

Кафедра: «Металлургия и химическая технология»

Курсовая работа по ТНВ.

На тему: «Производство экстракционной фосфорной кислоты»

Выполнила: **Тажиева Г**

Группа: 30-10

Проверил: Маматкулов Н.Н.

Олмалык 2014

## ВАРИАНТЫ ЗАДАНИЙ

№ варианта		1	2	3	4	5	6	7	8	9
Производительность экстрактора (по 100% $P_2O_5$ ), тыс. т/год		110	110	110	110	110	120	120	120	120
Содержание в апатите % масс.	CaO	49	48	52	53	51	53	42	40	41
	F	2,8	2,0	3,0	1,0	1,5	1,8	3,0	3,2	2,9
	$P_2O_5$	36	35	39	36	35	37	28	24	25
Коэф-фициент	извлечения $P_2O_5$ при экстракции	0,99	0,98	0,98	0,98	0,98	0,99	0,99	0,99	0,99
	отмывки $P_2O_5$ при фильтрации	0,975	0,975	0,975	0,975	0,975	0,982	0,983	0,984	0,985
Содержание $P_2O_5$ в продукционной кислоте, % масс.		28,0	29,0	30,0	31,0	32,0	31,0	30,0	29,0	28,0
Отношение Ж : Т		3 : 1	2,8 : 1	2,6 : 1	2,4 : 1	2,2 : 1	2,0 : 1	2,2 : 1	2,4 : 1	2,6 : 1
Кратность циркуляции пульпы		4 : 1	3 : 1	2,8 : 1	3,0 : 1	3,2 : 1	3,4 : 1	3,6 : 1	3,8 : 1	4,0 : 1
Гипсовое число		1,4	1,5	1,6	1,4	1,5	1,6	1,4	1,5	1,6
Влаж-ность гипса	основная фильтрация	49	48	47	46	47	48	49	48	47
	1 фильтрация	44	43	42	41	42	43	44	43	42
	2 фильтрация	40	39	38	37	40	37	38	39	40
	3 фильтрация	38	37	36	35	34	35	36	37	38
Количество выделяющегося в газовую фазу (% масс. от загрузки апатита)	Фтор	18,0	17,0	16,0	15,0	14,0	15,0	16,0	17,0	18,0
	Вода	5,0	4,0	3,0	4,0	5,0	4,0	3,0	5,0	4,0
Температура в экстракторе, К		333	335	337	340	343	340	337	335	333
Реактор (модель)		РИС-Н	РИС-Н	2КРИ С-Н	РИС-Н	2КРИ С-Н	2КРИ С-Н	РИС-Н	2КРИ С-Н	2КРИ С-Н

Кинетическое уравнение для расчета линейной скорости роста кристаллов фосфогипса

$$\lambda = 3,3 \cdot 10^{-9} \cdot \exp \left[ - \frac{8000}{R T} \right] \cdot \left( C_{CaO} / C_{CaO,a} \right)^2, \text{ м/с}$$

## Содержание

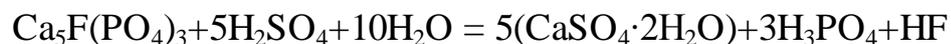
1. Краткая характеристика производства. Показатели качества основных продуктов. Сравнительный анализ существующих методов получения продукции.
2. Физико - химические основы получения продукта, понятие лимитирующей стадии процесса, пути управления скоростью лимитирующей стадии.
3. Обоснование и выбор технологической схемы процесса, описание.
4. Технологические расчеты.
5. Эколого-экономическая оценка этого метода.
6. Выводы по работе.
7. Список литературы.

1. Краткая характеристика производства. Показатели качества основных продуктов. Сравнительный анализ существующих методов получения продукции.

Экстракционную фосфорную кислоту получают разложением природных фосфатов серной кислотой, фильтрацией пульпы для отделения фосфорной кислоты от выпавшего в осадок сульфата кальция и последующего упаривания полученной кислоты.

Для обеспечения достаточной подвижности пульпы при ее перемешивании и транспортировке часть фильтрата возвращается в экстрактор.

При этом наряду с фосфорной кислотой образуется малорастворимый дигидрат сульфата кальция, выпадающий в осадок – фосфогипс.



Формы и размеры сульфатов кальция, образующихся при экстракции, зависят от температуры и концентрации фосфорной кислоты. Степени и условий снятия пресыщения, а также от содержания примесей и соотношения концентраций примесей.

Кристаллизацию гипса следует осуществлять из слабопересыщенных растворов в экстракторе с интенсивным перемешиванием пульпы, внешней и внутренней циркуляцией, предварительным смешиванием серной и оборотной фосфорной кислот. Поддержание оптимального содержания сульфатов в жидкой фазе пульпы (1-1,5% мас) – важное условие высокой степени извлечения  $\text{P}_2\text{O}_5$ . При снижении концентрации сульфат-ионов уменьшаются скорость и степень разложения фосфатных минералов, возрастает внедрения фосфата кальция в кристаллическую решетку сульфата кальция. С повышением содержания свободной серной кислоты уменьшается вероятность сокристаллизации фосфатов кальция. Однако при этом происходит кристаллизация сульфата кальция на поверхности зерен фосфата, что препятствует их разложению.

Физико- химические условия и конструктивное оформление разложение фосфата должны обеспечивать максимальное извлечение фосфорного ангидрида из фосфатита и получение кислоты с максимально возможной (при данном режиме) концентрацией.

С целью поддержания необходимого температурного режима в экстракторах пульпу охлаждают, обдувая ее поверхность воздухом или барботируя его, или же используют вакуум – испарители. Охлаждение пульпы за счет испарения воды при продувке воздухом или в вакуум – испарителях приводит, к тому же, к увеличению концентрации  $P_2O_5$  в жидкой фазе.

В качестве затравки для кристаллизации примесей применяют часть циркулирующей производственной пульпы: количество последней позволяет регулировать также и температуру экстракционной массы. На некоторых установках экстракцию проводят без циркуляционной пульпы.

Выделяющиеся при разложении фосфата газообразные фторсодержащие соединения, а также пары воды улавливаются в абсорбционной системе.

Часто при производстве кислоты с концентрацией, недостаточной для получения удобрений, ее упаривают. Этим же методом из обычной экстракционной фосфорной кислоты получают суперфосфорную кислоту.

Наиболее распространен дигидратный режим, усовершенствование которого позволяет получать из апатитового концентрата или высококачественных фосфоритов при  $65 - 80^\circ C$  фосфорную кислоту с содержанием 30-32%  $P_2O_5$ . Из других фосфоритов этим способом получают кислоту, содержащую 20-27%  $P_2O_5$ .

Фосфорную кислоту с содержанием более 30-32%  $P_2O_5$  получают по высококачественному режиму ( $90 - 100^\circ C$  и выше) с выделением в твердую фазу полугидрата или ангидрита. Полугидратный процесс в настоящее время широко используется в промышленности.

Ангидритный процесс, протекающий при температурах выше  $100^\circ C$  с применением концентрированной кислоты осложняется сильной коррозией аппаратуры, трудностью отделения мелких кристаллов. Помимо этого возникают большие трудности при отмывке фосфорной кислоты из осадка. Поэтому ангидритный процесс до сих пор не вышел из стадии небольших опытных масштабов.

