подрешетном продукте предварительной классификации класса -1,25 + 0 мм 96,7 %

Таблица 1.21 Гранулометрическая характеристика узла поверочной классификации.

класс крупности, мм	питание		надрешетный		подрешетный	
	выход %		выход ,%		выход ,%	
	частн	сумм.+	частн	сумм.+	частн	сумм.+
+10,0						
-10,0 +5,0	0,3	0,3	1,4	1,4		
-5,0 + 3,15	1,0	1,3	3,1	4,5		
-3,15 +2,0	5,2	6,5	11,5	16,0		
-2,0 + 1,25	16,6	23,1	31,2	47,2	1,7	1,7
-1,25 +1,0	10,4	33,5	14,8	62,0	5,3	7,0
- 1,0 +0,8	9,2	42,7	10,9	72,9	7,7	14,7
-0,8 +0,5	16,5	59,2	12,5	85,4	22,0	36,7
- 0,5 + 0,25	14,5	73,7	5,2	90,6	22,7	59,4
-0,25 + 0,1	11,3	85,0	2,9	93,5	17,9	77,3
-0,1 + 0,0	15,0	100,0	6,5	100,0	22,7	100,0
итого	100,0		100,0		100,0	
d ср,мм	0,85		1,39		0,43	

В подрешетном продукте поверочной классификации класса -1,25 + 0 мм 98,3 %.

Принципиальная схема измельчения на рисунке 1.2.

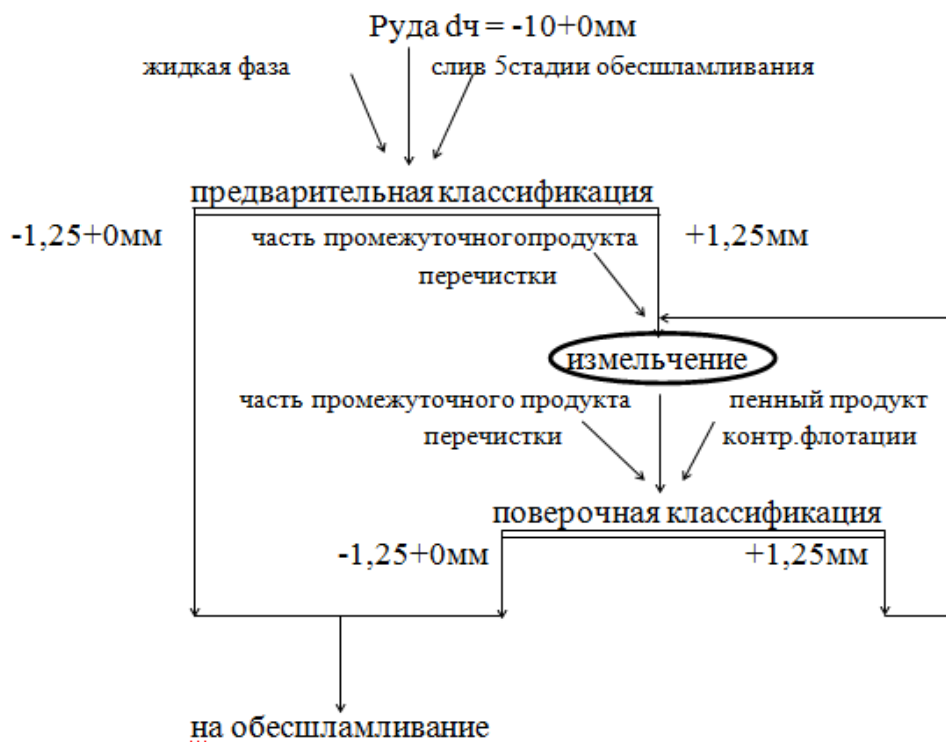


Рисунок 1.2. Принципиальная схема измельчения

Одним из основных параметров, характеризующим процесс классификации (операции разделения по крупности) является эффективность классификации  $E$  (или КПД аппарата). Эффективность классификации показывает какой процент минусового класса, присутствующего в питании данной операции, проходит в подрешётный продукт (или в слив аппарата гидравлической классификации).

Зная содержание минусового класса в питании и в надрешётном продукте (или в песках гидравлической классификации) можно рассчитать эффективность классификации и по весу поступающего продукта определить вес подрешётного и соответственно надрешётного продуктов.

Эффективность классификации рассчитывается по формуле (эффективность классификации  $E$  или  $\eta$ ) [6]:

$$\eta = \frac{100 * (b - c)}{b * (100 - c)} * 100\%, \quad \text{где:}$$

$b$  – содержание минусового класса в исходном продукте классификации, %

$c$  – содержание минусового класса в надрешетном продукте.

Зная гранулометрический состав продуктов узла измельчения, можно рассчитать и циркуляционную нагрузку на мельницу [6].

Выход подрешётного продукта от операции (от 100,0 %) рассчитывается по формуле [5. стр103].

Зная гранулометрический состав продуктов узла измельчения можно рассчитать и циркуляционную нагрузку на мельницу [6].

Выход подрешётного продукта от операции (от 100.0 %) рассчитывается по формуле [6. стр103]:

$$Y_{\text{подр.}} = \frac{\beta_1 - \beta_3}{\beta_2 - \beta_3}$$

$\beta_1, \beta_2, \beta_3$ , - содержание расчетного класса в исходном продукте, в подрешетном и надрешетном.

Зная  $Y_{\text{подреш.}}$ , рассчитываем выход надрешетного продукта для данной операции

$$Y_{\text{надреш.}} = 100 - Y_{\text{подреш}}$$

Приведём расчёт циркуляционной нагрузки по результатам ситового анализа (таблицы 1.19, 1.20, 1.21).



Схема к расчёту рисунок 1.3.

Рассчитаем выход подрешетного и надрешетного продуктов предварительной и поверочной классификации (от операции):

- предварительная классификация:

$$\beta_2 = 44,4\%$$

$$\beta_4 = 22,6\%$$

$$\beta_3 = 96,7\%$$

$$\gamma_3 = \frac{44,4 - 22,6}{96,7 - 22,6} = 0,29419\% = 29,42\%$$

$$\gamma_4 = 100 - 29,42 = 70,58\%$$

- поверочная классификация

$$\gamma_8 = \frac{76,9 - 52,8}{98,3 - 52,8} = 0,52967 = 53,0\%$$

$$\gamma_9 = 100 - 53 = 47\%$$

Рассчитаем циркуляционную нагрузку с учетом выходов на фабрике (о. ф. 1РУ) качественно-количественная схема.

Для предварительной классификации:

$$\text{на } 100\% - \gamma_4 = 78,5$$

$$\text{на } 102,5\% - \gamma_4$$

$$\gamma_4 = 72,34\%$$

Аналогично для поверочной классификации:

$$\text{на } 100\% - \gamma_9 = 47,0\%$$

$$\text{на } 169,82\% - \gamma_9$$

$$\gamma_9 = 79,81\%$$

Циркуляционная нагрузка составит:

$$C = \frac{79,81}{72,34} = 1,1036 = 110,36\%$$

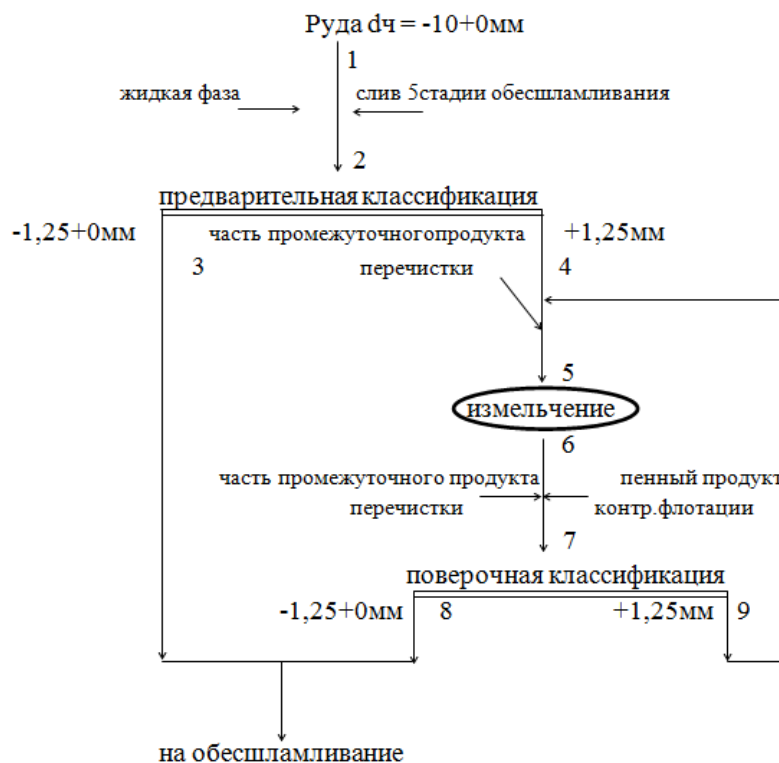


Рисунок 1.3. Принципиальная схема к расчету циркуляционной нагрузки

Руда, подготовленная по крупности, подаётся на обесшламливание. Питание обесшламливания - подрешётный продукт предварительной и поверочной классификации.

Назначение обесшламливания – снижение массовой доли нерастворимого остатка в пульпе, поступающей на флотацию (в питании флотации). Глинисто-карбонатные сопутствующие минералы находятся в питании флотации как в виде отдельных частиц, так и в виде сростков с солевыми минералами. В процессе подготовки руды по крупности происходит частичное раскрытие сростков. Следует отметить, что в процессе обесшламливания в основном удаляется мелко-дисперсная фракция

глинисто-карбонатных шламов присутствующая в продукте, поступающем на обесшламливание в виде отдельных частиц. Нерастворимый остаток, содержащийся в крупных зернистых фракциях измельченной руды удален быть не может и будет поступать в операцию сильвиновой флотации. Наличие мелко-дисперсной фракции глинисто-карбонатных шламов в полидисперсной пульпе, поступающей на флотацию снижает флотационную активность флотируемого минерала, блокируя и поверхность этих частиц и пузырьки воздуха.

Практика работы зарубежных предприятий по переработке сильвинитовой руды и многолетний опыт работы обогатительных фабрик ОАО «Беларуськалий» показала, что наиболее эффективным методом борьбы с вредным воздействием глинисто-карбонатных шламов на технологический процесс для руд с повышенным содержанием глинисто-карбонатного материала является применение глубокого предварительного обесшламливания питания сильвиновой флотации - применение комбинированного гравитационно-флотационного обесшламливания.

Гравитационное обесшламливание основано на разделении по крупности с применением (в основном) центробежных сил в гидроциклонах и сил тяжести в гидросепараторах, в качестве которых используются сгустители. Флотационная часть комбинированной схемы обесшламливания является завершающей, доводочной [1]. Флотационное обесшламливание основано на принципе обратной флотации с применением флокулянта.

Глубина обесшламливания и потери сильвина со шламовым продуктом обуславливаются целым рядом факторов, зависящим как от вещественного состава руды, так и от применяемой схемы обесшламливания и от ее аппаратного оформления.

Для выделения глинистых шламов разных по грансоставу применяется обесшламливание в пять стадий. Каждая стадия проводится по определенной крупности удаляемого глинисто-карбонатного материала.

Дополнительную сложность задачи удаления шламов из питания флотации создаёт особенность коллоидно-дисперсного состояния глинистых шламов в насыщенном растворе солей, влияющая на набухание, диспергирование и агрегацию частиц глины. Реальная гранулометрическая характеристика отличается от истинной. За счет слипания глинистых частиц углами и рёбрами образуются объёмные рыхлые глинистые агрегаты, часто содержащие внутри себя солевые частицы. Вследствие агрегации шламовых частиц происходит изменение их дисперсного состава в сторону его укрупнения, что существенно сказывается на эффективности процесса обесшламливания методом гидравлической классификации. Процесс классификации при определённой скорости восходящего потока сопровождается выносом солевых частиц в слив классификатора и как следствие, потерями хлористого калия вместе со шламовым продуктом.

Итак, в процессе обесшламливания удаляются в основном свободные зёрна нерастворимой фракции.

Рассмотрим стадии процесса глубокого обесшламливания. Первая стадия – гидромеханическое гравитационное обесшламливание проводится по крупности 145-150 мкм в гидроциклонах с диаметром песковой насадки 90 мм и диаметр сливной насадки 160 мм. Пески этой стадии перечищаются также с использованием в основном центробежных сил в гидроциклонах пятой стадии обесшламливания, что позволяет снизить массовую долю нерастворимого остатка в продукте, который затем и направляется на крупнозернистую сильвиновую флотацию примерно на 0,56-0,6%.

Слив пятой стадии обесшламливания по принятой технологии с повышенным содержанием жидкой фазы возвращается на предварительную классификацию, поддерживая Ж:Т питания предварительной классификации до 1,5.

Слив первой стадии обесшламливания направляется на вторую стадию обесшламливания с использованием сил тяжести с применением гидросепараторов. В слив гидросепараторов при определенной скорости восходящего потока выделяются частицы нерастворимого остатка крупностью до 63 мкм. Разгрузка гидросепараторов второй стадии обесшламливания перечищается на третьей стадии при меньшей скорости восходящего потока (скорости слива). Третья стадия обесшламливания позволяет снизить потери хлористого калия со сливом примерно на 1,5-2,0%. Скорость слива регулируется объемом продукта, поступающего на гидросепарацию. В условиях работы фабрики 1 РУ скорость слива второй стадии обесшламливания 2,4м/ч и третьей стадии 1,8м/ч.

Разгрузка третьей стадии обесшламливания с целью выделения более тонкой фракции свободных зерен нерастворимого остатка (до 40-45мкм) подвергается после обработки флокулянтам шламовой флотации, которая проводится в разжиженных пульпах (при Ж:Т до 3,3). Камерный продукт шламовой флотации и служит питанием мелкозернистой сильвиновой флотации. Таким образом, по принятой схеме обесшламливания (по опыту работы ОФ 1РУ) при массовой доле нерастворимого остатка в руде 5,9% массовая доля н.о в питании крупнозернистой флотации составит 1,64%. Извлечение н.о в шламовый продукт 70,45%. Потери хлористого калия с твердой фазой шламов составят 3,52% при массовой доле хлористого калия в руде 24,33%.

С целью снижения потерь КСl с твердой фазой шламов вводится в технологический процесс операция промывки шламов с использованием

возвращаемого в процесс рассола. Данная технология по опыту работы фабрики 1 РУ [5] показала возможность снижения потерь хлористого калия с твердой фазой шламов на 0,3-0,5%.

*Подчеркнём значение и роль процесса обесшламливания для флотационного обогащения сильвинитовой руды.*

Одной из основных проблем при обогащении сильвинитов Старобинского месторождения является устранение вредного влияния глинисто-карбонатных примесей, присутствующих в руде (2,7–18,0%), преобладающая часть которых сосредоточена в прослоях в рассеянном виде и в виде микровключений в каменной соли и в калийных минералах. Преобладающими в составе глин являются силикатные и карбонатные минералы (доломит, кальцит). Отрицательное влияние на процесс разделения калийных солей оказывает тонкодисперсная глинистая фракция (меньше 0,001мм). Химический анализ этой фракции показывает, что в ней присутствуют: 30,0% - карбонатные минералы, 1,0% - ангидрит и 60,0 - 90% алюмосиликатный материал.

Кроме того, в процессах подготовки руды по крупности (в операциях дробления, измельчения) происходит образование вторичных шламов, представленных, кроме частиц глинистых шламов, в основном солевыми частицами. Некоторое количество таких шламов образуется в местах перегрузок, в насосах, при прохождении материала по трубопроводам и обогатительным аппаратам.

Шламы, как глинисто-карбонатные, так и солевые (диаметр частиц менее 0,045-0,074мм.) обладают большой удельной поверхностью, поэтому солевые шламы адсорбируют на своей поверхности большое количество реагентов, ухудшая при этом селективность (избирательность) процесса флотации и увеличивают их расход.

Глинистые шламы, обладая большой удельной поверхностью и природной гидрофобностью, оказывают отрицательное действие на процесс флотации и следующие технологические операции:

- обладая природной гидрофобностью, они блокируют поверхность воздушных пузырьков, после чего пузырьки теряют способность вынести в пену полезный минерал;

- адсорбируют на своей поверхности амины, являющиеся собирателем KCL, за счет чего флотируются одновременно с KCL, снижая качество готовой продукции;

- шламы способны блокировать поверхность полезного минерала, нарушая тем самым селективность процесса и приводя к потерям полезного минерала (снижается выход концентрата, извлечение хлористого калия в концентрат, т.е. увеличивают потери);

- глинистые шламы, перешедшие в концентрат, затрудняют его фильтрацию, снижают производительность вакуум-фильтров и повышают влажность кека концентрата;

- гидрофобизатором (собирателем) при флотации KCL является амин. Адсорбция амина или закрепление амина на поверхности KCL значительно осложняется при наличии в пульпе глинистых примесей. Содержание 0,3% глинистых шламов в питании флотации уменьшает адсорбцию аминов на KCL в 3 раза.

Для устранения отрицательного влияния глинистых шламов применяют перед флотацией полезного минерала предварительное обесшламливание, т.е. удаление из процесса обогащения глинисто-карбонатных шламов.

Практика работы флотационных фабрик как отечественных так и зарубежных предприятий показала эффективность применения

комбинированных схем обесшламливания, включающих гидромеханическое обесшламливание и флотационное обесшламливание.

Гидромеханическое обесшламливание основано на разделении частиц по массе и крупности. Для выполнения этой операции применяют гидроциклоны и гидросепараторы, в качестве которых используют сгустителя различных конструкций.

В гидроциклоны пульпа подается тангенциально (по касательной) и под давлением. За счет возникающих центробежных сил, крупные частицы прижимаются к стенкам и разгружаются в нижней конической части гидроциклона через регулируемый насадок. При этом мелкие, как правило, глинистосолевые частицы, сосредотачиваются в центре и выносятся в слив. Таким образом, разделение в гидроциклонах происходит по крупности. Необходимую для эффективного обесшламливания крупность разделения устанавливают путем экспериментального подбора размеров питающего, сливного, пескового патрубков и давления на входе в гидроциклон.

Далее мелкие (менее 0,15мм) частицы подвергают обесшламливанию в гидросепараторах, где разделение идет по крупности до 0,074мм за счет различной скорости осаждения частиц при определенной скорости восходящего потока пульпы, которую регулируют плотностью питания и объёмом подаваемого потока.

Флотационный метод обесшламливания (по принципу обратной флотации) является наиболее селективным (избирательным) по сравнению с гидромеханическими методами и наиболее приемлемым для удаления тонких менее 0,045мм глинистых примесей с использованием для гидрофобизации (несмачиваемости) глинистых частиц различных поверхностно-активных веществ, которые также и укрупняют и флокулируют частицы. Эффективность данного процесса зависит от



плотности питания, реагентного режима и способа аэрации, что определяется конструкцией применяемых флотомашин.

Количество стадий обесшламливания определяется в зависимости от содержания н.о. в исходной руде. Глубина обесшламливания и потери сильвина со шламовым продуктом обуславливается целым рядом факторов, зависящих как от вещественного состава руды, так и от применяемой схемы обесшламливания и ее аппаратурного оформления.

Рассмотрим состояние шламов в пульпе. Минералогический состав глинисто-карбонатных шламов, их содержание и характер распределения в руде является основным фактором, определяющим возможность достаточно полного удаления шламов в процессе обесшламливания. Дополнительную сложность задаче удаления шламов из измельченной руды создает особенность коллоидно-дисперсного состояния глинистых частиц в насыщенных растворах солей, влияющая на набухание, диспергирование и агрегацию частиц глин, вследствие чего реальная гранулометрическая характеристика глинистых шламов, находящихся в маточнике, существенно отличается от истинной гранулометрической характеристики диспергированных и стабилизированных шламов, присутствующих в руде.

За счет слипания глинистых частиц углами и ребрами в пульпе образуются объемные рыхлые глинистые агрегаты, часто содержащие внутри себя солевые частицы. Вследствие агрегации шламовых частиц происходит изменение их дисперсного состава в сторону его укрупнения, что существенно сказывается на эффективности процесса обесшламливания руды методами гидравлической классификации, так как необходимость увеличения скорости восходящего потока пульпы в классифицирующих аппаратах (гидросепараторах) неизбежно сопровождается повышенным выносом солевых частиц в слив

классификатора и возрастанием, как следствие, выноса хлорида калия вместе со шламовым продуктом. При высоком исходном содержании нерастворимого остатка в руде потери хлорида калия вместе со шламовым продуктом существенно возрастают.

Глинисто-карбонатные сопутствующие минералы находятся в исходной руде как в виде отдельных частиц, так и в виде сростков с солевыми минералами. В процессе измельчения-классификации происходит частичное раскрытие сростков, измельчение и истирание частиц карбонатно-глинистых минералов. Глинистая часть минеральной составляющей руды легко диспергируется в процессе измельчения за счет набухания глин. В то же время карбонатная часть может только измельчаться или оттираться с поверхности солевых минералов. Поэтому, нерастворимый остаток в измельченной руде находится как в виде свободных тонкоизмельченных минеральных частиц, так и в виде сростков этих частиц с солевыми частицами.

В операциях гидравлического обесшламливания, основанных на разделении материала по крупности, возможно удаление только мелкодисперсной фракции глинисто-карбонатных шламов. В процессе шламовой флотации так же удаляется только тонкодисперсная фракция шламов. Вследствие этого, глубина обесшламливания питания флотации обусловлена с одной стороны степенью раскрытия сростков карбонатно-глинистых минералов с солевыми частицами в процессе измельчения-классификации и перевода вскрытых минеральных частиц в мелкодисперсную фракцию, а с другой стороны – эффективностью операций обесшламливания, обуславливающих вывод мелкодисперсной фракции из цикла обогащения.

Степень раскрытия сростков в процессе измельчения определяется характеристикой исходной руды и требуемой крупностью ее измельчения.

Нерастворимый остаток, содержащийся в крупнозернистых фракциях измельченной руды, в цикле обесшламливания удален быть не может и будет полностью поступать в операцию флотации.

Нерастворимый остаток, содержащийся в мелко и тонкодисперсных фракциях измельченной руды, удаляется в процессе обесшламливания и тем глубже, чем выше эффективность этих операций.

Принципиальная схема обесшламливания с промывкой части шламового продукта на рисунке 1.4.

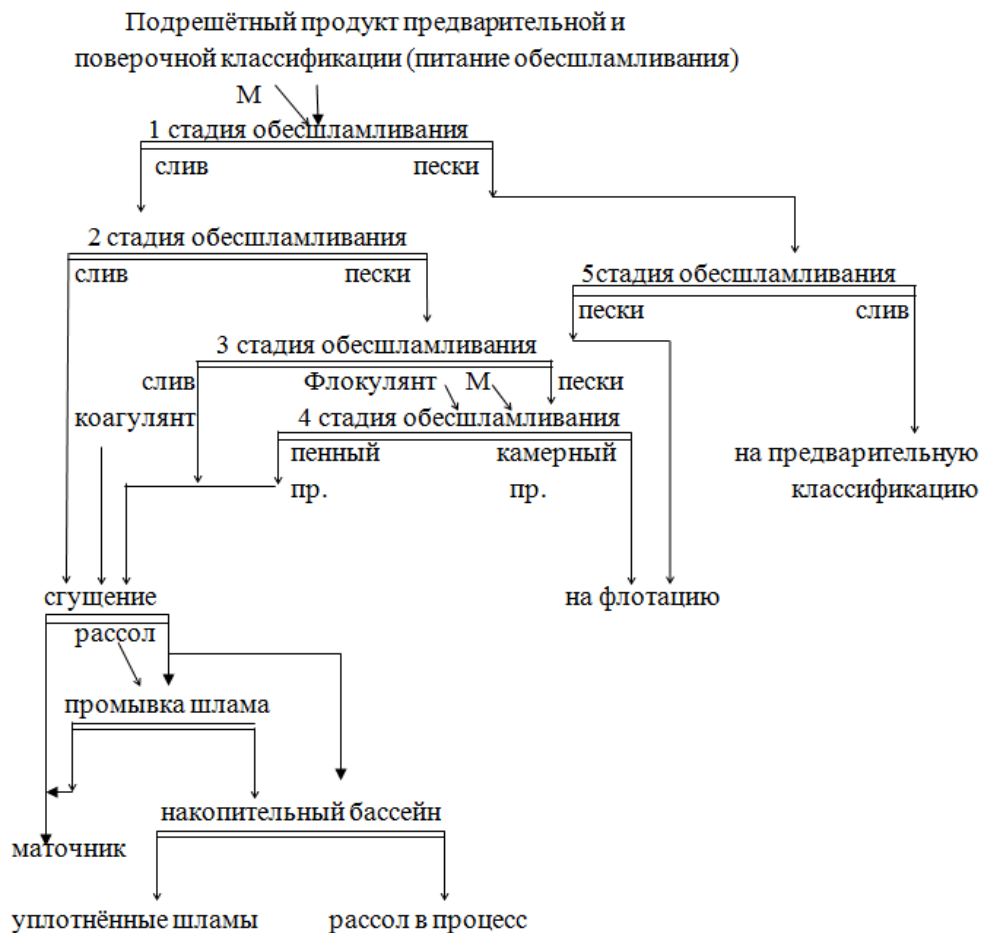


Рисунок 1.4. Принципиальная схема обесшламливания с промывкой части шламового продукта

Процесс обесшламливания (каждой стадии) оценивается по степени извлечения нерастворимого остатка в слив  $\epsilon_{\text{HO}}\%$  и эффективности обесшламливания, которая в основном зависит от применяемого для обесшламливания оборудования [2, стр.62].

Последовательность расчета эффективности обесшламливания  $E_{\text{HO}}$ :

1) рассчитывается массовый выход слива для данной операции (от питания), %

$$\gamma_c = \frac{\alpha_{\text{HO}} - V_{\text{H.O}}}{\beta_{\text{HO}} - V_{\text{H.O}}} * 100\%, \quad \text{где:}$$

$\alpha_{\text{HO}}$  – массовая доля н.о в питании данной операции (например, 1 стадии обесшламливания)

$V_{\text{H.O}}$  – содержание н.о в песках, полученных в данной операции, %

$\beta_{\text{HO}}$  – содержание н.о в сливе полученном в данной операции, %

2) рассчитываем извлечение н.о в слив от питания данной операции. Это извлечение равно относительно его массы, попавшей в слив, к массе, содержащейся в исходном продукте:

$$\epsilon_{\text{HO}} = \frac{\gamma_c * \beta_{\text{HO}}}{\alpha_{\text{HO}}}$$

3) рассчитывается эффективность обесшламливания  $E_{\text{HO}}$ . Она равна разности между извлечением н.о в слив и извлечением в слив солей  $\epsilon_{\text{СОЛ}}$ . Рассчитывается  $E_{\text{HO}}$  по формуле:

$$E_{\text{HO}} = \frac{\epsilon_{\text{HO}} * \gamma_c}{100 - \alpha_{\text{HO}}} * 100\%$$

Основные операции на флотационной фабрике по переработке сильвинитовой руды – это сильвиновая флотация.

Назначение операций сильвиновой флотации – получение концентрата с максимальной массовой долей сильвина (хлористого калия) с минимальными потерями его с хвостами (галитовыми отходами). В результате проведенных операций подготовки руды по крупности и операций обесшламливания питание флотации получается с крупностью частиц  $-1,25 + 0,18$  мм - пески пятой стадии обесшламливания и камерный продукт шламовой флотации крупностью –  $0,18 + 0$  мм.

Важнейшим направлением, применяемым в схемах флотации мировой практики, является выделение из флотационного цикла тонкозернистых солевых частиц с применением отдельной флотации крупных и мелких зерен. В настоящее время многочисленными исследованиями в лабораторных и промышленных условиях установлено, что наибольшую скорость флотации имеют частицы средней крупности ( $-2 + 0,8$  мм и  $0,8 + 0,5$  мм) и пониженной - крупные и мелкие. Гранулометрический состав флотируемого минерала зависит от эффективности подготовительных процессов и определяется возможностями флотационного процесса [2]. Анализ потерь хлористого калия показывает, что основным источником их в узле флотации являются крупные и тонкие солевые частицы.

Проведение совместной флотации относительно малого объема тонкозернистого продукта (15-22 %) от общего количества продукта, поступающего на флотацию, не является оптимальной технологической схемой. Тонкие частицы (крупностью  $-0,18 + 0$  мм), имея большую удельную поверхность, обладают высокой адсорбционной способностью и поглощают (сорбируют) основное количество собирателя в первых камерах флотомшины основной флотации, создавая плотный пенный

слой на поверхности 2-3 –х камер, препятствующий флотации крупных зёрен сильвина. Более крупные частицы флотируются в 4 и 5 камерах, что приводит к увеличению потерь хлористого калия с хвостами, к увеличению циркуляции их с пенным продуктом контрольной флотации. Снижается качество черного концентрата и, следовательно, качество концентрата после перемешивания, увеличивается объём циркулирующих продуктов.

Кроме того, наличие солевого шлама влияет на гидрофобизацию поверхности минералов KCl различной крупности: основная часть физически связанного амина десорбируется с более крупных зерен при наличии уже около 12,0% солевого шлама. Степень прочности закрепления амина минералами у крупных зёрен минимальна. Степень десорбции пропорциональна крупности зёрен. Отмечено, что для частиц класса -1,5 +1,0 мм после введения солевого шлама значительно снижается адсорбция собирателя (почти в 10 раз), а для мелких зёрен (-0,25 + 0,125мм) только в два раза [2]. Для флотации крупных зёрен необходима большая плотность адсорбционного слоя. При гидрофобизации крупных зёрен необходима не только химическая, но и физическая адсорбция амина.

Для флотируемости тонкодисперсных классов достаточно образования адсорбционного слоя из катионов амина. Плотность адсорбционного слоя на крупных зёрнах должна быть в 8-10 раз больше плотности для средних и мелких классов. И скорость адсорбции на крупных зёрнах (класса более 1мм) в 3-5 раз меньше, чем на мелких зёрнах. Для увеличения скорости адсорбции собирателя и прочности его закрепления вводятся добавки аполярных собирателей, т.е. используется смесь катионоактивных и аполярных собирателей. Механизм действия смеси состоит в том, что селективно адсорбирующие на зёрнах KCl амины обеспечивают предварительную гидрофобизацию частиц сильвина.

Аполярные реагенты взаимодействуют с пленкой амина, увеличивая степень гидрофобности поверхности. В то же время, углеводороды (аполярные реагенты) на адсорбцию амина тонкодисперсными частицами не влияют [2]. Этот фактор является также одним из причин целесообразности раздельной флотации крупных и мелких зёрен. Аполярные реагенты по сравнению с собирателями ионогенного типа имеют следующие преимущества: низкую стоимость, недифицитность, возможность флотации крупных и тонких частиц, повышенную гидрофобизирующую способность (отсутствие в молекулах гидратируемой солидофильной группы).

Проводится раздельная обработка питания флотации крупного и мелкого зерна. При обработке питания мелкозернистой фракции вводится только 0,5% раствор амина без введения добавок соснового масла, жидкого парафина (ПЖ) и полиэтиленгликоля (ПЭГ) после обработки депрессором (примерно 30,0 % от общего расхода) [5].

Обработка питания крупнозернистой флотации проводится после обработки депрессором собирательной смесью, в состав которой входят указанные добавки.

- *Гетерополярный собиратель* – первичные алифатические амины, который гидрофобизирует поверхность частиц сильвина;
- *Аполярный реагент - собиратель* – парафин жидкий (ПЖ), который повышает флотационную активность сильвина и способствует флотации более крупных частиц;
- *Активатор* – полиэтиленгликоль (ПЭГ), применяемый для активации поверхности минералов с целью более прочного закрепления собирателя на активируемых минералах и улучшения их флотации, а также для нейтрализации депрессора;

- *Пенообразователь* – сосновое масло (СМ), предназначенный для повышения прочности воздушных пузырьков, сохранения их в тонкодисперсном состоянии, а также для повышения устойчивости флотационной пены на поверхности пульпы

Однако следует отметить, что для получения черного концентрата при проведении основной флотации более высокого качества необходимо наличие мелкой фракции. Наличие мелкой фракции в данном случае сдерживает осаждение в камере флотомшины крупных зёрен. Так по опыту работы обогатительной фабрики 1РУ, в питание основной флотации вводится около 68,0% мелкой фракции от общего количества камерного продукта шламовой флотации, т.е. класса -0,18 +0мм после обработки депрессором и подаётся этот продукт во вторую камеру основной флотации. Собирателем эта фракция обрабатывается оставшимся неизрасходованным на крупную фракцию и частично за счет отслаивания от крупных зёрен.

Учитывая факторы, влияющие на эффективность процесса флотации, можно отметить, что необходима и различная интенсивность аэрации (насыщение пульпы воздухом) флотационной пульпы и разная крупность пузырьков воздуха для флотации крупного и мелкого зерна.

Для флотации крупного зерна пузырьки воздуха должны быть крупнее при меньшей интенсивности восходящих потоков. Для флотации мелкого зерна крупность пузырьков меньше при большей интенсивности восходящего потока. Этот фактор и повлиял на выбор флотомашин для крупного и мелкого зерна. Основная и контрольная флотация крупного зерна -1,25 + 0,18мм проводится с применением флотомашин механического типа. Перечистная операция в узле крупнозернистой флотации проводится с применением колонных машин



пневмоэжекторного типа. В таких же флотомашинах проводятся все операции флотации в узле мелкозернистой фракции  $-0,18 + 0\text{мм}$ .

Кроме того, применение отдельной флотации позволяет получить концентрат (конечный продукт) с меньшим содержанием пылевой фракции (класса менее  $0,1\text{ мм}$ ) и более равномерным по крупности.

Таким образом, внедрение схемы с отдельной флотацией тонких и крупных классов сильвина позволит: снизить расход дорогостоящих реагентов; снизить расход выщелачивающего раствора; повысить технологическое извлечение; повысить качество окончательного концентрата; повысить производительность фабрики по исходной руде.

