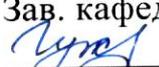


Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Факультет инженерно-физический
Кафедра химии и химической технологии
Направление подготовки 18.03.01 – Химическая технология
Направленность (профиль) образовательной программы Химическая техноло-
гия природных энергоносителей и углеродных материалов

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ
Зав. кафедрой
 Ю.А. Гужель
« 28 » июня 2021 г.

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

по теме: Технологический расчет усовершенствованной установки Клауса

Исполнитель
студент группы 718 об

 18.06.2021
(подпись, дата)

О.В. Преснякова

Руководитель
доцент, канд. хим. наук

 21.06.2021
(подпись, дата)

С.А. Лескова

Консультант:
по безопасности
жизнедеятельности
доцент, канд. техн. наук

 18.06.2021 г.
(подпись, дата)

А.В. Козырь

Нормоконтроль
доцент, док. хим. наук

 23.06.2021 г.
(подпись, дата)

Т.А. Родина

Благовещенск 2021

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Факультет Инженерно-физический
Кафедра Химии и химической технологии

УТВЕРЖДАЮ
Зав. кафедрой
_____ Ю.А. Гужель
« ____ » _____ 20__ г.

З А Д А Н И Е

К выпускной квалификационной работе студента Пресняковой Ольги Вячеславовны

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Технологический расчет усовершенствованной установки Клауса» утверждена Приказом от 23.04.2021 г № 812-уч
2. Срок сдачи студентом законченной работы 29.06.2021 г.
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Расход газа, поступающего на установку – 5 000 кг/ч. Литературные данные.
4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по производству серы. Характеристика сырья и готовой продукции установки производства серы. Описание технологической схемы производства серы. Составление материального баланса установки. Технологический расчет оборудования. Обоснование мер по повышению эффективности работы установки производства серы.
5. Перечень материалов приложения: Технологическая схема установки производства серы.
6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А.В., канд. техн. наук, доцент; раздел «Безопасность и экологичность производства»
7. Дата выдачи задания 14.05.2021 г

Руководитель выпускной квалификационной работы: Лескова Светлана Анатольевна,
доцент, канд. хим. наук

Задание принял к исполнению 14.05.2021 г. _____

РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 71 с., 1 рисунок, 26 таблиц, 28 источников.

ГАЗОПЕРЕРАБАТЫВАЮЩИЙ ЗАВОД, ПРОЦЕСС КЛАУСА, СЕРА, СЕРОВОДОРОД, СЕРОУГЛЕРОД

В бакалаврской работе рассмотрен общий технологический процесс производства серы; произведен подбор и анализ литературы по данной теме; изучены физико-химические основы технологического процесса; рассмотрены устройство и принцип действия установки Клауса.

Цель работы – изучить принцип действия установки Клауса, предложить и обосновать способ ее усовершенствования.

В работе были проанализированы требования к исходному сырью и готовой продукции. Проведен расчет материальных и тепловых балансов, расчет каталитического реактора усовершенствованной и действующей установки Клауса, на основании расчетов сделан вывод о целесообразности вводимых инноваций.

В работе рассмотрены вопросы охраны окружающей среды на установке, изучены требования по безопасности производства.

Выполнен чертеж технологической схемы процесса Клауса. Изучена схема работы Астраханского газоперерабатывающего завода. Для выполнения чертежей было использовано программное обеспечение КОМПАС – 3Dv17.

					ВКР.171049.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
Разраб.		Преснякова О.В.			<i>Технологический расчет усовершенствованной установки Клауса</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Провер.		Лескова С.А.				у	3	71
Консульт.						<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
Н. контр.		Родина Т.А.						
Зав. каф.		Гужель Ю.А.						

СОДЕРЖАНИЕ

Определения, обозначения, сокращения	6
Введение	7
1 Литературный обзор	8
1.1 Назначение и краткая характеристика процесса	8
1.2 Физико-химические основы процесса	9
1.2.1 Термическая стадия	11
1.2.2 Каталитическая стадия	12
1.2.3 Очистка хвостовых газов	13
1.2.4 Дегазация серы	14
1.2.5 Грануляция серы	14
1.3 Технологическая эффективность	14
1.4 Усовершенствования установки Клауса	15
1.4.1 Метод обогащения кислородом воздуха	15
1.4.2 Оптимизация состава кислого газа	16
1.4.3 Изменение температуры в каталитических реакторах	17
1.4.4 Усовершенствование катализатора	18
1.4.5 Совершенствование процесса доочистки	19
1.4.6 Реконструкция узла дегазации	21
2 Технологическая часть	22
2.1 Описание технологической схемы установки	22
2.2 Характеристика сырья	24
2.3 Характеристика готовой продукции	25
2.4 Технологический расчет действующей установки Клауса	28