Производство ЭФК состоит из следующих основных стадий: дозирование фосфатного сырья и серной кислоты, разложение фосфата смесью серной и фосфорной кислот (экстракции), охлаждение циркулирующей пульпы,

фильтрацию экстракционной пульпы, абсорбция фторсодержащих газов и концентрирование (упаривание) фосфорной кислоты.

2. Физико - химические основы получения продукта, понятие лимитирующей стадии процесса, пути управления скоростью лимитирующей стадии.

ЭФК получают разложением природных фосфатов серной кислотой, фильтрацией пульпы для отделения фосфорной кислоты от выпавшего в осадок сульфата кальция и последующего упаривания полученной кислоты. Для обеспечения достаточной подвижности пульпы при ее перемешивании и транспортировке часть фильтрата (раствор разбавления) возвращают в экстрактор.

При этом наряду с фосфорной кислотой образуется малорастворимый дигидрат сульфата кальция, который выпадает в осадок в виде трех кристаллогидратов: дигидрата  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ , полугидрата  $\text{CaSO}_4 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$ , ангидрита  $\text{CaSO}_4$ . Условия существования этих кристаллогидратов определяются, в основном, температурой процесса, концентрацией получаемой ЭФК, содержанием в ней серной кислоты и примесей в фосфатном сырье. В зависимости от получаемого кристаллогидрата сульфата кальция процессы производства ЭФК называют: дигидратный, полугидратный и ангидритный. Наиболее распространенный как в России, так и за рубежом, является дигидратный способ.

Процесс кристаллизации делится на два этапа: образование центров кристаллизации и рост кристаллов. Установлено, что при наличии затравки готовых кристаллов, образование новых центров кристаллизации происходит в меньшей степени, а основная масса материалов затрачивается на рост имеющихся кристаллов.

Скорость разложения фосфатов серной кислотой в присутствии раствора разбавления зависит не только от активности ионов водорода, но и от степени пересыщения жидкой фазы продуктом реакции (малорастворимого соединения сульфата кальция).

Скорость процесса разложения значительно увеличится с повышением температуры даже при использовании фосфата грубого помол и 50% серной

кислоты. Однако в присутствии фосфорной кислоты, по-видимому, вследствие снижения активности ионов водорода, скорость разложения фосфата серной кислотой несколько уменьшается. Скорость разложения фосфата зависит от его природы и прямо пропорциональна поверхности зерен минерала.

Экспериментально установлено, что в процессе разложения фосфатов определяющей стадией является рост кристаллов сульфата кальция из фосфорно - кислотного раствора:

$$\dot{L}_s = K_r S^n$$

[1;с207]

Где  $\dot{L}_s$  – линейная скорость роста кристаллов сульфата кальция, м/с;  $K_r$  – константа скорости роста, м/с;  $S$  – относительная степень пересыщения раствора;  $n$  – показатель степени.

Продолжительность пребывания реакционной массы в экстракторе, а следовательно и его производительность зависит от скорости роста кристаллогидратов сульфата кальция, форма и размеры которых должны обеспечивать хорошую фильтруемость слоя этого материала и эффективную отмывку его от фосфорной кислоты минимальным количеством воды.

Таким образом, лимитирующей стадией, является непосредственно фильтрация.

3. Обоснование и выбор технологической схемы процесса, описание.

Процесс производства ЭФК можно разделить на следующие основные стадии: подача реагентов в процесс, разложение фосфата и кристаллизация сульфата кальция, снятие избыточной теплоты процесса, фильтрование экстракционной пульпы, очистка отходящих газов от соединения фтора.

### 3.1. Подача реагентов в процесс.

Фосфатное сырье со склада с помощью сжатого воздуха подается в расходный бункер, где воздух отделяется от фосфата, очищается в циклонах и выбрасывается в атмосферу. Затем фосфат поступает в экстрактор. Подача и дозирование фосфата в экстрактор осуществляется ленточными весовыми дозаторами.

Дозатор состоит из следующих узлов:

- питателя, обеспечивающего поступление фосфата из бункера на ленту дозатора;
- ленточного транспортера с весоизмерительным устройством.

Серная кислота насосами подается в расходный сборник, затем в экстрактор. Регулирование расхода кислоты осуществляется клапаном с дистанционным управлением, а замер – индукционным расходомером. Перед поступлением в экстрактор серная кислота смешивается циркулирующей пульпой в смесителе для снижения местных пересыщений в различных частях объема в момент ввода.

Оборотная фосфорная кислота подается с узла фильтрации. Она включает в себя жидкую фазу пульпы за вычетом производственной фосфорной кислоты и воду, подаваемую на промывку осадка.

### **3.2. Разложение фосфата и кристаллизация сульфата кальция.**

Это самая важная стадия производства ЭФК. Она определяет производительность системы, интенсивность ее работы и качество получаемой кислоты. Технологическая задача данной стадии производства заключается в максимальном извлечении  $P_2O_5$  фосфата в кислоту и получения однородных, хорошо фильтрующихся кристаллов сульфата кальция.

Разложение и кристаллизация осуществляются в экстракторах.

Наиболее важными технологическими характеристиками работы экстрактора является удельный съем фосфорной кислоты с  $1 \text{ м}^3$  рабочего объема в час и коэффициент разложения фосфата. Разложение фосфата при оптимальных условиях заканчивается за 5..7 мин. Однако в промышленных условиях процесс длится 2..8 часов. Это вызвано тем, что в момент ввода реагентов в экстрактор возникают значительные местные градиенты концентрации свободной или в жидкой фазе пульпы. И в том, и в другом случае из-за пересыщений по сульфату кальция выше пороговых образуются сульфатные пленки и процесс тормозится. Для уменьшения местных пересыщений в экстракторе применяют специальные методы и устройства: «мокрое» питание с фосфатом в экстракторе, смесители серной кислоты с пульпой и обратным раствором, распределение серной кислоты по секциям

экстрактора, также осуществляется интенсивное перемешивание пульпы и рецикл пульпы.

Рецикл пульпы с последних секций экстрактора в первые по внешнему контуру насосами совмещается с охлаждением пульпы в вакуумных испарителях.

Температура процесса также влияет на разложение фосфата, так как с ее повышением усиливается диффузия в жидкости и повышается растворимость сульфата кальция. В дегидратном процессе верхний предел температуры составляет  $78..82^{\circ}\text{C}$  (выше начинается кристаллизации смеси дигидрата и полугидрата сульфата кальция), а нижний  $65..75^{\circ}\text{C}$ , так как при этом существенно повышается вязкость кислоты и ухудшаются фильтрация и промывка осадка.

Концентрация серной кислоты определяет растворимость сульфата кальция.

С повышением концентрации фосфорной кислоты кристаллы становятся мельче и скорость промывки и фильтрации осадка уменьшается. Учитывая изложенное, наиболее рациональным является следующее устройство и технологический режим работы экстрактора. Экстрактор разделен на две зоны, условно называемых зоной разложения фосфата и зоной кристаллизации сульфата кальция. В первой зоне происходит наиболее интенсивное перемешивание пульпы, имеется мощный внутренний рецикл пульпы. В первую зону поступают фосфат в виде смеси с пульпой из этой же зоны и такое количество серной кислоты, чтобы концентрация серной кислоты стала несколько ниже пороговой. Температура поддерживается ближе к верхнему предельному значению. В этом случае создаются наиболее благоприятные условия для растворения фосфата и основной кристаллизации сульфата кальция.