Приведём краткую характеристику применяемых для сильвиновой флотации реагентов

Физико-химические свойства реагентов, образующих собирательную смесь, приведены в таблицах 1.22 - 1.26.

Таблица 1.22. Физико-химические свойства аминов

№№ пп	Наименование показателей	Норма
1.	Внешний вид	Твердый
2.	Цвет	Белый
3.	Температура кристаллизации, °С	40-50
4.	Плотность при 50-60°С, кг/ м <sup>3</sup>	780-790
5.	Вязкость при 50-60°С, МПа/с	5-20
6.	Точка воспламенения, °С	160-170
7.	Точка воспламенения в открытом тигле, °С	Выше 100
8.	Массовая доля первичных аминов, %	Не менее 95
9.	Массовая доля амидов, %	Не более 4
10.	Йодное число, Y <sub>2</sub> /100г.	4-5
11.	Растворимость	Не растворим

Таблица 1.23. Физико-химические свойства парафина нефтяного жидкого

Наименование показателей	Норма	
	Марка А	Марка Б
Внешний вид	Прозрачная жидкость, не содержащая взвешенных и осевших посторонних примесей, в том числе и воды	
Фракционный состав, °С:		
• начало кипения, не ниже	235	235
• конец кипения, не выше	315	315
Массовая доля ароматических соединений, %, не более	0,01	0,5
Массовая доля n-алканов, %, не менее	99,0	99,0
в том числе:		
массовая доля n-C <sub>13</sub> и ниже, %, не более	1,0	1,0
массовая доля n-C <sub>18</sub> и выше, %, не более	1,0	1,0
Плотность при 20°С, г/см <sup>3</sup>	0,74-0,76	0,74-0,76
Массовая доля водорастворимых кислот и щелочей	Отсутствие	
Массовая доля механических примесей	Отсутствие	
Динамическая вязкость при 50°С, сПз, не выше	2	2
Температура застывания, °С, не выше	0	0

Таблица 1.24. Физико-химические свойства технической соляной кислоты

Наименование показателя	Норма для марок		
	А ОКП 21 2211 0100	Б ОКП 21 2111 0200	
		высшего сорта ОКП 21 2111 0220	первого сорта ОКП 21 2111 0230
Внешний вид	Прозрачная бесцветная или желтоватая жидкость		Прозрачная желтая жидкость
Массовая доля хлористого водорода, %, не менее	35	33	31.5
Массовая доля железа, %, не более	0,001	0,002	0,015
Массовая доля остатка после прокаливания, %, не более	0,010	0,015	0,100
Массовая доля свободного хлора, %, не более	0,002	0,002	0,008
Массовая доля мышьяка, %, не более	0,0001	0,0001	0,0002
Массовая доля ртути, %, не более	0,0003	0,0004	0,0005

Таблица 1.25. Физико-химические свойства полиэтиленгликоля

Наименование показателей	Норма
Внешний вид	Жидкость от бесцветной до желтой окраски
Плотность при 20 °С, г/см <sup>3</sup>	1,122 – 1,127
Динамическая вязкость при 30 °С, мПа·с	
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Polyglukol 400</li> <li>• Plyriol E 400</li> </ul>	<p style="text-align: center;">65 - 75</p> <p style="text-align: center;">70 - 80</p>
Гидроксильное число, мг КОН на 1 гполиэтиленгликоля	300 - 360
Массовая доля влаги, %, не боле	1,0
Температура вспышки в закрытом тигле, °С, не менее	170

Таблица 1.26. Физико-химические свойства соснового масла

Наименование показателей	Нормы для марок				
	МС-95	МС- 85	МС- 70	МС- 60	МС - 50
Внешний вид	Прозрачная бесцветная или светло-желтая жидкость с зеленоватым оттенком				
Плотность при 20 <sup>0</sup> С, г/см <sup>3</sup>	0,930- 0,945	0,920- 0,935	0,905- 0,920	0,895- 0,915	0,890- 0,910
Показатель преломления при 20 <sup>0</sup> С	1,480- 1,484	1,478- 1,484	1,467- 1,480	1,467- 1,480	1,467- 1,480
Массовая доля воды, %, не более	0,5	0,7	0,7	1,0	1,0
Массовая доля суммы терпеновых спиртов в пересчете на терпинеол, %, не менее	95	85	70	60	50

Реагенты депрессоры (подавители) представляют собой вещества, действующие на границе раздела твердое - жидкость, повышающие смачиваемость поверхности минералов и препятствующие закреплению на ней собирателя.

Механизм действия подавителей на поверхность минералов может быть различным.

Основные механизмы депрессирующего действия реагентов можно свести к следующим:

1. Растворение поверхностных соединений собирателя и создание условий, препятствующих закреплению собирателя на поверхности минерала.
2. Вытеснение ионов собирателя ионами депрессора, образующими с ионами минерала труднорастворимое гидрофильное соединение.
3. Повышение степени гидрофильности минеральной поверхности без вытеснения собирателя.
4. Закрепление на поверхности депрессируемого минерала гидрофильных неорганических или органических частиц. Тонкодисперсные и коллоидные частицы всегда значительно больше ионов или молекул собирателя. Закрепляясь на свободных от собирателя участках поверхности, они перекрывают гидрофобизирующее действие собирателя. Контакт между пузырьком и частичкой и ее флотация поэтому становится невозможными. По такому механизму могут депрессировать флотацию минералов высокомолекулярные органические реагенты.

Реагенты третьей группы эффективны для руд с невысоким содержанием глинистых шламов во флотационных пульпах и широко

применяется после достаточного обесшламливания руд. Типичный представитель реагентов этой группы – крахмал, являющийся смесью полисахаридов, цепочки которых построены из остатков глюкопиранозы, соединенных глюкозидными связями. Крахмал состоит из двух фракций различных по строению цепей – амилозы (15-25%) и амилопектина (75–85%).

Основными полярными группами крахмала являются гидроксильные группы и кислородные атомы эфирной группы, что исключает химическое взаимодействие их с катионами амина на поверхности глинистых шламов.

В настоящее время в качестве реагентов депрессоров на обогатительных фабриках ОАО «Беларуськалий» используются: крахмал картофельный, мезга картофельная, тапиоковая мука.

Физико-химические свойства крахмала картофельного, мезги картофельной и тапиоковой муки приведены в таблицах 1.27-1.29.

Таблица 1.27. Физико-химические свойства крахмала картофельного

Наименование показателей	Характеристика и нормы			
	экстра	высший	первый	второй
Цвет	Белый с кристаллическим блеском		Белый	Белый с сероватым оттенком
Запах	Свойственный крахмалу, без постороннего запаха			
Массовая доля влаги, %	17-20			
Массовая доля общей золы в пересчете на				

Наименование показателей	Характеристика и нормы			
	экстра	высший	первый	второй
сухое вещество, %, не более	0,3	0,35	0,50	1,0
В том числе - золы (песка), нерастворимой в 10%- ной соляной кислоте, %, не более	0,3	0,05	0,10	0,3
Кислотность (расход 0,1н раствора NaOH на нейтрализацию 100 г сухого вещества), мл, не более	6	10	14	20
Количество крапин на 1 дм <sup>3</sup> поверхности крахмала при рассмотрении невооруженным глазом, шт, не более	60	280	700	Не нормируется
Примеси других видов крахмала	Не допускается			
Массовая доля сернистого ангидрида (SO <sub>2</sub> ), %, не более	0,005			

Таблица 1.28. Физико-химические свойства мезги картофельной

Наименование показателей	Норма
Внешний вид	Плотная масса
Цвет	От светло-серого до коричневого
Запах	Свойственный кормам
Массовая доля влаги, %, не более	70
Содержание свободного крахмала на сухое вещество, %, не более	28,0
Реакция pH среды, не ниже	5,0

Таблица 1.29. Физико-химические свойства тапиоковой муки

Наименование показателей	Норма
Массовая доля воды, %, не более	12,35
Содержание основного вещества, %, не менее	84,6
Водородный показатель, pH	6,1
Кислотность	2
Нерастворимый остаток, мг/ 50 г муки	0,2
Вязкость, Па·с	580



Применяемые концентрации реагентов и нормы их расхода приведём в таблице 1.30.

Таблица 1.30 - Нормы расхода применяемых реагентов и класс опасности

Назначение реагентов	Наименование применяемых реагентов	Применяемые концентрации, %	Расход, г/т руды	Токсичность Пожаро- и взрывоопасность
Собиратели	Амины импортного производства	0,6 - 0,7	40 г/т ст. руды	Среднетоксичны, ПДК – 1 мг/м <sup>3</sup> Класс опасности – 2. Не взрывоопасны, пожароопасны.
Депрессоры	Крахмал картофельный, топиоковая мука, мезга картофельная.	1,0 – 1,3	180-190 г/т руды	Не токсичны
Вспениватели	Сосновое масло	натуральные	15 г/т ст. руды	Малотоксичны, ПДК – 10 мг/м <sup>3</sup> Класс опасности – 3. Пожароопасны
Модификаторы	Парафин жидкий, полигликоли импортного производства	натуральные	6 г/т ст. руды 10 г/т ст. руды	Малотоксичны, Класс опасности – 4. Пожароопасны
Регуляторы среды	Кислота соляная синтетическая техническая	28	20 г/т ст. руды	Токсичны, ПДК – 5 мг/м <sup>3</sup> Не взрывоопасны, непожароопасны

Принципиальная схема крупнозернистой сильвиновой флотации на рисунке 1.5а

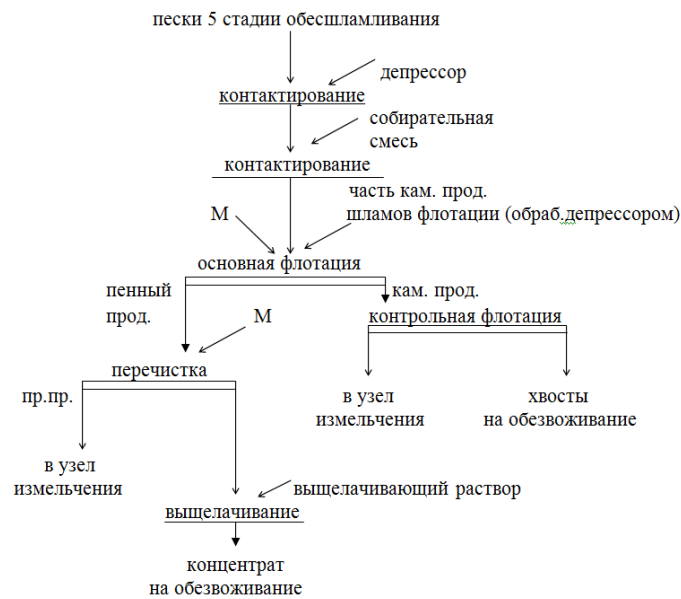


Рисунок 1.5а. Принципиальная схема крупнозернистой сильвиновой флотации

Принципиальная схема мелкозернистой сильвиновой флотации на рисунке 1.5б

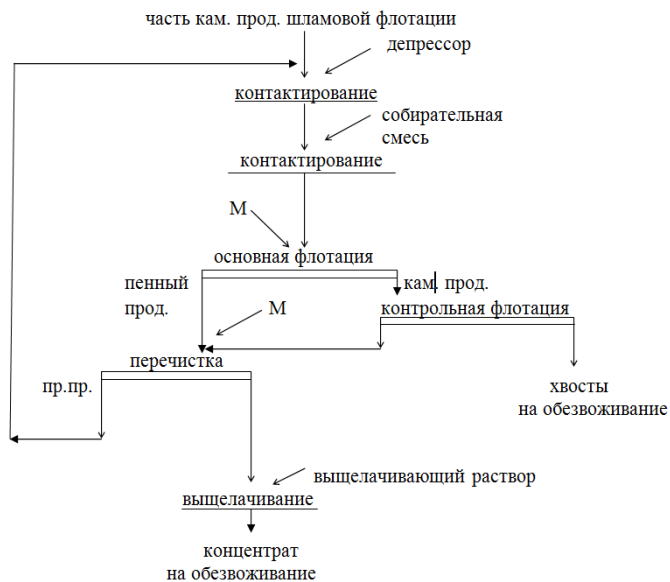


Рисунок 1.5б. Принципиальная схема мелкозернистой сильвиновой флотации

Для повышения качества флотационного концентрата проводится выщелачивание хлористого натрия из твердой фазы концентрата. Для выщелачивания используется выщелачивающий раствор (таблица 1.11.)

Приведём расчет узла выщелачивания и рассчитаем технологические показатели концентрата перечистки (окончательного концентрата флотации) для крупнозернистой флотации фабрики 1 РУ.

По результатам расчета материального баланса фабрики известны технологические показатели концентрата.

Для примера расчета (из материального баланса) окончательный концентрат при

$$\alpha^{\text{KCl}} = 24,8\% \quad \alpha^{\text{H}_2\text{O}} = 5,98 \%$$

$$\beta^{\text{KCl}}_{\text{ТВ.КОНЦ}} = 97,07 \%,$$

$$\gamma_{\text{ТВ.КОНЦ}} = 20,7\%,$$

$$\varepsilon^{\text{KCl}}_{\text{ТВ.КОНЦ}} = 81,04 \%,$$

$$\varepsilon^{\text{H}_2\text{O}} = 3,1 \%$$

$$\beta^{\text{H}_2\text{O}} = 0,88 \%$$

Расход выщелачивающего раствора (красной воды) 4,82 т/на100 тонн руды.  $\sum_{\text{СОЛ}} = 6,63\%$

Массовая доля KCl в растворе 5,53%

Рассчитаем коэффициент обводнения красной воды:

$$K_{\text{ВЫЩ}} = \frac{100}{100 - 6,63} = 1,071$$

Вес воды в выщелачивающем растворе (при расходе 4,82 т/100 тонн руды):

$$\frac{4,82}{1,071} = 4,5 \text{ т,}$$

или:

$$4,82 \text{ ---- } 100\%$$

Вес воды в растворе  $W \text{ ---- } (100 - 6,63)$ , отсюда

$$W = (4,82 \cdot 93,37) / 100 = 4,5 \text{ т}$$

Рассчитаем вес выщелачивающего раствора (маточника из красной воды) после насыщения его солями:

$$4,5 \cdot 1,4388 = 6,47 \text{ т}$$

где 1,4388 –  $K_M$ , коэффициент обводнения маточника:

$$K_{\text{м.р-ра}} = \frac{100}{100 - 30,5} = 1,4388$$

30,5 % - сумма солей в выщелачивающем растворе

Количество растворившейся соли:

$$6,47 - 4,5 = 1,97 \text{ т}$$

Извлечение KCl в растворенные соли:

$$\frac{1,97 \cdot 34,43}{24,8} = 2,73 \%$$

34,43- массовая доля (содержание) KCl в солях маточного раствора.

24,8%- содержание KCl в руде.

Таким образом, потери хлористого калия в данном узле выщелачивания составят 2,73 % при растворении твердого 1,97 %.

Зная потери KCl (извлечение KCl в растворенные соли) и выход растворенных солей, рассчитываются технологические показатели концентрата перечистной операции (концентрата, который поступает на выщелачивание):

$$\varepsilon_{\text{концпер.}}^{\text{KCl}} = 81,04 + 2,73 = 82,77\%$$

$$\gamma_{\text{конц}} = 20,7 + 1,97 = 22,67\%$$

$$\beta^{\text{KCl}} = 90,55\%$$

$$\varepsilon^{\text{н.о.}} = 3,1\%$$

$$\beta^{\text{н.о.}} = 0,82 \%$$

Выщелачиванием повысили качество концентрата на 6,52%.

К вспомогательным операциям технологического процесса производства флотационного хлористого калия относятся операции проводимые в узле обезвоживания концентрата и хвостов.

Назначение обезвоживания хвостов – получить галитовый отвал с меньшими потерями хлористого калия с жидкой фазой (с маточным раствором). Рассматриваем технологическую схему обезвоживания хвостов, которая применяется на всех флотационных фабриках ОАО «Белоруськалий».

Учитывая гранулометрический состав твердой фазы хвостов, для отделения жидкой фазы возможно применение фильтрования с образованием слоя осадка на фильтрующей перегородке. Одним из факторов, влияющих на конечную влажность осадка после фильтрования является равномерная крупность и содержание твердого в питании. Хвосты контрольной флотации крупного зерна выходят с содержанием твердого 25% и более, поэтому для снижения массовой доли твердого в питании фильтрования и для получения продукта равномерного по крупности хвосты флотации подвергаются классификации с применением гидроциклонов (гидравлической классификации). Классификация

проводится по классу 127-150 мкм с применением. Слив гидроклассификации отводится при Ж:Т до 47,2, объединяется с хвостами мелкозернистой флотации, с фильтратом фильтрования, поэтому поступает на сгущение с применением сгустителей. Для увеличения скорости осаждения, а, следовательно, для уменьшения площади осаждения, в слив вводится флокулянт в виде водного раствора. Сгущенный продукт при и пески гидроклассификации Ж:Т=0,4-0,5 равномерно перемешиваются и самотеком поступают на фильтрование. Учитывая грансостав твердой фазы хвостов и факторов, влияющих на процесс фильтрования, многолетний опыт работы обогатительных фабрик ОАО «Беларуськалий» показал эффективность применения барабанных вакуум-фильтров с наружной фильтрующей поверхностью. В последнее время с целью снижения влажности сбрасываемых на хвостохранилище хвостов, часть песковой фракции гидроклассификации подаётся на ленточные фильтры, позволяющие получить осадок с меньшей влажностью, что снижает общую влажность хвостов на 1,0-1,5 %. Снижение влажности кека хвостов позволило снизить и потери хлористого калия. При влажности 8,5 % потери хлористого калия с жидкой фазой хвостов составляют (по оф 1РУ) 4,04 %

Принципиальная схема обезвоживания хвостов на рисунке 1.6.

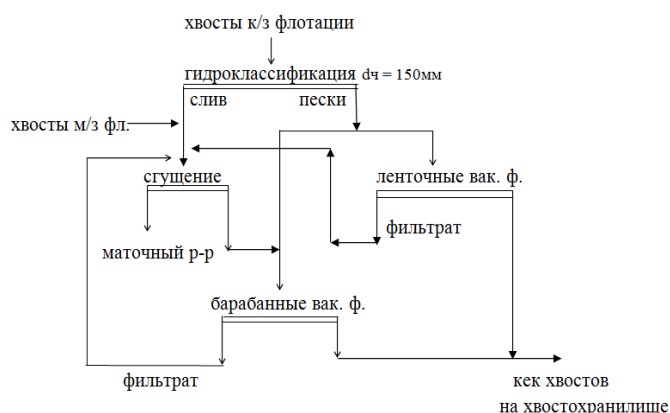


Рисунок 1.6. Принципиальная схема обезвоживания хвостов.

Для обезвоживания зернистых продуктов (отделения жидкой фазы от твёрдого) с целью получения осадка возможно применение центробежного фильтрования (на центрифугах фильтрующего типа) и фильтрования с образованием слоя осадка (с применением фильтров). Проводятся эти процессы с применением пористой перегородки. При центробежном фильтровании образование слоя осадка на фильтрующей перегородке происходит в основном при действии центробежных сил (центробежного силового поля), а при фильтровании слой осадка на фильтрующей перегородке образуется за счёт разности давлений над перегородкой и под перегородкой.

В общем случае, в центрифугах в результате воздействия на обрабатываемый продукт центробежных сил инерции, протекают три физических процесса:

- отделение частиц, взвешенных в жидкости при прохождении последней через проницаемую стенку (пористую перегородку ротора);
- отжим жидкости из образовавшегося слоя осадка;
- удаление из осадка жидкости, удерживаемой молекулярными силами сцепления. Действие данных физических процессов позволяет получить при центрифугировании осадок с меньшей влажностью нежели при фильтровании с применением фильтров, но при определённой дисперсности твердых частиц. Применимо центробежное фильтрование для среднезернистых технических суспензий - с диаметром частиц от 0,1 мм и более.

Обезвоживание суспензий с меньшим диаметром частиц целесообразно проводить с применением фильтров при соблюдении определённых условий, влияющих на процесс фильтрования.

По технологической схеме на обезвоживание поступает концентрат мелкозернистой флотации и крупнозернистой флотации,

поэтому проводится раздельное их обезвоживание при использовании различного оборудования с соблюдением установленного технологического режима каждой операции.

Учитывая, что при проведении крупнозернистой флотации вводилась мелкая фракция (частицы крупностью менее 0,18мм) в узле обезвоживания концентрата крупнозернистой флотации проводится перед центрифугированием гидроклассификация по классу 0,25–0,3мм с применением гидроциклонов при определенном размере пескового насадка.

В рассматриваемой технологической схеме для обезвоживания класса более 0,25 мм применяются двухкаскадные фильтрующие центрифуги непрерывного действия с пульсирующей выгрузкой осадка SZ 1200/2

Для обезвоживания класса мелкозернистой фракции применяются дисковые вакуум-фильтры типа SSFE 126/3

Осадок после центрифуг поступает на сушку с влажностью до 5,0%. Высушенный концентрат с влажностью не более 0,5 % идет на выпуск концентрата марки М и на выпуск обеспыленного концентрата марки О.

Кек концентрата после дисковых вакуум-фильтров получается с влажностью не более 7,5% (по воде). Такой концентрат подается на грануляцию с добавлением определённого количества сухого концентрата (для поддержания определённого грансостава и влажности шихты, подаваемой затем на грануляцию).



Принципиальная схема обезвоживания концентрата на рисунке 1.7.

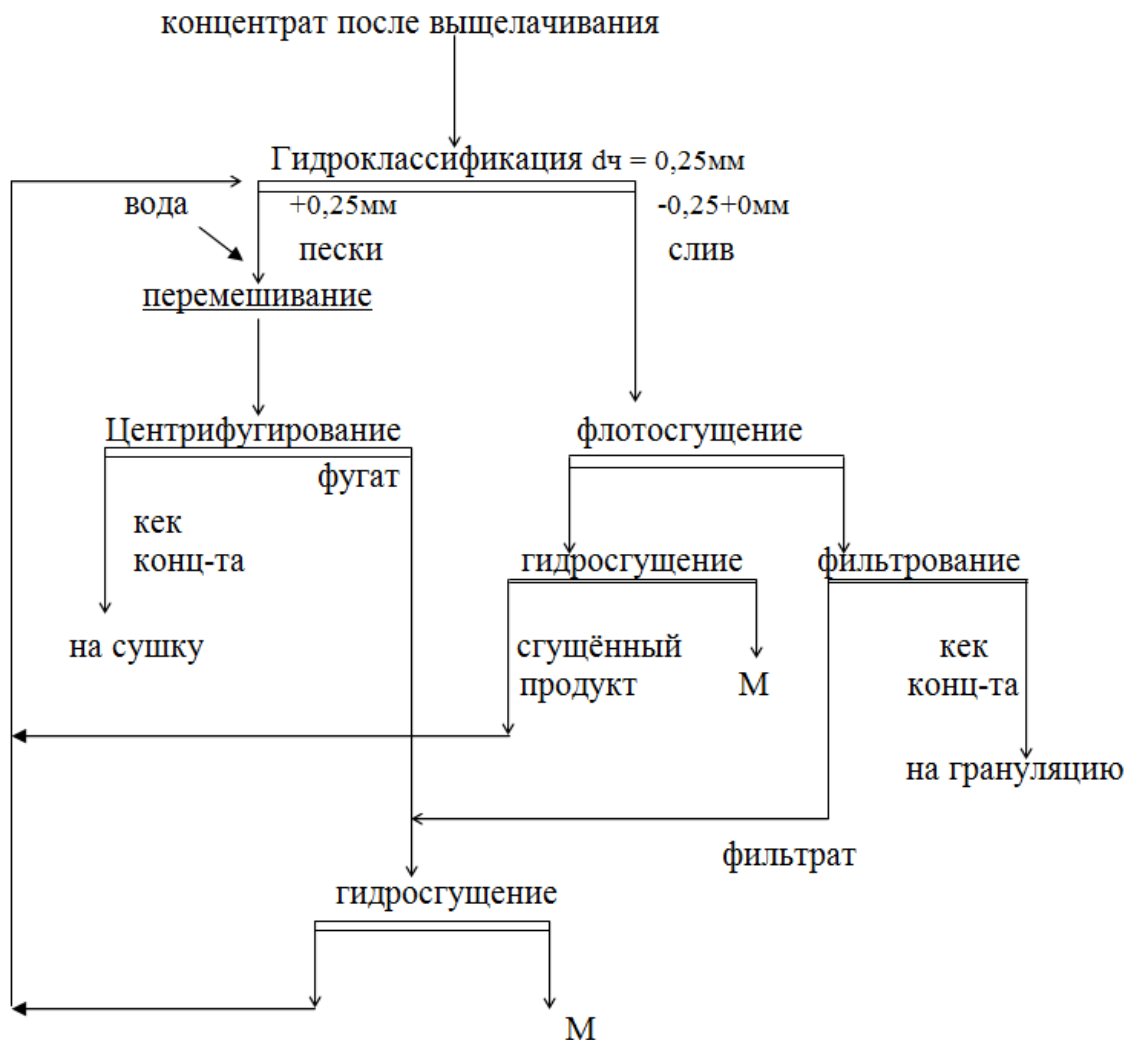


Рисунок 1.7. Принципиальная схема обезвоживания концентрата

Сушка концентрата проводится топочными газами, полученными от сжигания мазута или природного газа с использованием типовой сушильной установки, в состав которой входит аппарат для сушки и оборудование для двухступенчатой очистки отработанных дымовых газов. Слив мокрой очистки газов после отделения уловленной пылевой

фракции применяется как выщелачивающий раствор в узле флотации «красная вода»).

Принципиальная схема сушильной установки с очисткой дымовых газов на рисунке 1.8.

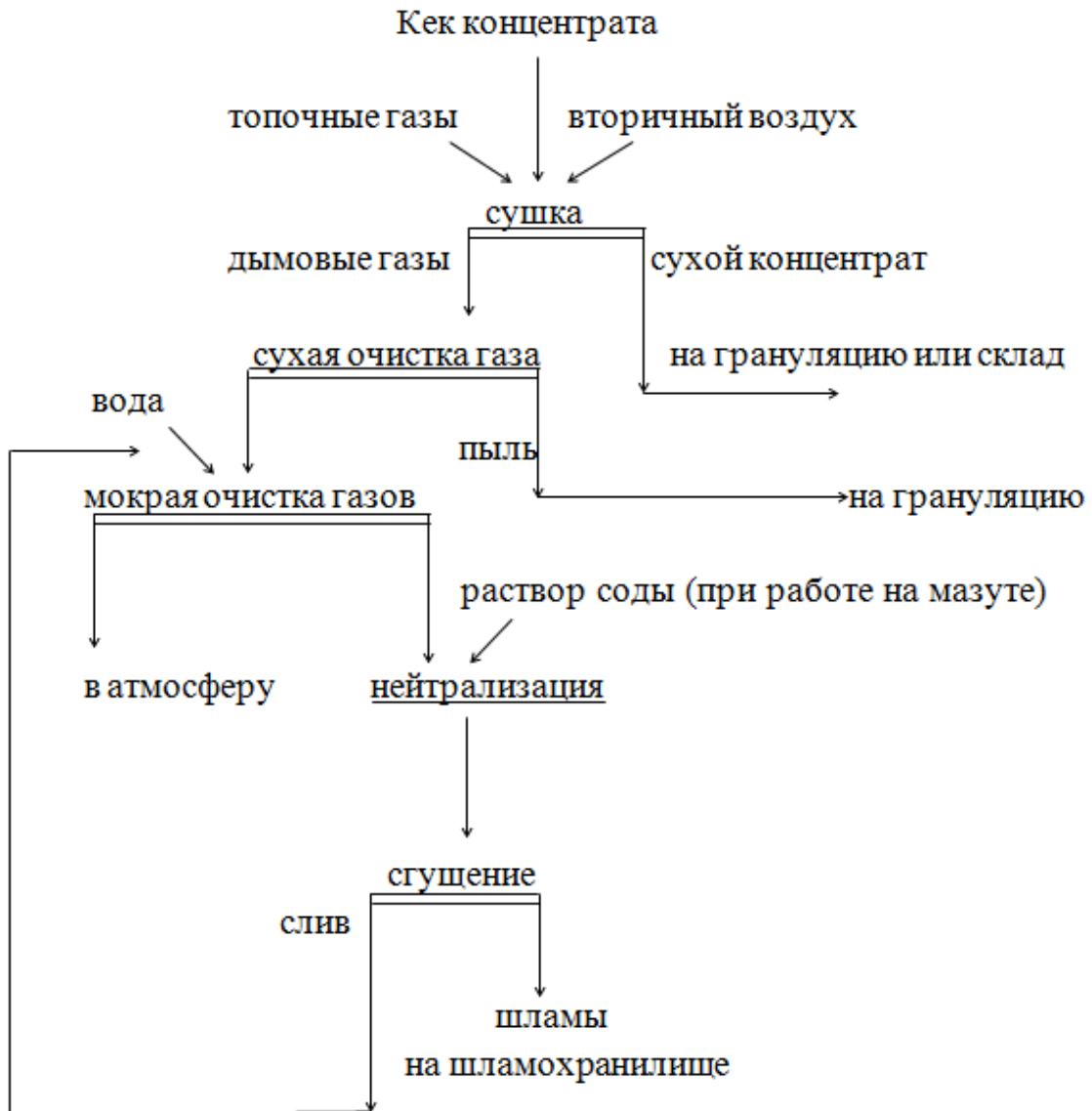


Рисунок 1.8. Принципиальная схема сушильной установки с очисткой дымовых газов (топливо - мазут).

### 1.3 Задачи к разделу 1

#### Задача 1

Рассчитать содержание KCl в солях маточного раствора и рассола. Состав маточного раствора следующий: KCl - 11, 5%, NaCl – 20,35%, состав рассола: KCl – 9,1 %, NaCl – 12,8 % .

#### Задача 2

Рассчитать содержание KCl в твердой фазе шламов, если выход твердой фазы шламов 5,9 %, (Ж/Т)шл. = 1,8. Содержание KCl в сухой фазе шламов 19,8%. Состав жидкой фазы: KCl - 10,45%, сумма солей - 31,35%.

#### Задача 3

Рассчитать содержание KCl в сухой фазе хвостов, если влажность хвостов 8%. Содержание KCl в твердой фазе хвостов 1,26%. Массовая доля KCl – 10,42% в жидкой фазе, сумма солей 31,34%.

#### Задача 4

Производительность фабрики по руде 1700 т/ч. Выход шламов 7,0%. Отводятся шламы на шламохранилище при  $R = 1,5$ . Возвращается в процесс рассола 75% от веса жидкой фазы, сбрасываемой со шламами. Рассчитать вес рассола и вес воды, возвращаемой в процесс (тонн/час), если состав рассола: KCl – 7,2% и NaCl – 13,5%.

#### Задача 5

Рассчитать содержание KCl в сухой фазе шламов, если выход твердой фазы шламов 7,9 %, (Ж/Т) шл. = 1,5. Содержание KCl в твердой фазе шламов 12,8%. Состав жидкой фазы: KCl – 10,4 %, сумма солей –

31,3%.

#### Задача 6

Определить часовой расход выщелачивающего раствора и массовую долю  $KCl$  в солях выщелачивающего раствора при следующем составе красной воды:  $KCl$  – 9,0%,  $NaCl$  – 3,8%, расход раствора 5,3 тонн /тонну руды. Годовая производительность фабрики по руде 13,0 млн. тонн. Выход концентрата, поступающего на выщелачивание 20,5%.

Ответ: расход раствора 20,75 тонн/час; содержание  $KCl$  в солях раствора 70,31 %.

#### Задача 7

Рассчитать потери хлористого калия в узле выщелачивания, если расход выщелачивающего раствора 5,3 тонн/тонну концентрата при составе: выщелачивающего раствора:  $KCl$  – 9,0%,  $NaCl$  – 3,8% и маточного раствора:  $KCl$  – 10,5%,  $NaCl$  – 21,2%. Массовая доля  $KCl$  в руде 23,8%.

Ответ; потери  $KCl$  в узле выщелачивания составят 2,92 %

#### Задача 8

Влажность концентрата после фильтрования 6,0%. Состав жидкой фазы:  $KCl$  10,2%,  $NaCl$  – 21,4%. Содержание  $KCl$  в сухой фазе концентрата 95,5%.

Рассчитать содержание  $KCl$  в твердой фазе концентрата.

#### Задача 9

Определить вес воды, выводимой из процесса с концентратом

$W$  тонн/час, если выход концентрата 21,7%, производительность фабрики по руде 12,5 млн. тонн в год. Влажность концентрата после

фильтрования 5,0%, состав жидкой фазы:  $KCl$  – 10,5 %,  $NaCl$  – 21,4 %.

#### Задача 10

Определить вес воды, выводимой из процесса с хвостами  $W$  тонн/час, если выход хвостов 67,37%, производительность фабрики по руде 13,5 млн. тонн в год. Влажность хвостов после фильтрования 8,5 %, состав жидкой фазы:  $KCl$  – 10,5 %,  $NaCl$  – 21,4 %.

#### Задача 11

Влажность концентрата после фильтрования 5,0 %, состав жидкой фазы:  $KCl$ –10,8 %,  $NaCl$  – 21,6 %. Содержание  $KCl$  в твёрдой фазе концентрата 97,5%. Рассчитать содержание  $KCl$  в сухой фазе концентрата.

#### Задача 12

Рассчитать выход сухой фазы шламов по фабрике 1 РУ, если вес твердой фазы шламов 78,5 тонн/час, Ж:Т шламов 1,3. Годовая производительность фабрики по руде 13,8 тонн.

#### Задача 13

Рассчитать средневзвешенный диаметр частиц слива гидроклассификации хвостов.

