

заказать компетентное выполнение курсовой работы на <https://diplom-berezniki.ru>

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное агентство по образованию
ПЕРМСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ
Факультет очно-заочного обучения
Специальность Химическая технология неорганических веществ
Кафедра Химической технологии и экологии

КУРСОВОЙ ПРОЕКТ

ПО ДИСЦИПЛИНЕ: «Общая химическая технология»

ПО ТЕМЕ: «ПРОИЗВОДСТВО СЕРНОЙ КИСЛОТЫ»

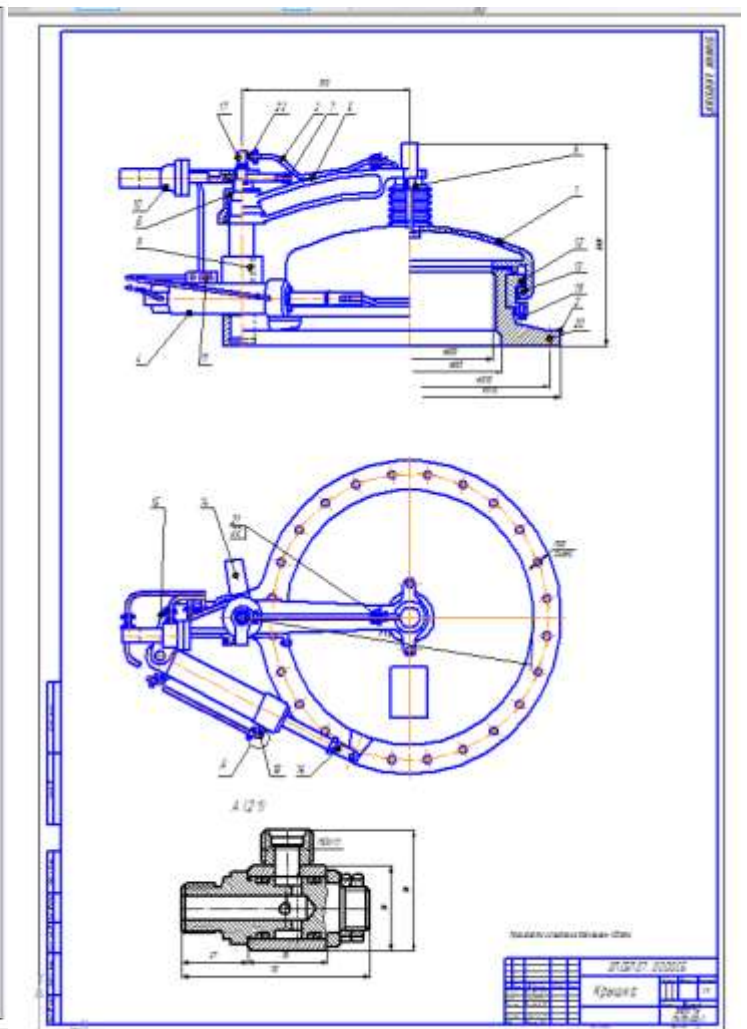
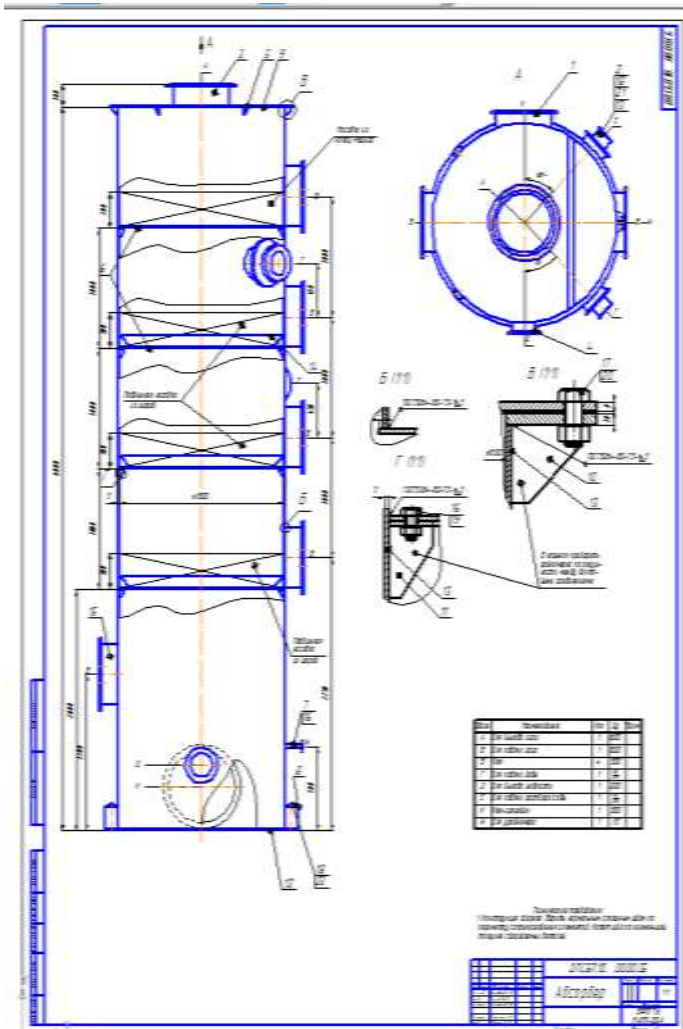
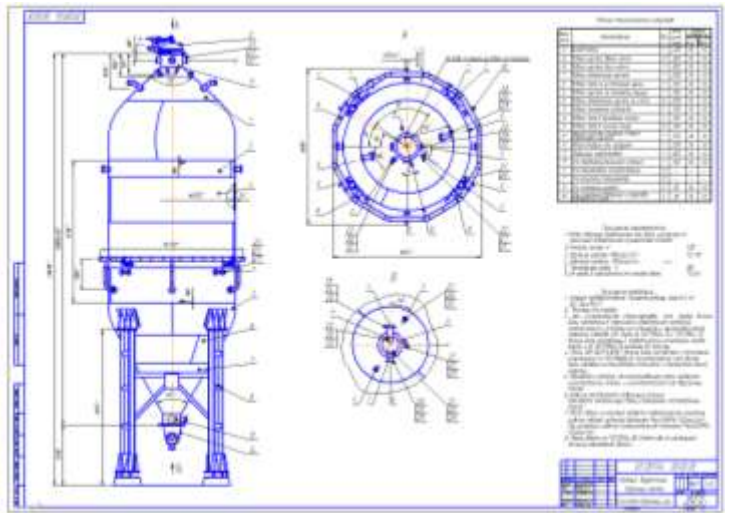
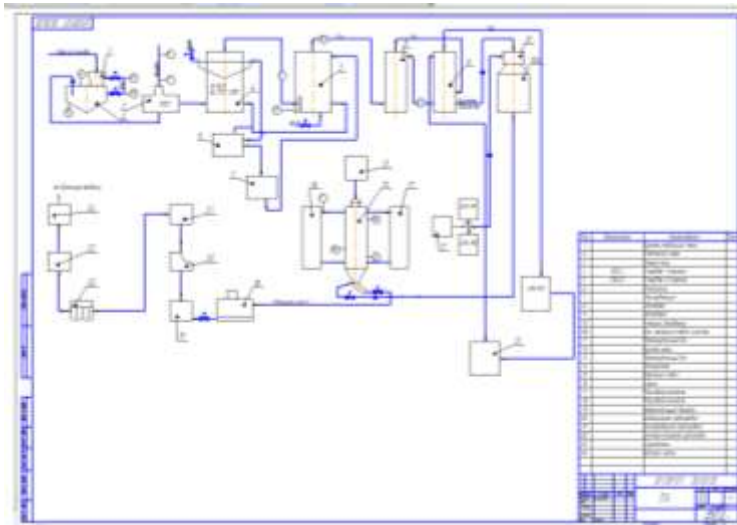
Выполнила: студент гр. ХТНВ-00

Проверил: доцент кафедры ХТ, к.т.н.