Во второй зоне интенсивность перемешивания ниже и поддерживается на уровне, предотвращающем осаждение на днище реактора сульфата кальция ( $0,4...0,6 \text{ кВт/м}^3$ ); температура также ниже, чем в первой зоне.

Дополнительно подается серная кислота, чтобы высадить растворенный сульфат кальция и за счет этого дорастить кристаллы.

### **3.3. Снятие избыточной теплоты процесса.**

Температура пульпы в реакционной системе определяет фазовый состав сульфата кальция (дигидрат, полугидрат). влияет на скорость растворения фосфата, распределение фтора между жидкой и газовой фазами, величину и форму кристаллов сульфата кальция, коррозионную агрессивность среды и др. Поддержание оптимальной температуры пульпы в экстракторе достигается охлаждением ее различными способами.

Количество избыточной теплота в процессе получения ЭФК зависит от вида используемого фосфатного сырья, концентрации серной кислоты, типа процесса и конкретных технологических показателей.

Теплота химического разложения фосфата зависит в большой степени от концентрации применяемой серной кислоты. Так, если вместо 93 %-ной применять 56% -ную или 75 %-ную (охлажденных до одинаковой температуры), то тепловой эффект уменьшается на 46,0 и 27,0 % соответственно. Однако, как было отмечено применение концентрированной серной кислоты предпочтительнее, так как улучшается водный баланс системы, упрощается технологическая схема.

Съем избыточной теплота в производстве ЭФК осуществляется, в основном, вследствие испарения воды из жидкой фазы экстракционной пульпы. Это связано с высоким парциальным давлением паров воды над растворами фосфорной кислоты.

Вакуум-испарительная установка. Пульпа из экстрактора насосом |  
подается в испарительную камеру, в которой поддерживается вакуум  
50...90%

За счет унижения давления температура кипения жидкой фазы пульпы в испарителе понижается и интенсивность испарения воды возрастает.

Охлажденная пульпа из испарительной камеры возвращается в экстрактор. Чтобы обеспечить самотек, вакуум-испаритель по отношению к экстрактору устанавливается на барометрической высоте.

### **3.4. Фильтрация экстракционной пульпы.**

Фильтрация осуществляется на вакуум-фильтрах.

Карусельный лотковый фильтр состоит из 24 отдельных лотков, на днищах которых уложена фильтровальная ткань (капрон, лавсан и т.п.).

Лотки установлены на каретках с колесами, движущимися по круговым рельсам. С помощью двух шайб, образующих головку фильтра – подвижной, вращающейся вместе с лопатками, и неподвижной – фильтраты отсасываются в соответствующие вакуум-сборники (15, 16 и 17). После прохождения зон фильтрации и промывок каждый лоток с помощью направляющих автоматически опрокидывается для выгрузки лепешки фосфогипса. Фильтровальная ткань промывается водой и подсушивается воздухом. Затем лоток вновь принимает рабочее положение и перемещается в зону основного фильтрования. Воду, используемую для регенерации фильтровальной ткани, подают на последнюю или предпоследнюю зону промывки осадка, что сокращает потери  $P_{10}O_4$  и позволяет создать на экстракционных установках замкнутую систему водооборота.

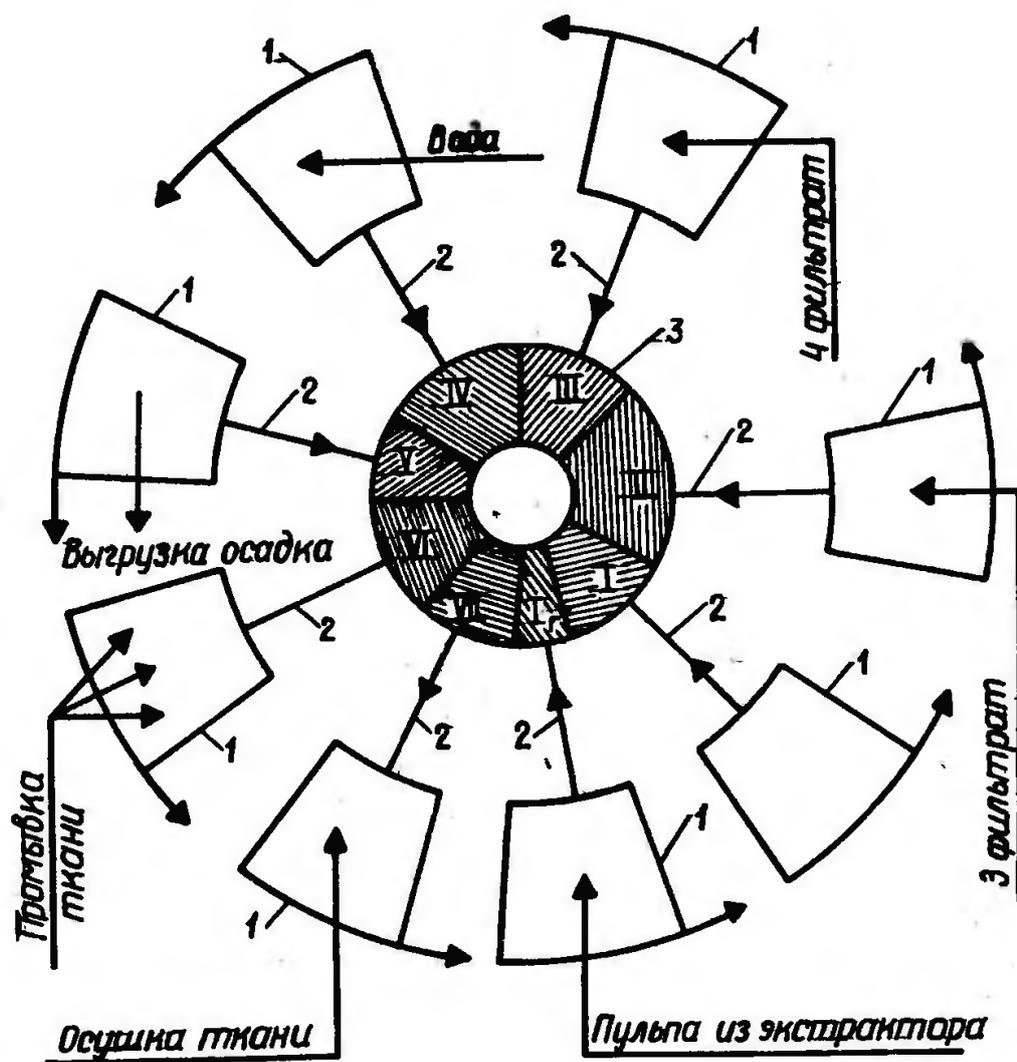
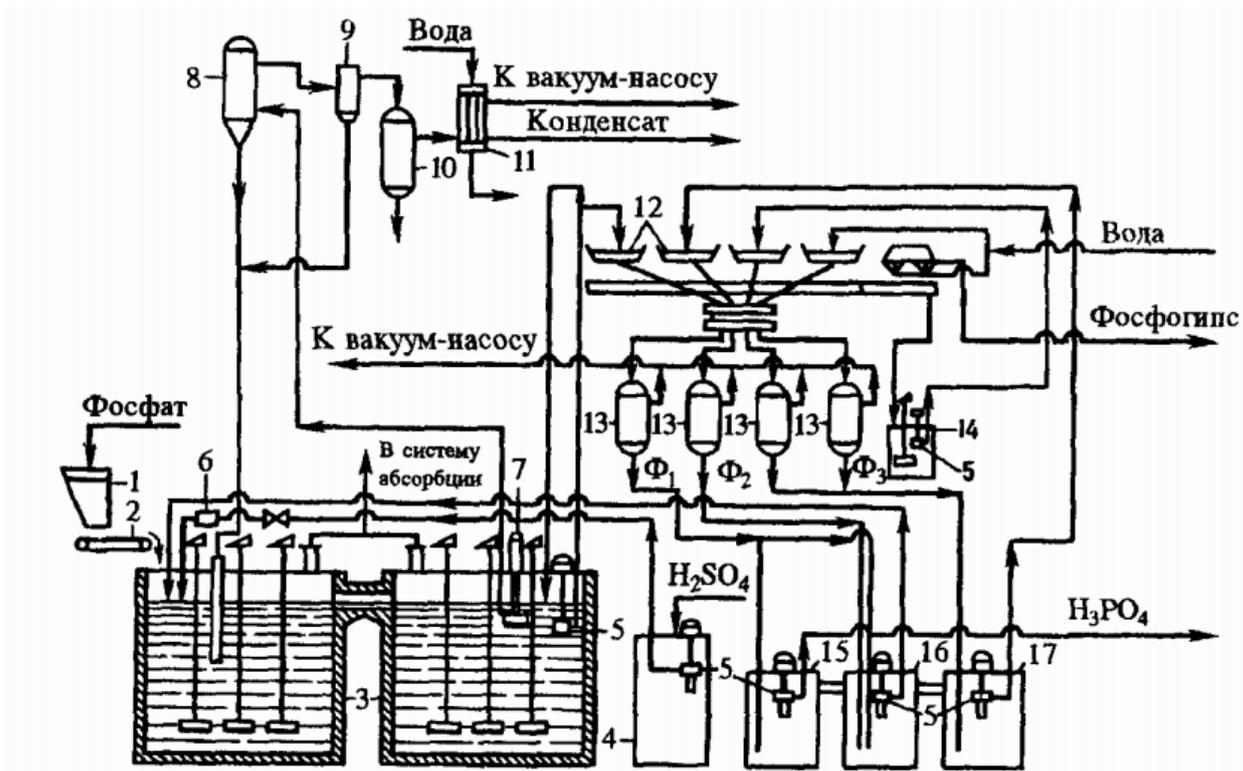