Класс крупности, мм		+ 0,16	- 0,16 +0,125	- 0,125 +0,1	- 0,1 +0,063	- 0,063 +0,045	- 0,045 +0,0
Вых.	част	1,4	4,1	10,9	31,9	21,4	30,3
%	сумм	1.4	5,5	16,4	48,3	69,7	100

Ответ: средневзвешенный диаметр частиц  $d_{cp} = 0.06$  мм.

## Задача 14

Рассчитать средневзвешенный диаметр частиц слива пятой стадии обесшламливания.

Класс крупности, мм	+ 0,15	- 0,15 +0,125	- 0,125 +0,1	- 0,1 +0,063	- 0,063 +0,045	- 0,045 +0,0
Выход, %						
Вариант 1	0,7	0,7	2,5	36,3	18,1	41,7
Вариант 2	0,4	0,8	3,9	33,1	19,4	42,4
Вариант 3	0,4	0,8	4,0	38,5	17,6	38,7

## Задача 15

Рассчитать средневзвешенный диаметр частиц слива первой стадии обесшламливания.

*Класс крупн, мм	+0,2	-0,20 +0,16	-0,16 +0,125	-0,125 +0,1	-0,1 +0,063	-0,063 +0,045	- 0,045
Выход. %							
Вариант 4	0,3	1,7	3,1	1,9	17,8	14,4	60,8
Вариант 5	0,6	1,7	3,9	2,7	16,0	13,5	61,6
Вариант 6	0,5	1,5	4,5	3,9	14,8	13,8	61,0

## Задача 16

Рассчитать потери хлористого калия с жидкой фазой шламов, если выход шламов 5,5%,  $J:T_{\text{шл}} = 1,5$ , маточный раствор по фабрике 1 РУ. Содержание KCl в руде 23,0%.

## Задача 17

Рассчитать сколько твердой фазы отводится на 1150 тонн/час влажных хвостов при влажности 8,5% и сколько KCl уходит с жидкой фазой (тонн/ час). Состав жидкой фазы: KCl -10,8%, сумма солей 31,8%.

Ответ: вес твёрдой фазы хвостов – 1006,71 тонн/час.

KCl в жидкой фазе -15,46 тонн/час.

## Задача 18

Рассчитать эффективность обесшламливания.

Данные для расчёта выбрать по качественно-количественной схеме действующих фабрик ОАО «Белоруськалий».

Фабрика	Вариант и стадия обесшламливания								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
1 РУ	1 и 2	3 и 4	1 и 5						
2 РУ				1 и 2	3 и 4	1 и 5			
3 РУ							1 и 2	3 и 4	1 и 5

## Задача 19

Сделать расчет технологических показателей (выход, массовая доля и извлечение расчетного компонента) по данным исследований полезного ископаемого (табл. 1). Построить кривые обогатимости по данным (десять вариантов):

Таблица 1

Продукты	Время флот., мин.	Выход, %	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Массовая доля расчетного компонента, %												
Конц. 1	3	5	10	20	25	30	35	40	45	50	55	60
Конц. 2	3	3	5	10	15	18	20	22	24	25	28	30
Конц. 3	3	1	1	2	3	3	4	4	5	5	6	6
Конц. 4	3	0,3	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	1,5	1,8	1,9	2,0
Хвосты			0,1	0,1	0,1	0,11	0,12	0,12	0,2	0,2	0,1	0,1
Руда		100										

*Пример построения кривых обогатимости.* По данным исследований дробной флотации руды сделать расчет технологических показателей и построить кривые обогатимости. Технологический расчет проводим по главным показателям обогащения.

*Порядок расчета:*

- 1) определяем выходы продуктов исходя из их массы;
- 2) для удобства расчета в таблице вводим произведение  $\gamma \cdot \beta$ ;
- 3) определяем суммарные расчетные величины  $\gamma, \gamma \cdot \beta, \beta, \varepsilon$  и т.

Результаты опытов и расчета величин сведены в табл. 2

По данным таблицы 2 (суммарные расчетные величины) строим кривые обогатимости, которые показаны на рис. 1.

По графику (рис. 1) можно определить варианты технологических показателей, выбрав оптимальный.



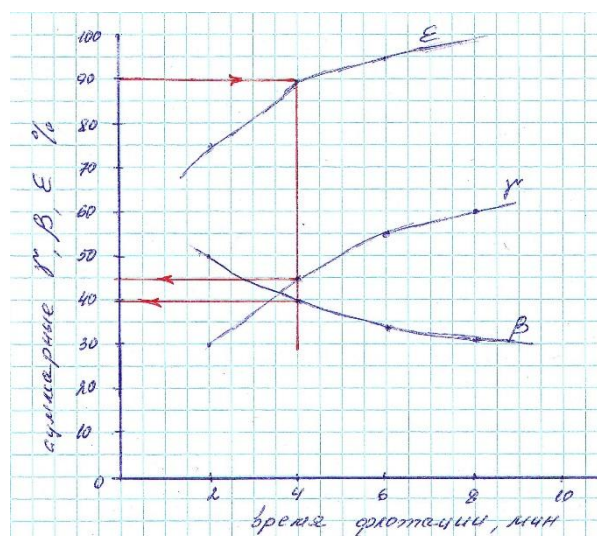
Таблица 2- Результаты опытов и расчета величин дробной флотации руды

Продукты	Масса, г	Выход, %	t фло т., мин.	$\beta$ , %	$\gamma \cdot \beta$	Суммарные расчетные величины, %				
						$\gamma$	$\gamma \cdot \beta$	$\beta$	$\epsilon$	t
Конц. 1	300	30	2	50	1500	30	1500	50	75	2
--//--- 2	150	15	2	20	300	45	1800	40	90	4
--//--- 3	100	10	2	10	100	55	1900	34,5	95	6
--//--- 4	50	5	2	5	25	60	1925	32,1	96,2	8
Хвосты	400	40	-	1,875	75	100	2000	20	5	-
Руда	1000	100	8	20,0	2000	-	-	-	100	-

Для всех вариантов масса пробы 1000г и массовая доля расчетного компонента 20,0 %

Например, если принять извлечение ценного компонента 90%, то выход концентрата составит 45% с массовой долей расчетного компонента 40%, время флотации – 4 мин.

График построения кривых обогатительности.



## Задача 20

Определить вес воды, выводимой из процесса с хвостами за год, если выход хвостов 68,5%, влажность хвостов 9%. Сумма солей в отводимом растворе 31,35%. Производительность фабрики по руде 12,5 млн. тонн в год.

## Задача 21

Рассчитать содержание КС1 в сухой фазе концентрата и хвостов, если влажность хвостов 9%, влажность концентрата – 7,5%. Содержание КС1 в твердой фазе концентрата 97,65%, а содержание КС1 в твердой фазе хвостов 1,26 %. Массовая доля КС1 – 10,45%, сумма солей 31,35%.

## Задача 22

Известно, что чем выше влажность кека (осадка) хвостов, тем больше потери хлористого калия с жидкой фазой хвостов. Рассчитать на сколько снизятся потери при снижении влажности кека хвостов с 9% до 7,0% (на 100 тонн кека). Состав жидкой фазы (маточника): КС1 – 10,3%, NaCl – 21,1%. Массовая доля КС1 в руде 24,4 %.

## Задача 23

Определить вес воды, выводимой из процесса с концентратом за год, если выход концентрата 23,5%, влажность концентрата 6,5%. Сумма солей в отводимом растворе 31,35%. Производительность фабрики по руде 10,5 млн. тонн в год.

## Задача 24

Рассчитать потери КС1 с сухой фазой шламов, если выход твердой фазы шламов 6,5 %,  $(Ж/Т)_{шл} = 1,9$ . Состав жидкой фазы шламов: КС1 –

10, 35%, NaCl – 21%. Содержание KCl в твердой фазе шламов 12,5%, содержание KCl в руде 25,4 %.

#### Задача 25

Определить вес воды, выводимой из процесса с хвостами за год, если выход хвостов 68,0%, влажность хвостов 8,5%. Сумма солей в отводимом растворе 31,35%. Производительность фабрики по руде 10, 5 млн. тонн в год.

#### Задача 26

После фильтрования на ленточных вакуум- фильтрах хвосты флотации отводятся при влажности 7,0% , а после барабанных вакуум- фильтров при влажности 9,5%. Кек хвостов после обезвоживания вместе сбрасывается на хвостохранилище. Рассчитать влажность хвостов сбрасываемых на хвостохранилище, если массовая доля солей в жидкой фазе хвостов 31,84%.

Ответ 8,25 %.

#### Задача 27

Определить вес воды, выводимой из процесса со шламами за год, если вес шламов на 100т руды 5,8т,  $(Ж/Т)_{шл} = 1,4$ . Состав жидкой фазы: KCl – 10,25%, NaCl – 21,3%. Производительность фабрики по натуральному концентрату– 1,4 млн. тонн в год. Массовая доля KCl в руде 22%. Недостающие данные принять из практики работы СОФ-2РУ.

#### Задача 28

Определить вес воды, выводимой из процесса со шламами в час, если вес шламов на 100т руды 6,8т,  $(Ж/Т)_{шл} = 1,8$ . Состав жидкой фазы:

КС1 – 10,25%, NaCl – 21,1%. Производительность фабрики по руде – 11,4 млн. тонн в год.

#### Задача 29

Известно, что чем выше влажность кека концентрата перед сушкой, тем ниже массовая доля КС1 в концентрате после сушки. Рассчитать на сколько снизится качество концентрата с повышением влажности концентрата с 6,0% до 8,0%. Массовая доля КС1 в твёрдой фазе концентрата перед обезвоживанием 97,2%. Жидкая фаза (маточный раствор): КС1 – 10,25%, NaCl – 21,1%.

## РАЗДЕЛ 2 ГАЛУРГИЧЕСКИЙ СПОСОБ ПРОИЗВОДСТВА ХЛОРИСТОГО КАЛИЯ ИЗ СИЛЬВИНИТОВОЙ РУДЫ.

### 2.1 Физико-химические константы и свойства исходного сырья, промежуточных продуктов и конечных продуктов.

В основе технологии производства хлористого калия из сильвинитовой руды лежат процессы растворения и кристаллизации, поэтому рассмотрим физико-химические константы исходных и конечных продуктов.

Основными составными минералами сильвинита являются галит и сильвин, а в качестве примесей присутствуют хлористый магний в форме карналлита ( $KCl MgCl_2 \cdot 6H_2O$ ), хлористый кальций  $CaCl_2$ , сульфат кальция в форме ангидрита  $CaSO_4$  и нерастворимый остаток.

Таблица 2.1 – основные физико-химические свойства компонентов сырья

минерал	молекулярная масса	плотность кг/м <sup>3</sup>	теплоёмкость кдж/кг*град	температура плавления °С
галит( $NaCl$ )	58,48	2170	0,872	800
сильвин ( $KCl$ )	74,56	1980	0,691	768
Карналлит ( $KCl MgCl_2 \cdot 6H_2O$ )	277,9	1580	1,345	167,5
ангидрит $CaSO_4$	136,15	2960	0,716	1450
нераств. остаток		2400	0,838	

Соли, входящие в состав сильвинитовой руды отличаются различной растворимостью с изменением температуры. При температуре, при которой проводится выщелачивание сильвина из руды, хлориды ( $MgCl_2$ ,  $CaCl_2$ ) полностью растворяются, частично растворяется  $CaSO_4$ . Приведём таблицы растворимостей с изменением температуры для сильвина и галита.

Таблица 2.2. Растворимость KCl в воде

Температура °C	Плотность г/см <sup>3</sup>	Концентрация KCl		
		%	г/1000 г H <sub>2</sub> O	г/л
0	1,154	21,9	280	253
10	1,165	23,8	312	277
20	1,174	25,6	344	301
30	1,182	27,2	374	322
40	1,188	28,7	402	341
50	1.194	30,1	431	359
60	1.198	31,4	458	376
70	1.202	32,6	484	392
80	1,205	33,8	511	407
90	1,208	34,9	536	422
100	1,210	35,9	560	434
125	1.213	38,2	618	463
150	1,215	40,5	681	492
175	1,218	42,8	748	521
200	1,220	44,9	815	548
300	1,230	54,0	1174	664

Таблица 2.3. Растворимость NaCl в воде

Температура °C	Плотность г/см <sup>3</sup>	Концентрация KCl		
		%	г/1000 г H <sub>2</sub> O	г/л
0,15	1,209	26,3	357	318
10	1,205	26,3	357	317
20	1,200	26,4	359	317
30	1,196	26,5	360	317
40	1,192	26,7	564	318
50	1.187	26,9	368	319
60	1.183	27,31	372	321
70	1.179	27,3	376	322
80	1,175	27,6	381	324
90	1,171	27.9	387	327
100	1,167	28.25	394	330
125	1.162	29,0	408	337
150	1,155	29,8	424	344
175	1,151	30,65	442	353
200	1,148	31,5	460	362
300		37,5	600	664

Таблица 2.4. Совместная растворимость KCl–NaCl–H<sub>2</sub>O

Температура °С	вес, %		г/1000 г H <sub>2</sub> O	
	NaCl	KCl	NaCl	KCl
0	22,35	7.35	318	104
10	21.5	8,9	309	128
20	20.7	10.4	300	151
25	20,4	11,15	298	163
30	20,1	11,85	295	174
40	19,6	13,25	292	197
50	19,1	14,7	288	222
60	18,6	16,15	285	247
70	18,0	17,6	280	273
75	17,75	18,35	278	287
80	17,55	19.05	277	300
90	17,15	20,4	275	326
100	16,8	21,7	273	353
125	16,3	24,9	277	423
150	16,0	27,7	284	492
200	16,2	32,5	316	634
250	16,3	36,25	349	767

Анализируя таблицу совместной растворимости сильвина и галита, можно отметить, что с повышением температуры растворимость хлористого калия возрастает значительно и в тоже время хлористый натрий высаливается и входит в состав солевого шлама, уходящего с насыщенным щёлочком после растворения (выщелачивания) хлористого калия из сильвинита.



Для определения составов растворов рекомендуется пользоваться диаграммой растворимости KCl и NaCl в системе KCl - NaCl - MgCl<sub>2</sub> - H<sub>2</sub>O (см. рисунок 2.1 диаграммы).

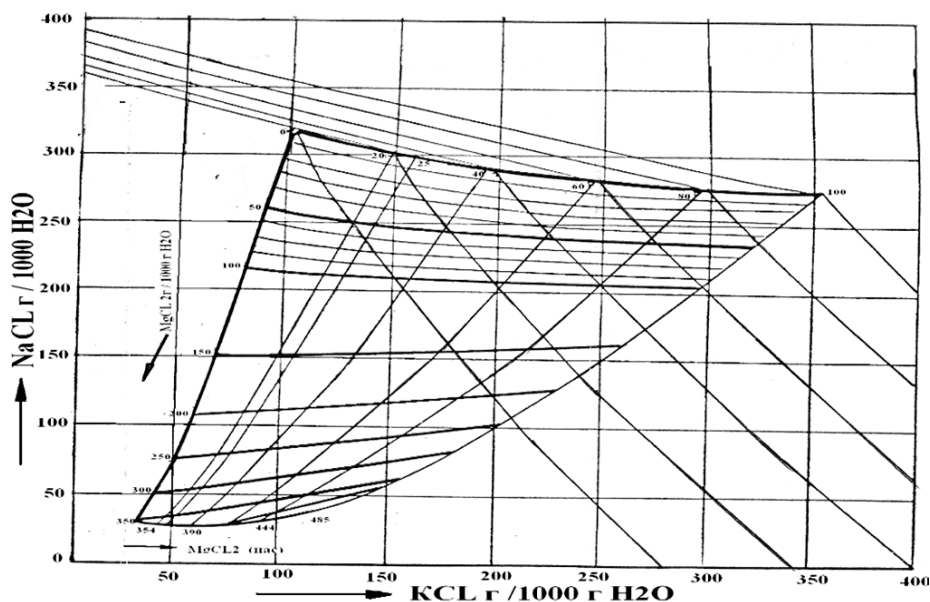


Рисунок 2.1. Диаграмма растворимостей NaCl и KCl в системе  
KCl – NaCl – MgCl<sub>2</sub> – H<sub>2</sub>O

Самая верхняя линия - политерма (жирная линия с показаниями температуры от 0°C до 100°C). Точки, расположенные на этой линии соответствуют составам растворов, насыщенный и по KCl и по NaCl при концентрации MgCl<sub>2</sub> в растворе  $C_M = 0\text{г}/1000\text{г H}_2\text{O}$ . Все нижерасположенные политермы соответствуют составам растворов, насыщенным по KCl и по NaCl при различных концентрациях примеси MgCl<sub>2</sub>. Для политерм при концентрации MgCl<sub>2</sub> в растворе до 100г/1000г H<sub>2</sub>O происходит снижение наклона слева направо, что означает - при данных концентрациях растворимость KCl повышается, а растворимость NaCl снижается. При концентрации MgCl<sub>2</sub> 100г/1000г H<sub>2</sub>O политерма представляет собой почти прямую горизонтальную линию. При

концентрациях растворов по  $\text{MgCl}_2$  более 100г/1000г  $\text{H}_2\text{O}$  политермы имеют наклон справа налево и вниз. Это говорит о том, что при таких концентрациях повышается растворимость и  $\text{KCl}$  и  $\text{NaCl}$ .

На диаграмме нанесены также изотермы растворимостей. Каждая изотерма состоит из двух ветвей. Точки, расположенные на верхних изотермах, соответствуют растворам, насыщенным по  $\text{NaCl}$ , но не насыщенным по  $\text{KCl}$ .

Точки, расположенные на нижних изотермах, соответствуют растворам, насыщенным по  $\text{KCl}$  и не насыщенным по  $\text{NaCl}$ .

Используя диаграмму (рисунок 2.1), можно определить состав раствора при определённой температуре.

Например, при температуре  $25^\circ\text{C}$  при  $C_m = 0$  концентрации составляют:

$$C_{\text{KCL}} = 160 \text{ г KCl /1000г H}_2\text{O},$$

$$C_{\text{NaCL}} = 300 \text{ г NaCl /1000г H}_2\text{O}.$$

При той же температуре и при  $C_m = 50 \text{ г MgCl}_2 /1000\text{г H}_2\text{O}$  концентрации составляют:

$$C_{\text{KCL}} = 142 \text{ г KCl /1000г H}_2\text{O},$$

$$C_{\text{MgCL}_2} = 249 \text{ г NaCl /1000г H}_2\text{O}.$$

Аналогичный пример при температуре  $100^\circ\text{C}$ .

При  $C_{\text{MgCL}_2} = 0$  концентрации:

$$C_{\text{KCL}} = 353 \text{ г KCl /1000г H}_2\text{O},$$

$$C_{\text{NaCL}} = 275 \text{ г NaCl /1000г H}_2\text{O}.$$

При  $C = 50 \text{ г MgCl}_2 /1000\text{г H}_2\text{O}$  концентрации:

$$C_{\text{KCL}} = 321 \text{ г KCl /1000г H}_2\text{O}, C_{\text{NaCL}} = 235 \text{ г NaCl /1000г H}_2\text{O}.$$

Если в растворе кроме  $\text{MgCl}_2$  присутствует и  $\text{CaCl}_2$ , то он тоже оказывает влияние на растворимость  $\text{KCl}$  и  $\text{NaCl}$ . Влияние на

растворимость  $\text{CaCl}_2$  учитывается через так называемую приведённую концентрацию хлористого магния  $C_M^{\text{пр}}$

$$C_M^{\text{пр}} = C_M + m C_c$$

$C_M$  – концентрация  $\text{MgCl}_2$  г/1000г  $\text{H}_2\text{O}$

$C_c$  – концентрация  $\text{CaCl}_2$  г/1000г  $\text{H}_2\text{O}$

$m$  - коэффициент, зависящий от температуры, рассчитывается по формуле:

$$m = 0,68 - 0,13 \frac{t}{100}$$

$t$  - температура раствора, °С

Например: определить по диаграмме концентрацию  $\text{KCl}$  и  $\text{NaCl}$  в растворе при температуре  $95^\circ\text{C}$ , если раствор насыщен хлористым натрием, а степень насыщения по  $\text{KCl}$  составляет 96% (0,96).

Концентрация примесей в растворе:

$\text{MgCl}_2 = 20,0 \text{ г/1000 г } \text{H}_2\text{O}$  и

$\text{CaCl}_2 = 10,0 \text{ г/1000 г } \text{H}_2\text{O}$ .

Какой состав насыщенного щёлока при температуре  $95^\circ\text{C}$

1. Рассчитываем коэффициент  $m$

$$m = 0,68 - 0,13 \frac{95}{100} = 0,56$$

2. Находим приведённую концентрацию  $\text{MgCl}_2$

$$C_M^{\text{пр}} = 20,0 + 0,56 \cdot 10,0 = 25,6 \text{ г/1000 г } \text{H}_2\text{O}$$

3. По диаграмме растворимостей находим концентрацию  $\text{KCl}$

при  $C_M^{\text{пр}} = 25,6 \text{ г/1000 г } \text{H}_2\text{O}$  при температуре  $95^\circ\text{C}$ . Она составит:  $322,0 \text{ г/1000 г } \text{H}_2\text{O}$

4. С учетом степени насыщения раствора  $\text{KCl}$  0,96 , концентрация  $\text{KCl}$  в растворе составит:

$$322,0 \times 0,96 = 309,12 \text{ г/1000 г } \text{H}_2\text{O}$$

5. По данной концентрации при температуре  $95,0^{\circ}\text{C}$  концентрация NaCl в растворе составит  $250,0 \text{ г}/1000\text{г H}_2\text{O}$

При наличии в растворе и  $\text{CaSO}_4 = 3,0 \text{ г}/1000\text{г H}_2\text{O}$  состав раствора следующий:

	г/1000г.H <sub>2</sub> O	%
KCl -	309,12	19,42
NaCl -	250,0	15,7
MgCl <sub>2</sub> -	20,0	1,26
CaCl <sub>2</sub> -	10,0	0,63
CaSO <sub>4</sub> -	3,0	0,19
H <sub>2</sub> O -	1000г	62,8
Итого	1592,12	100,0

*Контроль за степенью насыщения щёлоча на стадии растворения*

осуществляют по плотности раствора. Для солевых растворов характерно следующее. С повышением концентрации солей в растворе при постоянной температуре плотность раствора возрастает. С повышением температуры при постоянной концентрации солей в растворе плотность раствора снижается.

Плотность растворов можно найти расчётным путём по формуле Эзрохи

$$\lg \rho = \lg \rho_0 + \sum A_i \times C_i \text{ г/ см}^3$$

$\rho$  – искомая плотность раствора при заданной температуре,  $\text{г}/\text{см}^3$

$\rho_0$  – плотность воды при той же температуре,  $\text{г}/\text{см}^3$

$A_i$  - коэффициент для отдельной соли (см. таблицу ниже)

$C_i$  – концентрация отдельной соли в растворе, доли едены (массовой доли)

[справочник химика].

Таблица значений коэффициентов  $A_i$  и  $\rho_0$  при различных температурах

Температура $^{\circ}\text{C}$	Концентрации солей, доли ед.				$\rho_0$ г/см <sup>3</sup>
	KCl	NaCl	MgCl <sub>2</sub>	CaCl <sub>2</sub>	
0	0,283	0,312	0,358	0,371	0,9999
10	0,274	0,304	0,355	0,365	0,9997
20	0,271	0,300	0,353	0,360	0,9982
30	0,269	0,297	0,352	0,358	0,9957
40	0,268	0,293	0,353	0,358	0,9923
50	0,268	0,294	0,354	0,358	0,9881
60	0,269	0,294	0,357	0,358	0,9832
70	0,271	0,295	0,354	0,358	0,9778
80	0,273	0,295	0,365	0,360	0,9718
90	0,277	0,297	0,370	0,363	0,9653
100	0,283	0,302	0,376	0,367	0,9584

*Пример расчёта*

Определить плотность раствора при температуре 20 $^{\circ}\text{C}$  следующего состава, %

KCl - 11,21

NaCl - 19,45

MgCl<sub>2</sub> - 0,92

H<sub>2</sub>O - 68,42

Итого 100,0

Находим по таблице значения коэффициента  $A$  для солей заданного раствора

KCl - 0,271

NaCl - 0,300

MgCl<sub>2</sub> - 0,353

2 Плотность воды при температуре 20°C  $\rho_0 = 0,9982 \text{ г/см}^3$

3 Рассчитываем отношение  $\lg \rho/\rho_0$

$$\lg \rho/\rho_0 = 0,271 \times 0,1121 + 0,300 \times 0,1945 + 0,353 \times 0,0092 = 0,09178$$

4 Находим плотность раствора при  $\rho/\rho_0 = 1,235$

$$\rho_p = 1,235 \times 0,9982 = 1,233 \text{ г/см}^3$$

*Удельная теплоёмкость* (С кдж/кг\*град) жидкостей мало зависит от температуры и плавления. Что касается теплоёмкости растворов, можно отметить, что с повышением концентрации раствора его теплоёмкость уменьшается. Для определения удельной теплоёмкости растворов применима следующая формула:

$$C = 4,19 (1 - \sum C_i) \text{ кдж/ кг*град, где}$$

4,19 – удельная теплоёмкость воды, кдж/ кг\*град

$$\sum C_i = C^k \times a^k$$

$C^k$  - удельная теплоёмкость растворённой соли в растворе, кдж/ кг\*град

$a^k$  – весовая доля соли в растворе

Удельная теплоёмкость KCl принимают равной 0,235 кдж/ кг\*град

Удельная теплоёмкость NaCl принимают равной 0,616 кдж/ кг\*град

Удельная теплоёмкость маточного щёлока составляет обычно 0,67-0,69 кдж/ кг.град

Удельная теплоёмкость горячего насыщенного щёлока составляет 0,62 -0,64 кдж/ кг\*град

Важным свойством всех жидкостей, в том числе солевых растворов, является вязкость – свойство жидкостей оказывать сопротивление движению в результате внутреннего трения.

Динамический коэффициент вязкости в системе СИ имеет размерность

$$\mu = \text{Н} \cdot \text{с} / \text{м}^2 = \text{Па} \cdot \text{с}.$$

Для солевых растворов наблюдается следующая закономерность.

При постоянной концентрации с повышением температуры вязкость раствора понижается.

При постоянной температуре с повышением концентрации вязкость раствора возрастает.

Вязкость маточного щёлока при температуре 40,0-43,0°C составляет 1,25 – 1,26 мПа\*с.

Вязкость горячего насыщенного щёлока при температуре 95,0°C составляет ~ 0,7 мПа\*с.

Приведём таблицу физико-химических констант и свойств растворов с учётом технологии производства хлористого калия из сильвинитовой руды на примере работы фабрики 4 РУ.

Таблица 2.5. Физико-химические константы и свойства растворов галургической фабрики

Наименование раствора	°C	Химический состав, %						Плотность г/см <sup>3</sup>	Вязкость спз	С, ккал / кг град	раствором
		KCl	NaCl	MgCl <sub>2</sub>	CaCl <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> O				
Маточный щёлок	43	13,26	18,82	0,47	0,3	0,17	66,98	1,236	1,25	0,7049	18,0
Растворяющий щелок	119	13,03	18,4	0,46	0,28	0,15	67,68	1,193	0,5	0,7111	918
Насыщенный щелок	95	19,67	17,05	0,42	0,27	0,16	62,43	1,247	0,7	0,6604	375

Галургической фабрикой 4 РУ ОАО «Беларуськалий» выпускается следующая продукция [5]:

- хлористый калий мелкий и гранулированный по ГОСТ 4568-95;
- хлористый калий, поставляемый на экспорт в соответствии с требованиями

СТО СПЭКС 091-98;

- хлористый калий технический мелкий, обеспыленный и гранулированный, отвечающий требованиям ТУ ВU 600122610.021 -201;

- калий хлористый гранулированный и мелкогранулированный «Standart» в соответствии с требованиями ТУ РБ 600122610.010-2002;

- натрий хлористый технический марки В в соответствии с требованиями ТУ РБ 600122610.017-2003;

- концентрат минеральный-галит, марки В. Отвечающий требованиям ТУ РБ 600122610.016-2002;

- концентрат минеральный «Сильвин» мелкий и гранулированный. отвечающий требованиям ТУ РБ 600122610.004-2013;

- рапа хлорида калия и натрия, отвечающая требованиям ТУ РБ 600122610.013-2010;

- сильвинит молотый и кусковой, отвечающий требованиям ТУ РБ 600122610.019-2004;

Только по технологии галургической фабрики можно получить хлористый калий технический с массовой долей КСl 98-99 %.

Приведём характеристику на хлористый калий, поставляемый на экспорт в соответствии с требованиями СТО СПЭКС 091-98 (таблица 2.6) и хлористый калий технический мелкий, обеспыленный и гранулированный, отвечающий требованиям ТУ ВU 600122610.021 -2011 (таблица 2.7).



Таблица 2.6. Хлористый калий, поставляемый на экспорт в соответствии с требованиями СТО СПЭКС 091- 98;

Наименование показателей	Марка продукции			
	М	Н	О	Г
Внешний вид	Мелкокристаллический продукт серовато-белого цвета			Гранулы неправильной формы серовато-белого цвета
Массовая доля калия КСl, %: не менее	95,0	95,0	95,0	95,0
в пересчёте на К <sub>2</sub> О, не менее	60,0	60,0	60,0	60,0
Массовая доля воды, %, не более	0,5	0,5	0,5	0,5
Грансостав (массовая доля фракций)%:				
свыше 4 мм, не более				3,0
от 2 до 4 мм, не менее				87,0
от 1 до 2 мм, не более				8,0
менее 2 мм, не менее	90,0	90,0	90,0	
менее 1 мм, не более, в том числе менее 0,5 мм, не более				2,0
менее 0,1мм, не более			3,0	0,5
Пылимость, г/кг, не более		0,2	0,05	0,05
Динамическая прочность (массовая доля неразрушенных гранул), %, не менее				86,0

Таблица 2.7. Хлористый калий технический мелкий, обеспыленный и гранулированный, отвечающий требованиям ТУ ВU 600122610.021 -2011

Наименование показателей	Марка продукции			
	О	М	гранулированный	
			А	Б
Внешний вид	Мелкие кристаллы серовато-белого цвета		Гранулы неправильной формы от серовато-белого до различных оттенков кремового цвета	
Массовая доля калия: в пересчёте на $K_2O$ в пересчёте на $KCl$	62,0 98,0	62,0 98,0	62,54 99,0	62,0 98,0
Массовая доля $NaCl$ , % не более	1,3	1,3	0,8	1,3
Массовая доля н.о., % не более	0,2	0,2	0,04	0,2
Массовая доля суммы магний иона и кальций иона, % не более	0,1	0,1	0,01 0,02	0,1
Массовая доля сульфат иона, %, не более	0,05	0,05	0,01	0,05
Массовая доля воды, %, не более	0,5	0,5	0,2	0,5
Грансостав (массовая доля фракций) %: от 1 до 4мм, не менее менее 2 мм, не менее менее 1 мм, не более	90,0 0,1		90,0 5,0	90,0 5,0
Динамическая прочность (массовая доля неразрушенных гранул), %, не менее			85,0	85,0
Пылимость, г/кг, не более	0,1	0,2	0,05	0,05
рассыпчатость		100,0		

Таблица 2.8. Гранулометрическая характеристика хлористого калия технического марки О (обеспыленный)

Класс крупности, мм	Выход, %	
	частный	суммарный( по + )
+ 2,0	0,31	0,31
- 2 +1,7	0,4	0,71
- 1.7 +1,0	19,51	20,22
-1,0 +0,71	24,53	44,75
- 0,71 +0,5	22,1	66,85
- 0,5 +0,315	18,83	85,68
- 0,315 +0,25	6,51	92,19
-0,25 + 0,1	7,08	99,27
-0,1 +0	0,73	100,0
итога	100,0	
$d_{cp} = \sim 0,73$ мм		

Отходы галургической фабрики – галитовый отвал и глинисто-солевые шламы.

Галитовый отвал (нерастворённая часть руды после фильтрования) и затем после обезвоживания естественным путём - (отжимом жидкой фазы под воздействием собственного веса) с остаточной влажностью 3,0-5,1% - полуфабрикат.

Отгружается продукт потребителю как хлористый натрий технический марки В.

Таблица 2.9. Характеристика натрия хлористого технического марки В ТУ РБ 600122610.016-2003

Показатели	Нормы показателей
Внешний вид	Крупнозернистые кристаллы или комки серовато-белого цвета с красными вкраплениями
Массовая доля хлористого натрия, не менее	94,0
Массовая доля кальций иона, %, не более	0,4
Массовая доля магний иона %, не более	0,2
Массовая доля сульфат иона, %, не более	0,6
Массовая доля калий иона, %, не более	2,0
Массовая доля нерастворимого остатка, %, не более	2,5

Все показатели на сухую фазу данного продукта:

Массовая доля воды в продукте, % - 2,9 до 5,1

Насыпная плотность при влажности 2,6-3,3% составляет 1,01- 1,16 г/см<sup>3</sup>

Насыпная плотность при влажности 4,0-5,0% составляет 1,06- 1,31 г/см<sup>3</sup>

Таблица 2.10. Граометрический состав натрия хлористого технического марки В

Размер класса, мм	Диапазон выхода класса, %
+ 10,0	0,8 – 2,3
-10,0 + 5,0	5,6 – 2,9
-5,0 +4,0	4,2 - 6,0
-4,0 +3,15	5,2 - 7,6
-3,15+2,0	13,1 - 20,7
-2,0+1,0	23,9 - 38,3
-1,0+0,0	27,4 - 42,5

Таблица 2.11. Физико-химические свойства готовой продукции

Наименование показателей	Единица измерен.	Марка продукции		
		М	Г	О
Насыпная плотность	г/см <sup>3</sup>	1,0-1,16	0,98- 1,05	1,11-1,22
плотность	г/см <sup>3</sup>	2,0	1,97	2,0
Угол естест. откоса	град	25,0-34,0	28,0- 34,0	23,0-29,0
Температ. плавления	°С	768 - 776		
Температ. кипения	°С	1415		
Удельная теплоёмость	Дж/кгград	0,7 · 10 <sup>-3</sup>		

Концентрат хлористого калия используется как удобрение (как правило, с массовой долей по  $K_2O$  60,0%) и в производстве сложных удобрений. Технический хлористый калий применяется в химической промышленности.