Пермь

Содержание

Введение.....	4
1. Выбор и обоснование источников сырья	6
2. Выбор и обоснование способа производства.....	9
3. Теоретическая часть.....	11
3.1 Термодинамический анализ процесса	11
3.2 Кинетический анализ процесса	12
3.3 Обоснование оптимальных параметров процесса	15
4. Синтез и анализ ХТС (химическая и технологическая схема).....	17
4.1 Функциональная и химическая схема производства серной кислоты	17
4.2 Технологическая схема производства серной кислоты.....	18
5. Выбор и обоснование конструкции основного аппарата.....	21
6. Расчет материального и энергетического баланса. Пути снижения вторичных энергоресурсов.....	24
6.1 Расчет материального баланса	24
6.2 Расчет технико-экономических параметров процесса	26
6.3 Расчет энергетического баланса процесса	27
7. Экологическая оценка производства, отходы производства, их утилизация, ПДК	28
7.1 Экологическая оценка производства отходы производства, ПДК	28
7.2 Перспективы совершенствования процесса получения химического продукта	32
Заключение	34
Список использованных источников	36



Серная кислота принадлежит к числу сильных кислот и является самой дешевой из них (она более чем в 2 раза дешевле азотной и соляной). Серная кислота удобна для использования, она не дымит, не имеет запаха, при комнатной температуре находится в жидком состоянии и в концентрированном виде не разрушает черные металлы. Этими достоинствами объясняется широкое распространение серной кислоты. Свыше 1400 промышленных установок во всем мире вырабатывают этот ценнейший продукт химической промышленности. Мировое производство серной кислоты превышает 100 млн. т в год; это больше, чем вырабатывается азотной, соляной, уксусной и других кислот вместе взятых.

В данной работе необходимо проанализировать способы производства серной кислоты и обосновать их выбор. Выполнить технологическую и химическую схемы производства серной кислоты.

Проанализировать источники сырья для производства серной кислоты и выбрать наиболее выгодный с экономической точки зрения. Выяснить термодинамические значения коэффициентов протекания химических процессов и области их применения. Привести обоснование оптимальных параметров процесса.

Проанализировать ХТС на предмет использования вторичных энергоресурсов. Составить материальный баланс производства серной кислоты, с расчетом основных параметров процесса и технико-экономических показателей.

Сделать экологическую оценку производства серной кислоты, отходов производства и их утилизацию, по результатам сделать вывод.

1. Выбор и обоснование источников сырья

В качестве сырья для производства серной кислоты используют серный колчедан, серу, отходящие сернистые газы и сероводород. Все виды серосодержащего сырья, кроме рядового колчедана и природной серы, являются продуктом комплексной переработки руд цветных металлов, угля, нефти и природного газа. Важнейшей народнохозяйственной задачей является наиболее полное использование сырья.

Серный колчедан

Колчедан рядовой находится в виде пирита, реже - марказита, их плотность 4,9-5,1 и 4,3-4,9 г/см³ соответственно.

Чистый сульфид железа FeS₂ содержит 53,46 масс.% S и 46,54 масс.% Fe. Практически содержание серы в колчедане составляет от 40 до 47 масс.%; остальное так называемая пустая порода, состоящая из SO₂, сульфидов цветных металлов (цинка, меди, никеля и др.), сульфатов Ca, Ba, небольших количеств Se, Rh, Au, Ag, As, P и др.

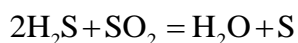
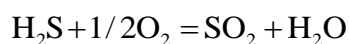
Углистый колчедан содержит от 35 до 40 масс.% S и от 10 до 20 масс.% угля. Углистый колчедан получают в качестве отхода при обогащении каменных углей. Наличие углерода повышает температуру горения колчедана и уменьшает содержание кислорода в обжиговом газе.

Флотационный колчедан получают путем обогащения колчедана, содержащего 1-1,5 масс % меди. Обогащение осуществляют методом флотации. По химическому составу флотационный колчедан не отличается от рядового: содержание серы в нем колеблется от 40 до 45 масс.% и может быть увеличено до 48 масс.% и более путем повторной флотации. В зимнее время флотационный колчедан, отгружаемый сернокислотным заводам, содержит 3-4 масс.% влаги во избежание его смерзания, а в летнее время - допустима влажность до 8 масс.%.

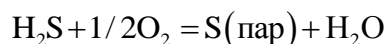
Сера

Сера - неорганический полимер; атомная масса 32- существует в двух кристаллических формах: ромбическая и моноклинная сера. При обычной температуре сера находится в твердом состоянии в виде S₂. При температуре 112,8°C плавится ромбическая сера и при 118,8 °С - моноклинная. При 120°C расплавленная сера имеет желтый цвет и легко подвижна; при •повышении температуры до 190 °С она переходит в темно-коричневую вязкую массу. При 400 °С сера снова становится легкоподвижной и при 444,6°C она кипит. При 900°C пары серы состоят только из S₂; при 1600°C молекулы серы распадаются на атомы.

Серу получают из самородных руд при выплавке ее в специальных печах, из сероводорода, извлекаемого растворами моноэтаноламина или поташа из природного газа, из газов нефтепереработки и других горючих газов. Получение серы из сероводорода связано с предварительным сжиганием примерно трети H₂S в смеси с воздухом для получения SO₂ и дальнейшим восстановлением сероводорода до S по реакции:

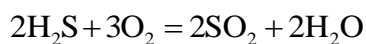


При сжигании сероводорода, смешанного с ограниченным количеством воздуха, в присутствии катализатора - шамотного кирпича или боксита - протекает реакция:



Пары серы затем конденсируют. Такая сера называется газовой. По ОСТ 127-76 газовая сера должна содержать не менее 99,06 масс. % S.

Извлеченный из газов сероводород может быть использован для получения серной кислоты путем сжигания его в избытке воздуха с получением SO₂ по реакции



До последних лет самым распространенным видом сырья для производства серной кислоты был серный колчедан в виде флотационного, рядового и углистого. Начиная с 1980 г., доля серы, как сырья, повысилась с 33,3 до 47,8%, а колчедана снизилась с 41,9 до 34,6%.

Ниже показано в таблице 1, как изменялась доля используемого серосодержащего сырья для производства серной кислоты (в масс.%):

Таблица 1 - Доля используемого серосодержащего сырья для производства серной кислоты

Наименование	1975г	1980
Сера	33,3	47,8
Колчедан	41,9	34,6
Отходящие SO ₂ газы	18,3	13,8
H ₂ S	6,5	3,8

Применяемое сырье, в основном, определяет технологию серной кислоты, а следовательно, и размер капитальных и эксплуатационных расходов.

2. Выбор и обоснование способа производства

Контактный процесс получения серной кислоты в мире осуществляется двумя методами:

- методом одинарного контактирования (ОК) со степенью окисления SO_2 в SO_3 , равной 97,5-98%, и выбросом в атмосферу выхлопных газов, содержащих SO_2 и SO_3 , выше предельно допустимой концентрации (ПДК), что потребовало дополнительных затрат на сооружение в таких системах отделения очистки;

- методом двойного контактирования (ДК) и двойной абсорбции (ДА). В системах ДК - ДА степень окисления SO_2 в SO_3 составляет 99,7-99,8%, что соответствует достижению предельно допустимой концентрации SO_2 и SO_3 в выхлопных газах.