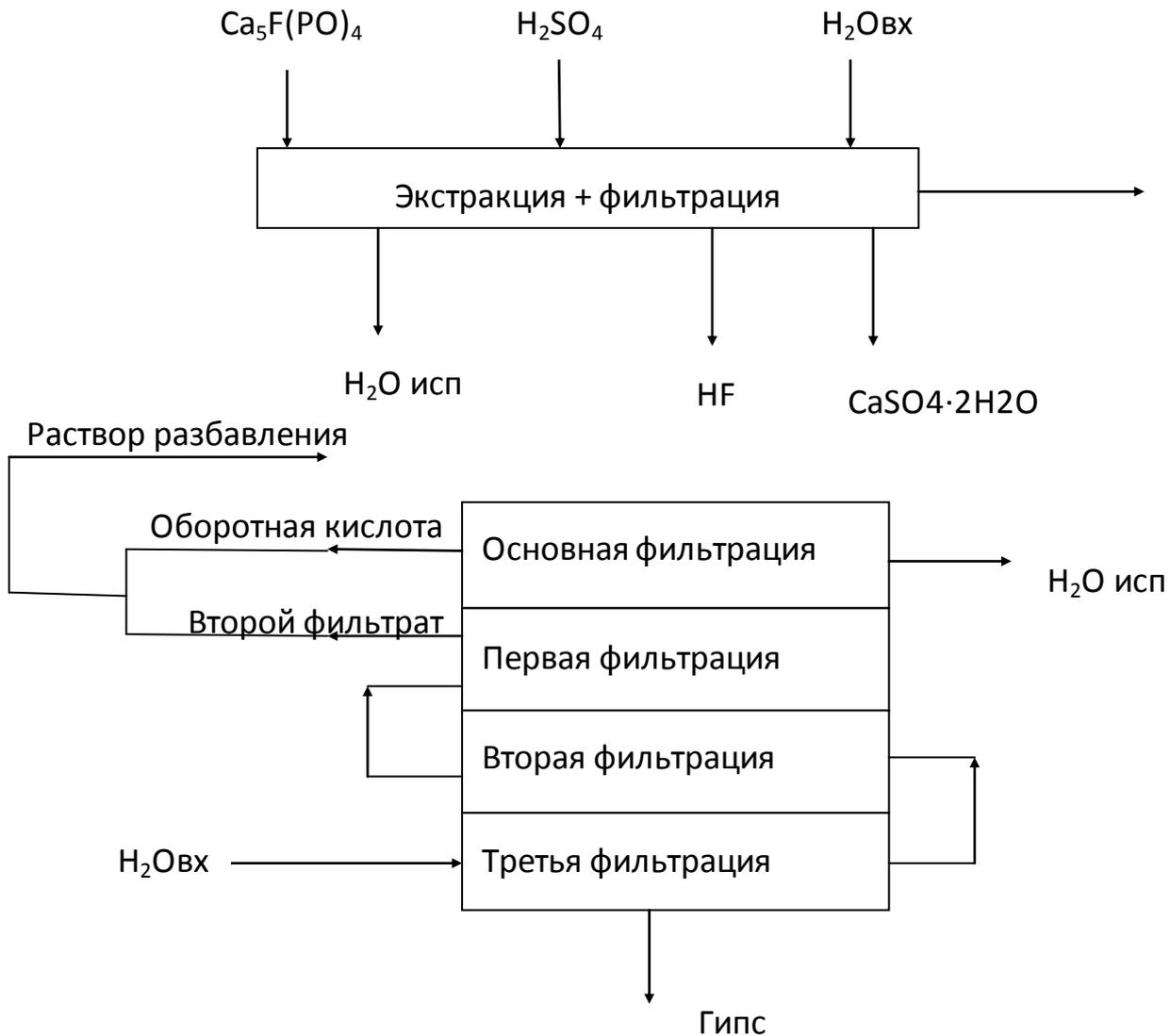
Рис. 9. Схема работы карусельно-лоткового вакуум-фильтра: I – ковши, 2 – шланги, 3 – головка, I г, I...VII – зоны



Технологическая схема получения экстракционной фосфорной кислоты дигидратным способом:

1 – бункер фосфатного сырья; 2 – дозатор; 3 – двухступенчатый экстрактор; 4 – сборник серной кислоты; 5 – погружные насосы; 6 – расходомер серной кислоты; 7 – погружной насос (циркуляционный); 8 – испаритель; 9 – брызгоуловитель; 10 – конденсатор; 11 – барботажный нейтрализатор; 12 – лотки карусельного вакуум-фильтра; 13 – ресиверы (сепараторы); 14 – промежуточный сборник суспензий – после регенерации фильтровальной ткани; 15, 16, 17 – барометрические сборники: для первого (основного) фильтра (15), для оборотной фосфорной кислоты (16), для промывного фильтра (17)

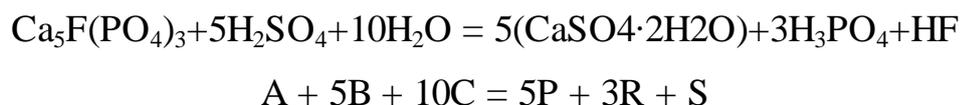
Схема производства экстракционной фосфорной кислоты дигидратным способом



Допущения сделанные при составлении материального баланса:

- не учитывается испарение воды в экстракторе;
- не учитывается испарение воды в вакуум-испарителе;
- испарение воды при фильтрации и промывке не рассматривается по секциям карусельного фильтра.