Натрий хлористый технический марки В с включением других химических элементов применяется в химической промышленности, на теплоэлектростанциях, и как компонент при приготовлении противогололедного материала.

## 2.2 Основные стадии технологического процесса производства хлористого калия галургическим способом.

Назначение каждой стадии, принципиальные схемы.

Для изучения технологии производства хлористого калия галургическим способом выделим следующие стадии технологического процесса:

- дробление руды с предварительным грохочением;
- подогрев \растворяющего щёлока
- растворение (выщелачивание) хлористого калия из дробленной руды;
- фильтрование галитового отвала и сгущённого солевого шлама;
- сгущение солевого шлама и осветление насыщенного щёлока;
- кристаллизация хлористого калия из осветлённого насыщенного щёлока;
- сгущение и центрифугирование хлоркалиевой суспензии после кристаллизации.

Остановившись на технологии с применением 19-тиступенчатой вакуум-кристаллизационной установки (это линии А и Б) фабрики 4 РУ

*Дробление* сильвинитовой руды на галургической фабрике проводится с целью подготовки руды для обеспечения необходимого технологического режима процесса растворения хлористого калия по грансоставу и по химическому составу. Дробление проводится до крупности частиц до 5 мм с минимальным переизмельчением, поэтому применяется схема с предварительным грохочением.

Для обеспечения необходимых показателей руды по химическому и по гранулометрическому составу проводится смешивание руды от шахтных стволов № 3 и № 4 участка дробления. Руда подаётся от данных стволов с различной массовой долей KCl и других солей, поэтому проводится двухстадийное смешивание руды и после смешивания системой ленточных конвейеров руда подаётся на растворение или на склад [5].

Руда, поступающая на фабрику должна отвечать следующим требованиям в соответствии с ТНПА:

Массовая доля хлористого калия, %, не менее - 22,0

Массовая доля нерастворимого в воде остатка, %, не более – 6,0

Сумма солей  $\text{CaCl}_2 + \text{MgCl}_2$ , %, не более – 0,7

Гранулометрический состав (массовая доля фракций), %, не более:

+ 5,0мм – 17,0

-1 + 0мм – 48,0

*Подогрев растворяющего щёлока* проводится до температуры, позволяющей максимально растворить хлористый калий из руды. Подогревается растворяющий щёлок (маточный щёлок) до температуры  $117 \pm 3^\circ \text{C}$ . Для подогрева щёлока применяются четырёхходовые титановые теплообменники ТКГ Ш-10-10МТ 20/38-3-4, установленные в батарее (на

линии А пять и на линии Б шесть). Каждая батарея включает два теплообменника, которые работают как подогреватели с подачей греющего пара из ТЭС с избыточным давлением 0,4-0,5Мпа. Вторые два теплообменника обогреваются конденсатом греющего пара первых.

*Растворение (выщелачивание) хлористого калия из дробленой руды, фильтрование галитового отвала и сгущённого солевого шлама рассмотрим совместно.*

Назначение выщелачивания – (по возможности) максимальное растворение хлористого калия с получением насыщенного щёлок с массовой долей КСl не менее 18,5%, с минимальными потерями хлористого калия с галитовым отвалом (с нерастворённой частью руды) и с минимальным уносом солевого шлама с насыщенным щёлоком. Растворение проводится по традиционной схеме, включающей последовательно установленные каскадно три шнековых растворителя. В двух первых происходит растворение, а третий растворитель применяется как мешалка и назначение его – утилизация тепла, отводимого галитового отвала.

Процесс растворения характеризуется коэффициентом выщелачивания хлористого калия из руды, который зависит от ряда факторов:

*1. Гранулометрический и химический состав подаваемой на растворение руды.*



В зависимости от крупности зерен изменяется и химический состав сильвинита. Состав руды в зависимости от granulometric характеристики приведен в таблице 2.12.

Таблица 2.12. Состав руды в зависимости от granulometric характеристики

Размер фракций, мм	Мас. доля фракций, %	Массовая доля, %					
		KCl	NaCl	MgCl <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	CaCl <sub>2</sub>	H.O.
руда с горизонта -670 м							
общая		27,85	60,88	0,63	1,01	0,31	7,04
10	2,5	26,66	51,98	0,43	3,14	0,54	16,3 6
5	14,0	28,59	55,42	0,63	2,47	0,37	11,4 5
3,15	9,3	25,91	60,99	0,47	1,94	0,36	9,44
2,0	12,4	22,89	66,78	0,43	1,60	0,25	7,25
1,0	19,3	25,01	67,31	0,35	1,17	0,24	5,30
0,8	3,8	27,32	66,37	0,35	0,92	0,25	4,29
0,5	10,1	29,57	64,19	0,39	0,93	0,32	4,08
0,315	9,3	31,11	62,20	0,51	0,91	0,34	4,09
0,25	3,1	31,42	61,65	0,54	0,95	0,33	4,25
0,1	11,0	29,74	61,51	0,70	1,24	0,40	5,42
-0,1	5,2	24,60	59,44	1,02	2,34	0,47	10,70
руда с горизонта -440 м							
общая		21,73	69,86	0,14	0,72	0,35	6,42
10	2,7	18,29	67,75	0,16	1,02	0,53	11,6 6
5	13,7	19,33	66,32	0,16	1,32	0,56	11,6 8
3,15	10,0	17,31	73,13	0,16	0,97	0,37	7,49
2,0	13,6	18,69	74,53	0,16	0,67	0,26	5,35
1,0	19,2	21,25	73,51	0,16	0,58	0,17	3,93

Размер фракций, мм	Мас. доля фракций, %	Массовая доля, %					
		KCl	NaCl	MgCl <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	CaCl <sub>2</sub>	H.O.
0,8	4,6	23,27	72,55	0,12	0,50	0,18	3,20
0,5	10,6	24,99	70,61	0,12	0,48	0,19	3,26
0,315	8,1	26,07	69,70	0,12	0,44	0,25	3,20
0,25	3,6	26,37	68,66	0,08	0,54	0,22	3,98
0,1	9,6	22,12	72,50	0,12	0,57	0,25	4,34
-0,1	4,3	20,29	70,04	0,16	0,96	0,52	7,48

Для проведения процесса растворения необходимо, чтобы зерна материала имели размер не более 5мм в поперечнике; зерна крупнее 5мм часто представляют собой сростки галита и сильвина, которые не растворяются и переходят в отходы. т.е увеличиваются потери с галитовым отвалом. В то же время, большое содержание мелких зерен соли приводит к образованию солевого шлама, который обладает большой поверхностью и удерживает насыщенный щелок. Таким образом, повышение массовой доли класса менее 1мм и повышение массовой доли нерастворимого остатка в поступающей руде, приводит к увеличению солевого шлама и глинистого шлама в насыщенном щёлоке, а это и увеличивает нагрузку на отделение осветления насыщенного щёлока и также повышает потери хлористого калия. С увеличением доли мелких частиц, время полного растворения крупных классов возрастает.

Повышение в поступающей на растворение руде хлоридов также снижает растворимость хлористого калия (что уже отмечалось в вопросе 2.1), а следовательно, также увеличивает потери KCl с отвалом (снижается извлечение хлористого калия в концентрат табл 2.18).

Кроме того, исследование растворения руды в шнековых растворителях показали, что зерна разной крупности имеют различное время пребывания в растворителе. Так для частиц крупностью 1 мм это

время составляет 18 минут, для частиц крупностью 2 мм – 15 минут, 3 мм – 10 минут, 4 мм – 7 мин, 5 мм – 6 минут. Эти частицы поднимаются со дна шнекового растворителя лопастями мешалки. При перемешивании происходит турбулентный перенос частиц в поперечном и продольном направлениях. Однако более крупные частицы сильвинита, в основном, скапливаются в придонной зоне растворителя. Также малое время пребывания частиц крупных классов в растворителе приводит к неполному выщелачиванию калия из них, в связи с этим необходимо уменьшить содержание их в руде, поступающей на растворение. Содержание мелких классов (-1 мм) также целесообразно сократить до технически возможного минимума.

### *2. Температурный режим процесса растворения.*

Температура по растворителям контролируется и поддерживается в таких пределах:

первый растворитель – около 105°C, во втором - 110°C и в шнековой мешалке 65-70°C. Температурный режим поддерживается и температурой подаваемого растворяющего щёлока, и подаваемой в процесс растворения жидкой фазой (рассол, промывной и основной фильтрат после фильтрования галитового отвала, вода на промывку ковшей, в качестве которой используется и конденсат пара).

### *3. Соотношение жидкое – твердое.*

Количество жидкой фазы в процессе растворения определяется материальным балансом и зависит, в основном, от химического состава подаваемой руды. Так, например, при массовой доле KCl в руде 25,74%, NaCl -66,54% и примесей (MgCl<sub>2</sub>, CaCl<sub>2</sub>, CaSO<sub>4</sub>, Н.О.) 7,72% вес жидкой фазы на 100 тонн руды при производстве хлористого калия с массовой долей по K<sub>2</sub>O 60,0% составляет 338,55 тонн, в том числе, растворяющего щёлока 223,97 тонн. Применяются растворители с длиной ротора 27740мм,

число оборотов ротора 6 мин<sup>1</sup>. Объём растворителя рассчитан на производительность по твёрдой фазе 700 тонн/час и по жидкой фазе 1200 тонн/час.

Шнековая мешалка меньшей длины с размером ротора 12250мм, число оборотов ротора 8 мин<sup>1</sup>. Объём мешалки рассчитан на производительность по твёрдому 800.0 тонн/час и по жидкой фазе 300 м<sup>3</sup>/час.

Общее время пребывания твёрдой фазы в узле растворения до выхода галитового отвала из шнековой мешалки после охлаждения до температуры примерно 60°С составляет около 20 мин.

*4. Движение твердой и жидкой фаз относительно друг друга внутри растворителей и в мешалке и относительно самих растворителей – внешний противоток [2].*

Движение твердой фазы относительно аппаратов происходит так. Руда дробленая подаётся в первый растворитель, нерастворённая часть первого растворителя элеватором ковшевым (с перфорированными ковшами) транспортируется во второй растворитель, установленный выше первого, нерастворённая часть второго растворителя (галитовый отвал) также элеватором транспортируется в шнековую мешалку, установленную выше второго растворителя. И уже охлаждённый галитовый отвал сбрасывается элеватором на скребковый конвейер с влажностью до 13,0%, которым и распределяется по фильтрам для обезвоживания и промывки. Жидкая фаза шнековой мешалки самотеком подаётся в голову второго растворителя, куда и поступает нерастворённая часть первого растворителя. Жидкая фаза второго растворителя также самотёком подается в голову первого растворителя вместе с рудой. Таким образом, относительно самих аппаратов (растворителей) твёрдая и жидкая фаза

движутся противотоком – внешний противоток, а внутри самих растворителей – прямотоком.

Во второй растворитель подаётся растворяющий щёлоч, слив гидросгущения солевого шлама и часть сгущенного солевого шлама из отделения осветления насыщенного щёлоча (часть сгущенного солевого шлама сгустителей Брандес). Гидросгущение части солевого шлама проводится в гидроциклонах установленных выше пластинчатого конвейера. Во всасывающий патрубок насоса, которым подаётся солевой шлам на гидросгущение подаётся маточный щёлоч для снижения температуры шлама, а также для дополнительного растворения мелких кристаллов хлористого калия. Слив гидроциклонов отводится при Ж:Т=8,7, температура около 89°C. Пески гидроциклонов при Ж:Т=2,9 вместе с галитовым отвалом поступают на конвейер. Таким образом, применяя гидросгущение снижается нагрузка по твердому на узел выщелачивания.

Следует подчеркнуть, что при движении твёрдой и жидкой фаз внутри растворителей противотоком время растворения сокращается почти в два раза, но при таком движении больше уносится с жидкой фазой солевого шлама (почти в 1,5 раза) [2]. Растворение хлористого калия в растворе, насыщенном хлористым натрием, – межфазный процесс растворения солей, который протекает в две стадии.

Первая стадия – отрыв ионов и переход их в пограничный слой частицы.

Вторая стадия – диффузия ионов через пограничный слой в жидкую фазу.

Линейная скорость растворения хлористого калия в растворе, насыщенном NaCl, при 100°C составляет 75 мм /час [11].

Степень выщелачивания KCl из руды – извлечение хлористого калия в растворяющий щёлоч, можно определить по формуле [11]:

$$\eta = 100 - (\beta_{\text{ТВ.ОТВ.}}^{\text{KCl}} \cdot \beta_{\text{руде}}^{\text{NaCl}}) / \alpha^{\text{KCl}} \%, \text{ где}$$

$\beta_{\text{ТВ.ОТВ.}}^{\text{KCl}}$  – содержание KCl в твердой фазе отвала, %

$\beta_{\text{руде}}^{\text{NaCl}}$  – содержание NaCl в руде, %

$\alpha^{\text{KCl}}$  – содержание KCl в руде %

Например, рассчитать степень выщелачивания, если:

$$\beta_{\text{ТВ.ОТВ.}}^{\text{KCl}} = 2,0\%$$

$$\beta_{\text{руде}}^{\text{NaCl}} = 66,03\%$$

$$\alpha^{\text{KCl}} = 27,44\%$$

$$\eta = 100 - (2,0 \cdot 66,03) / 27,44 = 95,2\%$$

Принципиальная схема выщелачивания, гидросгущения солевого шлама и фильтрования галитового отвала с промывкой осадка – рисунок 2.2.

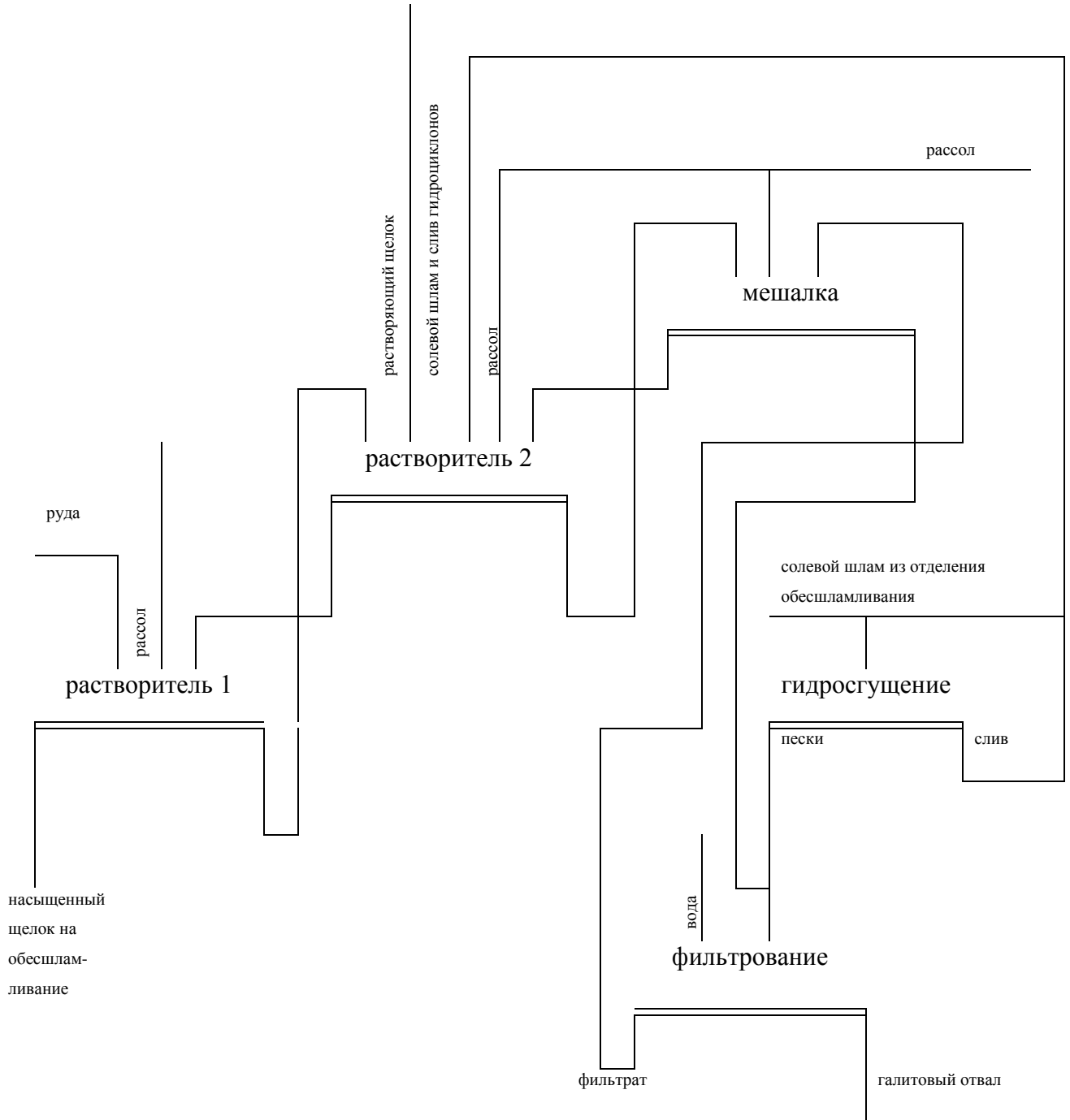
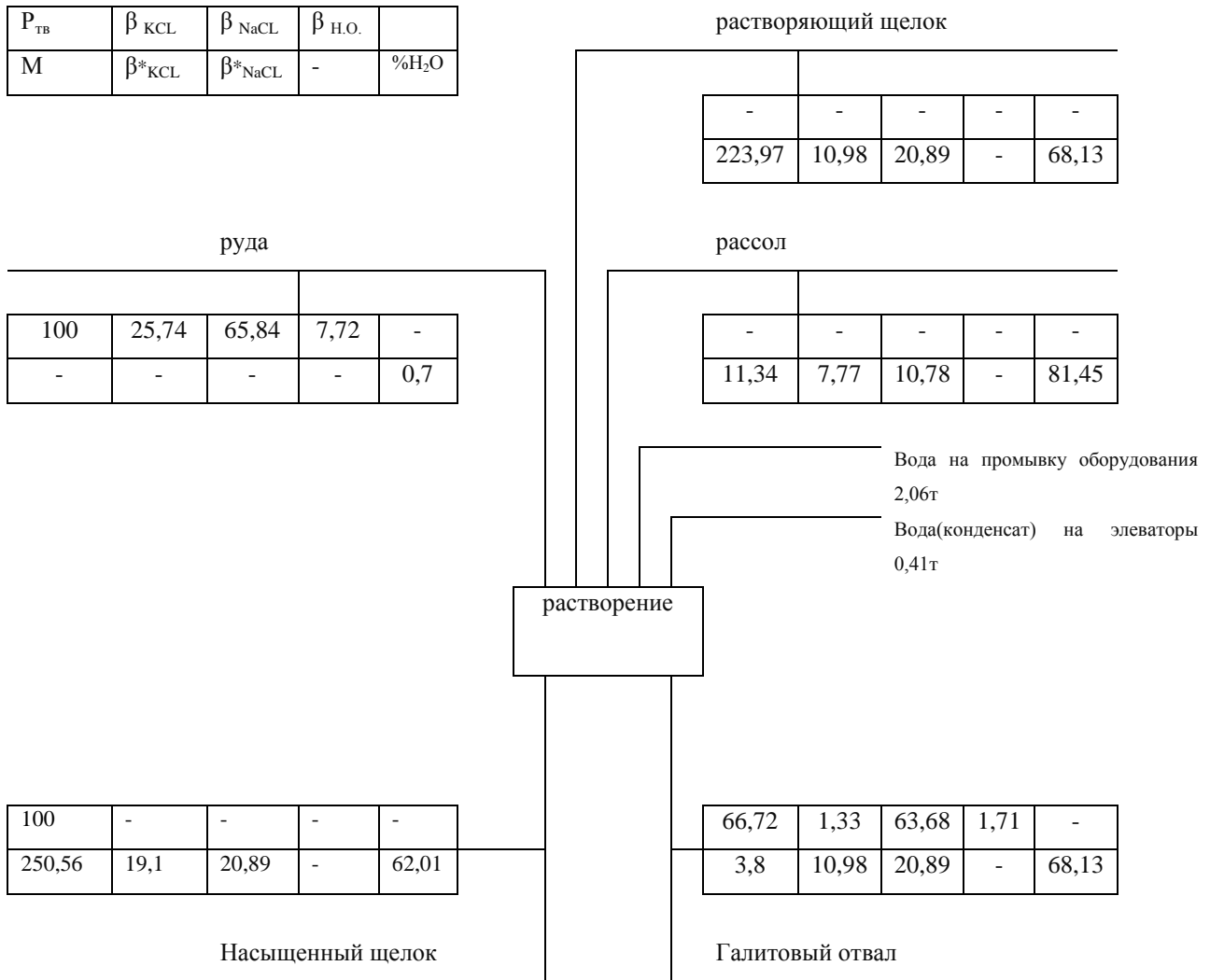


Рисунок 2.2. Принципиальная схема растворения (выщелачивания) KCl и фильтрование галитового отвала







- $P_{\text{ТВ}}$  - масса (вес) твердого, т/ч
- $\beta_{\text{KCL}}$  - массовая доля KCL в твердой фазе, %
- $\beta_{\text{NaCL}}$  - массовая доля NaCL в твердой фазе, %
- $\beta_{\text{H.O.}}$  - массовая доля н.о. в твердой фазе, %
- $\beta^*_{\text{KCL}}$  - массовая доля KCL в жидкой фазе, %
- $\beta^*_{\text{NaCL}}$  - массовая доля NaCL в жидкой фазе, %
- M - вес жидкой фазы, т/ч

Рисунок 2.4. Качественно-количественная схема растворения

Сгущение солевого шлама и осветление насыщенного щёлока (отделение обесшламливания галургической фабрики) предусматривает выделение из насыщенного щёлока солевого и глинистого шлама, т.е. получение насыщенного щёлока без взвесей твердых частиц. Солевые и глинистые частицы различные по крупности. Солевые частицы крупнее, поэтому для отделения солевых частиц и частиц глины можно использовать гидросепарацию, т.е. их разделение в жидкой среде с использованием сил тяжести частиц различной крупности.

Солевой шлам представлен, в основном, мелкими зернами галита, образующимися в результате переизмельчения сильвинита, и мелкими кристаллами высолившегося хлористого натрия.

Гранулометрический состав солевого шлама, и выход классов приведены в таблице 2.13.

Таблица 2.13. Гранулометрический состав солевого шлама

Размер зерен, мм	-0,7 +0,63	-0,63 +0,5	-0,5 +0,4	-0,4 +0,315	-0,315 +0,2	-0,2 +0,1	-0,1 +0,074	-0,074 +0,05	-0,05
Выход классов, %	1,2	5,3	7,0	10,6	20,9	43,1	9,0	2,0	0,9

При растворении сильвинита в щелок в виде взвеси переходят также зерна нерастворимого остатка в количестве до 70% от содержания нерастворимого остатка в исходном сильвините.

Степень перехода нерастворимого остатка в шлам зависит в основном, от крупности помола руды. В процессе растворения, в результате истирания зерен, происходит также диспергация и переход во взвесь части сульфата кальция, что может достигать до 25% от его содержания в сильвините.

Учитывая полидисперсность выносимой твердой фазы, осветление, т.е. очистка щелока от взвешенных примесей поэтому и осуществляется в две стадии.

При очистке насыщенного горячего щелока на первой стадии необходимо возможно полно осадить солевой шлам. Из приведенного грансостава солевого шлама видно, что свыше 90% зерен имеют размеры более 0,07мм, который можно считать граничным при расчете скорости осаждения.

После отделения солевого шлама, насыщенный горячий щелок, содержащий в виде взвеси основную массу глинистого шлама и небольшое количество мелкозернистой соли, поступает на вторую стадию очистки для полного отделения глинистого шлама.

На первой стадии выделяются солевые частицы с использованием сгустителей с более высокой зоной осаждения (сгустителя большей высоты и относительно меньшего диаметром, используются сгустителя Брандес). Солевые частицы осаждаются в насыщенном щёлоке со скоростью  $0,002\text{м/сек}=7,2\text{ м/час}$  [2]. В верхней зоне сгустителя Брандес концентрируются мелкодисперсные частицы глины и отводятся в виде слива на вторую стадию осветления в сгустителя меньшей высоты (с малой высотой зоны осаждения, но с большей площадью осаждения (сгустителя Дорра). Мелкодисперсные частицы глины (крупностью менее  $20 \times 10^{-3}$  мм) после введения коагулянта осаждаются со скоростью  $0,00025\text{м/сек} = 0,9\text{м/час}$  [2] Для укрупнения мелкодисперсных частиц глины и, следовательно, для увеличения скорости осаждения в слив сгустителя Брандес вводится коагулянт, в качестве которого применяется Praestol 2500 в виде водного раствора концентрацией 0,105 % [5].

В настоящее время для осветления насыщенного щёлока вместо сгустителей Дорра применяются сгустителя «Metso». отличающиеся

большой площадью осаждения и позволяющие получить сгущённый продукт при меньшем значении  $J:T=1,3-1,9$  (жидкая фаза – насыщенный щёлоч, который уходит со шламами, следовательно, будет меньше потерь хлористого калия со шламами). В сгустителях данной конструкции осаждение твердой фракции происходит на наклонной поверхности, что позволяет осуществлять процесс седиментации в гораздо более компактном оборудовании, чем это было бы возможно при стандартных методах. Идея седиментации на наклонных пластинах дает много практических преимуществ:

- меньше площадь, требуемая для установки аппарата;
- меньше время пребывания суспензии в аппарате;
- возможность оптимизировать отношение площадей осветления и сгущения
- низкие тепловые потери – легко осуществить изоляцию;
- меньше потери воды на испарение – аппарат легко укрыть;
- более удобна транспортировка аппарата;
- аппарат более пригоден для установки в помещении;
- меньше время монтажа;
- меньше капитальные затраты.

Однако, седиментация на наклонных пластинах, имеет ряд недостатков:

- высокие нагрузки на поверхность (выше  $2,5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ );
- непригодны для разделения крупного материала и материала с высокой плотностью;
- малоэффективны для разделения плотных суспензий (с высоким содержанием твердого).

На рисунке 2.4 представлена схема ввода питания на пластины.

Область над точкой ввода питания рассматривается как площадь осветления ( $A_{cl}$ ) и может составлять до 80% общей площади пластин. Область под точкой ввода питания представляет собой площадь сгущения ( $A_{th}$ ) и может составлять до 50 % общей площади пластин.

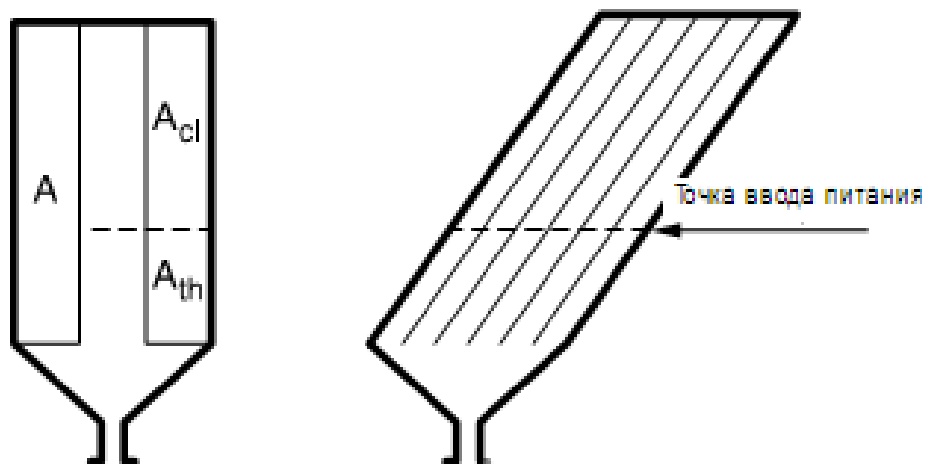


Рисунок 2.4. Схема ввода питания

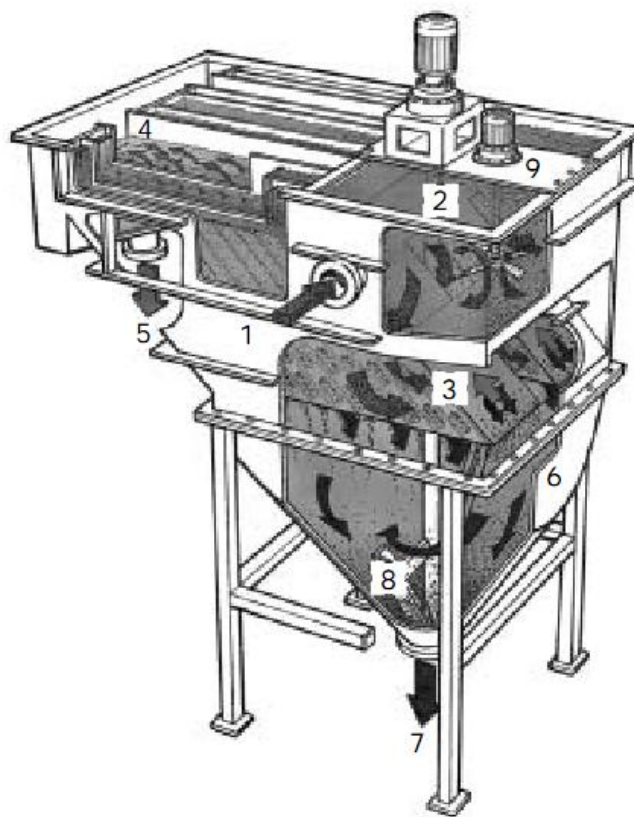
Пластинчатый сгуститель (Рисунок 2.4) состоит из двух основных компонентов: верхнего бака, содержащего пластины, наклоненные под углом  $55^\circ$ , и нижнего цилиндрического или конического контейнера для отстоя.

Питание в пластинчатый сгуститель поступает через вертикальные камеры, которые предусмотрены с каждой стороны пакетов наклонных пластин, и через щелевые питающие отверстия входит во все промежутки между пластинами. Осветление происходит выше входа суспензии, так что никакое перемешивание осветленной жидкости с поступающим питанием не происходит.

Над каждым пакетом, на всю длину аппарата, предусмотрен желоб слива, оснащенный дроссельными отверстиями, для оказания небольшого гидравлического противодействия на поступающий поток питания. Такой

метод ограничения питания гарантирует его равное распределение по всем камерам между пластинами, с минимальной турбулентностью в местах входа.

Твердая фаза осаждается на наклонные пластины и соскальзывает с них в контейнер отстоя, где твердая фракция подвергается дальнейшему сгущению и уплотнению при помощи гребковой системы.



*1 – вход питания; 2 – камера флокуляции; 3 – пакеты наклонных пластин;  
4 – желоба слива; 5 – выпуск слива; 6 – бункер отстоя; 7 – нижний слив; 8  
– гребок с приводом; 9 – мешалка камеры флокуляции*

Рисунок 2.5. Конструкция пластинчатого сгустителя (основные элементы)

Пластинчатые сгустителя Metso Minerale отличаются следующими преимуществами:

- конструкция бака, накопителя сгущенного продукта, пакетов наклонных пластин и система грабли спроектированы для тяжелых условий эксплуатации;

- положение специально спроектированных загрузочных отверстий обеспечивает оптимальное соотношения между площадью осветления и сгущения;

- большие расстояния между пластинами для пульпы с высокой плотностью или содержащей крупные частицы;

- отсутствие потоков с коротким контуром циркуляции и поверхностных турбулентных потоков;- встроенная камера флокуляции, оборудованная

мешалкой с регулируемой скоростью - квадратная конструкция упрощает проектирование и монтаж;

- широкие возможности для реконструкции или расширения предприятия (упрощенный монтаж, укороченная сеть трубопроводов, установка на высоком уровне, обеспечивающая самотечное питание последующих операций, облегченное наблюдение за процессом);

- простая конструкция из листовой стали и стандартного сталеπροката;

- простота техобслуживания

В соответствии с технологической схемой производства четвертой обогатительной фабрики производственного объединения «Беларуськалий» сгущенная суспензия солевого шлама поступает в зумпф и далее возвращается во второй растворитель. Таким образом, основное количество солевого шлама циркулирует по контуру: второй растворитель – первый растворитель – сгустители «Брандес» – второй растворитель.

Рассмотрим отдельно влияние циркулирующего солевого шлама на режим работы стадии растворения и обесшламливания. Вывод солевого шлама из контура осуществляется ковшами элеватора растворителя; количество солевого шлама выводимого ковшами элеватора, пропорционально крупности солевого шлама и его концентрации. Поэтому в схеме с циркуляцией солевого шлама наблюдается накопление солевого шлама до содержания, обеспечивающего баланс его прихода и образования и расхода с галитовым отвалом и сгущенной суспензией глинисто-солевого шлама.

Повышенный солевыхнос, наблюдаемый на стадии растворения сильвинита на 4 СОФ РУ «ПО "Беларуськалий"» отрицательно влияет на весь технологический процесс.

В результате высокого солевыхноса резко возрастают нагрузки на оборудование для сгущения солевого шлама и осветления насыщенного щелока, возрастают потери КСЛ с глинистым шламом, повышается содержание галита в глинистом шламе. Высокие циркуляционные нагрузки дестабилизировали работу растворителей. Количество солевого шлама со сливом первого растворителя может превысить значение 600 г/л [8].

Приведём анализ влияния циркулирующего потока солевого шлама на объём образующихся потоков и нагрузки на оборудование растворения и обесшламливания (таблица 2.14).

Солевыхнос из первого растворителя выражается в г/л насыщенного щелока.