Производство серной кислоты контактными методами по системе ДК состоит из стадий: 1) подготовки сырья; 2) получения диоксида серы; 3) очистки газа; 4) окисления сернистого ангидрида; 5) абсорбции SO_3 ; 6) очистки выхлопных газов. При получении серной кислоты по системе ДК - ДА шестая стадия отсутствует.

К контактному производству серной кислоты относится так называемый метод мокрого катализа. Сернистый газ, полученный от сжигания сероводорода и содержащий значительное количество влаги, проходит котел-утилизатор, где охлаждается от $\sim 1000^\circ\text{C}$, и без промывки и осушки поступает на первый слой катализатора при $440-450^\circ\text{C}$. Получаемая кислота имеет концентрацию 76 масс. %.

Лучшим сырьем для производства серной кислоты является сера, не содержащая такие вредные примеси как мышьяк и фтор, которые являются ядами для ванадиевых катализаторов в процессе окисления SO_2 в SO_3 . Однако себестоимость серной кислоты, получаемой сжиганием серы, выше, чем из колчедана. Это объясняется тем, что при расчете затрат на производство 1 т H_2SO_4 стоимость сырья при применении серы составляет 80%, а при применении

заказать компетентное выполнение курсовой работы на <https://diplom-berezniki.ru>

колчедана 60% от общих расходов. Следовательно, стоимость, кислоты, выработанной из колчедана, ниже, чем из серы. Использование в качестве сырья для производства серной кислоты отходящих газов цветной и черной металлургии, нефтеперерабатывающей и газовой промышленности обеспечивает наиболее высокие технико-экономические показатели.

3. Теоретическая часть

3.1 Термодинамический анализ процесса

Компоненты реакционной смеси взаимодействуют с катализатором и образуют соединения, которые, собственно, и катализируют реакцию. Состав и свойства, в том числе каталитические, образующихся соединений меняются с температурой. Сложным образом меняется с температурой энергия активации E протекающей на них реакции окисления, что показано на рис. 1.

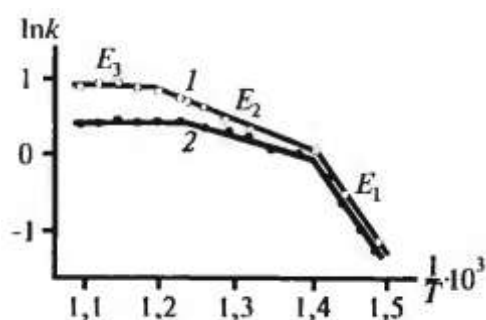


Рисунок 1 - Зависимость константы скорости k окисления SO_2 от температуры T в кинетической области на мелком зерне катализатора (1) и на промышленном зерне катализатора (2); E_1 , E_2 , E_3 - энергии активации в разных температурных областях

Начальная концентрация перерабатываемого газа выбирается так, чтобы режим процесса находился в пределах рабочих температур катализатора. Большое значение E при $T < 713$ К приводит к резкому уменьшению скорости реакции с понижением температуры. Чтобы адиабатический процесс в первом слое мог интенсивно развиваться, начальная температура должна быть не ниже 713 К. Ее называют "температурой зажигания" (для низкотемпературных катализаторов она ниже). На диаграмме "Т-х" адиабатический процесс представлен прямой линией. Наклон ее определен величиной адиабатического разогрева $\Delta T_{\text{ад}}$. Для окисления SO_2 приближенно $\Delta T_{\text{ад}} = 28,2$ град на 1% SO_2 . Чем больше $\Delta T_{\text{ад}}$ (или начальная

концентрация SO_2 - a), тем больше разогрев (см. адиабаты на рис. 2 для разных значений a). Процесс может развиваться до равновесия, и максимальная (равновесная) температура не должна превышать допустимую. На рис. 2 это соответствует начальной концентрации SO_2 7-8%. Низкотемпературный катализатор позволяет поднять концентрацию до 9-10%.

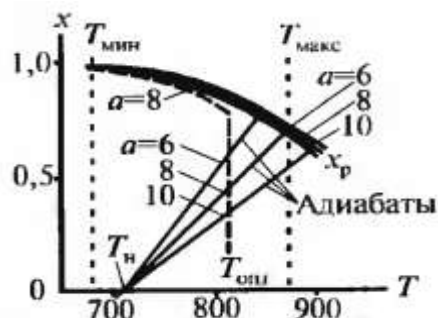


Рисунок 2 - Диаграмма " T-x" окисления SO_2 : x_p - равновесные степени превращения; $T_{\text{от}}$ - оптимальная температура; $T_{\text{мин}}$, $T_{\text{макс}}$ - границы рабочей области катализатора; T_n - начальная температура в слое катализатора; a - начальные концентрации SO_2 , % (об.) и соответствующие им линии адиабатического процесса в слое

3.2 Кинетический анализ процесса

Обжиг колчеданов - довольно сложный процесс. Сложность обусловлена содержанием в исходном сырье большого количества примесей. К ним относятся: оксиды кремния и алюминия, сульфиды мышьяка, селена, теллура и других рассеянных элементов (индия, рения, таллия, сурьмы, висмута и др.), флюорит, карбонаты и сульфаты магния, кальция, сульфиды цветных металлов (меди, цинка и свинца). Количество примесей в колчедане зависит от его месторождения и технологии предварительной обработки на предприятиях цветной металлургии.

Из приведенной на рис. 3 дериватограммы флотационного колчедана видно, что при 340°C начинается процесс выделения

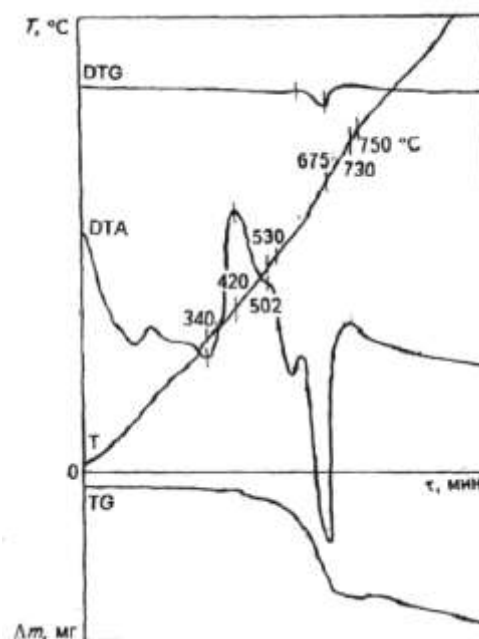
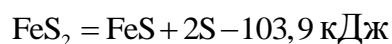
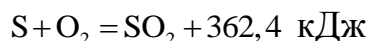


Рисунок 3 - Дериватограмма флотационного колчедана элементарной серы из дисульфида железа по схеме:

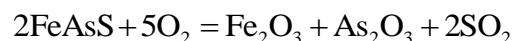


Появление после указанной температуры экзотермического пика показывает, что выделяющаяся в виде паров сера начинает гореть (окисляться):

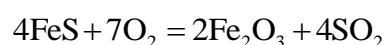
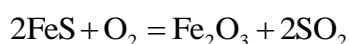


Процесс выделения серы в виде паров и нарастание интенсивности горения продолжается до 420 °С, после чего интенсивность реакции уменьшается до 502 °С.