Количество исходных реагентов и продуктов реакции:



Определяем из системы стехиометрических соотношений:

$$\frac{\Delta n_A}{1} = \frac{\Delta n_B}{5} = \frac{\Delta n_C}{10} = -\frac{\Delta n_P}{5} = \frac{\Delta n_R}{3} = \frac{\Delta n_S}{1}$$

Принимая годовой эффективный фонд времени работы экстрактора

$T_{\text{эф}}=6770$ ч, определяем часовую производительность:

$$\frac{120000 \cdot 10^3}{6770} = 17725 \text{ кг/ч,}$$

$$M(\text{P}_2\text{O}_5) = 142 \text{ кг/кмоль,} \quad 17725 = 124,8 \text{ кмоль/ч по } \text{P}_2\text{O}_5.$$

С учетом коэффициента извлечения  $\text{P}_2\text{O}_5$  при экстракции и коэффициента отмывки  $\text{P}_2\text{O}_5$  при фильтрации количество апатита, вступившего в реакцию:

$$\frac{124,8}{0,99 \cdot 0,985} = 128 \text{ кмоль/ч.}$$

Определяем массу апатита, вступившего в реакцию:

$$\frac{128 \cdot 142}{0,25} = 72704 \text{ кг/ч}$$

Количество чистого апатита  $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$  без примесей, поступающего в реактор:

$$n_{\text{A},0} = 72704/0,99 = 73438,4 \text{ кг/ч} = 145,7 \text{ кмоль/ч,}$$

$$\text{где } M(\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3) = 504 \text{ кг/кмоль.}$$

Количество  $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$ , выходящего из реактора:

$$n_{\text{A},f} = n_{\text{A},0}(1 - X_{\text{A}}) = 145,7 (1 - 0,99) = 1,46 \text{ кмоль/ч,}$$

$$\Delta n_{\text{A}} = n_{\text{A},0} - n_{\text{A},f} = 145,7 - 1,46 = 144,2 \text{ кмоль/ч.}$$

Количество  $\text{H}_2\text{SO}_4$ :

$$\Delta n_{\text{B}} = 5 \Delta n_{\text{A}} = 5 \cdot 144,2 = 721 \text{ кмоль/ч.}$$

С учетом избытка серной кислоты:

$$\Delta n_{\text{A},0} = 5 \cdot 145,7 = 728,5 \text{ кмоль/ч, а } \Delta n_{\text{B},f} = 728,5 - 721 = 7,5 \text{ кмоль/ч.}$$

Количество  $\text{H}_2\text{O}$ :

$$\Delta n_{\text{C}} = 10 \Delta n_{\text{A}} = 10 \cdot 144,2 = 1442 \text{ кмоль/ч.}$$

Количество  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ :

$$\Delta n_{\text{P}} = 5 \Delta n_{\text{A}} = 5 \cdot 144,2 = 721 \text{ кмоль/ч.}$$

Количество  $\text{H}_3\text{PO}_4$ :

$$\Delta n_{\text{R}} = 3 \Delta n_{\text{A}} = 3 \cdot 144,2 = 432,6 \text{ кмоль/ч.}$$

Количество  $\text{HF}$ :

$$\Delta n_{\text{S}} = \Delta n_{\text{A}} = 144,2 \text{ кмоль/ч.}$$

**Материальный баланс процесса экстракции, составленный по индивидуальным компонентам**

Компоненты	Приход		Расход	
	Кг/ч	Кмоль/ч	Кг/ч	Кмоль/ч
Ca <sub>5</sub> F(PO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	73438,4	145,7	756	1,5
Примеси	742	0	742	0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	71393	728,5	735	7,5
H <sub>2</sub> O	25956	1442	0	0
CaSO <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O	0	0	124012	721
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	42394,8	432,6
HF	0	0	2884	144,2
Всего	171529,4	2316,2	171524,8	1306,76

Примеси по содержанию в апатите P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> 25% масс и CaO 41% масс.

(по ТУ 113-12-110-83)

Богдановское месторождение [2,с34]

Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> – 2,5; Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> – 1,2; CO<sub>2</sub> – 4,6; Н.о – 12; Σ=20,3%

**Материальный баланс производства экстракционной фосфорной кислоты из апатитового концентрата.** На разложение апатита, содержащего 41(масс.%) CaO, расходуется 70684,4 кг/ч моногидрата серной кислоты. На входе на смешение с раствором разбавления в реактор подают 71393 кг/ч концентрированной кислоты.

Количество фтора, выделившегося при экстракции:

$$74169 \cdot 0,029 \cdot 0.18 = 387 \text{ кг/ч}$$

В пересчете на SiF<sub>4</sub> (M(SiF<sub>4</sub>) = 104 кг/кмоль):

$$\frac{387 \cdot 104}{19 \cdot 4} = 529,8 \text{ кг/ч}$$

Количество P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, переходящего в раствор при экстракции:

$$74169 \cdot 0,25 \cdot 0,99 = 18356,8 \text{ кг/ч}$$

Потери  $P_2O_5$  при экстракции:

$$74169 \cdot 0,25 = 18542,25 \text{ кг/ч}$$

$$18542,25 - 18356,8 = 185,45 \text{ кг/ч}$$

Количество образующейся фосфорной кислоты 28,0 мас.%  $P_2O_5$ :

$$\frac{18356,8}{0,28} = 65560 \text{ кг/ч}$$

Содержание воды в кислоте:

$$65560 - 18356,8 = 47203,2 \text{ кг/ч}$$

Количество пульпы, поступающей на фильтрацию; Ж : Т = 2,6 : 1;

гипсовое число 1,6:

$$1,6 \cdot 74169 \cdot 2,6 + 1 = 427213,44 \text{ кг/ч}$$

В ней содержится:

$$\text{твёрдой фазы} \quad 1,6 \cdot 74169 = 118670,4 \text{ кг/ч}$$

$$\text{жидкой фазы} \quad 427213,44 - 118670,4 = 308543 \text{ кг/ч}$$

$$\text{в том числе } P_2O_5 \quad 308543 \cdot 0,28 = 86392 \text{ кг/ч}$$

Количество пульпы:

$$\text{циркулирующей} \quad 427213,44 \cdot 4 = 1708853,76 \text{ кг/ч,}$$

$$\text{экстракционной} \quad 427213,44 + 1708853,76 = 2136067,2 \text{ кг/ч.}$$

Количество  $P_2O_5$  в жидкой фазе экстракционной пульпы:

$$86392 + 86392 \cdot 4 = 431960 \text{ кг/ч,}$$

в том числе из апатитового концентрата и из раствора разбавления

$$86392 + 18356,8 = 104748,8 \text{ кг/ч.}$$

Образующаяся пульпа содержит  $P_2O_5$ :

$$18356,8 + 104748,8 = 123105,6 \text{ кг/ч.}$$

Количество  $P_2O_5$ , поступившего в реактор с циркулирующей пульпой:

$$431960 - 18356 + 104748,8 = 308855 \text{ кг/ч.}$$

На экстракцию поступает:

$$\text{пульпы с расходом} \quad 427213,44 + 4 \cdot 427213,44 = 2136067,2 \text{ кг/ч,}$$

$$\text{в том числе твёрдой фазы} \quad 118670,4 + 4 \cdot 118670,4 = 593352,3 \text{ кг/ч.}$$