Таблица 2.14. Влияние солевых выносов на объёмы потоков

Солевынос из первого растворителя, г/л насыщенного раствора.	Питание сгустителей Брандес			Разгрузка сгустителей Брандес		
	Ж:Т	Поток твёрдой фазы, т/ч	Поток жидкой фазы, т/ч	Поток твёрдой фазы, т/ч	Всего, т/ч	Всего, м <sup>3</sup> /ч
Плотность суспензии 1,590 г/см <sup>3</sup>						
600	2,075	1658	3440	1618	3235	2035
500	2,490	1196	2978	1156	2312	1454
400	3,113	844	2627	803	1606	1010
300	4,150	566	2349	525	1050	660
200	6,225	341	2123	301	602	379
150	8,300	244	2025	204	408	257
100	12,450	156	1942	115	230	145

Оценка потоков твердых и жидких фаз на стадии сгущения солевого шлама показывает: при объеме солевых выносов из первого растворителя 600 г/л и плотности разгрузки сгустителей «Брандес» 1,590 г/см<sup>3</sup> (ж:т=1) слив первого растворителя составит 5098 т/ч (3517 м<sup>3</sup>/ч), поток сгущенной суспензии солевого шлама (разгрузки сгустителей «Брандес»), возвращаемый во второй растворитель, составит 3235 т/ч (2035 м<sup>3</sup>/ч), в том числе жидкой фазы (насыщенного раствора) 1618 т/ч (1230 м<sup>3</sup>/ч), при потоке слива сгустителей «Брандес» на стадию осветления 1863 т/ч (1482 м<sup>3</sup>/ч). Таким образом, по данным таблицы рециркуляционный поток сгущенной суспензии солевого шлама превышает объем слива сгустителей, а рециркуляционный поток насыщенного раствора примерно равен потоку насыщенного раствора, поступающего на осветление и далее на ВКУ.

Наиболее эффективный способ решения проблемы избыточного солевых выносов – вывод солевого шлама со стадии растворения.

Для снижения нагрузки по циркулирующему солевому шламу в настоящее время в отделении растворения предусмотрено следующее:

- Сгущенный солевой шлам Брандесов с Ж:Т = 1 (плотность суспензии 1622 - 1542кг/м<sup>3</sup>) поступает в зумпф, который расположен на нулевой отметке. На разбавление суспензии солевого шлама до Ж:Т = 2 - 2,5 на всас насоса подается маточный (растворяющий) щелок в количестве 30 - 80м<sup>3</sup>/час., что позволит растворить наиболее мелкие фракции солевого шлама;

- разбавленная суспензия солевого шлама подаётся с помощью насоса для дополнительного сгущения в гидроциклоны, которые устанавливаются на уровне разгрузки третьего элеватора (шнековой мешалки);

- слив гидроциклонов поступает самотёком во второй растворитель;

- разгрузка гидроциклонов (пески) разбавленная и охлажденная холодным рассолом сбрасывается в элеваторную течку, смешивается с галитовым отвалом и посредством переключателя потока по течкам подается на скребковые конвейеры и далее распределяется по вакуум-фильтрам.

Смешанный с отвалом солевой шлам фильтруется на вакуум-фильтрах и промывается рассолом с целью снижения потерь КС1.

Оставшаяся часть солевого шлама из зумпфа солевого шлама другим насосам возвращается во второй растворитель.

На гидроциклонах происходит первичное обезвоживание солевого шлама и разделение по классам крупности. Для уменьшения потерь КС1 с галитовым отвалом, осадок на фильтрах промывается водой. Расход воды на промывку отвала на вакуум-фильтры составил от 6 м<sup>3</sup>/ч до 8 м<sup>3</sup>/ч.

По схеме основной фильтрат и промывные воды поступают в бак гидрозатвор и насосами возвращаются в шнековую мешалку.

Отфильтрованный галитовый отвал вместе с солевым шламом поступает на систему ленточных конвейеров и удаляется на солеотвал [5].

При реализации такой схемы вывода солевого шлама происходит снижение солевыхоса до 200 г/л и плотности разгрузки сгустителей «Брандес»  $1,590 \text{ г/см}^3$  (ж:т=1) слив первого растворителя составит 2464 т/ч (1861 м<sup>3</sup>/ч), поток сгущенной суспензии солевого шлама (разгрузки сгустителей «Брандес») составит 601т/ч (378 м<sup>3</sup>/ч), в том числе жидкой фазы (насыщенного раствора) 301т/ч (242 м<sup>3</sup>/ч).

Таким образом, снизится нагрузка на оборудование стадий растворения и сгущения, значительно ( $\approx 1,6$  раза) снизятся скорости восходящего потока в растворителях и сгустителях «Брандес».

Снижение циркуляционной нагрузки стабилизирует работу растворителей, увеличится объем насыщенного щелока на ВКУ, следовательно, увеличится объем переработки и выпуска концентрата.

Кроме того, уменьшение солевыхоса дает возможность увеличения нагрузки по руде на технологическую линию с 600 – 630 т/ч до 700 – 750 т/ч.

Осветлённый насыщенный щёлок собирается в желоб и подаётся в отделение кристаллизации.

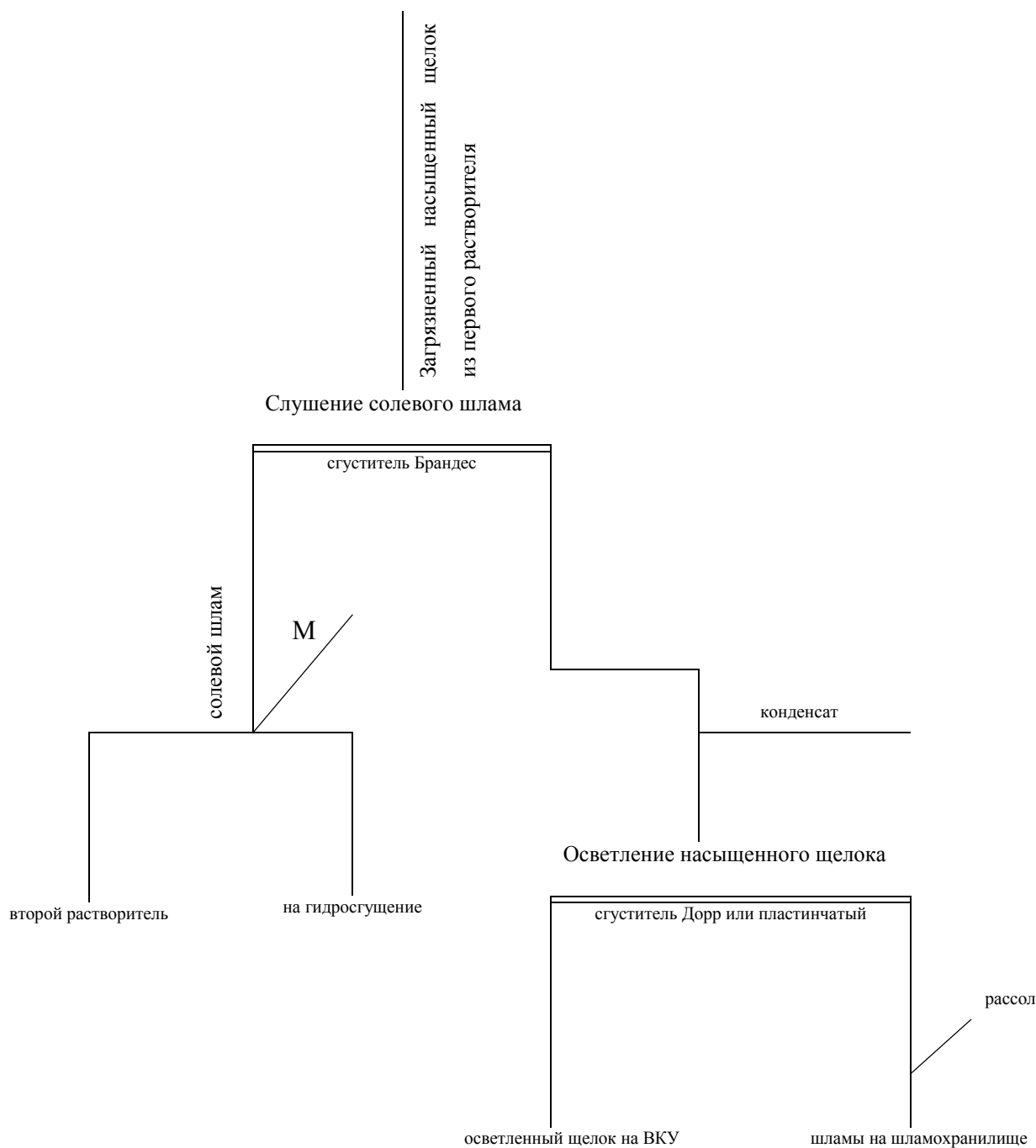


Рисунок 2.6 – Принципиальная схема сгущения солевого шлама и осветления насыщенного щёлока.

Кристаллизация хлористого калия из осветлённого насыщенного щёлока. На кристаллизацию поступает насыщенный щёлок, например, следующего состава (химический анализ при производстве технического хлористого калия), %:

KCl-19,51

NaCl -15,42

MgCl<sub>2</sub> - 1,69

CaCl<sub>2</sub> - 2,16

CaSO<sub>4</sub> - 0,07

Br<sup>1</sup> - 0,124

Назначение данной стадии – выделить хлористый калий из раствора с максимальным содержанием KCl в кристаллизате (без примесей солей, которые есть в насыщенном щёлоке) и, по возможности, максимальной крупности.

Применяется многоступенчатая вакуум-кристаллизационная установка.

Используется при кристаллизации одно из свойств растворов – чем ниже давление в кристаллизаторе (чем меньше остаточное атмосферное давление), тем ниже температура кипения этого раствора. Поступает насыщенный щёлок в первую ступень ВКУ с температурой  $95 \pm 2^\circ \text{C}$ , вакуум в аппарате 440 мм.рт.ст (остаточное атмосферное давление 320 мм.рт.ст. = 0,42ат = 0,042 Мпа), при данном давлении раствор кипит. Растворитель (вода) испаряется, концентрация раствора повышается, температура раствора снижается. За счет вакуума по переточным трубам раствор переходит во вторую ступень, где вакуум выше, поэтому и в этой ступени раствор кипит. Итак, с повышением концентрации раствора при повышении вакуума в каждой последующей ступени происходит кипение раствора, удаление растворителя (воды) в виде вторичного пара. Вакуум в последней (девятнадцатой ступени) примерно 740,0 мм.рт.ст. (остаточное давление 20мм.рт.ст = 0,026ат = 0,026 Мпа). Температура кипения раствора в последней ступени примерно 37-43°C.

Сам процесс кристаллизации протекает в две стадии: первая стадия - образование зародышей кристаллов и вторая – рост кристаллов. Образование зародышей кристаллов происходит в пересыщенном растворе. В данной применяемой схеме ВКУ можно предположить, что с первой ступени и примерно до пятой за счет испарения воды повышается концентрация раствора и только в пятой ступени образуются зародыши кристаллов. И, начиная с пятой ступени, идёт рост кристаллов.

Условно, всю линию ВКУ можно разделить на две части: первая часть – с первой до девятой ступени кристаллизации и вторая часть с десятой до девятнадцатой ступени. Такое деление можно объяснить так. Вторичный пар первых девяти ступеней уходит с повышенной температурой. Падение температуры кипения примерно в среднем на каждую ступень:  $(93 - 38)/19 = 3^\circ\text{C}$ . Температура кипения раствора

$$t_{\text{кип}} = t_{\text{кип}}^{\text{воды}} + \sum p, \text{ где}$$

$t_{\text{кип}}^{\text{воды}}$  - температура кипения воды при данном давлении (соответствует температуре вторичного пара);

$\sum p$  – сумма депрессий:

$p_1$  – температурная депрессия, учитывает повышение температуры кипения раствора по сравнению с температурой кипения воды за счет концентрации раствора и с учётом давления в аппарате;

$p_2$  – гидравлическая депрессия, учитывает повышение температуры кипения раствора за счет давления столба жидкости;

$p_3$  – гидростатическая депрессия, учитывает повышение температуры кипения раствора за счёт потери вакуума в аппарате при выходе вторичного пара.

Температура кипения воды при вакууме (в первой ступени ВКУ  $\approx 0,42$  ат составляет  $76^\circ\text{C}$  (таблица «свойства насыщенного водяного пара в

зависимости от давления»), следовательно,  $\Sigma_{\text{п}}$  для первой ступени составит:  $93 - 76 = 7^{\circ}\text{C}$ .

Если учесть, что снижение температуры кипения раствора примерно  $3^{\circ}\text{C}$  для каждой ступени и  $\Sigma_{\text{п}}=7^{\circ}\text{C}$ . то температура вторичного пара девятой ступени составит  $\approx 62^{\circ}\text{C}$ .

Тепло вторичного пара можно использовать. Поэтому, для конденсации вторичного пара первых девяти ступеней устанавливают поверхностные конденсаторы, в качестве которых применяют одноходовые кожухотрубные теплообменники, в трубное пространство которых подают маточный щёлк с температурой (в зависимости от времени года)  $36-43^{\circ}\text{C}$ , а в межтрубное пространство вводится вторичный пар. Исходный раствор (маточный щёлк из отделения сгущения и центрифугирования хлоркаалиевой суспензии) подаётся в девятую ступень конденсации и проходя все ступени конденсации до первой ступени ВКУ нагревается до  $70-78^{\circ}\text{C}$ . Конденсат вторичного пара используется и в отделении ВКУ, и на другие технологические нужды.

Во второй части ВКУ для конденсации вторичного пара каждой ступени применяют барометрические конденсаторы смешения, в которых для конденсация вторичного пара происходит при непосредственном контакте с водой, Вода подаётся сверху в конденсатор, а вторичный пар поступает снизу. Слив конденсаторов смешения также используется в технологическом процессе как обратная вода. Вакуум в системе обеспечивается работой вакуум-насосов и эжекторами, установленными на каждой ступени ВКУ.

Для получения готового продукта с массовой долей не ниже  $96,0\%$  в насыщенный щелк в голове ВКУ вводится определённое количество воды (используется конденсат вторичного пара), снижается концентрация в щёлке хлористого натрия и он не будет кристаллизоваться. Воды

вводится столько, чтобы на выходе массовая доля хлористого калия в кристаллизате была не менее 98,5%. Следует отметить, что с увеличением количества вводимой воды на ВКУ качество концентрата повышается, но снижется выход концентрата.

Для получения концентрата с массовой долей в твёрдой фазе 97% и с повышенным выходом концентрата проводились исследования по схеме ВКУ без подачи воды в процесс кристаллизации. Кристаллогидрат получается с массовой долей хлористого калия 83,0-85%. Для повышения качества предлагается после сгущения кристаллизат отфильтровать, а полученный осадок перемешать с водой и провести выщелачивание NaCl. Полученный осадок дополнительно промыть для снижения массовой доли хлоридов. Расчёты показали, что применение такой схемы позволяет снизить содержание примесей хлоридов в готовом продукте в 13-15 раз по сравнению с применяемым вариантом [11].

Приведём гранулометрический состав технического хлористого калия, полученного на ВКУ (с массовой долей KCl 98,31%)

Класс крупности, мм	+0,5	-0,5+0,325	-0,325+0,25	-0,25+0,2	-0,2+0,1	-0,1+0,0
Выход класса,%	1,4	24,0	31,6	20,3	20,6	1,5
Средневзвешенный диаметр частиц $d_{cp} = 0,28\text{мм}$						



Принципиальная схема отделения кристаллизации хлористого калия из осветлённого насыщенного щёлоча на рисунке 2.7

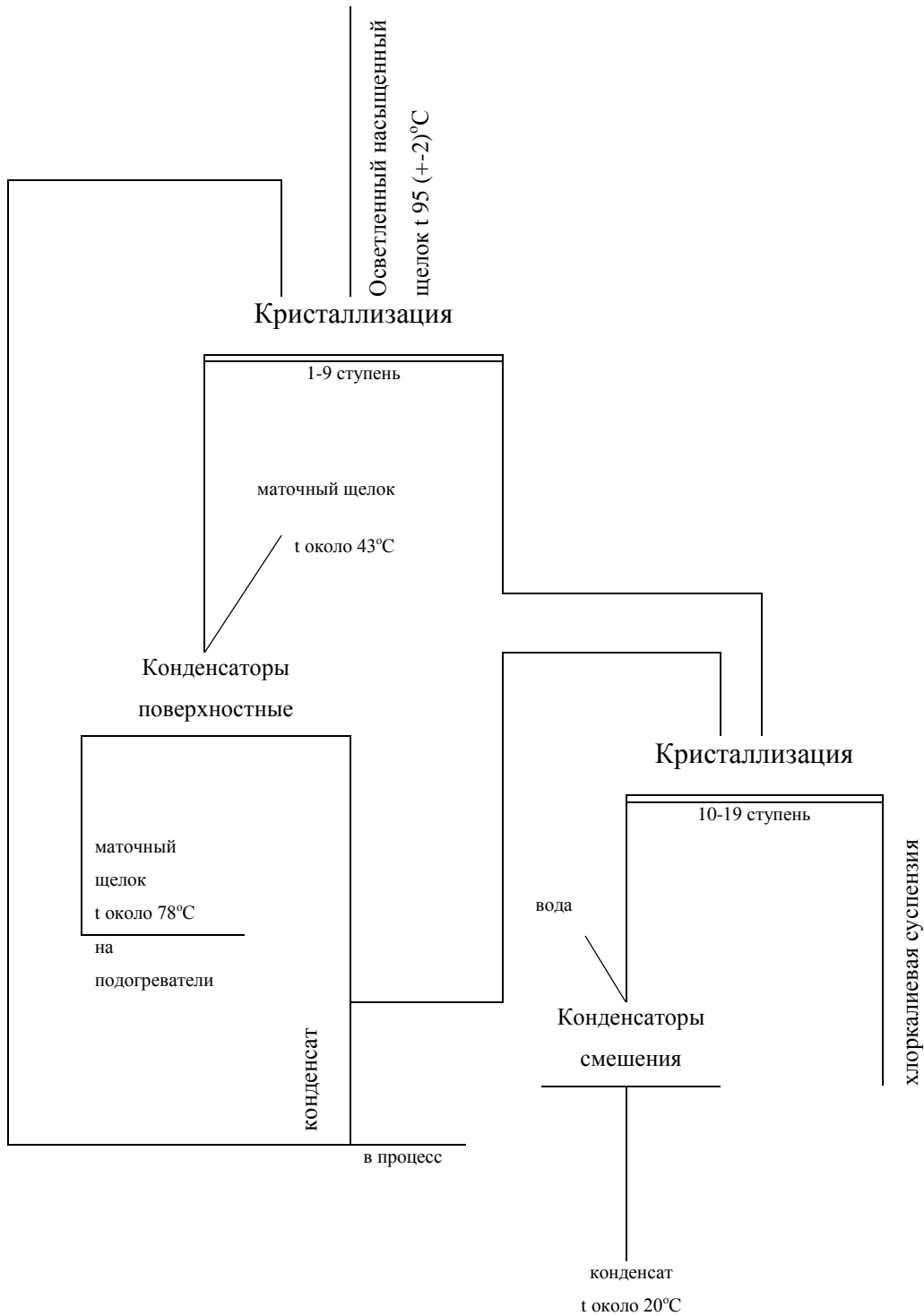


Рисунок 2.7. Принципиальная схема кристаллизации хлористого калия

Сгущение и центрифугирование хлоркаалиевой суспензии после кристаллизации.

Назначение данного отделения – получить кристаллы хлористого калия (отделив их от жидкой фазы) в виде осадка с минимальной влажностью. С этой целью можно применить или фильтрование или центрифугирование с применением пористой перегородки.

Учитывая, что при центрифугировании с использованием центробежных сил можно получить осадок с меньшей влажностью, для получения осадка применяются центрифуги фильтрующего типа двухкаскадные с пульсирующей выгрузкой осадка.

Чтобы обеспечить режим работы центрифуги (получить осадок с минимальной влажностью при максимальной производительности центрифуги) питание на центрифуги должно поступать равномерным по плотности и по грансоставу (при  $J:T \cong 1$ ).

По результатам расчёта материального баланса при выпуске технического хлористого калия на 100 тонн перерабатываемой руды вес хлоркаалиевой суспензии, поступающей в отделение составляет 260,64 тонн, в том числе; твёрдого (кристаллов) – 23,36 тонн и жидкого - 237,28 тонн ( $J:T=10,16$ ) [5], поэтому в технологической схеме данного отделения предусматривается сгущение хлоркаалиевой суспензии.

Сгущение проводится в две стадии. Назначение первой стадии (с использованием сгустителей Брандес) – получить сгущённый продукт при  $J:T$  не более 1. Этот продукт и служит питанием центрифуг.

Жидкая фаза хлоркаалиевой суспензии – раствор, насыщенный по  $NaCl$ , – маточный щёлк. Этот раствор возвращается в процесс и используется как растворяющий щёлк после подогрева, поэтому он должен быть чистым (без взвесей твёрдого).

Назначение второй стадии – получить чистый осветлённый маточный щёлок. Поэтому слив сгустителей Брандес поступает на осветление в сгустителя пластинчатые фирмы «Metso». Стущённый продукт этих сгустителей возвращается в пульподелитель, которым пульпа распределяется по сгустителям Брандес. Слив сгустителя - маточный щёлок.

Для получения кека концентрата с минимальным содержанием примесей хлоридов в оставшейся жидкой фазе, осадок на центрифугах промывается водой.

Принципиальная схема отделения сгущения и центрифугирования хлоркаалиевой суспензии рисунок 2.8.

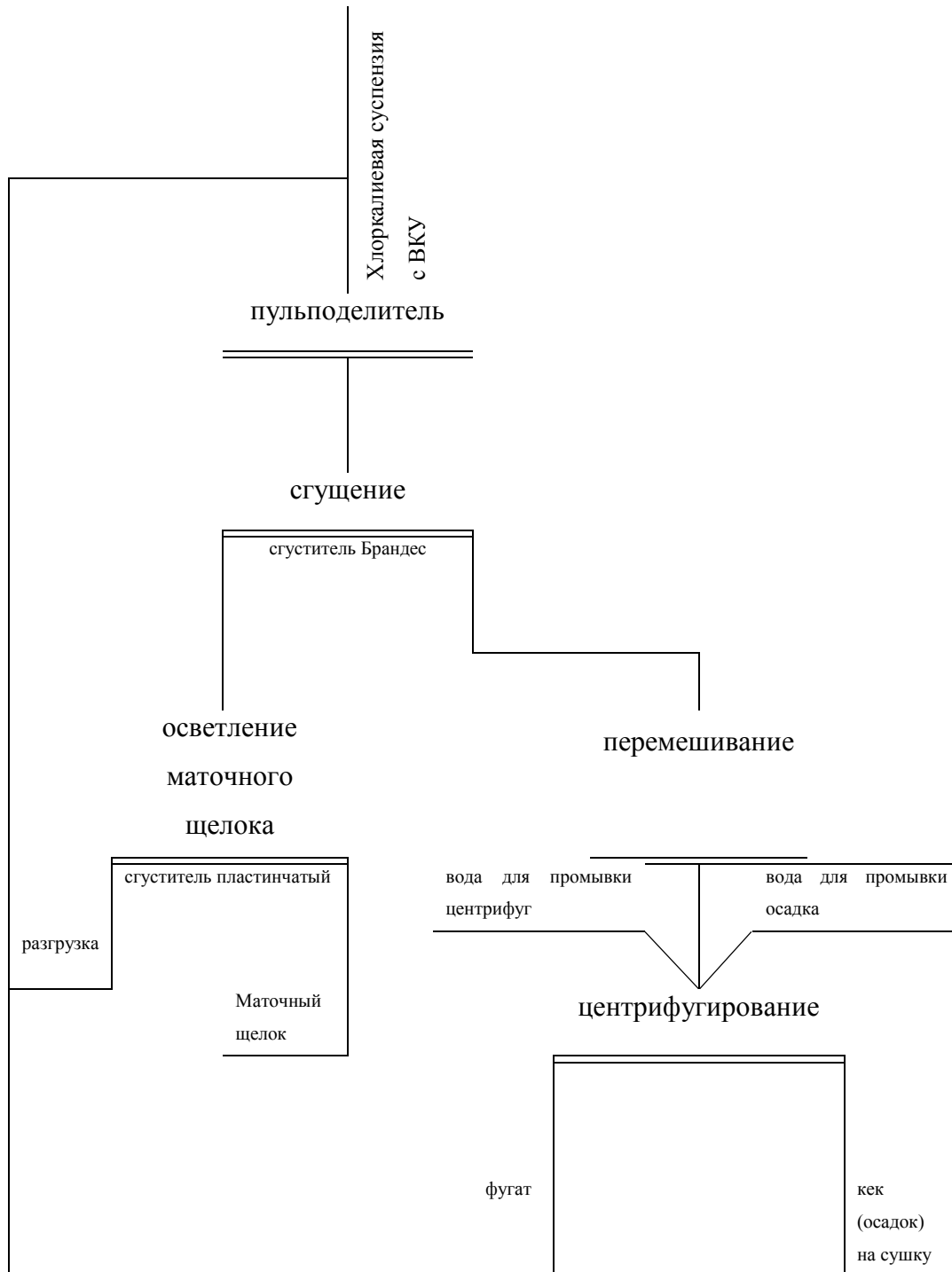


Рисунок 2.8. Принципиальная схема сгущения и центрифугирования хлоркаалиевой суспензии

### 2.3 Назначение промывки осадка хлористого калия.

#### Пример расчёта узла промывки осадка

На стадии растворения при переработке сильвинитовой руды галургическим способом хлориды магния и кальция ( $MgCl_2$  и  $CaCl_2$ ), присутствующие в руде, полностью переходят в раствор (в насыщенный щёлоч). Так, при содержании в сильвините  $MgCl_2 = 0,35\%$  и  $CaCl_2 = 0,2\%$  с каждой тонной сильвинита в раствор переходит 3,5 кг.

$MgCl_2$  и 2,0кг  $CaCl_2$  продукты переработки (концентрат, галитовый отвал, шламы) выводятся из процесса с жидкой фазой, в которой присутствуют выше перечисленные соли. Так, с концентратом отводится около 15,0% указанных примесей, с галитовым отвалом около 45,0% и 40,0% со шламами (от общего количества данных примесей в жидкой фазе). Суммарное содержание  $MgCl_2$  и  $CaCl_2$  в концентрате составляет около 0,3-0,4%. И даже такое незначительное содержание этих примесей в концентрате оказывает отрицательное влияние на физико-механические свойства концентрата (конечного продукта).

Гигроскопическая точка чистого  $KCl$  около 84,0%, т.е. при относительной влажности воздуха 84% частицы  $KCl$  не поглощают влагу из окружающего воздуха (чистый  $KCl$  малогигроскопический). Примеси же  $MgCl_2$  и  $CaCl_2$  являются очень гигроскопическими солями. Гигроскопическая точка для данных солей 20,0- 30,0%.

Наличие данных гигроскопических примесей на поверхности каждого кристалла переводит хлористый калий в разряд гигроскопических солей. Если, например, суммарная концентрация хлоридов в маточном щёлоче 1,5% и осадок концентрата отводится на сушку при влажности 7,0% и далее высушивается до влажности 0,35%, то концентрация данных примесей в тончайшем поверхностном слое раствора составит примерно

30,0%. Таким образом, малогигроскопичные кристаллы хлористого калия становятся гигроскопичными.

Присутствие примесей  $MgCl_2$  и  $CaCl_2$  особенно неблагоприятно отражаются на поведении гранулированного хлористого калия при его хранении на складе и при транспортировке.

Промывка кека концентрата водой при обезвоживании с применением центрифуг фильтрующего типа позволяет вытеснить жидкую фазу (маточный раствор) из осадка и тем самым снизить содержание хлоридов. Снижение содержания хлоридов в конечном продукте позволяет улучшить физико-механические свойства концентрата. Гранулы будут менее гигроскопичны, не будут слёживаться, не будут разрушаться при хранении на складе, при транспортировке.

*Приведём пример расчёта узла промывки осадка.*

Исходные данные для расчёта выбираются из материального баланса переработки сильвинитовой руды галургической фабрики определенного состава. Материальный баланс проводился на 1 тонну руды.

Исходные данные для расчёта узла промывки:

1. Вес кристаллизата:

KCl -147,46 кг

NaCl -3,78 кг

Итого 151,24

Содержание KCl в кристаллизате  $147,46 / 151,24 = 0,975 = 97,5 \%$

2. Влажность кека концентрата до промывки осадка и после промывки 5,6%

3. Состав маточного раствора (маточного щелока), %:

KCl – 11,85

NaCl	-	16,2
MgCl <sub>2</sub>	-	2,09
CaCl <sub>2</sub>	-	2,92
CaSO <sub>4</sub>	-	0,18
H <sub>2</sub> O	-	66,76
Итого		100,0

### *Расчёт*

1. Рассчитаем массу влажного осадка при влажности 5,6%.

Влажность 5,6%, следовательно, на 100,0 тонн влажного концентрата (или на 100 кг) вес воды 5,6 тонн (или 5,6 кг). Вода в жидкой фазе маточника составляет 66,76%.

Рассчитаем вес жидкой фазы на 100 кг осадка

$$5,6 \text{ --- } 66,78$$

$$M \text{ --- } 100$$

$$M = 5,6 \times 100 / 66,78 = 8,39 \text{ кг}$$

Таким образом, твердого на 100,0 кг влажного осадка составит:

$$100,0 - 8,39 = 91,61 \text{ кг. и жидкой фазы } 8,39$$

На 151,24 кг твердого вес жидкой фазы:

$$151,24 \times 8,39 / 91,61 = 13,85 \text{ кг}$$

Масса влажного отфугованного осадка хлоркалия при влажности 5,6%:

$$151,24 + 13,85 = 165,09 \text{ кг или:}$$

$$151,24 \cdot 100 / (100 - 8,39) = 165,09 \text{ кг.}$$

Состав жидкой фазы влажного осадка по компонентам, кг

KCl	$13,85 \cdot 0,1185 = 1,64;$
NaCl	$13,85 \cdot 0,1620 = 2,24;$
MgCl <sub>2</sub>	$13,85 \cdot 0,0209 = 0,30;$
CaCl <sub>2</sub>	$13,85 \cdot 0,0292 = 0,40;$
CaSO <sub>4</sub>	$13,85 \cdot 0,0018 = 0,02;$
H <sub>2</sub> O	$13,85 \cdot 0,6676 = 9,25.$
	$\Sigma 13,85.$

Сумма хлоридов 0,7кг

Состав концентрата по сухой фазе (без учета воды)

	кг	%
KCl	$147,46 + 1,64 = 149,1;$	95,68
NaCl	$3,78 + 2,24 = 6,02;$	3,86
MgCl <sub>2</sub>	0,30;	0,193
CaCl <sub>2</sub>	0,40;	0,257
CaSO <sub>4</sub>	0,02;	0,01
	$\Sigma 155,84$	$\Sigma 100,0$

Сумма хлоридов в сухой фазе концентрата 0,7 кг или 0,45 %

2. В расчёте принимаем расход воды на промывку осадка 100л на 1 тонну концентрата. При влажности концентрата 5,6% кратность промывки (отношение веса воды, подаваемой на промывку, к весу воды, содержащейся во влажном осадке до промывки) составит [7]:

$$X = \frac{100}{56} = 1,79, \text{ тогда Функция промывки } f \text{ составит:}$$

$$f = e^{-ax},$$



где  $e$  – основание натурального логарифма;

$a$  – коэффициент промывки, определяемый экспериментально.

Величина  $a$  может изменяться от 0,8-1,5. Для расчетов принимаем  $a=1$ .

$$f = e^{-1 \cdot 1,79} = 0,17.$$

3. Находим концентрации солей в жидкой фазе промытого осадка:

$$C = C_0 \cdot f,$$

где  $C_0$  и  $C$  – концентрации любого вытесняемого компонента в жидкой фазе до и после промывки, кг/кг воды.

	кг/кг H <sub>2</sub> O	%
KCl	$0,17 \cdot 0,1185 = 0,0202$	1,9
NaCl	$0,17 \cdot 0,1620 = 0,0283$	2,68
MgCl <sub>2</sub>	$0,17 \cdot 0,0209 = 0,004$	0,38
CaCl <sub>2</sub>	$0,17 \cdot 0,0292 = 0,005$	0,47
CaSO <sub>4</sub>	$0,17 \cdot 0,0018 = 0,0003$	0,028
H <sub>2</sub> O	1,00	94,542
	<hr/>	<hr/>
	$\Sigma 1,0578$	$\Sigma 100$

Содержание жидкой фазы в осадке хлоркалия после промывки составит:

$$5,6 \cdot 1,0578 = 5,92\%.$$

Масса влажного отфугованного осадка хлоркалия:

$$151,24 \cdot 100 / (100 - 5,92) = 160,8 \text{ кг}$$

Вес жидкой фазы во влажном отфугованном осадке:

$$160,8 - 151,24 = 9,56 \text{ кг.}$$

Состав жидкой фазы влажного осадка по компонентам, кг:

KCl	$9,56 \cdot 0,019 = 0,182;$
NaCl	$9,56 \cdot 0,0268 = 0,256;$
MgCl <sub>2</sub>	$9,56 \cdot 0,0038 = 0,0363;$
CaCl <sub>2</sub>	$9,56 \cdot 0,0047 = 0,045;$
CaSO <sub>4</sub>	$9,56 \cdot 0,00028 = 0,00267;$
H <sub>2</sub> O	$9,56 \cdot 0,94542 = 9,038;$
<hr/>	
	$\Sigma 9,56$

Состав промытого осадка с учетом твердой и жидкой фаз составит:

KCl	$147,46 + 0,182 = 147,642 \text{ кг;}$
NaCl	$3,78 + 0,256 = 4,036 \text{ кг;}$
MgCl <sub>2</sub>	$0,0363 \text{ кг;}$
CaCl <sub>2</sub>	$0,045 \text{ кг;}$
CaSO <sub>4</sub>	$0,00267 \text{ кг;}$
H <sub>2</sub> O	$9,038 \text{ кг;}$
<hr/>	
	$\Sigma 160,8 \text{ кг.}$

Состав осадка хлоркалия после промывки в пересчете на сухое вещество:

KCl	147,642 кг	97,285 %
NaCl	4,036 кг	2,66 %
MgCl <sub>2</sub>	0,0363 кг	0,0239 %
CaCl <sub>2</sub>	0,045 кг	0,0294 %
CaSO <sub>4</sub>	0,00267 кг	0,0017 %
<hr/>		
	$\Sigma 151,762 \text{ кг}$	$\Sigma 100 \%$

Таким образом, содержание KCl в концентрате в результате промывки повысилось на 1,605% (с 95,68 до 97,285%), а суммарное содержание гигроскопичных примесей хлористого магния и кальция снизилось на 0,3967% (с 0,45% до 0,0533%)

#### 2.4 Назначение промывки шламов перед сбросом на шламохранилище и пример расчёта узла промывки шламов

Задача обогатителей – получить концентрат высокого качества с минимальными потерями KCl с отходами производства.