					ВКР.171049.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	Технологический расчет усовершенствованной установки Клауса	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>	<i>Преснякова О.В.</i>					У	4	71
<i>Провер.</i>	<i>Лескова С.А.</i>					АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		
<i>Консульт.</i>								
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>							
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

2.4.1	Исходные данные	28
2.4.2	Расчет материальных балансов процесса по стадиям	28
2.4.3	Расчет тепловых балансов	44
2.4.4	Расчет каталитического реактора	48
2.5	Расчет усовершенствованной установки Клауса	50
2.5.1	Исходные данные	50
2.5.2	Расчет материальных балансов процесса по стадиям	51
2.5.3	Расчет тепловых балансов	56
2.5.4	Расчет каталитического реактора	59
3	Безопасность и экологичность производства	62
3.1	Воздействие усовершенствованной установки Клауса на окружающую среду при аварийной и безаварийной эксплуатации	62
3.2	Средства и системы защиты при эксплуатации установки Клауса	63
	Заключение	67
	Библиографический список	68

ОПРЕДЕЛЕНИЯ, ОБОЗНАЧЕНИЯ, СОКРАЩЕНИЯ

АСУТП – автоматизированная система управления технологическим процессом;

ВКР – выпускная квалификационная работа;

ГПЗ – газоперерабатывающий завод;

КИП - контрольно-измерительные приборы;

НГХК – нефтегазохимический комплекс;

НПЗ – нефтеперерабатывающий завод;

ПДВ – предельно допустимый выброс;

ppm – part per million;

SCOT – Shell Claus Off-Gas Treating.

					ВКР.171049.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Преснякова О.В.</i>			<i>Технологический расчет усовершенствованной установки Клауса</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Лескова С. А.</i>				У	6	71
<i>Консульт.</i>						<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т. А.</i>						
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>						

ВВЕДЕНИЕ

Целью бакалаврской работы является изучение установки получения серы методом Клауса, подбор и обоснование метода ее усовершенствования.

Для достижения цели необходимо решить следующие задачи:

1. Изучить технологическую схему установки Клауса.
2. Изучить действующие стандарты, нормативно-техническую документацию рассматриваемого производства.
3. Проанализировать существующие способы усовершенствования установки Клауса.
4. Предложить и обосновать расчетным путем модернизацию установки Клауса.
5. Изучить требования безопасности и охраны окружающей среды на установке Клауса.

Сера и ее соединения играют важную роль в природе и хозяйственной деятельности человека. Большая часть серы производится на установках Клауса. При работе установок, работающих по методу Клауса, возникают проблемы: сложно поддерживать процесс на полном уровне конверсии в промышленных условиях, так как эксплуатировать те установки, при работе которых отмечаются пределы выбросов вредных веществ в атмосферу больше допустимого значения, запрещено; на большом количестве установок нет доочистки отходящих газов и технологический режим не соблюдается надлежащим образом; требуется улучшение качества товарного продукта. Именно поэтому процесс Клауса нуждается в постоянной модернизации и поиске новых способов усовершенствования.

					ВКР.171049.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
Разраб.		Преснякова О.В.			<i>Технологический расчет усовершенствованной установки Клауса</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Провер.		Лескова С. А.				У	7	71
Консульт.						<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
Н. контр.		Родина Т. А.						
Зав. каф.		Гужель Ю. А.						

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Назначение и краткая характеристика процесса

Процесс Клауса – процесс, состоящий в каталитической окислительной конверсии сероводорода. На сегодняшний день применяются всевозможные видоизменения процесса Клауса, на основе процесса в мире построено около ста установок, их производительность достигает 300 тысяч тонн серы в год. На установках Клауса перерабатывается сероводород с разнообразным содержанием вредных примесей и углеводородов [1].

Установки Клауса, именуемые установками получения элементарной серы, являются необходимыми звеньями нефтеперерабатывающего производства, потому как извлечение серы из светлых нефтепродуктов определено экологическими требованиями: по уменьшению токсичности моторных топлив и по снижению выбросов оксидов серы в воздух. Современные проекты реконструкции нефтеперерабатывающих и газоперерабатывающих предприятий не обходятся без строительства или глубокой модернизации установок Клауса, эти установки охватывают типовой процесс Клауса и сравнительно денежно затратные процессы доочистки хвостовых газов, что разрешает проблему с выбросами оксидов серы [2].