**Материальный баланс процесса экстракции (без учета испарения воды)**

Компонент	Приход, кг/ч	Компонент	Расход, кг/ч
Апатитовый концентрат	74169	Фтор	387
Раствор серной кислоты	142786	Пульпа, поступающая на	427213,44
Раствор разбавления	210645,44	фильтрацию	1708853,76
Циркуляционная пульпа	1708853,76	Циркуляционная	2136454,2
Всего	2136454,2	Всего	

Материальный баланс фильтрации экстракционной пульпы.

Основная фильтрация.

Приход: при гипсовом числе  $G_r=1,6$  и  $Ж : Т = 2,6 : 1$  количество пульпы, поступающей на фильтрацию:

$$G_{п}=1,6 \cdot 74169 \cdot 2,6 + 1 = 427213,44 \text{ кг/ч.}$$

Выход продукционной фосфорной кислоты:

$$G_{прод} = 74169 \cdot 0,25 \cdot 99 \cdot \frac{98,5}{2800} = 64576,7 \text{ кг/ч.}$$

Количество раствора разбавления:

$$427213,44 - (74169 + 142786 - 387) = 210645,44.$$

Количество фосфогипса после первой фильтрации:

$$118670,4 \cdot \frac{100}{100 - 47} = 223906,4 \text{ кг/ч,}$$

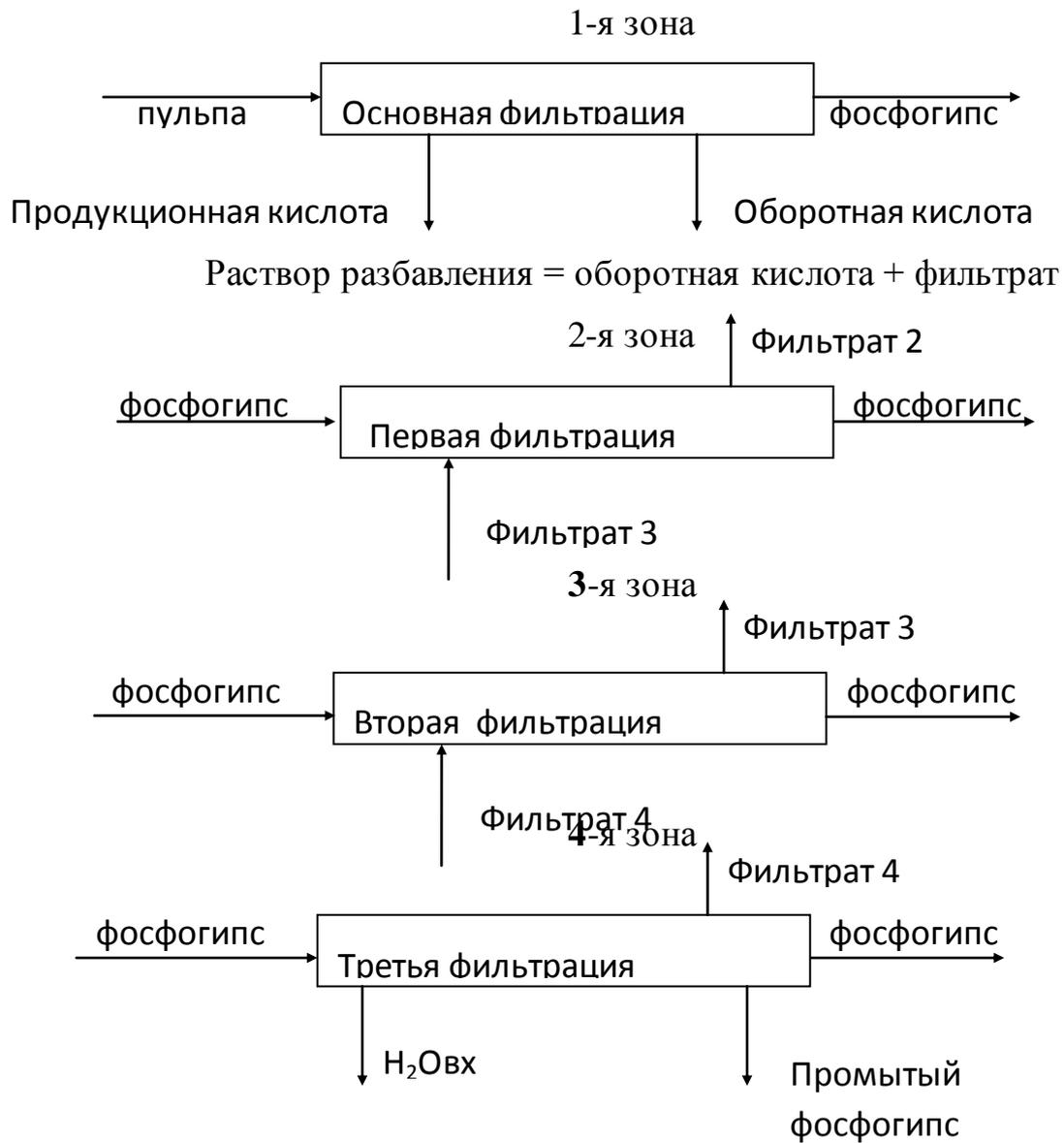
в том числе гипса 118670,4 кг/ч,

жидкой фазы  $223906,4 - 118670,4 = 105236$  кг/ч.

Количество оборотной фосфорной кислоты  $G_{об.к.}$ :

$$118670,4 \cdot 2,6 - 64576,7 + 106236 = 138730,34 \text{ кг/ч.}$$

### Схема фильтрования экстракционной пульпы.



Определение реакционного объема экстрактора.

Двухкаскадный реактор идеального смешения.

Допущения об идеальности:

- мгновенное изменение параметров процесса, равенство параметров во всех точках секции и в потоке, выходящем из нее;

- отсутствие обратного влияния: каждый последующий реактор не влияет на предыдущий.

Используем графический способ расчета каскада.

Уравнение материального баланса по компоненту А для экстрактора:

$$Vc_{A,0} - Vc_{A1} = W_{r,A1} V;$$

$$Vc_{A,1} - Vc_{A2} = W_{r,A2} V$$

$$\frac{c_{A,0}}{\tau} - \frac{1}{\tau} C_A = W_{r,A} V, \quad (c_{A,0} < c_A < c_{A,1})$$

$$\frac{c_{A,1}}{\tau} - \frac{1}{\tau} C_A = W_{r,A} V \quad (c_{A,1} < c_A < c_{A2})$$

где  $C_A$  – концентрация оксида кальция в растворе, кмоль/м<sup>3</sup>;

$W_{r,A}$  – массовая скорость кристаллизации сульфата кальция.