Анализируя работу обогатительных фабрик за один год можно отметить, следующее.

На флотационной обогатительной фабрике (1 РУ) потери KCl составляют, %:

- с глинисто-солевыми шламами - 7,21
- с хвостами - 7,78

На галургической фабрике, %:

- с глинисто-солевыми шламами - 4,68
- с галитовым отвалом - 5,32

Приведём расчёт потерь хлористого калия за год при производственной мощности фабрики 10,0 млн тонн и массовой доле KCl в подаваемой на фабрику руде 26,0 %.

Вес KCl в руде при таком качестве составит  $P = 2\,600\,000$  тонн/год

Таблица потерь KCL с отходами производства

Наименование продуктов	Флотационная фабрика		Галургическая фабрика	
	% потерь KCL	тонн/ год	% потерь KCL	тонн/ год
Хвосты (галитовый отвал)	7,78	202280	5,32	138320
Глинисто- солевые шламы	7,21	187460	4,68	121680
итого	14,99	389740	10,0	260000

Общие потери KCL за год составляют 649740 тонн.

На 1000 кг руды в процессе выщелачивания хлористого калия при галургическом способе с раствором уносится в среднем 20 кг глинистого шлама (65% от его содержания в руде) и 160 кг солевого шлама.

Шламы, получаемые при галургическом методе переработки сильвинитовых руд, представляют собой 80-95%-ную суспензию н.о. и  $\text{CaSO}_4$  в рассолах, имеющих минерализацию 200 г/л. Отношение Ж:Т в шламовой пульпе составляют 1,7:2,5. Нерастворимая часть шлама представлена алюмосиликатами, карбонатами и сульфатами. Кроме того, в состав шламов могут входить компоненты солевого шлама – тонкодисперсные кристаллические KCL (до 1,3-1,4%) и NaCl (до 3-5%). Жидкая фаза шламов, сбрасываемых после сгущения на шламохранилище представляет собой насыщенный щёлоч следующего состава % (пример):

KCl -18,99

NaCl-15,05

MgCl<sub>2</sub>-1,85

CaCl<sub>2</sub>-1,23

CaSO<sub>4</sub>-0,19

H<sub>2</sub>O -62,69

На 100 тонн жидкой фазы шламов теряем 18,99 тонн хлористого калия.

Жидкая фаза трудно отделяется от твёрдой, так как глинистые шламы тонкодисперсны (класс – 20 мкм составляет 70%, удельная поверхность – более 15 м<sup>2</sup>/г) и удерживают влагу капиллярными силами.

Для снижения потерь хлористого калия с отходами производства, предлагается проводить промывку шламов галургической фабрики.

Следует учесть, что на 1000 кг руды в процессе выщелачивания хлористого калия при галургическом способе с раствором уносится в среднем 20 кг глинистого шлама (65% от его содержания в руде) и 160 кг солевого шлама.

Шламы, получаемые при галургическом методе переработки сильвинитовых руд, представляют собой 80-95%-ную суспензию н.о. и CaSO<sub>4</sub>. Отношение Ж:Т в шламовой пульпе составляют 1,3 до 2,0 и более. Нерастворимая часть шлама представлена алюмосиликатами, карбонатами и сульфатами. Кроме того, в состав шламов могут входить компоненты солевого шлама – тонкодисперсные кристаллические KCL (до 1,3-1,4%) и NaCL (до 3-5%). Жидкая фаза шламов, сбрасываемых после сгущения на шламохранилище представляет собой насыщенный щёллок следующего состава % (пример):

KCl -18,99

NaCl-15,05

MgCl<sub>2</sub>-1,85

CaCl<sub>2</sub>-1,23

$\text{CaSO}_4$ -0,19

$\text{H}_2\text{O}$  -62,69

На 100 тонн жидкой фазы шламов теряем 18,99 тонн хлористого калия.

Жидкая фаза трудно отделяется от твёрдой, так как глинистые шламы тонкодисперсны (класс – 20 мкм составляет 70%, удельная поверхность – более  $15 \text{ м}^2/\text{г}$ ) и удерживают влагу капиллярными силами.

В результате применения противоточной трёхступенчатой промывки (ПТП) шламов прослеживается возможность возврата в процесс хлористого калия в виде крепкого щёлока с содержанием KCL до 15,6% (в насыщенном 18,99) и снижения потерь KCL на 75,0 %.

При промывке шламов снизим потери на галургической фабрике на  $121680 \cdot 0,75 = 91260$  тонн/год.

Сущность этого способа заключается в том, что сгущённая суспензия глинистого шлама смешивается с разбавленным раствором (в рассматриваемой схеме - с рассолом) и снова сгущается, в результате чего концентрация хлористого калия в жидкой фазе сгущённого шлама снижается. Если такая обработка проводится в нескольких ступенях, то получается многоступенчатая промывка.

Нужно отметить, что в основе многоступенчатой промывки лежит промывка в одну ступень. При одноступенчатой промывке (рисунок 2.9) исходная суспензия глинистого шлама и рассол смешиваются в мешалке, после чего разбавленная суспензия поступает в отстойник для разделения на сгущённый глинистый шлам и осветлённый промытый щёлок (промщёлок), который возвращается в основной цикл галургической фабрики.

При одноступенчатой промывке концентрация хлористого калия в промщёлоке и в жидкой фазе обработанного шлама почти одинаковы.

Таким образом, при противоточной промывке глинистый шлам и промывная вода (разбавитель) движутся навстречу, т.е. противотоком.

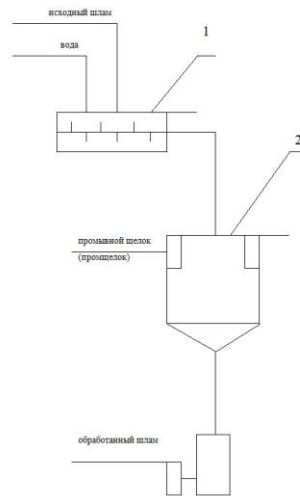


Рисунок 2.9. Схема цепи аппаратов одноступенчатой промывки шламов

Для уменьшения потерь хлористого калия с жидкой фазой шламов, для снижения расхода свежей воды, для уменьшения объёмов накапливаемого рассола в накопительном бассейне, для получения более крепкого промывного щёлока предусматривается применение противоточной трёхступенчатой промывки глинистого шлама перед сбросом его на шламохранилище с использованием в качестве промывного щёлока рассола из накопительного бассейна. Принципиальная схема трёхступенчатой промывки шламов на рисунке 2.10

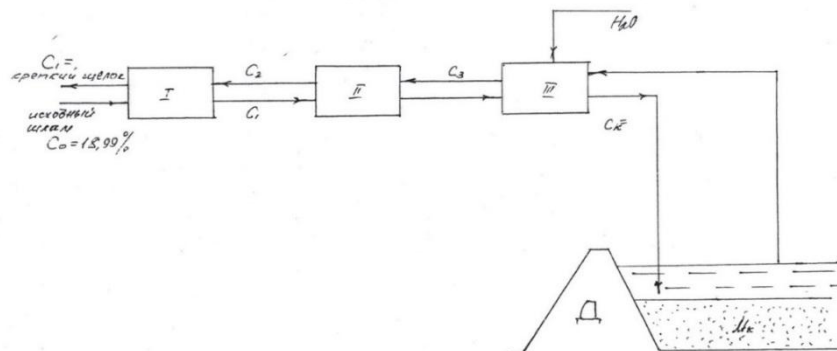


Рисунок 2.10. Принципиальная схема трёхступенчатой промывки шламов

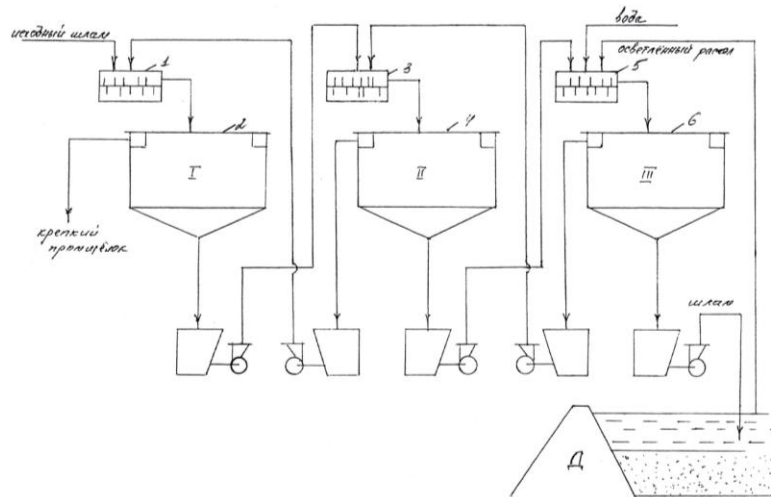


Рисунок 2.11. Схема цепи аппаратов трёхступенчатой промывки шламов

*1, 3, 5 – мешалка 1-ой, 2-ой и 3-ей ступени промывки;*

*2, 4, 6 – сгуститель 1-ой, 2-ой и 3-ей ступени промывки*

По данной схеме сгущенный шламовый продукт сгустителей из отделения осветления насыщенного щелока с температурой ( $95^{\circ}\text{C}$  при  $\text{Ж/Т} = 3$  в примере расчёта и с массовой долей  $\text{KCL}$  в жидкой фазе по расчету материального баланса 18,99%) насосом перекачивается в мешалку 1 на первую ступень трехступенчатой противоточной промывки. В мешалке шлам смешивается с осветленным сливом сгустителя второй стадии промывки и поступает на сгущение в сгуститель 2 (первая ступень промывки). Сгущенный продукт сгустителя из зумпфа насосом перекачивается в мешалку 3 второй ступени промывки, где перемешивается с осветленным сливом сгустителя 4. Сгущенный продукт второй ступени промывки насосом из зумпфа перекачивается в мешалку 5 третьей ступени противоточной промывки и смешивается с рассолом, возвращаемым со шламохранилища. Полученная суспензия поступает в сгуститель 6, сгущенный продукт которого – промытый шлам сбрасывается в накопительный бассейн. Из сгустителя первой ступени



слив – крепкий промывной щелок с массовой долей KCL – 15,27% – возвращается в технологический процесс обогащения.

*Пример расчёта трёхступенчатой промывки шламов.*

Расчёт проводим с учётом использования рассола накопительного бассейна с добавлением свежей воды на стадию третьей ступени промывки.

Необходимые данные для расчёта выбираются из рассчитанного материального баланса фабрики.

1. Состав насыщенного щёлока, т.е. жидкой фазы сгущённого шламового продукта (по данным расчёта материального баланса проектируемой фабрики):

Компонент	г/1000г.Н <sub>2</sub> О	%
KCl	303,0	18,99
NaCl	240,0	15,05
MgCl <sub>2</sub>	29,45	1,85
Ca Cl <sub>2</sub>	19,63	1,23
Ca SO <sub>4</sub>	3,0	0,19
H <sub>2</sub> O	1000	62,69
итого	1595.08	100,0

2. Состав твёрдой фазы сбрасываемых шламов:

По данным расчёта материального баланса фабрики всего сбрасывается на 1,0 тонну руды 45,27 кг шлама в составе: Н.О. – 74,2%, CaSO<sub>4</sub> – 5,8% и NaCl - 20,0%. На 1 тонну сильвинита илов образовалось 36,22 кг, или от всего шлама 80,0%.

Отводятся шламы после сгущения в сгустителях при Ж:Т =3.

3. По данным проводимых исследований, при трёхступенчатой промывке кратность промывки  $X = 1,1$ . Кратность промывки определяется отношением количества воды подаваемой на промывку к количеству воды в жидкой фазе шлама подаваемого на промывку, т.е  $W_1 / W$ .

4. Предполагаем, что шлам в накопительном бассейне после промывки уплотняется до  $Ж:Т = 1,0$  ( $M_k = 1$ ), а отношение  $H_2O$  к % илов в шламовом продукте, т.е

$$M = 3,0 \cdot 62,69 / 80,0 = 2,3508.$$

5. Концентрация извлекаемого компонента (хлорида калия) в жидкой фазе промытого шлама после последней ступени промывки составит:

$$C_3 = C_0 \cdot F$$

$C_0$  – концентрация извлекаемого компонента (KCl) в жидкой фазе исходного шлама, кг/ кг  $H_2 O$ .

$F$  - функция промывки т.е. доля извлекаемого компонента, потерянная с жидкой фазой промытого шлама.

Количество извлекаемого компонента, возвращаемого в основной цикл переработки сильвинита с крепким щёлоком после первой ступени промывки составит:  $1 - F$ . Данная величина и характеризует эффективность промывки.

6. Функция промывки определяется по формуле:

$$F = \frac{1}{1 + X + X^2 + X^3 + \frac{M}{M_k}} = \frac{1}{1 + 1,1 + 1,1^2 + 1,1^3 + 2,3508/1} = 0,143$$

7. С жидкой фазой исходного шлама подаваемого на промывку поступает, кг:

KCl	$36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,303 = 25,8$
NaCl	$36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,240 = 20,43$
MgCl <sub>2</sub>	$36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,02945 = 2,5$
Ca Cl <sub>2</sub>	$36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,01963 = 1,67$
Ca SO <sub>4</sub>	$36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,003 = 0,255$
H <sub>2</sub> O	$36,22 \cdot 2,3508 = 85,146$
Итого:	135,801 кг

8. Находим состав крепкого промывного щёлока, который возвращается в основной цикл. Концентрация NaCl принимается с учётом содержания NaCl в твёрдой фазе шлама:

$$C_N = (3 \cdot 0,6269 + 0,240 + 1 \cdot 0,2) / 3 \cdot 0,6269 = 0,3463 \text{ кг/кг H}_2\text{O}$$

KCl	$36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,303 \cdot (1-0,143)=22,11$
NaCl	$36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,3463 \cdot (1-0,143)=25,271$
MgCl <sub>2</sub>	$36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,02945 \cdot (1-0,143)= 2,149$
Ca Cl <sub>2</sub>	$36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,01963 \cdot (1-0,143)=1,432$
Ca SO <sub>4</sub>	$36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,003 \cdot (1-0,143)=0,218$
H <sub>2</sub> O	$36,22 \cdot 2,3508 \cdot 1,1= 93,66$
Итого:	144,839кг

9. Рассчитаем состав жидкой фазы оставшегося в накопительном бассейне уплотнённого шлама.

$$\begin{aligned} \text{KCl} & 36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,303 \cdot 0,143 = 3,69 \\ \text{NaCl} & 36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,3463 \cdot 0,143 = 4,21 \\ \text{MgCl}_2 & 36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,02945 \cdot 0,14287 = 0,351 \\ \text{CaCl}_2 & 36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,01963 \cdot 0,14287 = 0,238 \\ \text{CaSO}_4 & 36,22 \cdot 2,3508 \cdot 0,003 \cdot 0,14287 = 0,037 \\ \text{H}_2\text{O} & 36,22 \cdot 1,0 = 36,22 \\ \text{Итого:} & 44,746 \text{ кг} \end{aligned}$$

10. Рассчитаем количество свежей воды, добавляемой на третью стадию промывки.

$$W = 36,22 [2,3508 \cdot (1,1 - 1,0) + 1,0] = 44,734 \text{ кг}$$

По результатам расчёта составим таблицу материального баланса узла противоточной трёхступенчатой промывки глинистого шлама.

Таблица 2.16. Материальный баланс узла промывки шламов (на 1 тонну перерабатываемой руды)

Наименование потока	Химический состав, кг							
	KCl	NaCl	MgC <sub>2</sub>	CaCl <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	HO	H <sub>2</sub> O	Итого
приход								
Шл. на пром.								
Жидкая фаза	25,8	20,43	2,5	1,67	0,255	-	85,146	135,801
Твёрдая фаза		9,05			2,62	33,6		45,27
Вода на промыв.							44,734	44,734
итого	25,8	29,48	2,5	1,67	2,875	33,6	129,88	225,805
расход								
Крепк. пр.щёлок	22,11	25,27	2,149	1,432	0,218	-	93,66	144,839
Уплотн.шлам:								
Твёрд.фаза	-	-	-	-	2,62	33,6	-	36,22
Жидкая фаза	3,69	4,21	0,351	0,238	0,037	-	36,22	44,746
итого	25,8	29,48	2,5	1,67	2,875	33,6	129,88	225,805

Рассчитаем потери хлористого калия относительно KCl, содержащимся в руде (на 1 тонну руды KCl –262 кг)

а) с непромытым шламом потери:  $25,8 / 262 = 0,09847 = 9,85\%$

б) со шламом после промывки:  $3,69 / 262 = 0,014 = 1,41\%$

За счёт промывки шлама потери хлористого калия со шламами, сбрасываемыми на шламохранилище снизили на  $9,85 - 1,41 = 8,44\%$ .

Снижение потерь позволит при годовой производительности фабрики  $10 \cdot 10^6$  тонн выпустить дополнительно концентрата:

$10 \cdot 10^6 \cdot 0,262 \cdot 0,084 \cdot 0,8776 = 194061,9$  тонн. Выход дополнительного концентрата составит:  $194061,9 / 10\,000\,000 = 0,0194 = 1,94\%$ , что соответствует дополнительному извлечению в концентрат при массовой доле в концентрате KCl = 97,2% (согласно проведённого расчёта материального баланса фабрики)  $1,94 \cdot 97,2 / 26,2 = 7,18\%$ .

Таким образом, применение противоточной промывки в сочетании с накопительным бассейном, из которого рассол возвращается на промывку шлама, позволяет увеличить производительность фабрики по готовой продукции, повысить извлечение хлористого калия в концентрат и снизить скорость накопления рассола в накопительном бассейне.

*Предлагаемая технология имеет две отрицательные стороны:*

- необходимы значительные площади осветления;
- значительные объёмы образующейся жидкой фазы.

*Комментарии:*

Возможно, применение хорошо зарекомендовавших себя в операциях сгущения (осветления) сгустителей компактных ОАО «Пассат», можно предусмотреть и их теплоизоляцию при установке на открытой площадке, а промывной крепкий щёлк после донасыщения его, использовать как насыщенный щёлк и подавать на кристаллизацию.

## 2.5 Основные перспективы

использования хлормagneиевых растворов – побочного продукта калийной промышленности в народном хозяйстве

### 2.5.1 Влияние $MgCl_2$ и $CaCl_2$ (хлоридов) на технологию переработки сильвинитовой руды галургическим способом

Итак, при галургическом способе производства, жидкая фаза, отделённая от кристаллогидрата возвращается в процесс после подогрева – выщелачивающий раствор. При циркуляции раствора происходит накопление в нём хлоридов ( $MgCl_2$  и  $CaCl_2$ ), а наличие их в растворе не только ухудшает физико-механические свойства концентрата, но и оказывает отрицательное влияние на основные технологические показатели галургического процесса. С увеличением концентрации хлоридов в оборотном щёлоке снижается концентрация KCl в горячем насыщенном щёлоке. Это означает, что уменьшается выход с  $1\text{ м}^3$  щёлока и возрастают удельные потоки щелоков. Кроме того, это приведёт к увеличению расхода воды на поддержание качества кристаллизата. Опыт работы фабрик показал, что при концентрации  $MgCl_2$  в насыщенном щёлоке более  $100\text{ г}/1000\text{ г H}_2\text{O}$  на поддержание качества кристаллизата потребуется ввести воды на ВКУ больше, чем её испарится в этом процессе. Ухудшение водного баланса неизбежно приведёт к снижению коэффициента извлечения KCl из руды.

Все процессы, происходящие при галургической переработке сильвинитовой руды с примесями хлоридов, протекают в пятикомпонентной системе:



Влияние примесей на процесс растворения и кристаллизации легко проследить на диаграмме в системе  $KCl - NaCl - MgCl_2 - H_2O$ . (рисунок 2.1)

Проанализируем влияние  $MgCl_2$  на процесс растворения по диаграмме.

Таблица 2.17. Влияние  $MgCl_2$  на процесс растворения.

Температура $^{\circ}C$	Концентрация $MgCl_2$ , г/1000г $H_2O$	Концентрация, г/1000г $H_2O$	
		KCl	NaCl
25,0	25,0	150,0	275,0
	40,0	148,0	255,0
	75,0	130,0	225,0
	100	110,0	210,0
	150	105,0	150,0
60,0	25,0	230,0	245,0
	40,0	227,0	240,0
	75,0	210,0	225,0
	100	204,0	210,0
	150	175,0	152,0
100,0	25,0	340,0	250,0
	40,0	325,0	240,0
	75,0	305,0	225,0
	100	300,0	204,0
	150	255,0	155,0

Таким образом, при одной и той же температуре с повышением содержания  $MgCl_2$  в растворе снижается массовая доля KCl, т.е. снижается

растворимость KCl. Повышение  $MgCl_2$  в растворе при 100,0 °C на 35 г/1000г  $H_2O$  снижает количество растворённого KCl на 20 г/1000г  $H_2O$ .

По данным исследований, проводимых в условиях СОФ 4 РУ влияние  $MgCl_2$  на состав жидкой фазы в зависимости от содержания его в руде представим в виде таблицы.

Таблица 2.18. Влияние  $MgCl_2$  на состав жидкой фазы

Показатели	Массовая доля $MgCl_2$ в руде, %				
	0,3	0,7	1,0	1,5	2,0
Концентрация $MgCl_2$ в насыщенном щёлоке г/1000г $H_2O$ %	27,7 1,73	49,7 3,13	71,1 4,49	101,2 6,44	116,8 7,45
Концентрация $MgCl_2$ в маточном щёлоке г/1000г $H_2O$ %	28,23 1,89	50,3 3,4	70,6 4,8	99,38 6,8	113,91 7,81
Содержание $MgCl_2$ в концентрате, %	0,24	0,44	0,61	0,87	0,98
Расчётный коэффициент извлечения, %	86,75	85,29	84,4	83,37	82,39

Таким образом, с повышением  $MgCl_2$  в руде снижается качество концентрата (повышение  $MgCl_2$  в концентрате повышает его гигроскопичность), снижается извлечение, повышается массовая доля  $MgCl_2$  в маточном щёлоке, возвращаемом в процесс.



### 2.5.2 Способы выделения хлоридов [12]

При переработке смешанных калийных руд хлористый магний накапливается в оборотных щелоках, что приводит к снижению качества основного продукта (хлористого калия) и технико-экономических показателей работы фабрик. Для получения продукта заданного качества необходимо выводить из процесса часть оборотного щелока с целью разгрузки системы от  $MgCl_2$  и  $CaCl_2$ . Сброс оборотного щелока в водоемы и водостоки недопустим; сброс же их в водопоглощающие подземные толщи не везде осуществим и требует определенных затрат. Поэтому, возникла проблема рациональной утилизации растворов хлористого магния с получением продуктов, необходимых народному хозяйству.

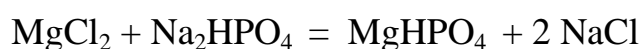
При недостатке магния в почвах резко снижаются урожайность сельскохозяйственных культур, особенно на лёгких по механическому составу и болотных почвах, так как на этих почвах происходит вымывание магния в нижележащие горизонты. Обратный циркулирующий щёлок галургических фабрик при переработке калийных руд может быть использован в производстве удобрений, содержащих магний.

Наиболее ценными магниевыми и калийно-магниевыми удобрениями считаются такие, которые содержат магний в сернокислой форме (сульфат магния, калимагнезия и др.). Удобрения, содержащие магний в хлоридной форме, обычно признаются неполноценными или даже вредными для некоторых растений – для хлорофобных культур, таких как гречиха, лен и многие плодово-ягодные культуры. Для остальных же культур магний и в хлоридной форме может быть успешно использован в качестве удобрения.

При переработке руды с повышенным содержанием хлоридов рекомендуется один из следующих способов утилизации оборотных щелоков.

Часть оборотного щёлока выводится из систем и выпаривается с получением концентрированного хлормagneиевого раствора (25-26%  $MgCl_2$ ) Выпавшие в осадок хлориды калия и натрия возвращаются в основной процесс. Концентрированный  $MgCl_2$  раствор с добавкой хлористого калия обезвоживается. В результате возможно получение силькаров – калийно-магнеиевых удобрений с различным соотношением  $MgO/ KCl$  в зависимости от агрохимических требований.

Другой рекомендуемый способ утилизации  $MgCl_2$  заключается в получении фосфата магния. При этом способе магний извлекается из оборотного щёлока по основной реакции:



Выпадающая в осадок твёрдая фаза – димагнийфосфат, является ценным удобрением. При введении его в процесс аммонизации можно получить комплексное магнеиево-азотно – фосфорное удобрение.

Возможно использование хлормagneиевых растворов и для получения окиси магния  $MgO$ . До сих пор основным сырьём для производства окиси магния являются магнезит ( $MgCO_3$ ), доломит ( $MgCO_3 \cdot CaCO_3$ ) и магнеийсодержащие руды. Предполагается, что в будущем большое значение приобретает сырьё, являющееся отходом других производств. Таким сырьём для производства окиси магния и могут послужить хлормagneиевые растворы производства хлористого калия.

Окись магния широко используется во многих отраслях промышленности: в черной и цветной металлургии, в производстве

синтетических волокон, синтетического каучука, стекла, периклаза, в целлюлозно-бумажной промышленности. Традиционной областью применения является производство оксихлоридного цемента, получаемого при смешивании концентрированного хлормagneиевого раствора с активной окисью магния. Обожжённая окись магния (спекшаяся) используется в производстве огнеупоров, при изготовлении катодов электронных трубок, высокотемпературных электроизоляционных материалов.

Основными методами получения окиси магния из хлормagneиевых растворов являются: доломитовый (известковый, содовый, аммиачный, бикарбонатный, термогидролизный). В зависимости от режима и затем прокаливания получают различные сорта окиси магния.

Известковый метод.

Сущность метода заключается в превращении растворенных солей магния в нерастворимую гидроксид магния путём обработки воды доломитовым или известковым молоком.

После дробления и сортировки доломит обжигают во вращающихся печах и обрабатывают водой в гидраторах с получением доломитового молока. Доломитовое молоко подвергается классификации.

Поступающий в процесс раствор предварительно очищается от механических примесей, обрабатывается серной кислотой для удаления бикарбоната кальция и смешивается с доломитовым молоком в реакторе, где при перемешивании образуется гидроксид магния в виде суспензии, которая отстаивается, промывается водой и фильтруется в вакуум-фильтрах. Отфильтрованный кек, содержащий 50% твёрдого вещества, обжигают во вращающихся печах при температуре 1650 °С.

Бикарбонатный метод. Бикарбонатный метод получения окиси магния в широкой практике используется в ограниченном масштабе – при получении легкой магнезии для химической промышленности.

Основными недостатками этого метода являются низкая концентрация бикарбоната магния, трудность очистки от железа, громоздкость аппаратуры.

Содовый метод. Содовый способ получения магнезии состоит из следующих операций:

- очистка магнийсодержащих растворов от примесей железа и марганца путем их окисления хлорной известью при температуре 80-90 °С и осаждения магнезитом; гидроокислы марганца и железа отделяются фильтрацией;
- приготовление содового раствора плотностью 1,12-1,14 т/м<sup>3</sup>;
- осаждение в реакторе непрерывного действия тригидрокарбоната магния из магнийсодержащих растворов содой;
- фильтрация и отмывка осадка от пропитывающего маточника;
- перекристаллизация тригидрокарбоната магния в основной карбонат;
- сушка и обжиг карбоната магния в печи КС.

Аммиачный метод.

По этому методу для осаждения гидроокиси магния используется аммиак. Способ позволяет получить конечный продукт (гидроокись магния) высокой чистоты. Осаждаемая гидроокись магния имеет повышенную растворимость в растворах аммонийных солей. Поэтому осаждение магния не является полным.

Существуют способы получения MgO из хлормагниевых растворов, где в качестве осадителя используются органические реагенты, в частности диэтиламин.

Метод термогидролиза.

Широко известны способы получения окиси магния термогидролизом путем распыления концентрированного раствора хлористого магния в потоке горячего газа в распылительном либо фонтанирующем слое.

Образующиеся окись магния и хлористый водород выносятся газовой паровой фазой и улавливаются в системе газоочистки.

Из-за малого времени пребывания материала в реакторе, а также из-за вторичного взаимодействия хлористого водорода в присутствии воды с окисью магния и охлаждения материала ниже  $500^{\circ}\text{C}$  в продукте присутствуют  $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$  и твердые растворы  $\text{MgCl}_2$  в  $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ , загрязняющие окись магния. Процесс сложен в исполнении, так как требуется выводить окись магния и хлористый водород из большого объема парогазовой фазы.

### 2.5.3 Рекомендуемый способ выделения ионов кальция и магния из оборотных щелоков галургической фабрики

Накопление ионов магния и кальция в щелоках при неоднократном их использовании нежелательно, поэтому возникает необходимость удаления их из циркулирующего раствора.

На некоторых предприятиях данная проблема решается выводом части щелоков из производственного процесса и последующим разбавлением оставшейся части свежей водой. Но это приводит к увеличению расхода воды и объёмов шламохранилищ.

Процесс выведения ионов кальция и магния из концентрированных растворов может осуществляться несколькими методами: адсорбцией, ионным обменом, экстракцией, ультрафильтрацией и т.д. Но данные методы отличаются сложностью и требуют больших капитальных затрат. Работниками научно-исследовательского института физико-химических проблем Белорусского государственного университета предлагается химический метод осаждения ионов кальция и магния, который наряду с уменьшением концентрации примесей этих ионов в щелоках позволит

получить осадки, которые можно использовать в качестве товарных продуктов, востребованных на рынке. В этом случае к получаемым осадкам предъявляют следующие требования: они должны быть нерастворимыми, иметь постоянный состав и структуру, обеспечивающую успешное выполнение дальнейших операций фильтрования, промывки и сушки.

Анализ используемых в различных отраслях экономики продуктов, содержащих в своём составе ионы кальция и магния, показал, что наиболее востребованы фосфаты и аммонийфосфаты кальция и магния, которые входят в состав кормовых добавок при выращивании сельскохозяйственного скота, в состав удобрений и в строительной отрасли. Фосфаты являются малорастворимыми веществами и имеется возможность получения их кристаллизацией из щелоков фосфорсодержащими осадителями [10].

С этой целью проводились исследования (НИИ ФХП БГУ) по осаждению ионов кальция и магния из оборотных щелоков галургической фабрики 4РУ. Проводимые исследования показали возможность получения в процессе выделения ионов  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$  из оборотных щелоков галургической фабрики удобрения, содержащего  $\text{CaHPO}_4$  и  $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$  (удобрение с содержанием Ca, Mg, P) и кормовые фосфаты и гидроксид магния.

Для получения удобрения в качестве осадителя в исходный оборотный щёлок вводили  $\text{Na}_3\text{PO}_4$  с концентрацией 50,0%.

Для исследования использовался оборотный щёлок следующего состава, %:

KCl – 10,31

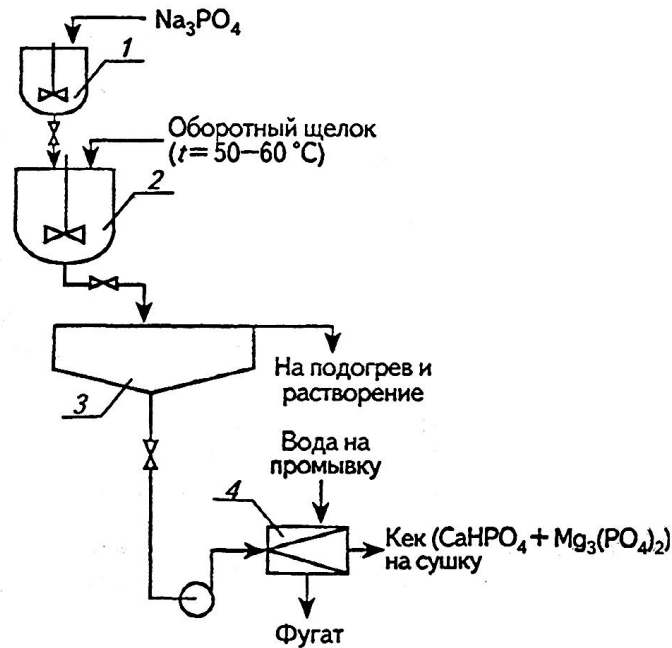
NaCl – 16,98

MgCl<sub>2</sub> – 2,55

$\text{CaCl}_2 - 2,17$

$\text{CaSO}_4 - 0,05$

Схема установки для выделения ионов  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$  из оборотных щелоков с получением удобрений  $\text{CaHPO}_4 + \text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$  представлена на рисунке 2.12.