Процесс Клауса является наиболее важным процессом десульфурации газа для извлечения элементарной серы из сероводородного газа. Запатентованный впервые в 1883 году Карлом Фридрихом Клаусом процесс Клауса стал промышленным стандартом.

Продуктом установки Клауса является молекулярная сера. Сера – твердое кристаллическое вещество, минерал лимонно-желтого представляет собой молекулярную серу – S, минерал очень хрупкий, твердость 1-2 [3].

					ВКР.171049.180301.ПЗ		
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>			
Разраб.	Преснякова О.В.				<i>Технологический расчет усовершенствованной установки Клауса</i>		
Провер.	Лескова С. А.						
Консульт.							
Н. контр.	Родина Т. А.						
Зав. каф.	Гужель Ю. А.						
					<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
					У	8	71
					АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		

Сера и ее соединения существуют в твердом, жидком и газообразном состоянии. Сера образует несколько десятков как кристаллических, так и аморфных модификаций, отличающихся составом молекул и полимерных цепей, способом их упаковки и некоторыми свойствами. Наиболее известны три аллотропных видоизменения серы: сера ромбическая, моноклинная, пластическая.

Основными потребителями серы являются заводы по производству минеральных удобрений и химическая промышленность. Более половины добываемой в мире серы идет на производство серной кислоты, роль которой в химической промышленности огромна – она сравнима с ролью хлеба в нашем питании. Сера входит в состав простых и сложных минеральных удобрений, препаратов для борьбы с вредителями и др. Сера используется на производстве тканей, лекарств, косметики, пластмасс, взрывчатки и красок.

Главными производителями элементарной серы являются газоперерабатывающие заводы (ГПЗ), нефтеперерабатывающие заводы (НПЗ) и нефтегазохимические комплексы (НГХК). Серу на этих предприятиях извлекают из кислых газов, образующихся при абсорбции высокосернистого углеводородного сырья. Значительная доля газовой серы изготавливается по известному методу Клауса [4].

1.2 Физико-химические основы процесса

Суть процесса Клауса заключается в превращении сероводородного газа в серу окислительным методом с применением двух-трех каталитических ступеней.

На производстве используются четыре основных процесса Клауса для производства элементарной серы из кислых компонентов природного газа и нефтезаводских газов:

1. Прямоточный процесс Клауса используется при концентрации сероводорода в кислом газе больше 50 % по объему и концентрации углеводородов менее 2 % по объему. Основан на неполном окислении сероводорода кислого газа сжиганием его в недостаточном для полного сгорания объеме воздуха. В

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		9

топке термического реактора может образоваться до 75 % серы, содержащейся в сероводороде исходного газа, последующее извлечение серы проводят на катализаторе в каталитических ступенях и, если это необходимо, на установке очистки отходящих газов.

Степень конверсии сероводорода в серу при применении этого метода зависит от концентрации сероводорода в кислом газе и составляет от 95 до 96 % для схемы с двумя каталитическими ступенями, от 97 % до 98 % для трехступенчатой схемы.

2. Извлечение серы методом «1/3 – 2/3». Процесс применяют при концентрации сероводорода в кислом газе от 20 % до 45 %. Сущность процесса состоит в том, что долю кислого газа (до 2/3 от всего количества) байпасируют мимо термического реактора прямо в каталитический реактор, оставшийся кислый газ сжигается в термическом реакторе в условиях, обеспечивающих глубокое сгорание сероводорода, сера образуется исключительно в каталитических ступенях, которых может быть несколько.

3. Разветвленный процесс Клауса («1/3 – 2/3») с предварительным подогревом кислого газа и (или) воздуха. Процесс применяется при содержании сероводорода в кислом газе от 20 % до 30 %, когда при применении предыдущей схемы наименьшая возможная температура в топке печи-реактора (930 °С) не достигается.

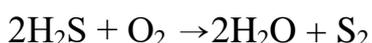
4. Процесс «прямого окисления» сероводорода на катализаторе в элементарную серу. Сущность процесса содержится в проведении реакции взаимодействия сероводорода с кислородом воздуха на специальном катализаторе, процесс используют при концентрации сероводорода в кислом газе от 0,1 % до 9 %. В случае низких концентраций сероводорода – до 3 % – процесс проводят в 1 стадию, при увеличении концентрации количество ступеней нужно повысить. Обычно, степень конверсии сероводорода в серу на установке прямого окисления без доочистки хвостовых газов не превосходит 86 % [4, 5].