В экстракционной пульпе содержится  $721 \cdot 56 = 40376$  кг/ч сульфата кальция (молярная масса сульфата кальция – 56 кг/кмоль).

Плотность пульпы как двухкомпонентной смеси: фосфорной кислоты и фосфогипса:

$$\rho_{\Pi} = \rho_{\text{H}_3\text{PO}_4} \cdot m_{\text{фг}} + \rho_{\text{фг}} \cdot m_{\text{фг}};$$

$$\rho_{\text{H}_3\text{PO}_4} = 1,274 \text{ т/м}^3 = 1274 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{\text{фг}} = 2,3 \text{ г/см}^3 = 2300 \text{ кг/м}^3;$$

$$\text{Ж} : \text{Т} = 2,6 : 1.$$

Массовые доли:

$$m_{\text{H}_3\text{PO}_4} = 2,6/(1+2,6) = 0,72; \quad m_{\text{фг}} = 1/(1+2,6) = 0,28;$$

$$\rho_{\Pi} = 1274 \cdot 0,72 + 2300 \cdot 0,28 = 1561,28 \text{ кг/м}^3.$$

Концентрация сульфата кальция:

$$C_{\text{CaO}} = \frac{40376/56}{(2,6 \cdot 40376 + 40376)/1561,28} = 7,75 \text{ кмоль/м}^3.$$

Равновесная концентрация сульфата кальция

$C_{\text{CaO},e} = 1 \text{ мас.}\%$ , т.е в одном кг. Раствора содержится 10 г CaO твердого вещества или

$$C_{\text{CaO}} = \frac{10 \cdot 10^{-3} \cdot 1561,28}{56} = 0,27 \text{ кмоль/м}^3;$$

$$C_f = 8C_e = 8 \cdot 0,11 = 2,14 \text{ кмоль/м}^3.$$

Массовая скорость кристаллизации сульфата кальция

$$W_{r,A} = \dot{L}_{\text{фг}} \rho_{\text{фг}} \cdot f,$$

Где линейная скорость кристаллов фосфогипса

$$\dot{L}_{\text{фг}} = 3,3 \cdot 10^{-9} \exp - \frac{8000}{RT} \frac{C_{\text{CaO}}^2}{C_{\text{CaO},e}} ;$$

$T = 333\text{K}$ ;  $f = 1,25 \cdot 10^3 \text{ м}^2/\text{м}^3$  – удельная поверхность затравочных кристаллов;

$$\rho_{\text{фг}} = 2300/136 = 16,9 \text{ кмоль}/\text{м}^3;$$

$$\begin{aligned} W_{r,A} &= 3,3 \cdot 10^{-9} \exp - \frac{8000}{8.314 \cdot 333} \frac{0,27^2}{2,14} \cdot 16,9 \cdot 1,25 \cdot 10^3 \\ &= 2,48 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль}/(\text{м}^3 \text{ с}); \end{aligned}$$

Среднее время пребывания реакционной смеси в экстракторе

$$\tau = \frac{V}{v} \quad V = v \cdot \tau$$

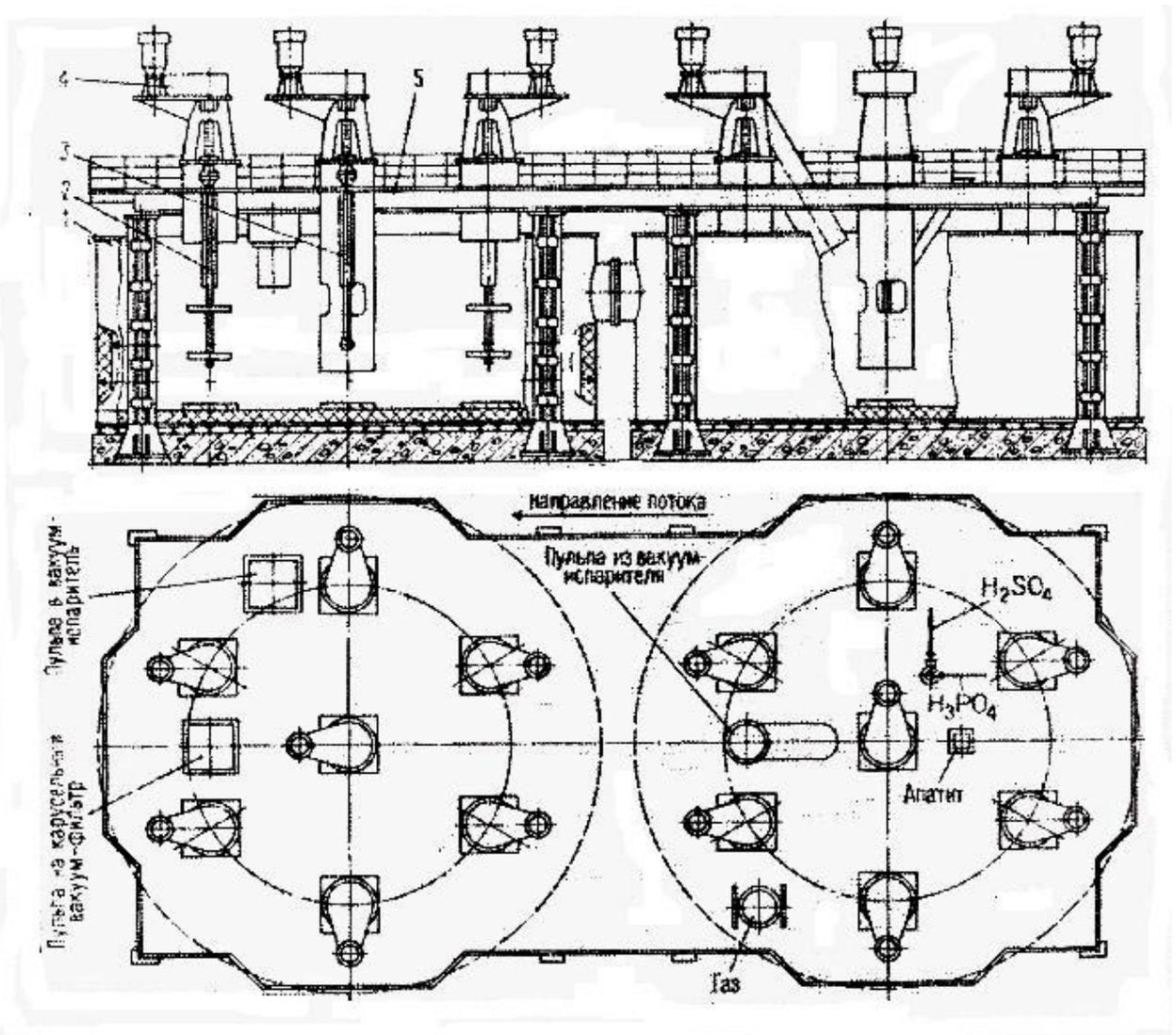
Из графика :  $-1/\tau = \text{tg} \alpha$  ;  $\alpha = 157^\circ$   $\tau = -1/\text{tg} 157 = 2,38$  часа.