Не слишком быстрое замедление экзотермического процесса при 502-530 °С, по-видимому, объясняется выделением серы из содержащихся в исходном сырье арсенопирита и антимонита:



Небольшой экзотермический пик при 590 °С, очевидно, соответствует началу процесса разложения полупродукта сульфида железа:



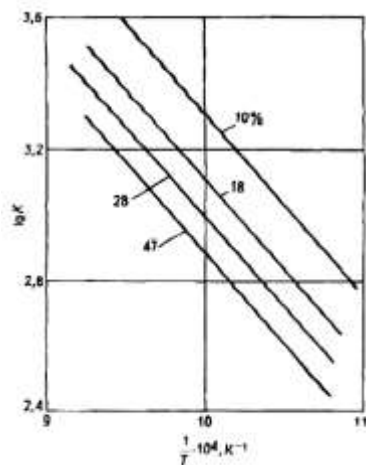


Рисунок 4 - Зависимость относительной константы скорости диссоциации дисульфида железа от температуры при различной степени выделения серы (числа у кривых)

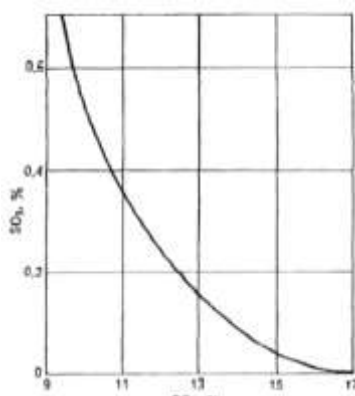
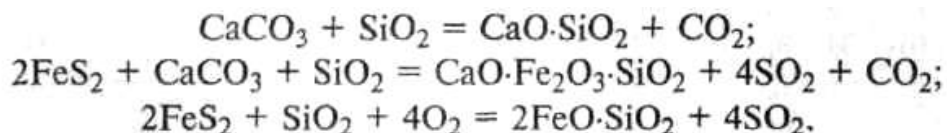


Рисунок 5 - Зависимость между содержанием диоксида и триоксида серы в обжиговом газе из печи КС

Процесс разложения сульфида железа сопровождается плавлением его при 675 °С. При этом происходит перестройка кристаллической решетки сульфида железа. Далее процесс продолжается до 750 °С с меньшей убылью массы сульфида железа в единицу времени. Имеющийся небольшой пик при 730 °С, по-видимому, объясняется выделением элементарной серы из образующихся в ходе основного процесса сульфидов, а возможно, и дисульфидов. После 750 °С процесс продолжается с уменьшением массы образца в более замедленном режиме, что объясняется реакциями примесей исходного сырья, протекающими

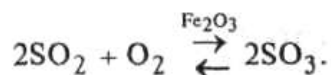
по следующим уравнениям:



Ряд подобных реакций с примесями сырья можно продолжить.

Из дериватограммы (см. рис. 4) видно, что образование FeSO_4 в процессе обжига колчедана по реакции $\text{FeS}_2 + 3\text{O}_2 = \text{FeSO}_4 + \text{SO}_2$ при $250-300^\circ\text{C}$ исключается. Приведенная на рис. 2 зависимость подтверждает данные дериватограммы.

В получаемом из дисульфида железа газе содержится и некоторое количество триоксида серы, образующегося при $600-800^\circ\text{C}$ в условиях каталитического воздействия образующегося оксида железа по схеме



Содержание триоксида в условиях обжига исходного сырья находится в пределах $0,3-0,5\%$ (рис 6). С целью снижения содержания триоксида серы в обжиговом газе рекомендуют проведение процесса при $850-900^\circ\text{C}$ с дальнейшим быстрым снижением температуры до $400-425^\circ\text{C}$.

3.3 Обоснование оптимальных параметров процесса



Реакция является обратимой, экзотермической, протекает на катализаторе с уменьшением объема. Тепловой эффект реакции при температуре 500°C $\text{Cp} = 94,2$ кДж/моль. Константа равновесия K_p [$\text{атм}^{-0,5}$] зависит от температуры и в интервале $400 - 700^\circ\text{C}$ равна

$$\lg K_p = 4095/T - 4,6455$$

Согласно закону действующих масс, при равновесии

$$K_p = \frac{P_{\text{SO}_3}}{P_{\text{SO}_2} \sqrt{P_{\text{O}_2}}}$$

P_{SO_3} , P_{SO_2} , P_{O_2} - парциальные давления соответствующих компонентов в

состоянии равновесия, атм.

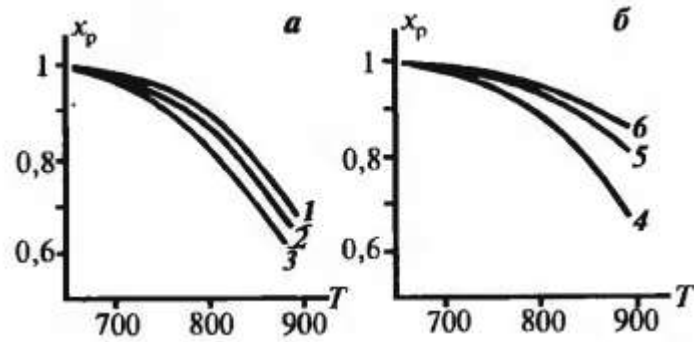


Рисунок 6 - Зависимость равновесной степени окисления SO₂ от температуры T для газа разного состава (а) и давления P (б):

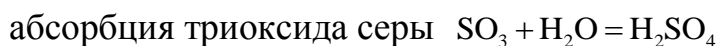
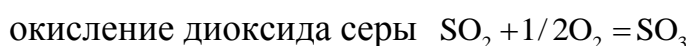
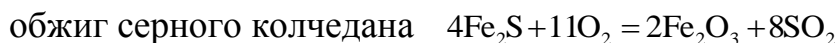
а: $P = 0,1$ МПа; 1- $a = 1\%$, $b = 11\%$; 2- $a = 8\%$, $b = 9\%$; 3- $a = 10\%$, $b = 6,7\%$;

б: $a = 8\%$, $b = 9\%$; 4- $P = 0,1$ МПа; 5- $P = 0,5$ МПа; 6- $P = 1$ МПа

4. Синтез и анализ ХТС (химическая и технологическая схема)

4.1 Функциональная и химическая схема производства серной кислоты

Химическая схема включает в себя реакции:



Исходные вещества - минеральное сырье - содержат примеси, и потому функциональная схема (рис. 7) включает в себя стадию очистки газа после обжига. Первая стадия - обжиг - специфична для каждого вида сырья, и далее она будет рассмотрена для колчедана и серы как наиболее распространенных исходных веществ. Стадии окисления и абсорбции в основном одинаковы в разных способах получения серной кислоты. Последовательное рассмотрение указанных стадий (подсистем ХТС производства серной кислоты) проведем с позиций принципиальных технологических, аппаратурных и режимных их решений.

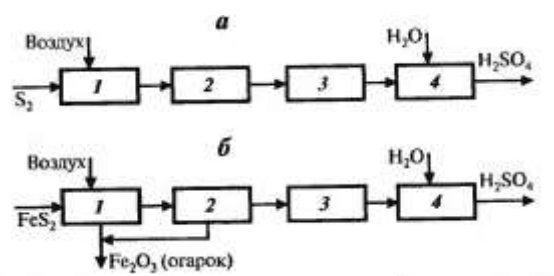


Рисунок 7 Функциональные схемы производства серной кислоты из серы (а) и серного колчедана (б): 1 - обжиг серосодержащего сырья; 2- очистка и промывка обжигового газа; 3 - окисление SO₂; 4 - абсорбция SO₃

4.2 Технологическая схема производства серной кислоты

Колчедан поступает в обжиговую печь, куда подают воздух. Образовавшийся SO_2 -содержащий (сернистый) газ охлаждают в котле-утилизаторе, очищают от пыли в циклоне и сухом электрофильтре и направляют в промывное отделение. Мокрую очистку газа от остатков пыли и вредных для ванадиевых катализаторов примесей ведут в промывных башнях: первой ступени мокрых электрофильтров, увлажнительной башне и второй ступени электрофильтров (8).