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		10

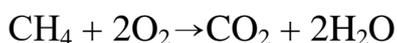
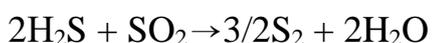
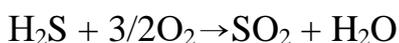
Производство серы на установках Клауса происходит в две стадии: термическую и каталитическую.

1.2.1 Термическая стадия

Процесс термического окисления идет в основной реакционной печи, смонтированной в одном агрегате с котлом-утилизатором. Реакционная печь является главным элементом оборудования в процессе Клауса. На термической ступени установки Клауса, чем больше температура, тем выше степень конверсии сероводорода в серу. В печи-реакторе наилучшая температура от 1100 °С до 1300 °С, в этом температурном интервале степень конверсии максимальна, а объемы образующихся по побочным реакциям COS и CS₂ малы. Термическая стадия заключается в высокотемпературном сжигании сероводорода в топке котла-утилизатора при подаче стехиометрического количества воздуха по реакции [6]:



В топочной части печи протекают целевые реакции [7]:



Продукты сгорания охлаждаются в котле-утилизаторе и конденсаторе серы, пар поднимается на паровой барабан, объединенный с котлом-утилизатором. Более 60 % серы конвертируется в термической секции установки Клауса.

Существенная доля горячего газа из камеры сгорания проходит через трубу охладителя технологического газа и остужается так, что образующаяся на стадии реакции сера конденсируется. Тепло, выделяемое технологическим газом, и выделяющееся тепло конденсации применяется для образования пара среднего или низкого давления, жидкая сера удаляется в секции конденсатора и самотеком попадает в резервуар для хранения серы. В этом месте она поддерживается в расплавленном состоянии при температуре около 140 °С паровыми

					<i>ВКР.171049.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		11

змеевиками, далее накопленная сера перекачивается на грузовые или железнодорожные вагоны для отправки потребителю.

1.2.2 Каталитическая стадия

Каталитическое восстановление серы заключается в трех технологических операциях: нагрев, каталитическая реакция, охлаждение и конденсация, эти операции, как правило, повторяются максимум три раза.

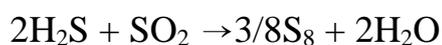
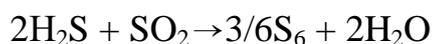
Начальная технологическая стадия в каталитической стадии – это процесс нагрева газа. Нужно предупредить конденсацию серы в слое катализатора, что возможно приведет к его загрязнению. Оптимальной рабочей температуры слоя в некоторых каталитических стадиях добиваются нагреванием технологического газа в печах подогрева до получения требуемой рабочей температуры слоя.

Каталитические реакторы действуют при меньших температурах – от 200 °С до 315 °С. На каталитической ступени отмечается противоположная зависимость от температуры: конверсия увеличивается со снижением температуры, но в интервале небольших температур скорости целевых реакций становятся очень невелики, поэтому для увеличения скорости реакций нужно применять катализаторы. Нижний температурный предел ограничивается точкой росы серы (температура конденсации серы 188 °С), но нижний предел в каталитических конверторах на практике ставят на уровне 220 °С, чтобы исключить возможность конденсации серы в порах катализатора [8]. На каталитической ступени рост давления положительно сказывается на выходе серы, в каталитических конверторах чаще всего держится давление на уровне от 0,12 до 0,17 МПа.

В качестве катализатора используют глинозем или бокситы. Каждая каталитическая ступень восстанавливает от половины до двух третей поступающей серы, в зависимости от желаемого уровня конверсии подбирают количество каталитических стадий. По оценкам, общее восстановление серы может составить от 95 % до 97 %.

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		12

На каталитических ступенях процесса протекает реакция H_2S и SO_2 , непрореагировавших на термической ступени, с образованием элементарной серы на катализаторе согласно реакции [9]:



Для удаления серы из газовой фазы технологический газ остужают после каждой ступени конверсии, применяя тепло горячих газов для получения насыщенного водяного пара. Технологический газ нагревается перед каталитическими ступенями смешиванием с продуктами сгорания топливного газа в топках-подогревателях или паровых подогревателях.

С заключительной каталитической ступени, уже после извлечения образовавшейся серы, отходящий газ отправляется на установку доочистки хвостовых газов процесса Клауса [10].

1.2.3 Очистка хвостовых газов

Хвостовой газ из процесса Клауса, все еще включающий в себя горючие компоненты и соединения серы (H_2S , H_2 и CO), или подается на установку для сжигания, или подвергается последующей очистке в установке доочистки хвостового газа.