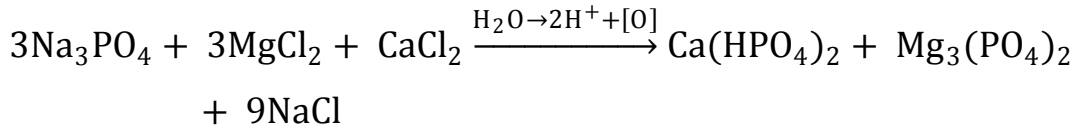


1 – мешалка; 2 – реактор; 3 – сгуститель; 4 – центрифуга

Рисунок 2.12. Схема установки процесса выделения ионов  $\text{Ca}^{+2}$  и  $\text{Mg}^{+2}$  из оборотных щелоков с получением удобрения содержащего  $\text{CaHPO}_4 + \text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$

По схеме. В мешалке 1 готовят раствор тринатрийфосфата. В реактор 2 подают оборотный щёлк при температуре 50,0-60,0°C. Сюда же дозируется из мешалки 1 раствор тринатрийфосфата. В реакторе 2 происходит выпадение солей. После этого пульпа поступает в сгуститель 3. Сгущённый продукт насосом подаётся на центрифуги для обезвоживания с получением осадка, Осадок промывается и подаётся на сушку.

Уравнения реакции при получении удобрений, содержащих  $\text{CaHPO}_4$  и  $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$ :



Для получения кормовых фосфатов вводился  $0,3\text{M NaH}_2\text{PO}_4$  а введение в раствор  $\text{NaOH}$  позволило выделить в осадок гидроксид магния  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ .

Уравнения реакции при получении кормовых фосфатов:

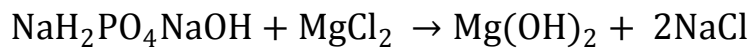
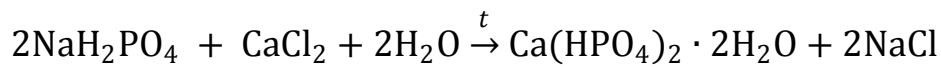
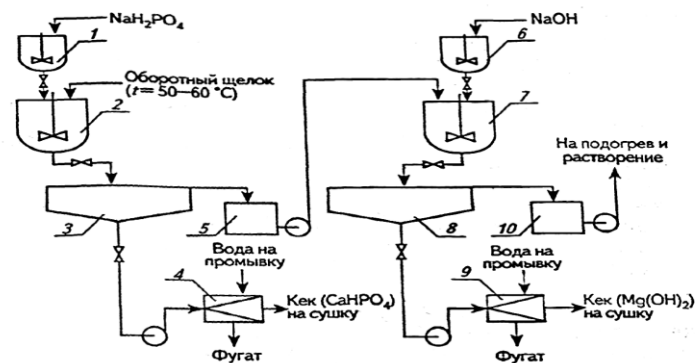


Схема цепи аппаратов для производства кормовых фосфатов на рисунке 2.13.



1 – мешалка, 2 – реактор, 3 – сгуститель для сгущения фосфата  $\text{CaHPO}_4$ ,  
4 – центрифуга для обезвоживания фосфата  $\text{CaHPO}_4$  5 – бак слива,  
6 – мешалка для перемешивания раствора  $\text{NaOH}$ , 7 – реактор для  
осаждения  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ , 8 – сгуститель, 9 – центрифуга для обезвоживания  
 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ , 10 – бак слива маточного щёлоча

Рисунок 2.13. Схема цепи аппаратов установки для выделения ионов  $\text{Ca}^{+2}$  и  $\text{Mg}^{+2}$  из оборотных щелочков с получением кормовых фосфатов и гидроксида магния



По данной схеме. Часть оборотного щёлока галургической фабрики, имеющего температуру 50,0-60,0°C подаётся в реактор 2, в который из мешалки 1 дозируется раствор  $\text{NaH}_2\text{PO}_4$ . В реакторе происходит осаждение кормового фосфата  $\text{CaHPO}_4$ . Полученная суспензия направляется в сгуститель 3. Сгущённый продукт насосом подаётся на центрифуги 4. Осадок центрифуг поступает на сушку. Слив сгустителя 3 собирается в бак 5, из которого насосом подается в реатор 7, в который из мешалки 6 подаётся раствор  $\text{NaOH}$ . В реакторе при перемешивании происходит осаждение  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ . Образовавшаяся пульпа поступает в сгуститель 8 с получением сгущенного продукта. Слив сгустителя возвращается на подогрев (как растворяющий щёлок), а сгущенный продукт насосом подаётся на центрифуги 9, полученный осадок  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  промывается водой и поступает на сушку.

В процессе исследования при получении удобрения  $\text{CaHPO}_4$  и  $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$  из 100 мл исходного раствора (щёлока) было получено 25 гр. осадка. При этом, содержание кальция и магния в щёлоке после осаждения хлоридов составляет менее 10 % от первоначального [8].

Рассчитаем состав щёлока до регенерации и после в г/1000г  $\text{H}_2\text{O}$ .

Компонент	Исходный щёлок		После осаждения $\text{Ca}^{2+}$ и $\text{Mg}^{2+}$	
	%	г/1000г $\text{H}_2\text{O}$	%	г/1000г $\text{H}_2\text{O}$
KCl	10,31	151,75	10,767	151,75
NaCl	16,98	249,926	17,733	249,926
$\text{MgCl}_2$	2,55	37,533	0,266	3,7533
$\text{CaCl}_2$	2,17	31,94	0,226	3,194
$\text{CaSO}_4$	0,05	0,736	0,052	0,736
$\text{H}_2\text{O}$	67,94	1000	70,956	1000
итого	100,0	1474,885	100,0	1409,3593

Если на одну технологическую линию на растворение подаётся (по качественно-количественной схеме узла растворения на 100 тонн руды подаётся 223,97 тонн растворяющего щёлока) 690 тонн /час руды то растворяющего щёлока подаётся 1614,4 тонн/час. Щёлок выше указанного состава. Рассчитаем сколько получим осадка при регенерации этого количества щёлока.

$$\frac{1614,4 \cdot 0,025 \cdot 10^{-3}}{0,1 \cdot 10^{-3}} = 403,6 \text{ т/ч}$$

Массовая доля хлоридов до регенерации 69,443г/1000 г H<sub>2</sub>O после регенерации 6,9443г/1000 г H<sub>2</sub>O

Таким образом, предлагаемый данный технологический процесс позволяет получить дополнительно удобрения. Кроме того, снизить содержание хлоридов в возвращаемом маточном щелоке и следовательно, повысить процент растворения хлористого калия из руды.

### Вывод

Предлагаемые схемы 2.12 и 2.13 позволяют снизить содержание хлоридов в оборотном маточном щелоке и дают возможность получить осадки, которые могут быть реализованы как товарная продукция. Следует отметить, что для проведения технологического процесса по данным схемам используется оборудование, которое применяется на галургической фабрике и режим работы применяемого оборудования уже освоен.

## 2.6. Задачи к галургическому способу производства хлористого калия

### Задача 1

Рассчитать степень выщелачивания, если:

$$\beta_{\text{ТВ.ОТВ.}}^{\text{KCl}} = 1,8\%$$

$$\beta_{\text{руде}}^{\text{NaCl}} = 65,93\%$$

$$\alpha^{\text{KCl}} = 27,5\%$$

### Задача 2

Используя диаграмму растворимостей в системе KCl- NaCl- MgCl<sub>2</sub>- CaCl<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O определить концентрации в растворе KCl и NaCl при температуре 80 град. Раствор насыщен хлористым натрием. Степень насыщения по KCl составляет 97%. Концентрации примесей в растворе составляют: MgCl<sub>2</sub>-20гр/1000гр. H<sub>2</sub>O, CaCl<sub>2</sub>-15 гр./1000гр H<sub>2</sub>O.

### Задача 3

На 300 тонн галитового отвала отводится 8,6% жидкой фазы следующего состава, %:

KCl	13,43
NaCl	16,49
MgCl <sub>2</sub>	2,04
CaCl <sub>2</sub>	1,36
CaSO <sub>4</sub>	0,2
H <sub>2</sub> O	66,48

Рассчитать вес каждого компонента, отводимого с галитовым отвалом в растворённой форме.

## Задача 4

Рассчитать состав насыщенного щёлока в г/ 1000 г воды

	%
KCl	18,99
NaCl	15,05
MgCl <sub>2</sub>	1,85
CaCl <sub>2</sub>	1,23
CaSO <sub>4</sub>	0,19
H <sub>2</sub> O	62,69
	Σ100

## Задача 5

На 1т сильвинита со сгущённым глинистым шламом выводится 135,81кг насыщенного щёлока следующего состава, %:

KCl	18,99
NaCl	15,05
MgCl <sub>2</sub>	1,85
CaCl <sub>2</sub>	1,23
CaSO <sub>4</sub>	0,19
H <sub>2</sub> O	62,69

Рассчитать вес каждого компонента на это количество щёлока

## Задача 6

На галургической фабрике возвращается в процесс на 1 тонну перерабатываемой руды 150кг рассола следующего состава, %:

	%
KCl	9
NaCl	13,5
MgCl	0,87
CaCl <sub>2</sub>	0,58
CaSO <sub>4</sub>	0,09
H <sub>2</sub> O	75,96
	$\Sigma 100$

Рассчитать состав рассола в г/1000 г и вес возвращаемого рассола на 700 тонн/час руды.

#### Задача 7

На 1т сильвинита со сгущённым глинистым шламом выводится 125,8 кг насыщенного щёлока следующего состава, %:

KCl	18,99
NaCl	15,05
MgCl <sub>2</sub>	1,85
CaCl <sub>2</sub>	1,23
CaSO <sub>4</sub>	0,19
H <sub>2</sub> O	62,69

Рассчитать вес каждого компонента на 650 тонн/час руды.

#### Задача 8

Рассчитать состав маточного щёлока в весовых долях, если состав щёлока в г/1000 г H<sub>2</sub>O следующий:

KCl	194,14
NaCl	238,35
MgCl <sub>2</sub>	2,-4
CaCl <sub>2</sub>	1,36
CaSO <sub>4</sub>	0,3
H <sub>2</sub> O	961,0

### Задача 9

Рассчитать плотность маточного щёлока подаваемого на кристаллизацию при температуре 70,0°C

Состав щелока, %:

KCl	13,43
NaCl	16,49
MgCl <sub>2</sub>	2,04
CaCl <sub>2</sub>	1,36
H <sub>2</sub> O	

### Задача 10

Температура раствора, поступающего в кристаллизатор 92°C, при выходе из кристаллизатора 89°C, вакуум в аппарате 440 мм.рт. ст. На 100 тонн руды испаряется при производстве KCl (60,0% по K<sub>2</sub>O) 21,58 тонн воды. Нагрузка по руде на одну технологическую линию 680 тонн/час.

Рассчитать объём парового пространства кристаллизатора.

## Задача 11

На 1 тонну перерабатываемой руды вес кристаллизата после ВКУ составляет:  $\text{KCl} = 117,5\text{кг}$  и  $\text{NaCl} = 1,8\text{кг}$ . Суспензия кристаллизата подаётся на центрифугирование. Состав маточного раствора (жидкой фазы суспензии) следующий:

$\text{KCl}$	13,43
$\text{NaCl}$	16,49
$\text{MgCl}_2$	2,04
$\text{CaCl}_2$	1,36
$\text{CaSO}_4$	0,2
$\text{H}_2\text{O}$	

Влажность осадка после центрифугирования 6,2 %.

Рассчитать массовую долю хлористого калия в кристаллизате и состав полученного концентрата в пересчете на сухое вещество.

## Задача 12

Влажность галитового отвала 7,0%. отводится отвал с жидкой фазой следующего состава:

$\text{KCl}$	10,0
$\text{NaCl}$	15,0
$\text{MgCl}_2$	0,92
$\text{CaCl}_2$	0,53
$\text{CaSO}_4$	0,08
$\text{H}_2\text{O}$	

Рассчитать вес жидкой фазы на 400 тонн отвала и сколько в растворённой форме уходит хлористого калия.

## Задача 13

На одну тонну руды образуется 246,5 кг рассола. В процесс возвращается 45,0%. Рассчитать вес каждого компонента, оставшегося на шламохранилище на 700,0 тонн/час руды.

## Задача 14

На центрифугирование поступает 300,0 тонн/час суспензии при весовом соотношении жидкого к твёрдому 0,9.

Влажность полученного осадка 6,2%, воды в жидкой фазе 68,2%. Рассчитать вес полученного осадка и вес фильтрата.

## Задача 15

На 1т сильвинита со сгущённым глинистым шламом выводится 90 тонн насыщенного щёлока следующего состава:

	%
KCl	18,60
NaCl	14,51
MgCl <sub>2</sub>	2,78
CaCl <sub>2</sub>	1,66
CaSO <sub>4</sub>	0,19
H <sub>2</sub> O	62,26
	<hr style="width: 50%; margin: 0 auto;"/> Σ100

Рассчитать потери хлорида калия (в тоннах) с жидкой фазой сбрасываемых на хвостохранилище шламов.



Материальный баланс производства хлористого калия  
галургическим способом

Пример расчёта материального баланса  
галургической фабрики

Материальный баланс рассчитываем на 1 тонну подаваемой в процесс руды.

Исходными данными для расчета материального баланса:

- состав руды, поступающей на растворение после дробления:

KCl – 26,12%; NaCl – 64,58%; MgCl<sub>2</sub> – 0,25%; CaCl<sub>2</sub> – 0,35%; CaSO<sub>4</sub>–  
1,08%; н. о. – 7,19%; H<sub>2</sub>O – 0,43% .

- влажность концентрата после центрифуг  $W_{\text{конц}} = 5,6\%$ ;

- влажность галитового отвала после фильтрования  $W_{\text{отв}} = 6,0\%$ .

- извлечения KCl в концентрат – 90,0%,

- содержанием KCl в концентрате–98,0%

Для определения состава насыщенного щёлока необходимо рассчитать концентрацию примесей MgCl<sub>2</sub> и CaCl<sub>2</sub> в щёлоке. На стадии растворения сильвинита указанные примеси полностью переходят в раствор и накапливаются в нём до определённого равновесного состояния. Из системы указанные примеси выводятся с галитовыми отходами, с глинистым шламом и отфугованным хлоркалием.

1. Определяем количество воды, удаляемой с галитовым отвалом. Для этого учитываем, что при переработке 1 т сильвинита образуется 670,0 кг галитовых отходов (в пересчёте на сухое вещество). При влажности отфильтрованного осадка 6,0% с галитовыми отходами удаляется воды:

$$670 \cdot 100 / (100 - 6,0) - 670 = 42,76 \text{ кг}$$

2. Рассчитаем вес воды, отводимой с концентратом после центрифугирования при  $W_{\text{конц}} = 5,6\%$ ;

При принятом содержании KCl в концентрате – 98,0% и при извлечении KCl – 90,0%, масса концентрата (в пересчете на сухое вещество) составит:

$$261,2 \cdot 0,90 / 0,98 = 239,88 \text{ кг}$$

С отфугованным осадком выводится воды:

$$239,88 \cdot 100 / (100 - 5,6) - 239,88 = 14,23 \text{ кг}$$

3. Далее принимаем, что в шлам переходит 70% н.о. и 25% CaSO<sub>4</sub>. Содержание NaCl в твёрдой фазе шлама принимаем 20%. Масса твёрдой фазы шлама составит:

$$\text{н.о.} \quad 71,9 \cdot 0,70 = 50,33$$

$$\text{CaSO}_4 \quad \underline{10,8 \cdot 0,25 = 2,7}$$

$$53,03$$

$$\text{NaCl} \quad \underline{53,03 \cdot 20 / 80 = 13,26}$$

$$\Sigma = 66,29 \text{ кг}$$

Сгущённый глинистый шлам отводится при Ж/Т = 1,5. С этим продуктом выводится насыщенный щёлоч в количестве:

$$66,29 \cdot 1,5 = 99,44 \text{ кг}$$

Принимаем содержание воды в насыщенном щёлоче 62,37%, следовательно, с жидкой фазой сгущенного шлама выводится воды:

$$99,44 \cdot 0,6237 = 62,02 \text{ кг}$$

Перед сбросом сгущённый шлам разбавляется рассолом, а в шламохранилище шлам разбавляется различными промводами, в том числе с котельной. Концентрацию KCl в рассоле шламохранилища

принимаям 7,30%. При концентрации KCl в насыщенном щёлоке 19,25% со шламом выводится KCl:

$$99,44 \cdot 0,1925 = 19,14 \text{ кг},$$

следовательно, на шламохранилище образуется рассола на 1 тонну руды:

$$19,14 \cdot 100 / 7,3 = 262,19 \text{ кг}.$$

Принимаем, что половина рассола возвращается в основной цикл, а вторая половина остаётся на шламохранилище. По отношению к насыщенному щёлоку это составит:

$$62,02 \cdot 0,5 = 31,01 \text{ кг}.$$

Перед сбросом сгущённый шлам разбавляется рассолом, а в шламохранилище шлам разбавляется различными промводами, в том числе с котельной. Концентрацию KCl в рассоле шламохранилища принимаем 7,30%. При концентрации KCl в насыщенном щёлоке 19,25% со шламом выводится KCl:

$$99,44 \cdot 0,1925 = 19,14 \text{ кг}.$$

На шламохранилище образуется рассола:

$$19,14 \cdot 100 / 7,3 = 262,19 \text{ кг}.$$

Принимаем, что половина рассола возвращается в основной цикл, а вторая половина остаётся на шламохранилище. По отношению к насыщенному щёлоку это составит:  $62,02 \cdot 0,5 = 31,01 \text{ кг}$

Таким образом, на 1 т сильвинита с указанными тремя потоками выводится воды:  $42,76 + 14,23 + 31,01 = 88,0 \text{ кг}$

4. Рассчитаем концентрацию примесей  $\text{MgCl}_2$  и  $\text{CaCl}_2$  в горячем насыщенном щёлоке, учитывая их содержание в руде:

$$\text{MgCl}_2 = 2500 / 88,0 = 28,41 \text{ г/1000 г H}_2\text{O};$$

$$\text{CaCl}_2 = 3500 / 88,0 = 39,77 \text{ г/1000 г H}_2\text{O}.$$

Далее находим приведённую (эквивалентную) концентрацию хлористого магния  $C_M^{IP}$  по формуле:

$$C_M^{IP} = C_M + m \cdot C_C,$$

где  $C_M$  и  $C_C$  – концентрации  $MgCl_2$  и  $CaCl_2$  соответственно, г/1000 г  $H_2O$ ;

$m$  – коэффициент приведения  $CaCl_2$  к  $MgCl_2$ .

Величина  $m$  определяется:

$$m = 0,68 - 0,13t/100,$$

где  $t$  – температура щёлока, °С.

При температуре горячего насыщенного щёлока 95°С величина  $m$  будет равна:  $m = 0,68 - 0,13 \cdot 95/100 = 0,56$ .

Приведённая концентрация хлористого магния составит:

$$C_M^{IP} = 28,41 + 0,56 \cdot 39,77 = 50,68 \text{ г/1000 г } H_2O.$$

5. По диаграмме растворимостей  $KCl$  и  $NaCl$  в системе  $KCl-NaCl-MgCl_2-H_2O$  находим концентрации  $KCl$  и  $NaCl$  и определяем химический состав насыщенного щёлока в г/1000 г  $H_2O$  и в %, принимая по практическим данным концентрацию  $CaSO_4$  в щёлоке 2,5 г/1000 г  $H_2O$ . И степень насыщения горячего насыщенного щёлока 97,0 %

	г/1000 г $H_2O$	%
$KCl$	308,64	19,25
$NaCl$	223,98	13,97
$MgCl_2$	28,41	1,77
$CaCl_2$	39,77	2,48
$CaSO_4$	2,50	0,16
$H_2O$	1000	62,37
	<hr/>	<hr/>
	$\Sigma 1603,30$	$\Sigma 100$

6. Далее находим полный химический состав рассола шламоохранилища, который необходим для дальнейших расчётов.

На 1т сильвинита со сгущённым глинистым шламом выводится 99,44кг насыщенного щёлока следующего состава:

KCl	$99,44 \cdot 0,1925 = 19,14;$
NaCl	$99,44 \cdot 0,1397 = 13,89;$
MgCl <sub>2</sub>	$99,44 \cdot 0,0177 = 1,76;$
CaCl <sub>2</sub>	$99,44 \cdot 0,0248 = 2,47;$
CaSO <sub>4</sub>	$99,44 \cdot 0,0016 = 0,16;$
H <sub>2</sub> O	$99,44 \cdot 0,6237 = 62,02;$
<hr/>	
$\Sigma 99,44$	

Хлористый натрий из твёрдой фазы шлама переходит в рассол. Общее количество NaCl в рассоле на 1 т сильвинита должно быть:

$$13,89 + 13,26 = 27,15 \text{ кг}$$

Расчётное отношение концентрации NaCl в рассоле  $C^N$  к концентрации KCl –  $C^K$ :

$$C^N / C^K = 27,15 / 19,14 = 1,42$$

В действительности это отношение составляет 1,5. Это происходит за счёт повышенного содержания NaCl в твёрдой фазе шлама, а так же за счёт частичного растворения галитовых отходов, атмосферными осадками и отвода образующегося рассола в шламоохранилище. При концентрации KCl в рассоле 7,3% общая масса рассола составит:

$$19,14 \cdot 100 / 7,3 = 262,19 \text{ кг}$$

Масса растворённого NaCl в рассоле:

$$19,14 \cdot 1,5 = 28,71 \text{ кг}$$

Из бугров растворяется NaCl:

$$28,71 - 27,15 = 1,56 \text{ кг}$$

Масса всех растворённых солей в рассоле:

$$19,14 + 28,71 + 2,47 + 1,76 + 0,16 = 52,24 \text{ кг}$$

На долю воды в рассоле приходится:

$$262,19 - 52,24 = 209,95 \text{ кг}$$

На разбавление шлама поступает воды:

$$209,95 - 62,02 = 147,93 \text{ кг}$$

Полный химический состав рассола шламохранилища:

	кг	%	г/1000 г H <sub>2</sub> O
KCl	19,14	7,3	91,16
NaCl	28,71	10,95	136,75
MgCl <sub>2</sub>	1,76	0,67	8,38
CaCl <sub>2</sub>	2,47	0,94	11,76
CaSO <sub>4</sub>	0,16	0,06	0,76
H <sub>2</sub> O	209,95	80,08	1000
итого	262,19	100,0	1248,81

7. Расчёт материального баланса стадии вакуум – кристаллизации и ведётся его на 1 т воды в горячем насыщенном щёлоке, т. е. на 1,6033т насыщенного щёлока.

Для расчёта вводятся следующие обозначения:

$C_H^K, C_H^N$  – концентрация KCl и NaCl в насыщенном щёлоке, кг/кг H<sub>2</sub>O;

$C_M^K, C_M^N$  – концентрация KCl и NaCl в маточном щёлоке, кг/кг H<sub>2</sub>O;

$C_T^K, C_T^N$  – KCl и NaCl в кристаллизате, т.е. в твёрдой фазе суспензии после ВКУ, доли единицы. Принимаем  $C_T^K = 0,975$  и  $C_T^N = 0,025$ ;

$Q_T$  – масса кристаллизата на выходе с ВКУ, т;

$Q_M^{H_2O}$  – масса воды в маточном щёлоке выходе с ВКУ, т;

$\alpha$  – общее относительное количество испарённой воды во всех ступенях, доли единицы.

Величина  $\alpha$  определяется по формуле:

$$\alpha = 0,002 (t_H - t_M),$$

где  $t_H, t_M$  – температуры насыщенного и маточного щелоков, °С.

7.1 Составим уравнение материального баланса для стадии ВКУ на 1 т воды в насыщенном щёлоке:

$$C_H^K = Q_T \cdot C_T^K + Q_M^{H_2O} \cdot C_M^K;$$

$$C_H^N = Q_T \cdot C_T^N + Q_M^{H_2O} \cdot C_M^N;$$

Решая систему из двух уравнений, найдём неизвестные  $Q_M^{H_2O}$  и  $Q_T$ :

$$Q_T = (C_H^K \cdot C_M^N - C_H^N \cdot C_M^K) / (C_M^N \cdot C_T^K - C_M^K \cdot C_T^N), \text{ т};$$

$$Q_M^{H_2O} = (C_H^N \cdot C_T^K - C_H^K \cdot C_T^N) / (C_M^N \cdot C_T^K - C_M^K \cdot C_T^N), \text{ т};$$

7.2 Количество воды, подаваемой на разбавление насыщенного щёлока на ВКУ, найдём из уравнения водного баланса ВКУ:

$$1 + W = \alpha + Q_M^{H_2O}, \text{ откуда: } W = \alpha + Q_M^{H_2O} - 1, \text{ т}$$

По диаграмме растворимостей KCl и NaCl в системе KCl-NaCl-MgCl<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O находим концентрации KCl и NaCl и определяем химический состав насыщенного щёлока в г/1000 г H<sub>2</sub>O и в %. Для наиболее жесткого летнего режима с учётом практического опыта температуру маточного щёлока на выходе с ВКУ принимаем 43°С, учитывая, что в растворе MgCl<sub>2</sub> 28,41 г/1000 г H<sub>2</sub>O и CaCl<sub>2</sub>=39,77 г/1000 г H<sub>2</sub>O (пункт 4).

С учётом испарения части воды и при указанной температуре концентрация KCl в маточном щёлоке составит;

KCl – 177,50 г/1000 г H<sub>2</sub>O.

NaCl – 242,50г/1000 г H<sub>2</sub>O.

Поэтому, основные параметры для расчёта:

$$C_H^K = 0,30864; \quad C_H^N = 0,22398;$$

$$C_M^K = 0,1775; \quad C_M^N = 0,2425;$$

$$C_T^K = 0,975; \quad C_T^N = 0,025.$$

Величина  $\alpha$  равна:  $\alpha = 0,002 (95 - 43) = 0,104$ .

Указанные значения подставим в формулы:

$$Q_T = (0,30864 \cdot 0,2425 - 0,22398 \cdot 0,1775) / (0,2425 \cdot 0,975 - 0,1775 \cdot 0,025) = 0,15124 \text{ т.}$$

$$Q_M^{H_2O} = (0,22398 \cdot 0,975 - 0,30864 \cdot 0,025) / (0,2425 \cdot 0,975 - 0,1775 \cdot 0,025) = 0,90804 \text{ т.}$$

Следовательно, на разбавление насыщенного щёлока требуется воды:  $W = 104 + 908,04 - 1000 = 12,04 \text{ кг.}$

Состав маточного щёлока на выходе с ВКУ следующий:

кг	кг	г/1000 г H <sub>2</sub> O	%
KCl	$908,04 \cdot 0,1775 = 161,18$	177,5	11,85
NaCl	$908,04 \cdot 0,2425 = 220,20$	242,5	16,2
MgCl <sub>2</sub>	28,41	31,29	2,09
CaCl <sub>2</sub>	39,77	43,8	2,92
CaSO <sub>4</sub>	2,5	2,75	0,18
H <sub>2</sub> O	908,04	1000,0	66,76
итого	1360,1	1497,84	100,0

Состав кристаллизата на выходе с ВКУ:

$$KCl \quad 308,64 - 161,18 = 147,46 \text{ кг;}$$

$$NaCl \quad 223,98 - 220,20 = \underline{3,78 \text{ кг.}}$$

$$\Sigma 151,24 \text{ кг.}$$



Следовательно, содержание KCl в кристаллизате составит:

$$147,46 \cdot 100 / 151,24 = 97,50 \%$$

8. Хлоркаалиевая суспензия после ВКУ подаётся на сгущение и сгущается до  $J/T = 1,0$ . Со сгущённой суспензией уходит раствор маточного щёлока 151,24 кг, а слив сгущения:  $1360,10 - 151,24 = 1208,86$  кг

Рассчитаем состав маточного щёлока сгущённой суспензии, подаваемой на центрифугирование по компонентам, кг:

KCl	$151,24 \cdot 0,1185 = 17,92$ кг;
NaCl	$151,24 \cdot 0,1620 = 24,50$ кг;
MgCl <sub>2</sub>	$151,24 \cdot 0,0209 = 3,16$ кг;
CaCl <sub>2</sub>	$151,24 \cdot 0,0292 = 4,42$ кг;
CaSO <sub>4</sub>	$151,24 \cdot 0,0018 = 0,27$ кг;
H <sub>2</sub> O	$151,24 \cdot 0,6676 = 100,97$ кг
<hr/>	
	$\Sigma 151,24$ кг

Следовательно, состав слива без учёта фугата на сгущение составит, кг:

KCl	$161,18 - 17,92 = 143,26$ кг;
NaCl	$220,20 - 24,50 = 195,70$ кг;
MgCl <sub>2</sub>	$28,41 - 3,16 = 25,25$ кг;
CaCl <sub>2</sub>	$39,77 - 4,42 = 35,35$ кг;
CaSO <sub>4</sub>	$2,50 - 0,27 = 2,23$ кг;
H <sub>2</sub> O	$908,04 - 100,97 = 807,07$ кг.
<hr/>	
	$\Sigma 1208,86$ кг

9. Сгущенная хлоркалиевая суспензия подаётся на центрифугирование и обезвоживается до влажности 5,6%. (по исходным данным)

Рассчитаем вес жидкой фазы, оставшейся с кеком концентрата на 151,24кг кристаллизата и вес влажного осадка, поступающего затем на сушку.

Содержание жидкой фазы во влажном отфугованном осадке при влажности 5,6% составит:

$$5,6 \cdot 1,49784 = 8,39 \%$$

Масса влажного отфугованного осадка хлоркалия:

$$151,24 \cdot 100 / (100 - 8,39) = 165,09 \text{ кг}$$

Вес жидкой фазы во влажном отфугованном осадке:

$$165,09 - 151,24 = 13,85 \text{ кг},$$

следовательно, вес фугата составит: (151,24- вес жидкой фазы сгущённой суспензии, т.к. в данном расчёте ж:т =1)

$$151,24 - 13,85 = 137,39 \text{ кг}$$

Рассчитаем состав жидкой фазы, оставшейся в кеке, концентрата (во влажном осадке) по компонентам, кг:

$$\text{KCl} \quad 13,85 \cdot 0,1185 = 1,64;$$

$$\text{NaCl} \quad 13,85 \cdot 0,1620 = 2,24;$$

$$\text{MgCl}_2 \quad 13,85 \cdot 0,0209 = 0,30;$$

$$\text{CaCl}_2 \quad 13,85 \cdot 0,0292 = 0,40;$$

$$\text{CaSO}_4 \quad 13,85 \cdot 0,0018 = 0,02;$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 13,85 \cdot 0,6676 = 9,25$$

---


$$\Sigma 13,85$$

Состав хлоркалия в пересчёте на сухое вещество:

KCl	$147,46 + 1,64 = 149,10$ кг	95,68%
NaCl	$3,78 + 2,24 = 6,02$ кг	3,86%
MgCl <sub>2</sub>	0,30кг	0,19%
CaCl <sub>2</sub>	0,40кг	0,26%
CaSO <sub>4</sub>	0,02кг	0,01 %
$\Sigma 155,84$ кг		$\Sigma 100\%$

Фугат с центрифуг возвращается на сгущение для улавливания мелких кристаллов. Масса фугата, возвращаемого на сгущение: 137,39 кг.

10. На подогрев и на растворение возвращается маточный щёлок в количестве:

$$1208,86 + 137,39 = 1346,25 \text{ кг.}$$

11. Для определения извлечения хлористого калия в концентрат вводим следующие обозначения:

$Q_0$  – масса сильвинита (в т.), из которого образуется 1,6033т осветлённого насыщенного щёлока, т;

$Q_1$  – масса готового хлоркалия в пересчёте на сухое вещество, т;

$K_0, K_1$  – содержание KCl в исходном сильвините и в готовом продукте соответственно, доли единицы;

$\Pi_{\text{шл}}^{\text{K}}$  – потери KCl со сгущённым глинистым шламом, сбрасываемым на шламохранилище, в т на 1 т сильвинита;

$\Pi_{\text{ГО}}^{\text{K}}$  – потери KCl с галитовыми отходами в т на 1т сильвинита;

$Q_P$  – масса рассола, возвращаемого со шламохранилища в основной цикл переработки, в т. на 1 т сильвинита (возвращается примерно 50% от всего образующегося рассола);

$C_P^K$  – концентрация KCl в рассоле, доли единицы 7,3%;

Далее составим уравнение материального баланса по KCl на  $Q_0$  т сильвинита:

$$Q_0 \cdot K_0 + Q_0 \cdot Q_P \cdot C_P^K = Q_1 \cdot K_1 + Q_0 \cdot П_{ШЛ}^K + Q_0 \cdot П_{ГО}^K$$

Коэффициент извлечения KCl –  $\eta$  равен:

$$\eta = Q_1 \cdot K_1 / (Q_0 \cdot K_0) \cdot 100\%,$$

$$Q_0 = Q_1 \cdot K_1 \cdot 100 / \eta \cdot K_0.$$

После подстановки  $Q_0$  в общее уравнение материального баланса находим  $\eta$ :

$$\eta = (K_0 + Q_P \cdot C_P^K - П_{ШЛ}^K - П_{ГО}^K) / K_0 \cdot 100\%$$

Содержание KCl в галитовых отходах задаются (по практическим данным). Пусть среднее содержание KCl в галитовых отходах, в пересчёте на сухое вещество, составляет 2,06%. Потери KCl с галитовыми отходами составляют (на 1 тонну перерабатываемой руды):

$$П_{ГО}^K = 0,67 \cdot 0,0206 = 0,013802 \text{ т или } 13,80 \text{ кг}$$

Потери KCl со шламами - потери с жидкой фазой шламов (с насыщенным щёлочком, уходящим со шламами на шламохранилище после их сгущения, в данном расчёте пункт б) равны 19,14 кг = 0 0194 т:

$$П_{ШЛ}^K = 0,01914 \text{ т.}$$

Далее принимаем, что на 1 т сильвинита со шламохранилища возвращается в основной цикл 131 кг рассола, или 0,131 т (~50,0 % от веса рассола, пункт 6 – таблица «Полный химсостав рассола шламохранилища»). На базе указанных величин находят  $\eta$  и  $Q_0$ :

$$\eta = (0,2612 + 0,131 \cdot 0,0730 - 0,01915 - 0,013802) / 0,2612 \times 100\% = 91,05 \%$$

Таким образом, по проведённому расчёту извлечение КСl в концентрат составит 91,05%

$$Q_o = 0,1491 \cdot 100 / 91,05 \cdot 0,2612 = 0,62694 \text{ т.}$$

12. Теперь определяем материальные потоки на 1т сильвинита путём деления величин, ранее найденных потоков на  $Q_o$ .