Колчедан поступает в обжиговую печь, куда подают воздух. Образовавшийся SO_2 -содержащий (сернистый) газ охлаждают в котле-утилизаторе, очищают от пыли в циклоне и сухом электрофильтре и направляют в промывное отделение. Мокрую очистку газа от остатков пыли и вредных для ванадиевых катализаторов примесей ведут в промывных башнях: первой ступени мокрых электрофильтров, увлажнительной башне и второй ступени электрофильтров (8).

Производство серной кислоты при использовании в качестве сырья колчедана осуществляют по полной, так называемой, классической схеме.

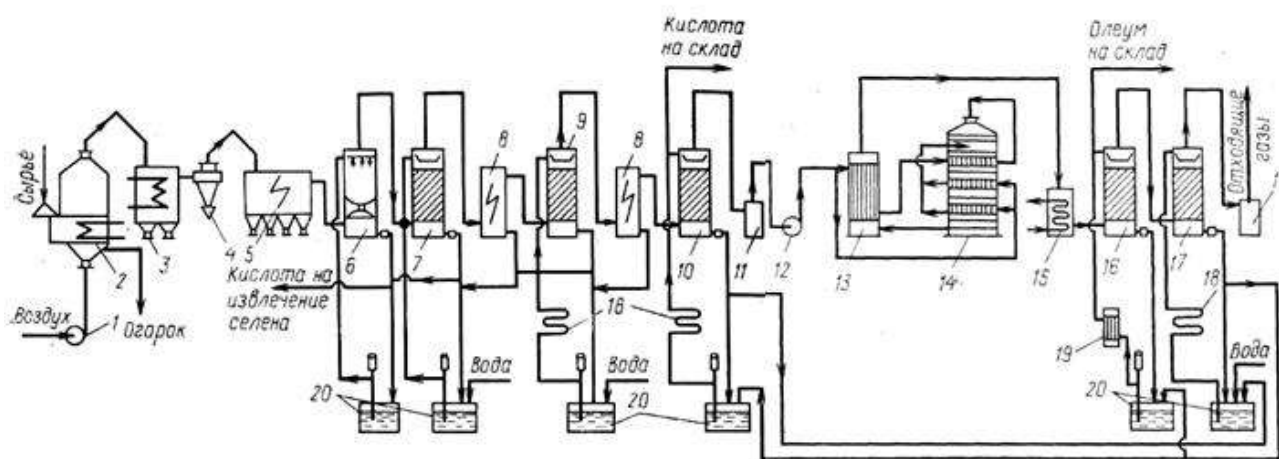


Рисунок 8 - Схема производства серной кислоты из колчедана контактным способом: 1, 12 - нагнетатели; 2 - печь КС; 3 - котел-утилизатор; 4 - циклон; 5 - сухой электро-фильтр; 6 - первая промывная башня; 7 - вторая промывная башня;

8 - мокрые электрофилтры; 9 - увлажнительная башня (в новых системах, работающих в испаритель- нет); 10 - сушильная башня; 11 - брызгоуловители; 13 - теплообменник; 14 - контактный аппарат; 15 - ангидридный холодильник (экономайзер); 16 - олеумный -абсорбер; 17 - моногидратный абсорбер; 18 - оросительные холодильники; 19 - трубчатый холодильник; 20 - сборники кислоты.

Показанная на схеме увлажнительная башня имеется на ряде действующих заводов, для вновь проектируемых установок ее не предусматривают за исключением тех случаев, когда в газах присутствует фтор или применяемая вода имеет температуру выше 30°C, что связано с тем, что в настоящее время в России и за рубежом работу промывных отделений перевели на испарительный режим.

Затем газ освобождают от влаги в сушильной башне, а от брызг и тумана серной кислоты - в брызгоуловителе. Башни орошают серной кислотой по циклу: сборник - насос – холодильник - башня - сборник (при работе холодильника под давлением). Очищенный и осушенный сернистый газ нагнетателем подают в контактное отделение. Все оборудование до нагнетателя работает под разрежением, после нагнетателя - под давлением.

В контактном отделении исходный сернистый газ нагревается в теплообменниках до температуры зажигания катализатора и поступает на окисление в контактный аппарат. При окислении на слоях катализатора температура его повышается, поэтому газ охлаждают между слоями в промежуточных теплообменниках, а из последнего слоя образующийся триоксид серы направляют на охлаждение во внешний теплообменник и ангидридный холодильник и далее на абсорбцию SO_3 в олеумный и моногидратный абсорберы. Затем, после очистки от брызг и тумана серной кислоты в брызгоуловителе, выхлопные газы выбрасывают в атмосферу с содержанием 0,15-0,3% SO_2 . Вновь строящиеся сернокислотные цеха с одинарным контактированием должны оборудоваться установкой улавливания SO_2 из выхлопных газов до его остаточного содержания

0,03%.

В процессе работы концентрации и температуры кислот в промывном отделении повышаются за счет улавливания небольшого количества SO_3 и охлаждения газа. Для поддержания стабильного режима организован переток кислоты из увлажнительной башни в сборник 2-й промывной башни, из последней - в сборник 1-й промывной башни, а в сборник увлажнительной башни непрерывно добавляется вода. Циркулирующие кислоты пропускают через холодильники. При поглощении кислотой влаги из газа в сушильной башне концентрация кислоты снижается, а в процессе абсорбции SO_3 концентрация олеума и моногидрата в башнях повышается. Для поддержания стабильного режима применяют кислотооборот между сушильной и абсорбционной башнями и в систему добавляют воду.

При использовании данной схемы получают следующую продукцию: олеум, серную кислоту концентрацией 92-94% H_2SO_4 и разбавленную промывную кислоту, которую на некоторых заводах осветляют и закрепляют продукционной кислотой до 75 или 93% H_2SO_4 .

5. Выбор и обоснование конструкции основного аппарата

Термическое разложение пирита начинается уже при температурах около 200°C и одновременно воспламеняется сера. При температурах выше 680°C интенсивно протекают все три реакции. В промышленности обжиг ведут при 850 - 900°C. Лимитирующей стадией процесса становится массоперенос продуктов разложения в газовую фазу и окислителя к месту реакции. При этих же температурах твердый компонент размягчается, что способствует слипанию его частиц. Эти факторы определили способ проведения процесса и тип реактора.

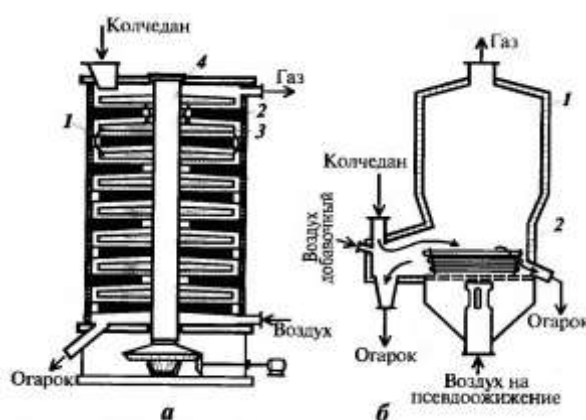


Рисунок 9 - Реакторы обжига колчедана:

а - полочный (1 - корпус, 2 - полки для колчедана. 3 - вращающиеся скребки, 4 - ось привода скребков); б - печь кипящего слоя (У - корпус, 2- теплообменник). Стрелки внутри аппаратов - движение твердого колчедана в реакторах.