Все процессы очистки отходящих газов можно разделить на три группы:

1. Процессы, основанные на продолжении реакции Клауса, то есть превращении H_2S и SO_2 в серу, обеспечивая общую степень извлечения серы от 99,0 % до 99,7 %. Процессы возможно проводить в слое твердого катализатора или в жидкой среде, содержащей катализатор [11].

2. Процессы, основанные на восстановлении всех соединений серы до сероводорода с дальнейшим его извлечением. Процессы отличает друг от друга способ извлечения образовавшегося сероводорода из продуктов гидрирования и источник водорода.

3. Процессы, основанные на окислении всех соединений серы до SO_2 или до элементарной серы с дальнейшим их извлечением. Процессы отличаются

					<i>ВКР.171049.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		13

друг от друга, в первую очередь, способом извлечения образовавшихся продуктов (серы или диоксида серы) [12].

1.2.4 Дегазация серы

Извлеченная на установках Клауса сера имеет в своем составе растворенный сероводород в виде свободного сероводорода и химически связанного полисульфида водорода, который при перемешивании и понижении температуры разлагается с выделением сероводорода [4].

1.2.5 Грануляция серы

Главным условием потребителей серы является поставка ее в виде прочных малопористых гранул. Гранулированная сера не слеживается, сохраняет сыпучесть и не образует пыли при хранении и перевозках, легко транспортируется и дозируется. Суть известных способов получения гранулированной серы сводят к истечению расплава серы через отверстия в виде отдельных капель, которые в процессе свободного падения охлаждаются воздухом, водяным паром или струями воды [13].

1.3 Технологическая эффективность

Установки Клауса по объемам и качеству сбрасываемых вредоносных веществ в атмосферу входят в десятку наиболее опасных для окружающей среды источников загрязнения атмосферного воздуха. Выбросы в атмосферу соединений серы с установок Клауса на сегодняшний день остаются значительными, что требует непрерывного модернизирования технологии получения серы.

Технологическая эффективность работы установок Клауса оценивается степенью конверсии сероводорода в серу. На мировом уровне конверсия сероводорода в серу выше 99,8 %, но на действующих установках Клауса России реальная степень конверсии меньше 99,6 %. Экологическая результативность установок Клауса определяется остаточным содержанием соединений серы в дымовых газах.

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		14

За рубежом при эксплуатации установок получения газовой серы на выходе дымовой трубы содержание соединений серы не более 300 ppm, в России указанное содержание соединений серы в дымовых газах не обеспечивается.

На данный момент значительный интерес уделяется совершенствованию технологии, в основном, за счет разработки и введения усовершенствованных процессов Клауса и доочистки.

Эти разработки обладают преимуществами перед существующими установками Клауса. Но потребуется полная реконструкция имеющихся процессов и эти разработки по денежным затратам превышают от 50 % до 100 % стоимости функционирующих установок. Для установок производства серы методом Клауса, эксплуатируемых длительное время, требуются непрерывный поиск, разработка, проведение соответствующих исследований и практическая реализация эффективных мероприятий [14].

1.4 Усовершенствования установки Клауса

Улучшение технологии Клауса можно проводить следующими путями: применение метода обогащения кислородом воздуха; оптимизация состава кислородного газа путем подбора хемосорбента, применяемого при очистке природного газа; увеличение конверсии COS за счет изменения температуры в каталитических реакторах; повышение эффективности и срока службы катализатора; совершенствование процесса доочистки отходящих газов с установки Клауса; реконструкция узла дегазации серы [15].

1.4.1 Метод обогащения кислородом воздуха

Даже небольшое повышение процентного содержания кислорода в воздухе позволит как на функционирующих, так и на проектируемых установках получения серы повысить мощности установок, поднять коэффициент полноты сгорания сырья в топочной камере котла-утилизатора, а также увеличить суммарную результативность процесса регенерации серы [6].

Увеличение доли кислорода в воздухе уменьшает количество азота, поступающего на установку, который является балластом. Переход установок

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		15

производства серы на повышенное количество кислорода в воздухе является экономически рациональным, в отличие от нового строительства установки аналогичной мощности. Обогащение кислородом происходит за счет смешения обогащенного кислородом воздуха с воздухом, поступающим в камеру сгорания, до получения нужного процентного содержания от всего объема подаваемого воздуха. Внедрение данной технологии совершают без каких-нибудь модификаций имеющегося оборудования, поэтому обогащение кислородом можно применить на всякой установке получения серы [16].