Потоки на 1т сильвинита:

1) горячий осветлённый насыщенный щёлк на ВКУ:

$$1,6033 / 0,62694 = 2,55734 \text{ т.}$$

2) вода на разбавление насыщенного щёлока на ВКУ:

$$12,04 / 0,62694 = 19,20 \text{ кг.}$$

3) общее количество испаряемой воды на ВКУ:

$$104 / 0,62694 = 165,89 \text{ кг.}$$

4) маточный щёлк в хлоркалиевой суспензии на выходе с ВКУ:

$$13601 / 0,62694 = 2169,43 \text{ кг.}$$

5) кристаллизат хлоркалиевой суспензии на выходе с ВКУ:

$$151,24 / 0,62694 = 241,24 \text{ кг.}$$

6) масса хлоркаалиевой суспензии на выходе с ВКУ:

$$2169,43 + 241,24 = 2410,67 \text{ кг.}$$

7) сгущённая хлоркаалиевая суспензия на центрифугирование при R=1:  $241,24 + 241,24 = 482,48 \text{ кг.}$

8) слив маточного щёлока со стадии сгущения, без учёта возврата фугата на сгущение:  $2169,43 - 241,24 = 1928,19 \text{ кг.}$

9) влажный отфугованный осадок хлоркаалия на сушку:

$$165,09 / 0,62694 = 263,33 \text{ кг.}$$

10) готовый хлоркаалий в пересчёте на сухое вещество:

$$155,84 / 0,62694 = 248,57 \text{ кг.}$$

11) вода с отфугованным влажным осадком хлоркаалия на сушку:

$$263,33 - 248,57 = 14,76 \text{ кг.}$$

12) состав готового хлоркаалия по компонентам, в пересчёте на сухое вещество, кг:

$$\text{KCl} \quad 248,57 \cdot 0,9568 = 237,83 \text{ кг;}$$

$$\text{NaCl} \quad 248,57 \cdot 0,0386 = 9,60 \text{ кг;}$$

$$\text{MgCl}_2 \quad 248,57 \cdot 0,0019 = 0,47 \text{ кг;}$$

$$\text{CaCl}_2 \quad 248,57 \cdot 0,0026 = 0,65 \text{ кг}$$

$$\text{CaSO}_4 \quad 248,57 \cdot 0,0001 = 0,02 \text{ кг.}$$

---


$$\Sigma 248,57 \text{ кг.}$$

13) фугат с центрифуг на сгущение:

$$137,39 / 0,62694 = 219,14 \text{ кг.}$$

14) слив маточного щёлока со стадии сгущения хлоркаалиевой суспензии, с учётом возврата фугата:

$$1928,19 + 219,14 = 2147,33 \text{ кг.}$$

Слив маточного щёлока подаётся вначале на поверхностные конденсаторы ВКУ с целью рекуперации тепла вторичных паров.

15) рассол, возвращаемый со шламоохранилища на фабрику – 131 кг  
рассол безвозвратно – остающийся на шламоохранилище:

$$262,19 - 131 = 131,19 \text{ кг.}$$

Химсостав этого рассола по компонентам в кг следующий:

$$\text{KCl} \quad 131,19 \cdot 0,073 = 9,58 \text{ кг;}$$

$$\text{NaCl} \quad 131,19 \cdot 0,1095 = 14,36 \text{ кг;}$$

$$\text{MgCl}_2 \quad 131,19 \cdot 0,0067 = 0,88 \text{ кг;}$$

$$\text{CaCl}_2 \quad 131,19 \cdot 0,0094 = 1,23 \text{ кг;}$$

$$\text{CaSO}_4 \quad 131,19 \cdot 0,0006 = 0,08 \text{ кг;}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 131,19 \cdot 0,8008 = 105,06 \text{ кг}$$

---


$$\Sigma 131,19 \text{ кг}$$

16) состав галитовых отходов по компонентам, в пересчёте на сухое вещество (находим по разности между приходом и расходом):

KCl	$261,2 - 237,83 - 9,58 = 13,79$ кг	2,06%
NaCl	$645,8 - 9,60 - 14,36 = 621,84$ кг	93,10%
MgCl <sub>2</sub>	$2,5 - 0,47 - 0,88 = 1,15$ кг	0,17%
CaCl <sub>2</sub>	$3,5 - 0,65 - 1,23 = 1,62$ кг	0,24%
CaSO <sub>4</sub>	$10,80 - 0,02 - 0,08 - 2,70 = 8,0$ кг	1,20%
H <sub>2</sub> O	$71,90 - 50,33 = 21,57$ кг	3,23%
	<hr/>	
	$\Sigma 667,97$ кг	$\Sigma 100\%$

17) влажные отфильтрованные галитовые отходы при влажности 6,0%:

$$667,97 \cdot 100 / (100 - 6,0) = 710,61 \text{ кг,}$$

$$\text{в том числе воды: } 710,61 - 667,97 = 42,64 \text{ кг.}$$

18) вода на промывку оборудования (находим по разности между приходом и расходом воды):

$$(14,76 + 42,64 + 105,06 + 165,89) - (4,30 + 19,20 + 147,93) = 156,92 \text{ кг.}$$

19) насыщенный щёлоч, поступающий на осветление в пластинчатый сгуститель (жидкая фаза):

$$2557,34 + 99,44 = 2656,78 \text{ кг.}$$



С учётом твёрдой фазы масса загрязнённого щёлока на осветление:  
 $2656,78 + 66,29 = 2723,07$  кг.

20) суспензия сгущённого глинистого шлама на удаление в шламохранилище:

$$66,29 + 99,44 = 165,73 \text{ кг.}$$

Солевой шлам циркулирует, поэтому в сводную таблицу материального баланса его не включаем.

21) маточный щёлок со стадии сгущения на поверхностные конденсаторы ВКУ и, далее, на пароподогреватели и на растворение, с учётом воды на промывку оборудования:

$$2147,33 + 156,92 = 2304,25 \text{ кг.}$$

Расчётный коэффициент извлечения KCl в концентрат 91,05%.  
Потери KCl 10,9 % в том числе с галитовыми отходами:

$$13,79 \cdot 100 / 261,2 = 5,28\%$$

С глинистым шламом, точнее с рассолом, оставшимся на шламохранилище

$$9,58 \cdot 100 / 261,2 = 3,67\%.$$

Таблица. Материальный баланс на 1 тонну руды

Наименование потоков	Химический состав, кг							
	KCl	NaCl	MgCl <sub>2</sub>	CaCl <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	H.O.	H <sub>2</sub> O	Σ
<u>Приход:</u>								
1.сильвинит	261,20	645,80	2,50	3,50	10,80	71,90	4,30	1000
2. вода:								
2.1 на разбавление щёлока на ВКУ							19,20	19,20
2.2 на разбавление шлама в шламо-хранилище							147,93	147,93
2.3 на промывку оборудования							156,92	156,92
Итого:	261,20	645,80	2,50	3,50	10,80	71,90	328,35	1324,05
<u>Расход:</u>								
1.отфильтрованный KCl на сушку	237,83	9,60	0,47	0,65	0,02	—	14,76	263,33
2.отфильтрованные галитовые отходы	13,79	621,84	1,15	1,62	8,0	21,57	42,64	710,61
3.оставшиеся шламы на шламохранилище:								
3.1 жидкая фаза	9,58	14,36	0,88	1,23	0,08	—	105,06	131,19
3.2 твёрдая фаза					2,70	50,33	—	53,03
4.испарённая вода на ВКУ							165,89	165,89
Итого:	261,12	645,80	2,50	3,50	10,80	71,90	328,35	1324,05

Выбор и расчёт технологического оборудования проводится по часовой производительности фабрики по руде и на одну технологическую линию.

Рассчитаем часовую производительность фабрики. Определим число технологических линий, уточним нагрузку по руде на одну линию и составим таблицу материальных потоков на одну линию.

Годовая производительность фабрики по руде  $Q_{\text{ГОД}}=13\text{млн.тонн.}$

Рассчитаем часовую производительность фабрики по руде

$$Q_{\text{ЧАС}} = \frac{Q_{\text{ГОД}} \times K}{\alpha \times \beta} \text{ т/час,}$$

где  $K$  – коэффициент неравномерности подачи руды. Для галургической фабрики при производстве КС1 = 1,15;

$\alpha$  – количество машинных дней в году;

$\beta$  – количество машинных часов в сутки.

Для фабрики  $\alpha = 340$ ,  $\beta = 22,5$ .

$$Q_{\text{ЧАС.ФАБ}} = \frac{13 \cdot 10^6 \cdot 1,15}{340 \cdot 22,5} = 1954,25 \text{ тонн/час}$$

Часовая производительность отделения дробления:

$$Q_{\text{ЧАС.ДР.}} = \frac{3 \cdot 10^6 \cdot 1,25}{300 \cdot 18} = 3009,26 \text{ тонн/час,}$$

где 1,25 – коэффициент неравномерности подачи руды для отделения дробления.

Учитывая, что нагрузка на 1 технологическую линию (определяется максимальной нагрузкой на применяемые растворители) до 700 тонн/час по исходной руде, рассчитаем число технологических потоков:

$$1954,25/700 = 2,79$$

Предусматриваем 3 технологические линии с нагрузкой на 1 линию:

$$1954,25/3 = 651,42 \text{ тонн/час.}$$

Составим таблицу материальных потоков на 1 линию, т.е. на 652,45 тонн/час.

По результатам расчёта материального баланса составляем водный баланс.

Таблица. Водный баланс

Приход воды в систему	На 1т	На $Q_{ч}=651,42$ т/ч	Расход	На 1т	На $Q_{ч} = 651,42$ т/ч
1. Вода с рудой	4,3	2,80	1. Вода с фильтратом	14,76	9,61
2. Вода на разбавление на ВКУ	19,20	12,51	2. Вода с фугатом	42,64	27,78
3. Вода на разбавление шлама на шламохранилище	147,93	96,36	3. Оставшаяся жидкая фаза шламов на шламохранилище	105,06	68,44
4. Вода на промывку оборудования	156,92	102,22	4. Испаренная вода на ВКУ	165,89	108,06
Итого:	28,35	213,89	Итого:	328,35	213,89

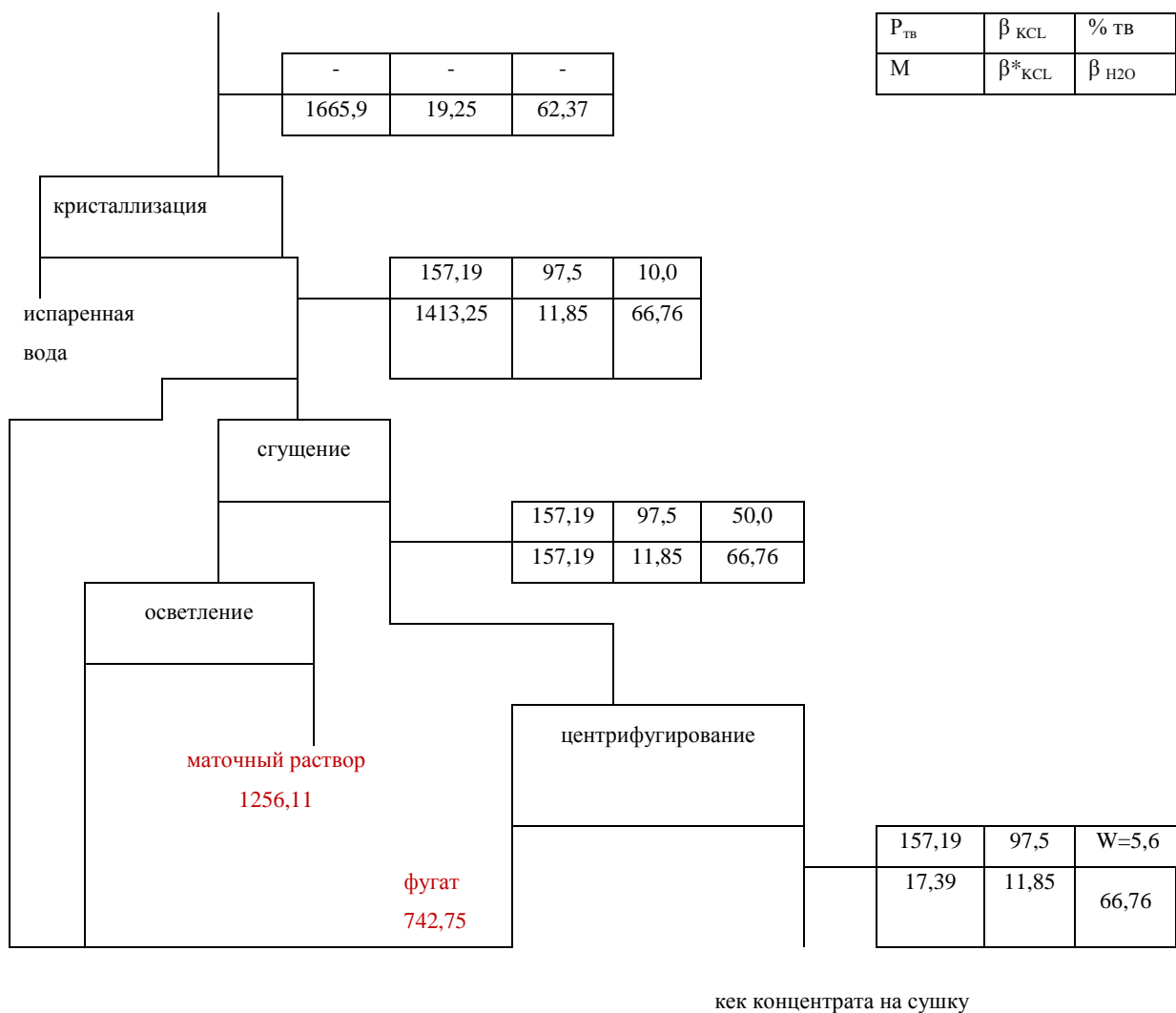
Таблица. Материальные потоки

Наименование потока	На 1 тонну	На 651,42 т/ч
1. Сильвинит	1	651,42
2. Горячий насыщенный щелок на ВКУ	2,55734	1665,90
3. Вода на разбавление насыщенного щелока	0,01920	12,51
4. Суммарное количество испаренной воды	0,16589	108,09
5. Маточный щелок суспензии с ВКУ	2,16943	1413,56
6. Кристаллизат	0,24124	157,19
7. Масса хлоркаалиевой суспензии на выходе с ВКУ	2,41067	1570,75
8. Сгущенная хлоркаалиевая суспензия	0,48248	314,38
9. Влажный осадок KCl	0,26333	171,58
10. Хлористый калий в пересчете на сухое вещество	0,24857	161,96
11. Фугат центрифуг на сгущение	0,21914	142,75
12. Маточный щелок со стадии сгущения с учетом возврата фугата и воды на промывку	2,30425	1501,33
13. Галитовые отходы на складирование:	0,71061	463,00
в том числе воды	0,04264	27,79
14. Вода на промывку оборудования	0,15692	102,27
15. Насыщенный щелок на отстаивание (после растворения):	2,72307	1774,72
в том числе твердая фаза (шламов)	0,06629	43,20
жидкая фаза	2,65678	1731,38
16. Суспензия глинистого шлама на шламоохранилище	0,16573	108,00
17. Вода на разбавление шлама	0,14793	96,40
18. Рассол со шламоохранилища	0,131	85,37
19. Суспензия шлама, оставшегося на шламоохранилище	0,16573	108,00
жидкая фаза	0,09944	64,80
твердая фаза	0,06629	43,20

Составим материальный баланс стадии сгущения и центрифугирования. Материальный баланс приведен в таблице (пример расчёта).

Таблица. Материальный баланс стадии сгущения и центрифугирования

Приход			Расход		
Наименование продуктов	На 1 т	На $Q_{\text{ч}} = 651,42$ т/ч	Наименование продуктов	На 1 т	На $Q_{\text{ч}} = 651,42$ т/ч
1. Кристаллизат: КСl NaCl	0,2351 0,00614	153,15 4,04	1. Осадок (кек концентрата): твёрдая фаза жидкая фаза	0,24124 0,02209	157,19 14,39
Итого:	0,24124	157,19	Итого:	0,26333	171,58
2. Маточный щелок	2,16943	1413,25	2. Фугат	0,21914	142,75
Итого	2,41066	1570,44	3. Слив сгущения (маточный щелок без учета циркуляции слива и фугата)	1,92819	1256,11
			Итого	2,41066	1570,44



- $P_{ТВ}$  - масса (вес) твердого, т/ч  
M - вес жидкой фазы, т/ч  
% ТВ - Массовая доля твердого, %  
 $\beta_{KCL}$  - массовая доля KCL в твердой фазе, %  
 $\beta^*_{KCL}$  - массовая доля KCL в жидкой фазе, %  
 $\beta^*_{H2O}$  - массовая доля воды в жидкой фазе, %

Рисунок. Качественно-количественная схема сгущения и центрифугирования.

Продукция флотационной и галургической фабрик

Гранулированный хлористый калий, полученный галургическим способом (линия А и Б) с массовой долей КСl 98,2%.





Гранулированный хлористый калий, полученный флотационным способом с массовой долей  $KCl$  95,6 %.



Галургический хлористый калий (линия В РВКУ)  
с массовой долей хлористого калия 99,0 %



Галургический КСl линия В (размер частиц до 0,7мм)



На обогатительных фабриках ОАО «Беларуськалий» перерабатывается сильвинитовая руда с целью получения хлористого калия – продукта, который применяется как минеральное удобрение и технического хлористого калия, применяемого как сырьё в других отраслях химической промышленности.



И на флотационных обогатительных фабрика, и на галургической фабрике производится концентрат КСL мелкий (крупность частиц до 2мм) и гранулированный (крупность частиц -4+2мм).



Массовая доля KCl до 99% (галургический концентрат)



Массовая доля KCl не более 95% (флотационный концентрат)



Отходами производства являются:

- 1) пылегазовые выбросы
- 2) хвосты флотационного обогащения и галитовый отвал на галургической фабрике – твёрдые отходы, которые складированы на поверхности с влажностью 7-9 %
- 3) глинисто-солевые шламы в виде суспензии, складированные в специально подготовленные бассейны (шламохранилища).

### Пылегазовые выбросы



## Хранилища твердых отходов



## Хранилища жидких отходов



Оборудование для измельчения  
и классификации измельченной руды

Буalara стержневой мельницы

Назначение буалары - улавливание посторонних предметов из слива мельницы, поступающего в зумпф, установленный на отметке 0,00м.

Техническая характеристика мельницы МСЦ 3200х4500

Размеры барабана (без футеровки), мм;

Диаметр – 3200,0

Длина – 4500,0

Номинальный объём барабана, м<sup>3</sup> -32,0

Частота вращения барабана, мин<sup>-1</sup> – 14,46

Мощность электродвигателя, кВт -900,0

Масса мельницы (без электрооборудования, смазочной станции, мелющих тел), кг-113119

Масса вращающихся тел (без мелющих тел, без измельчаемого материала), кг -108000,0

Масса мелющих тел ,кг – до 70000,0





### Характеристика привода барабана

Число зубьев вал-шестерни,  $Z_1$  - 22

Число зубьев зубчатого венца,  $Z_2$  - 254

Передаточное отношение,  $U$  - 11,545

Модуль в нормальном сечении.  $M_n$  - 20

Угол зацепления, град -  $\alpha$  - 20

Межцентровое расстояние,  $A$ , мм - 2771,64

Наибольший допустимый момент,  $M_m$ , тм - 20,0

Мельница оборудована электродвигателем ДСП 260/39-36  
мощностью 900 кВт числом оборотов  $167 \text{ мин}^{-1}$ .

Вес электродвигателя, кг - 15900,0





Числом мельниц определяется число технологических линий обогатительной фабрики (число технологических секций).



## Дуговое сито (дуговой грохот) СД-2 и СД-6

Применяется для мокрого грохочения материала, крупностью от 0,15 до 3 мм. Имеет криволинейную просеивающую поверхность, состоящую из колосников (шпальтов трапецеидальной формы из полиуретана), расположенных поперек движения пульпы. Расстояние между соседними шпальтами 2мм

### Техническая характеристика сита СД-2

Показатели	Параметры
Размер сита, мм:	
ширина	1170
длина	1730
Полезная площадь, м <sup>2</sup>	2,1
Радиус изгиба, мм	1500
Центральный угол охвата, град	90
Щель питающего патрубка, мм	2,0
Скорость пульпы на выходе из питающей щели, м/с	до 5
Удельная производительность по питанию, т/м <sup>2</sup> ·ч	до 100
Габариты, м	1,4*1,3*2,6
Масса, т	0,903



## Оборудование для обесшламливания и сгущения шламов

## Сгуститель (гидросепаратор) ГС-18

внутренний диаметр, м - 18,0

угол конусности, град - 150,0

рабочий объём, м<sup>3</sup> - 1138,0

производительность, м<sup>3</sup>/час – 1500,0

частота вращения гребкового устройства, мин<sup>-1</sup> - 1,0

мощность привода кВт - 11,0

крутящий момент привода, кНм –185

масса гидросепаратора, т;

в порожнем состоянии – 185,0

в загруженном - 1568,0

Материал бака, лотка сливного, патрубков, трубы впускной, колпака входного, конуса распределительного - сталь 09ГС

При гидросепарации массовая доля фракций, мм, %;

более 0,1 - 6,0-7,0

более 0,045 - 42,0-56,0

менее 0,045 - 31,0-56,0

## Техническая характеристика компактного сгустителя

Наименование показателя	Значение
Внутренний диаметр цилиндрической части , м	10,0
Угол конусности, град.	150
Номинальная площадь осаждения, м <sup>2</sup>	78,5
Рабочий объём, м <sup>3</sup>	300
Производительность по суспензии, м <sup>3</sup> /час	320
Частота вращения гребкового устройства, об/мин	0,265
Крутящий момент привода на выходе Н	90000
Рабочее давление	атмосферное
Рабочая среда	коррозийная
Режим работы	непрерывный
Удельная производительность по суспензии м <sup>3</sup> /м <sup>2</sup> час	4,1
Мощность электродвигателя, кВт	4,0
Габаритные размеры, м:	
длина	12,870
ширина	10,484
высота	9,554
Масса сгустителя, т:	
В порожнем состоянии	510

Содержание твёрдого, г/л:

в суспензии – 15 ÷ 35

в сливе – 0,15

в сгущённом продукте – 620,0





Сгуститель П-30

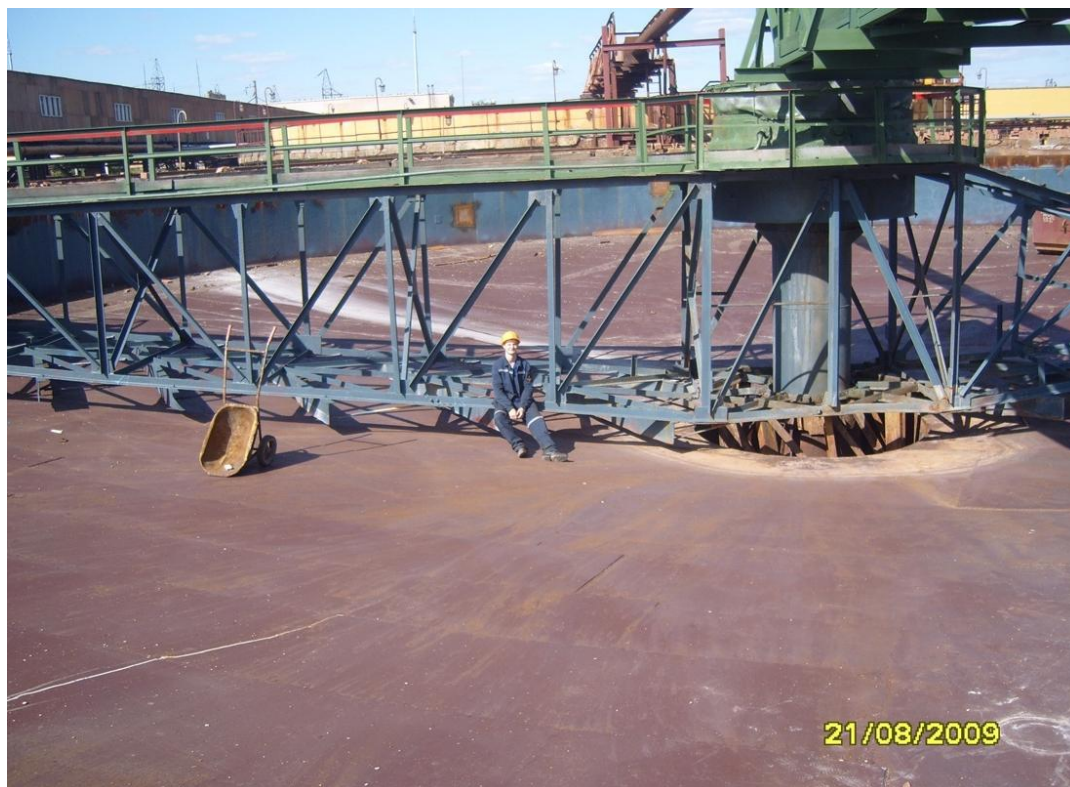
## Техническая характеристика сгустителя П-30

Показатели	Параметры
Диаметр чана, м	30
Глубина чана в центре, м	3,6
Номинальная площадь осаждения, м <sup>2</sup>	700
Частота вращения гребковой рамы, мин <sup>-1</sup>	0,06
Мощность электродвигателя, кВт	4,5
Габариты, м:	
высота не более	6,5
наибольший радиус не менее	17,2
Масса сгустителя без чана, т	36

Сгуститель П-30



### Гребковое устройство сгустителя П-30



### Сгущение шлама П-30





Четыре сгустителя П-30 с общим питанием через пульподелитель





## Гидроциклон типа СВП-710

Гидроциклон типа СВП-710 (спиральный вихревой полиуретановое покрытие) имеет следующие характеристики:

диаметр – 710 мм;

угол конусности – 20 град.;

диаметр сливного отверстия – 250 мм;

размеры входного отверстия – 270 x 90 мм;

максимальный диаметр пескового отверстия – 250 мм;

давление на входе – 2,0-2,5 кгс/см.



## Гидроциклон типа СВП-500

Гидроциклон типа СВП-500 (спиральный вихревой полиуретановое покрытие) имеет следующие характеристики:

диаметр – 500 мм;

угол конусности – 20 град.;

диаметр сливного отверстия – 160 мм;

размеры входного отверстия – 180 x 60 мм;

максимальный диаметр пескового отверстия – 153 мм;

давление на входе – 1,5-2,5 кгс/см;

объемная производительность – 300-400 м<sup>3</sup>/ч.



# Гидроциклоны СВП



## Оборудование для сильвиновой и шламовой флотации

## Аэратор ИМФ

Наименование показателей	Значение
Внутренний диаметр цилиндрической части, м	3,5
Угол конусности, град	85
Геометрический объем бака, м <sup>3</sup>	25
Рабочий объем бака, м <sup>3</sup>	20,7(23,7)
Рабочее давление	атмосферное
Рабочая среда	коррозионная
Режим работы	непрерывный
Производительность по суспензии, м <sup>3</sup> /ч	350
Плотность пульпы, т/м <sup>3</sup>	1,33 – 1,36
Размер твердых частиц в питании, мм	0-1,2
Температура исходной суспензии, °С	+12 ...+50
Давление подачи исходной суспензии, МПа	0,2 – 0,35
Габаритные размеры, м:	
длина	5,36
ширина	4,49
высота	8,02
Масса флотомашины, т	
в порожнем состоянии	10,3
в загруженном состоянии	28,2
Средний ресурс до капитального ремонта, ч	20000







МПМ-45

Техническая характеристика МПМ-45 (пневмомеханическая, монокамера)

Показатели	Параметры
Производительность по пульпе, м <sup>3</sup> /час	900
Объем камеры, м <sup>3</sup>	45
Блок импеллера: Электродвигатель типа АО2-9-8 мощность, кВт Число оборотов, об/мин	40 750
Тип передачи – клиноременная Количество ремней, шт	4
Диаметр азратора, мм Число оборотов азратора, мин <sup>-1</sup>	1100 180
Диаметр камеры, мм	4000
Высота камеры, мм	6200
Масса, кг	12500







## Общий вид флотомшины КСА



КСА в сборе





Блок аэратора в сборе



Мешалка аэратора



Патрубки трубы аэратора, расположенные коаксиально



Труба аэратора



## Оборудование для обезвоживания хвостов и концентрата

## Техническая характеристика вакуум-фильтра БЛК 40-3

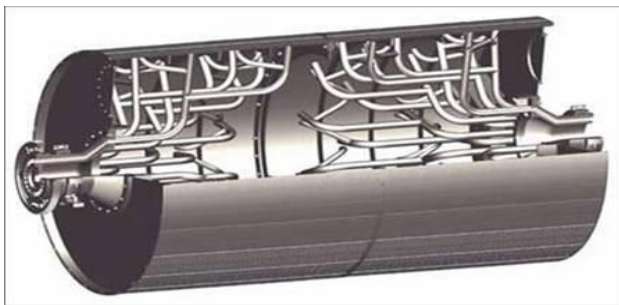
Показатели	Параметры
Фильтрующая поверхность, м <sup>2</sup>	40
Размеры барабана, мм	
диаметр	3000
длина	4000
Угол погружения барабана в корыто, град	100-135
Угол фильтрования, град	120
Скорость вращения барабана, мин <sup>-1</sup>	0,8;1,7
Средняя скорость мешалки, мин <sup>-1</sup>	0,4;0,5
Установленная мощность, кВт	
привода барабана	4,5
привода мешалки	4,5
Конструктивные размеры фильтра, мм	
длина	6600
ширина	4210
высота	3650



Данный фильтр, применяемый для обезвоживания хвостов, имеет одну распределительную головку



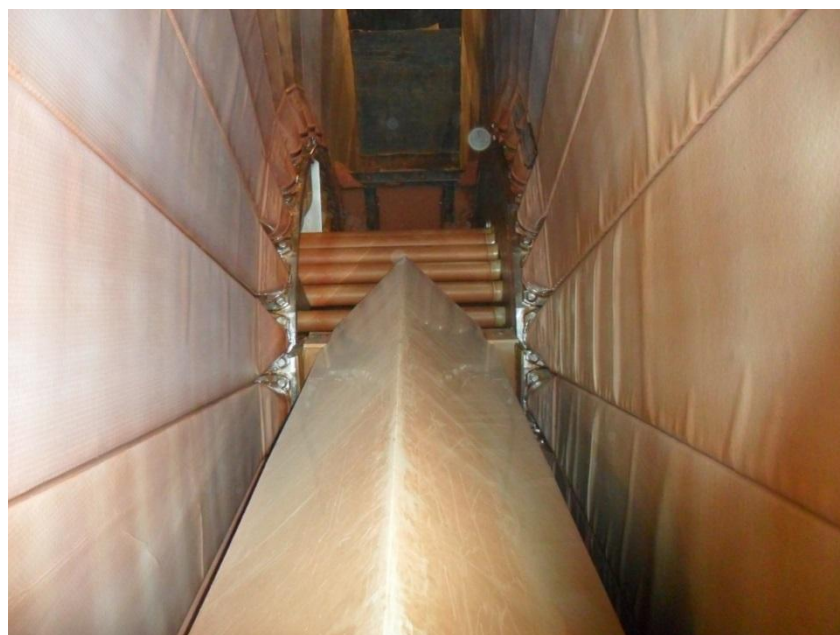
Фильтр и трубчатый коллектор на две распределительные головки



Дисковый вакуум фильтр  
Общий вид дискового вакуум-фильтра



Разгрузка осадка (направляющим ножом)





## Соединение секторов в диск



## Распределительная шайба для трёх дисков

Отверстия по окружности – три (по числу дисков). В каждой окружности 30 отверстий (по числу секторов диска).



Гидроциклоны для классификации концентрата  
и барабанные сушилки

Гидроциклоны ГЦР-500 для гидроклассификации концентрата

Техническая характеристика гидроциклона ГЦР-500

Показатели	Параметры
Диаметр гидроциклона, мм	500
Угол конусности, град	20
Эквивалентный диаметр питающего отверстия, см	13
Эквивалентный диаметр сливного патрубка, см	16
Диаметр пескового насадка, см	4,8-15
Давление пульпы на входе, МПа	0,04-0,15





### Барабанная сушилка СБ 3,2 х 22 (с трубчатой насадкой)

Техническая характеристика барабанной сушилки СБ 3,2 х 22 (с трубчатой насадкой)

Технические показатели	Параметры
Наружный диаметр барабана, мм	3200
Длина барабана, мм	22000
Угол наклона барабана, градус	3
Масса сушилки барабанной с комплектующ. изделиями, кг	161560
Частота вращения барабана, об/мин	2,3,4,6
Электродвигатель	АО113-12/8/6/4
Редуктор	Ц2-630-28-4
Температура входящих газов, °С	750
Температура исходящих газов, °С	140-145
Наибольшее количество материала, единовременно находящегося в барабане с учетом налипания, кг	50000
Насадка барабана (со стороны загрузки), м	
приемно-винтовая (угол подъема 60°)	≈ 1,5
лопастная-цепная	≈ 3,9
подъемно-лопастная	≈ 8-10
загрузочно-винтовая (угол подъема 45°)	≈ 1,3
трубчато-лопастная насадка	≈ 6,5
на длине 1,5 м со стороны выгрузки насадки	
нет	



Общий вид сушильного барабана



Крепление бандажа



## Крепление венцовой шестерни



## Лопастная насадка





Опорно-упорная станция



Трубчатая насадка сушильного барабана