Сначала использовали полочный реактор (рис. 9,а). Колчедан располагается на полках и воздух проходит через неподвижные слои. Естественно, колчедан - кусковой (тонко измельченный создавал бы значительное гидравлическое сопротивление и мог легко слипаться, что создавало бы неоднородное горение). Чтобы сделать обжиг непрерывным процессом, твердый материал передвигается специальными гребками, вращающимися на валу, расположенном по оси аппарата. Лопатки гребков перемещают куски колчедана

по тарелкам поочередно от оси аппарата к его стенкам и обратно, как показано на рисунке стрелками. Такое перемешивание одновременно предотвращает слипание частиц. Свежий колчедан непрерывно подается на верхнюю полку. Огарок также непрерывно выводится с низа реактора. Механический реактор обеспечивает интенсивность процесса, измеряемую количеством колчедана, проходящего через единицу сечения реактора, - не более $200 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. В таком реакторе движущиеся скребки в высокотемпературной зоне усложняют его конструкцию, создается неодинаковый температурный режим по полкам, трудно организовать отвод тепла из зоны реакции. Трудности теплосъема не позволяют получить обжиговый газ с концентрацией SO_2 более 8 - 9%. Основное ограничение - невозможность использования мелких частиц, в то время как для гетерогенного процесса основной способ ускорения скорости превращения - дробление частиц.

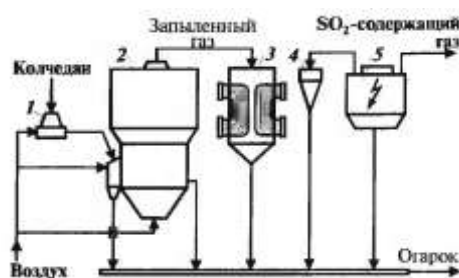


Рисунок 10 - Технологическая схема обжига колчедана:

1 - тарельчатый питатель; 2 - печь (реактор) кипящего слоя; 3 - котел-утилизатор; 4 -циклон, 5 - электрофильтр

Мелкие частицы можно перерабатывать в кипящем (псевдо-ожиженном) слое, что реализовано в печах КС - кипящего слоя (рис. 9,б). Пылевидный колчедан подается через питатель в реактор. Окислитель (воздух) подается снизу через распределительную решетку со скоростью, достаточной для взвешивания твердых частиц. Их витание в слое предотвращает слипание и способствует хорошему контакту их с газом, выравнивает температурное поле по всему слою, обеспечивает подвижность твердого материала и его переток в выходной патрубке для вывода продукта из реактора. В таком слое подвижных частиц можно расположить теплообменные элементы. Коэффициент теплоотдачи от

псевдооживленного слоя сравним с коэффициентом теплоотдачи от кипящей жидкости, и тем самым обеспечены эффективные теплоотвод из зоны реакции, управление его температурным режимом и использование тепла реакции. Интенсивность процесса повышается до $1000 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, а концентрация $5\text{C}>2$ в обжиговом газе - до 13-15%. Основной недостаток печей КС - повышенная запыленность обжигового газа из-за механической эрозии подвижных твердых частиц. Это требует более тщательной очистки газа от пыли - в циклоне и электрофильтре. Подсистема обжига колчедана представлена технологической схемой, показанной на рис. 10.

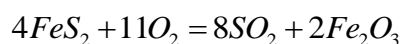
Печи КС характеризуются максимальной интенсивностью в сравнение с другими конструкциями, применяемые для обжига колчедана. Следовательно, в технико-экономическом плане более эффективна. К недостаткам печей КС можно отнести высокую запыленность обжигового газа, что уменьшает экологическую эффективность печи.

6. Расчет материального и теплового баланса. Пути снижения вторичных энергоресурсов

6.1 Расчет материального баланса

Таблица 2- Данные для расчета материального баланса

Исходные данные	Значение
Концентрация FeS_2 в колчедане, %масс	85,0
Содержание влаги в колчедане, % вес.	3,0
Пропускная способность печи, т/сут колчедана	35,0
Конверсия FeS_2 , % вес.	96,0
Избыток воздуха, %вес. от стехиометрии	60,0



$$M(FeS_2) = 119,85 \text{ г / моль}$$

$$M(O_2) = 32 \text{ г / моль}$$

$$M(SO_2) = 64 \text{ г / моль}$$

$$M(Fe_2O_3) = 159,7 \text{ г / моль}$$

Пропуская способность печи:

$$35 \text{ т / сут} = \frac{35000 \text{ кг}}{24 \text{ часа}} = 1458,333 \text{ кг / час}$$

$$m(FeS_2) = 1458,333 \cdot 0,85 = 1239,583 \text{ кг / час}$$

$$m(\text{влаги}) = 1458,333 \cdot 0,03 = 43,75 \text{ кг / час}$$

$$m(\text{балласта}) = 1458,333 - 1239,583 - 43,75 = 175 \text{ кг / час}$$

Конверсия FeS_2 – 96%(вес)

$$m(\text{прореаг. } FeS_2) = 1239,583 \cdot 0,96 = 1190 \text{ кг / час}$$

$$m(\text{оставис. } FeS_2) = 1239,583 - 1190 = 49,583 \text{ кг / час}$$

$$m(\text{прореаг. } O_2) = \frac{1190 \cdot 11 \cdot 32}{4 \cdot 119,85} = 873,759 \text{ кг / час}$$

$$m(\text{SO}_2) = \frac{1190 \cdot 8 \cdot 64}{4 \cdot 119,85} = 1270,922 \text{ кг / час}$$

$$m(\text{Fe}_2\text{O}_3) = \frac{1190 \cdot 2 \cdot 159,7}{4 \cdot 119,85} = 792,837 \text{ кг / час}$$

Кислород составляет 23% от общей массы воздуха:

$$873,759 - 23\%$$

$$\times \text{кг} - 100\%$$

$$m(\text{воздуха}) = \frac{873,759 \cdot 100}{23} = 3798,952 \text{ кг / час}$$

Избыток воздуха от стехиометрии-60%:

$$3798,952 \text{ кг} - 100\%$$

$$\times \text{кг} - 160\%$$

$$m(\text{пропуц. воздуха}) = 3798,952 \cdot 1,6 = 6078,323 \text{ кг / час}$$

$$m(\text{пропуц. O}_2) = 6078,323 \cdot 0,23 = 1398,014 \text{ кг / час}$$

$$m(\text{азот}) = 6078,323 \cdot 0,77 = 4680,309 \text{ кг / час}$$

$$m(\text{остави. O}_2) = 1398,014 - 873,759 = 524,255 \text{ кг / час}$$

Таблица 3- Данные для расчета материального баланса

Приход				Расход			
№	Вещество	Кг/час	%вес	№	Вещество	Кг/час	%вес
1	Колчедан	1458,333	19,35	1	SO ₂	1270,922	16,86
а	FeS ₂	1239,583		2	Fe ₂ O ₃	792,837	10,52
б	Влага	43,75		3	Ост. Fe ₂ O ₃	49,583	0,66
в	Балласт	175		4	Балласт	175	2,32
2	Воздух	6078,323	80,65	5	Влага	43,75	0,58
а	O ₂	1398,014		6	Ост. O ₂	524,255	6,96
б	Азот	4680,309		7	Азот	4680,309	62,10
Итого		7536,656	100%	Итого		7536,656	100%

6.2 Расчет технико-экономических параметров процесса

а) Теоретический и фактический расходные коэффициенты по сырью;

$$K_{TFeS_2} = \frac{4 \cdot 119,85}{8 \cdot 64} = 0,936;$$

$$K_{TO_2} = \frac{11 \cdot 32}{8 \cdot 64} = 0,6875;$$

$$K_{\phi FeS_2} = \frac{1239,583}{1270,922} = 0,9753;$$

$$K_{\phi O_2} = \frac{1398,014}{1270,922} = 1,1;$$

б) выход SO₂ на поданный и превращенный FeS₂;