1.4.2 Оптимизация состава кислого газа

Оптимизация состава кислых газов – значимый фактор увеличения эффективности процесса Клауса. При понижении концентрации сероводорода и увеличении содержания углекислого газа в кислом газе на производстве серы методом Клауса появляется ряд проблем, основной из которых является порча горения кислого сероводородсодержащего газа в печах Клауса [15].

Диоксид углерода снижает концентрацию реагирующих компонентов и уменьшает конверсию. Увеличить количество сероводорода в кислых газах, отправляемых на установку Клауса, можно подбором состава хемосорбента, используемого при аминовой очистке природного газа. Например, вместо диэтанолamina (ДЭА), с значительной скоростью реагирующего и с сероводородом, и с диоксидом углерода, возможно использование смеси аминов: метилдиэтанолamina (МДЭА) и ДЭА, эта смесь имеет значительную селективность по отношению к H_2S .

Повышая до установленного уровня содержание в этой смеси МДЭА, достигается значительное повышение концентрации H_2S в кислом газе, не превышающее допустимое остаточное содержание CO_2 в товарном газе.

Модификация состава кислого газа в сторону увеличения содержания сероводорода, отходящего с установки аминовой очистки, путем замены соотношения МДЭА–ДЭА в растворе приведет к таким положительным итогам: повышению выхода серы; усовершенствованию экономических показателей про-

					<i>ВКР.171049.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		16

цесса; повышению срока службы оборудования; уменьшению рециркуляции абсорбента и подачи водяного пара на регенерацию; уменьшению образования COS и CS₂ при производстве серы.

Использование смешанного абсорбента дает возможность также в 1,5-2 раза уменьшить удельное орошение по сравнению с чистым раствором ДЭА, что существенно совершенствует технико-экономические показатели процесса, соотношением в смеси вторичного и третичного аминов регулируют селективность абсорбции H₂S в присутствии CO₂ [15].

1.4.3 Изменение температуры в каталитических реакторах

При присутствии в кислом газе высоких количеств CO₂, углеводородов и высокой температуры в реакционной печи создаются обстоятельства для протекания многих побочных реакций с образованием, в конечном счете, соединений серы COS и CS₂.

Итоги исследования механизмов образования COS и CS₂ показывают, что, во-первых, они образуются сравнительно автономно друг от друга, во-вторых, несмотря на то, что источником серы для образования COS и CS₂ является сероводород, определенного взаимоотношения между их количеством и начальной концентрацией H₂S не обнаружено. Выявлено, что при росте температуры до 1100 °C образование CS₂ прерывается, но высокая температура благоприятствует образованию COS [9].

Есть принципиальный путь понижения концентрации COS и CS₂ – снижение количества CO₂ в кислом газе и увеличение концентрации сероводорода сбавит утраты серы с COS и CS₂ в пять раз [4]. Этого эффекта можно достигнуть с помощью подбора хемосорбентов, высокоселективных к H₂S.

Значительную роль в увеличении конверсии COS и CS₂ играет температура. Это является значимым направлением усовершенствования процесса Клауса. Понижение концентрации побочных веществ возможно достичь путем увеличения температуры в первом по ходу технологических газов каталитическом реакторе до промежутка температур от 350 °C до 400 °C и уменьшения темпе-

					<i>ВКР.171049.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		17

ратуры на входе реактора II до минимально возможной. Последнее обеспечивает предельно вероятную конверсию сероводорода в серу в течение 6 лет работы алюмооксидного катализатора и повышает конверсию COS и CS₂ [15].

1.4.4 Усовершенствование катализатора

Значительную роль в росте конверсии и селективности функционирующих установок Клауса и близости их к термодинамически вероятным, играет каталитическая стадия процесса, поэтому имеет значение верный выбор катализатора и сохранение его активности на значительном уровне. На протяжении модернизаций методов получения серы из сероводорода проводились работы по повышению степени конверсии, использованию последних, наиболее совершенных и долго функционирующих катализаторов.

На сегодня в России на установках Клауса используются алюмооксидные катализаторы, во время эксплуатации пористое строение и состав алюмооксидного катализатора заметно изменяются: удельная поверхность уменьшается за счет термической и гидротермической деструкции, при этом меняется пористая структура и понижается число активных центров; уменьшение удельной поверхности случается вследствие сульфатации, зауглероживания и блокировки пор катализатора конденсированной серой [15].

Конденсацию серы в порах стараются уменьшить поддержанием температуры газа на входе в реактор с постоянным запасом по сравнению с точкой росы серы.