При объемном расходе пульпы на выходе из экстрактора

$$v_{\text{п}} = m_{\text{п}} / \rho_{\text{п}} = 427213/1561,28 = 273,63 \text{ м}^3/\text{ч}$$

объем реакционного пространства экстрактора составит

$$V = 2\tau v_{\text{п}} = 2 \cdot 2,38 \cdot 273,63 = 1303 \text{ м}^3.$$



Экстрактор состоящий из двух круглых резервуаров со стальным корпусом:  
 1 – корпус; 2 – мешалка периферийная; 3 – центральная мешалка; 4 – привод мешалки; 5 – опорная металлоконструкция приводов мешалки.

#### 5. Эколого-экономическая оценка этого метода.

На получение 1т 100% - го  $P_2O_5$  расходуется примерно  $200m^3$  воды. Основное количество воды расходуется примерно на охлаждение продуктов, а также на охлаждение и конденсацию паров в конденсаторах.

В системе оборотного водоснабжения с посторным использованием сточных вод свежую природную воду в небольших количествах применяют только для технологических нужд, а также для восполнения потерь в системах обратного водоснабжения и повторного использования.

В системах оборотного водоснабжения испаряется и безвозвратно теряется до 2% воды.

В процессе производства ЭФК образуются условно сточные воды и сточные воды (загрязненный сток) от промывки выпарных установок и фильтров, а также систем аварийных сбросов и смыва с производственных территорий.

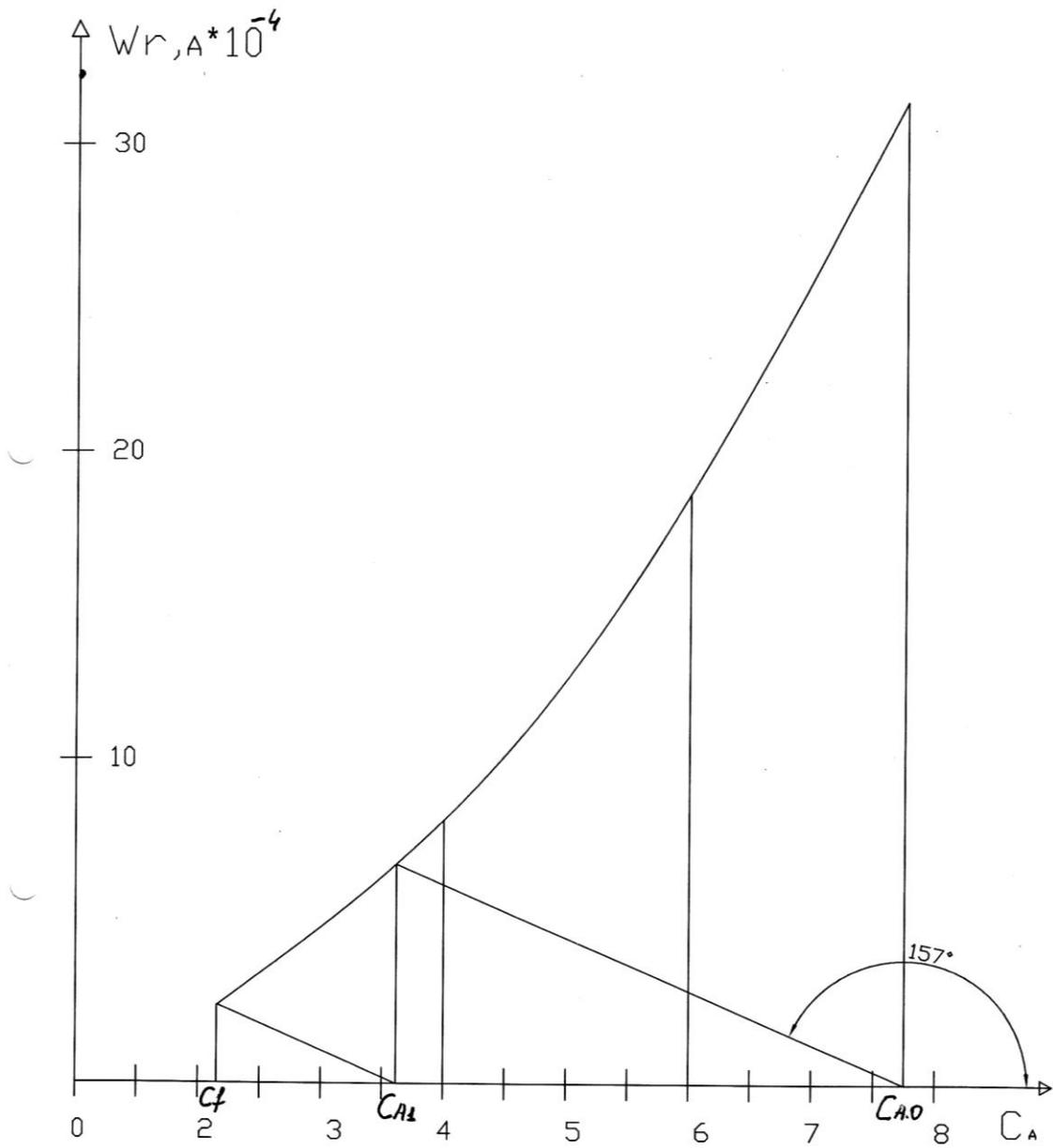
Образующийся при разложении фосфорного сырья сульфат кальция в результате химической реакции выпадает в осадок – фосфогипс.

Фосфогипс – многотонажный отход производства ЭФК, пригодный для переработки. По мере развития производства фосфорных удобрений использование фосфогипса считается актуальной проблемой по нескольким причинам:

- транспортирование фосфогипса в отвалы и его хранение в них связано с большими капитальными вложениями;
- для создания отвалов фосфогипса необходимо отводить больше площади, иногда даже обрабатываемых земель;
- хранение фосфогипса в отвалах, несмотря на нейтрализацию растворимых примесей фосфогипса и правильную эксплуатацию отвала, наносит вред окружающей среде.

В России и за рубежом интенсивно продолжаются научно-исследовательские работы по различным направлениям и способам непосредственного использования фосфогипса или переработки его в другие продукты. В результате проведенных исследований доказана техническая возможность и показана целесообразность применения фосфогипса в производстве гипсовяжущих изделий из них вместо использования традиционных материалов.

графический метод.



## Вывод по работе:

В данной работе были произведены технологические расчеты МБ экстрактора по каждому компоненту в отдельности по всем в целом. Также были определены габаритные размеры экстрактора.

Скорость проведения процесса определяется константой скорости поверхностного химического взаимодействия.

Константа скорости экспоненциально увеличивается с ростом температуры, в то время как коэффициенты массоотдачи на диффузионных стадиях зависят от температуры слабо. Следовательно, если при постоянстве линейной скорости потока и размера частиц с увеличением температуры наблюдается резкий рост скорости кристалла, то он протекает в кинетической области.

Список использованной литературы:

1. Булатов М.А «Комплексная переработка многокомпонентных жидких систем»; - М: Мир, 2004.
2. «Технология фосфорных и комплексных удобрений»/ под ред. Эвенчика С.Д. и Бродского А.А.; - М: Химия, 1987
3. Ворошин В.А. и Гриневич А.В. «Технология экстракционной фосфорной кислоты» : Москва, 1988