Выход SO₂ на поданный FeS₂;

$$m_{T SO_2} = \frac{1239,583 \cdot 8 \cdot 64}{4 \cdot 119,85} = 1323,877 \text{ кг / час};$$

$$\beta_{SO_2} = \frac{1270,922}{1323,855} \cdot 100\% = 96\%;$$

Выход SO₂ на превращенный FeS₂

$$m'_{T SO_2} = \frac{1190 \cdot 8 \cdot 64}{4 \cdot 119,85} = 1270,922 \text{ кг / час};$$

$$\beta'_{SO_2} = \frac{1270,922}{1270,922} \cdot 100\% = 100\%;$$

в) состав печного газа

Таблица 4 - Состав печного газа

Вещество	кг/час	% вес
SO ₂	1270,922	19,49
O ₂	524,255	8,04
Другие газы	4680,309	71,79
H ₂ O (пар)	43,75	0,68

Итого:	6519,236	100%
--------	----------	------

г) производительность установки.

$$P_{SO_2} = 1270,92296 \text{ кг / час}$$

6.3 Расчет теплового баланса процесса

$$\Delta H = \sum (\Delta H_{обр})_{исх} - \sum (\Delta H_{обр})_{прод}$$

$$\Delta H = -296,9 + (-822,16) - (-117,4) = -1001,66 \text{ кДж}$$

Уравнение теплового баланса: $\sum Q_{пр} = \sum Q_{расх}$. Величины Q рассчитываются

для каждого вещества, поступающего в аппарата и выходящего из него по формуле:

$Q = Gc_p t$, где G - количество вещества, кг/ч; c_p - удельная теплоемкость продуктов, кДж/кг·град, t - температура процесса, °C.

Тепловой баланс

Материальный поток и его компоненты	Масса потока, кг/ч	Температура, °C	Теплоемкость продуктов, кДж/кг·град [4]	Величина теплового потока, кДж/ч
1. Приход				
FeS ₂	1239,583	900	0,67	747468,549
Влага	43,75	900	6,65	261843,75
O ₂	1398,014	900	1,1	1384033,86
Азот	4680,309	900	1,17	4928365,377
Тепло реакции				-1001,66
ИТОГО	7536,656	-	-	7320709,876
2. Расход				
SO ₂	1270,922	900	0,85	972255,33
Fe ₂ O ₃	792,837	900	1,14	813450,762
Ост. Fe ₂ O ₃	49,583	900	1,14	50872,158

Влага	43,75	900	6,65	261843,75
Ост. O ₂	524,255	900	1,1	519012,45
Азот	4680,309	900	1,17	4928365,377
3. Количество отводимого тепла				-225089,951
ИТОГО	7536,656	-	-	7320709,876

В ходе расчета относительная погрешность материального баланса составит 0%, относительная погрешность теплового баланса составит 0%.

$$\delta = \frac{\left| \sum G_{\text{прив}} - \sum G_{\text{расх}} \right|}{\sum G_{\text{прив}}} 100\% = \frac{|7536,656 - 7536,656|}{7536,656} 100\% = 0\%$$

$$\delta = \frac{\left| \sum Q_{\text{прив}} - \sum Q_{\text{расх}} \right|}{\sum Q_{\text{прив}}} 100\% = \frac{|7320709,876 - 7320709,876|}{7320709,876} 100\% = 0\%$$

7. Экологическая оценка производства, отходы производства, их утилизация, ПДК

7.1 Экологическая оценка производства отходы производства, ПДК

Диоксид серы SO₂ оказывает сильное токсическое действие уже при концентрации в воздухе 0,25 – 0,50 мг/м³, а при средней концентрации более 0,50г/м³ отмечается повышение смертности и числа госпитализаций. [7] В нашей стране на SO₂ установлены следующие предельно допустимые концентрации:

ПДКр.з. – 10мг/м³,

ПДКм.р. – 0,3мг/м³,

ПДКс.с. – 0,005 мг/м³.

ПДК_{р.з.} – предельно допустимая концентрация рабочей зоны;

ПДК_{м.р.} – максимально – разовая;

ПДК_{с.с.} – среднесуточная. [8]

Отходящие газы производства серной кислоты, как и других производств, не должны содержать вредных примесей больше установленных для каждой примеси пределов по санитарным нормам.

Для улавливания брызг серной кислоты в контактных системах устанавливаются брызгоуловители – насадочные башни, по конструкции аналогичные второму абсорберу. На некоторых заводах отдельный насадочный брызгоуловитель заменен неорошаемым слоем насадки в верхней части последнего абсорбера. Вместо насадочных брызгоуловителей применяются также циклоны. Если степень контактирования недостаточна, приходится сооружать специальную установку для улавливания SO_2 из отходящих газов или направлять их в высокую трубу для рассеивания в верхних слоях атмосферы. При улавливании SO_2 содовым или аммиачным раствором присутствующие в газе остатки SO_3 образуют сернокислотный туман, для улавливания которого требуется мокрый электрофильтр. [8]

Органам и санитарной инспекции в России для вредных веществ установлены предельно допустимые концентрации (ПДК), которые являются основной характеристикой их опасности для живых организмов.

В таблице 5 приведены предельно допустимые концентрации вредных веществ, выделяющихся в воздух при производстве серной кислоты, и некоторых других токсичных соединений (для сравнения).

Для определения допустимого по санитарным нормам выброса вредного вещества в атмосферу нужно оценить его возможную концентрацию на местности, окружающей источник выброса газа, и сравнить ее с ПДК.

Таблица 5. Предельно допустимые концентрации вредных веществ (ПДК) в атмосферном воздухе населенных мест и в рабочей зоне производственных помещений (данные 2000г) [7]

Вещества	Предельно допустимые концентрации в воздухе, <i>мг/м³</i>		
	Населенных мест		Рабочей зоны производственных помещений
	Максимальная разовая	Среднесуточная	
Серный ангидрид SO ₂	0,50	0,15	1,0
Серная кислота H ₂ SO ₄	0,30	0,10	1,0
Сероводород H ₂ S	0,008	0,008	10,0
Пыль нетоксичная	0,50	0,15	10,0
Оксид углерода CO	3,0	1,0	20,0

Рассеивание газового потока в атмосфере определяется в основном высотой трубы, скоростью газа в ее устье, силой ветра, изменением его направления, градиентом температуры, рельефом местности, а также рядом других факторов. При полном отсутствии ветра возле устья трубы, что бывает редко, выбрасываемые газы поднимаются расширяющейся струей вертикально вверх до тех пор, пока газ не охладится до температуры окружающего воздуха, потеряет первоначальную скорость и полностью смешается с воздушной массой. В этих условиях концентрация газа в приземных слоях атмосферы крайне незначительна.

В большинстве случаев, при наличии ветра, струя газа поднимается на некоторую высоту, а затем ее движение приобретает почти горизонтальное направление. Струя газа принимает при этом форму расширяющегося конуса и, двигаясь по направлению ветра, нижним краем достигает поверхности земли. Место соприкосновения струи с землей является началом зоны загрязнения, в которой концентрация примесей максимальна. [8]

При расчете максимальной концентрации вредных газов в приземном слое следует учитывать, что на химических предприятиях одиночные выбросы газа весьма редки. Чаще всего выбросы из нескольких источников накладываются друг на друга, поэтому для достижения ПДК в приземном слое высота выброса каждой примеси должна быть значительно увеличена. В таких случаях целесообразно предварительно извлекать из газов основную массу вредных примесей (на 90 – 95%) и выбрасывать очищенные газы на более низкой высоте.