Дезактивацию катализатора, обычно, аргументируют двумя причинами – уменьшением удельной поверхности из-за термической и гидротермальной деструкции и сульфатацией.

Уменьшение удельной поверхности неминуемо и необратимо, потому как катализатор функционирует при повышенных температурах в газовой среде, имеющей в своем составе воду. Тем не менее максимальные потери поверхности случаются при остановке установки, когда реактор продувают воздухом, если в слое катализатора осталась сера, происходит ее сгорание. Чаще всего

очаги увеличения температуры обладают локальным характером, потому как из-за небольшой теплопроводности Al_2O_3 тепло не распространяется по слою и не замечается операторами.

В особенности опасно в эти моменты попадание на слой катализатора водяного пара, а как раз его применяют для уменьшения температуры в реакторах. В настоящее время широко применяются катализаторы на основе диоксида титана с содержанием TiO_2 более 85 %. Титаноксидные катализаторы имеют существенно большую стабильность каталитической активности в гидролизе CS_2 и COS , чем оксид алюминия, вследствие этого для увеличения степени извлечения серы и уменьшения выбросов SO_2 в воздух за счет гидролиза сераорганических соединений рационально использовать на установках Клауса титаноксидные катализаторы, они используются также в качестве защитных катализаторов для предупреждения попадания кислорода в основной слой алюмооксидного катализатора и снижения уровня его сульфатации [15].

1.4.5 Совершенствование процесса доочистки

Методы доочистки созданы для улучшения экологии и существенно удорожают процесс производства серы, именно вследствие этого решение о избрании процесса доочистки следует принимать с учетом суммарных объемов выбросов и на основании существующих законодательных или нормативных документов.

В соответствии с требованиями большинства стран, отходящие газы установок Клауса не соответствуют нормативам предельно допустимых выбросов. Небольшая степень извлечения сернистых соединений – это утраты серы как ценного сырья и выбросы вредных сернистых соединений в воздух, потому оставшиеся в отходящих газах сернистые соединения удаляют с помощью установок доочистки хвостовых газов [17].

Наиболее используемым методом доочистки отходящих газов установки Клауса на НПЗ и НГХК России является SCOT или его более простое исполнение в виде блоков гидрирования и аминовой очистки.

					<i>ВКР.171049.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		19

На ГПЗ в России наибольшее распространение получил процесс Sulfreen, он применяется на Астраханском и Оренбургском ГПЗ и представляет собой дополнительную каталитическую ступень процесса Клауса. Распространение этого метода доочистки объясняется большой степенью извлечения сернистых соединений и малыми капитальными расходами. Данный процесс обладает рядом технологических несовершенств: необходимость выдерживания соотношения концентраций сероводорода к диоксиду серы, близким к стехиометрическому, отсутствие превращения COS и CS₂, необходимость систематического проведения десульфатации катализатора дозировкой в газ регенерации газа с большим содержанием сероводорода при температуре около 300 °С [1].

Надлежит заметить, что результативность извлечения сернистых соединений в процессе Sulfreen на нынешних нефтегазоперерабатывающих предприятиях России недостаточно большая, что приводит к загрязнению атмосферы [4]. Усовершенствовать данные показатели можно улучшением процесса – разработкой научно доказанных технологических решений по уменьшению потерь серы и выбросов загрязняющих веществ в воздух в процессе доочистки на узле Sulfreen установок Клауса; сменой процесса Sulfreen на процесс SCOT, что позволит перевести все соединения серы, оставшиеся в отходящих газах, в сероводород, извлекаемый затем из газа абсорбцией алканоламинами [18].

По причине чрезвычайной сложности и дороговизны процесс SCOT является альтернативой процессу Sulfreen только в крайних случаях, в частности, когда установка Клауса располагается в густонаселенном месте, нужно уплачивать немалые штрафы за выбросы, по нормам ПДВ требуется непременно уменьшение выбросов соединений серы.

На нынешний момент главной задачей является увеличение результативности широко применяемого на газоперерабатывающих предприятиях России процесса Sulfreen. Для совершенствования показателей работы установки Sulfreen на Астраханском ГПЗ предложено повысить продолжительность цикла

					<i>ВКР.171049.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		20

регенерации катализатора и понизить температуру газа регенерации для конденсации паров серы на протяжении всего цикла [18].