В последние годы приняты эффективные меры к значительному снижению содержания вредных веществ (SO_2 и тумана серной кислоты) в отходящих газах как на действующих, так и на проектируемых контактных сернокислотных заводах. Содержание SO_2 в выхлопных газах должно быть не выше 0,05 объемн. % [8]. Это достигается при двойном (двухстадийном) окислении SO_2 с промежуточной абсорбцией или путем извлечения SO_2 из отходящих газов в специальных абсорберах. Абсорбция SO_2 из отбросных газов реализована на ряде действующих заводов и находится в процессе освоения на ряде других сернокислотных систем.

Применимы следующие способы абсорбции:

Аммиачный – с получением сульфит-бисульфитного раствора аммония, который далее используется как товарный продукт или разлагается кислотой с образованием высококонцентрированного SO_2 и соответствующего удобрения, или же регенерируется с получением высококонцентрированного сернистого газа. Высококонцентрированный SO_2 возвращается в контактную систему или перерабатывается в товарную жидкую двуокись серы;

Содовый – с получением сульфитов;

Кислотно-каталитический (окисление SO_2 в растворе серной кислоты в присутствии ионов марганца) – с получением слабой серной кислоты, используемой на этом же заводе, например в производстве удобрений. Конкретный поглотитель SO_2 выбирают с учетом местных условий. После

абсорбции SO_2 отходящие газы должны очищаться в мокром электрофилт্রে (или другом фильтре) от брызг и тумана. При строительстве новых заводов в тех случаях, когда установка абсорбера для улавливания SO_2 нецелесообразна, следует предусматривать двойное контактирование и после моногидратного абсорбера устанавливать только мокрый электрофилтър. [8]

Утилизация отходов позволяет получить дополнительные полезные продукты из побочных продуктов реакции, практически всегда образующихся вместе с целевым продуктом (непрореагировавшие исходные вещества, дополнительные продукты реакции и примеси, имеющиеся в сырье). В производстве серной кислоты контактным методом часть циркулирующей смеси непрерывно выводят из системы. Это связано с тем, что свежая смесь содержит незначительное количество примесей, в основном метан. Он не выводится с SO_2 и накапливается в цикле. Чтобы избежать его значительного накопления, приходится часть потока выводить. Эта часть небольшая и мало сказывается на полноте использования сырья.

7.2 Перспективы совершенствования процесса получения химического продукта

Важнейшими тенденциями развития производства серной кислоты являются: повышение концентрации диоксида и триоксида серы в технологических газах и уменьшение их содержания в отходящих газах; применение давления; циклическая система производства с использованием контактных аппаратов с кипящими слоями прочного термостойкого катализатора; разработка и применение более активных катализаторов, имеющих пониженную температуру зажигания; максимальное использование теплоты реакции на всех стадиях производства для выработки товарного водяного пара.

Все эти направления развития целесообразно применять в комплексе с целью максимальной интенсификации производства, увеличения мощности

систем и снижения себестоимости серной кислоты с одновременным улучшением условий труда.

Контактное производство серной кислоты – это крупномасштабное непрерывное, механизированное производство. В настоящее время проводится комплексная автоматизация контактных цехов.

Важнейшие тенденции развития производства серной кислоты типичны для многих химических производств. Это увеличение мощности аппаратуры при одновременной комплексной автоматизации производства; интенсификация процессов путем применения реакторов кипящего слоя (печи и контактные аппараты КС) и активных катализаторов, а также производства и переработки концентрированного диоксида с использованием кислорода; разработка энерготехнологических систем с максимальным использованием теплоты экзотермических реакций, в том числе циклических и систем под давлением; увеличение степеней превращения на всех стадиях производства для снижения расходных коэффициентов по сырью и уменьшению вредных выбросов; использование сернистых соединений (S, SO_2, SO_3, H_2S) из технологических и отходящих газов, а также жидких отходов других производств; обезвреживание отходящих газов и сточных вод.

Заключение

В ходе курсовой работы был рассмотрен процесс получения серной кислоты из флотационного колчедана контактным способом. Помимо контактного способа существует нитрозный способ получения серной кислоты, который находит меньшее применение. Это обусловлено тем, что при контактном способе получают более чистую и высококонцентрированную серную кислоту.

Данная работа показала, что химическое производство представляет собой сложную химико-технологическую систему (ХТС), сложность которой определяется как наличием большого количества связей, элементов и подсистем, так и разнообразием решаемых задач. Основной целью химического производства является получение химического (целевого) продукта заданного качества при минимальных затратах и возможно меньшим количестве отходов. Для анализа ХТС и возможности их оптимизации необходима модель процесса, отражающая, в первую очередь, связи между элементами и их взаимное влияние друг на друга. Основой такой модели служит баланс масс в системе.

Расчет материального баланса является основным этапом в проектной работе инженеров химиков-технологов. На основе материальных балансов определяется целый ряд важнейших технико-экономических показателей и характеристик основных аппаратов. Из данных материальных балансов определяют: расход сырья и вспомогательных материалов для обеспечения заданной производительности; тепловой баланс и, соответственно, расход энергии и теплообменную аппаратуру; экономический баланс производства, себестоимость продукции и, следовательно, рентабельность производства. Материальный баланс позволяет оценить степень совершенства производства (комплексность использования сырья, номенклатуру и количество отходов), а также проанализировать причины потерь. При расчете баланса задаются величиной механических потерь, которая, как правило, не должна превышать 5%.

Эти потери определяются не столько несовершенством технологии или дефектами оборудования, сколько культурой производства в целом.

В производстве H_2SO_4 из флотационного колчедана, по результатам материального баланса, соблюдены основные направления развития химической промышленности:

Технология малоотходная;

Химическая технология обладает рядом функций:

2.1. Рациональное использование сырья и энергии;

2.2. Масштабность и дешевизна;

Поскольку процесс непрерывен, он обладает рядом достоинств:

Большое количество продукта с одного объема аппарата – высокая интенсивность процесса;

Легкость автоматизации;

Также процесс учитывает основные принципы химической технологии:

Наибольшая интенсивность процесса;

Наилучшее использование сырья.

На основании этого делается вывод, что процесс получения серной кислоты из флотационного колчедана экономичен, многотоннажен, прост, эффективен, хорошо отработан в производстве.

Список использованных источников

1. Кузнецова И.М., Харлампики Х.Э., Батыршин Н.Н. Общая химическая технология: материальный баланс химико-технологического процесса: Учебное пособие для вузов. – М.; Университетская книга; Логос. – 264с.
2. Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза. Изд. 2-е, пер. М., «Химия», 2005, 736 с.
2. Юкельсон И.И. Технология основного органического синтеза. М.: «Химия», 2008, 846 с.
3. Общая химическая технология / Под ред. А.Г.Амелина. М.: «Химия», 2007, 400 с.
4. Расчеты химико-технологических процессов / Под ред. И.П.Мухленова. Л.:Химия, 2009, 300 с.
5. С.И. Вольфович Общая химическая технология. М.: Государственное научно-техническое издательство химической литературы. 2009, 633с.
6. Петров А.А., Бальян Х.В., Трощенко А.Т. Органическая химия: Учебник для вузов.// Под ред. Стадничука М.Д. – 5-е изд.. перераб. и доп. – СПб.: «Иван Федоров», 2002. – 624 с.
7. Кузнецова И.М., Харлампики Х.Э., Батыршин Н.Н. Общая химическая технология: материальный баланс химико-технологического процесса: Учебное пособие для вузов. – М.; Университетская книга; Логос. – 264с.