1.4.6 Реконструкция узла дегазации

Получаемая жидкая сера содержит растворенный сероводород, превращающийся в полисульфид водорода, ухудшающий качество серы и при определенных условиях разлагающийся с выделением сероводорода, что формирует опасные ситуации, так как сероводород характеризуется взрывоопасностью и токсичностью, недегазированная сера наиболее коррозионно-активна, потому есть необходимость проводить дегазацию серы [19].

Для ускорения процесса дегазации серы используют катализаторы. В основном, на ГПЗ применяют катализатор аммиак, содействующий разрушению полисульфидов и, тем самым, ускоряющий разгазирование серы, но образующиеся полисульфиды аммония, и, в особенности, четырехсернистый азот, негативно действуют на качество серы. Разработка и введение новых способов дегазации жидкой серы для уменьшения концентрации растворенного сероводорода – одна из самых важных задач, требующих решения для российских нефтегазовых предприятий, вырабатывающих серу [18].

Наилучшие показатели процесса дегазации серы без катализатора были получены при применении воздуха в качестве продувочного и барботажного газа, уменьшается время дегазации, нет коррозии аппаратуры, образуется дополнительное количество серы благодаря взаимодействию кислорода воздуха с сероводородом, исключается образование твердых солей аммония и загрязнение ими серы [19].

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		21

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1 Описание технологической схемы установки

Технологическая схема установки Клауса на Астраханском ГПЗ представлена на рисунке 1.

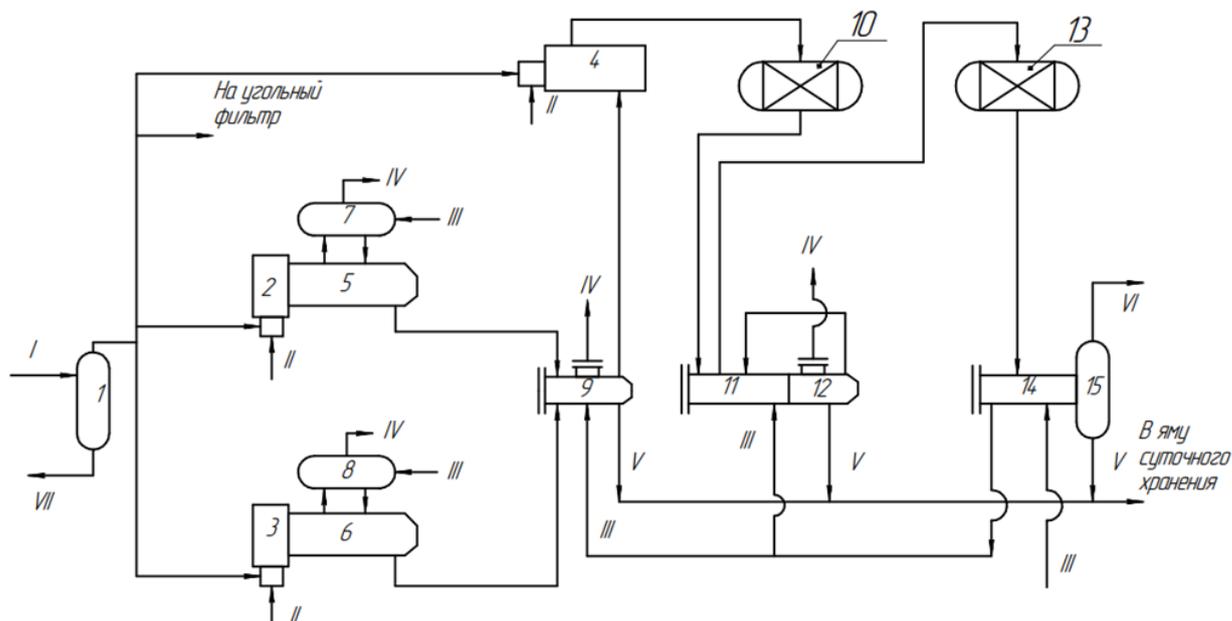


Рисунок 1 – Технологическая схема установки Клауса

1 – сепаратор, 2, 3, 4 – печь, 5, 6 – котел, 7, 8 – барабан котла, 9, 12 – конденсатор-генератор, 10, 13 – конвертор, 11 – теплообменник, 14 – конденсатор-экономайзер, 15 – коагулятор.

Весь кислый газ при температуре до 60 °С и давлении 83 кПа поступает в сепаратор 1, где происходит удаление влаги из газа. Далее кислый газ разделяется на три потока: первые два поступают в печи 2 и 3 термической ступени процесса, а третий – в печь 4 перед каталитической ступенью. В печь 4 направляется 3 % газа от общего количества. Оставшаяся часть направляется в печи-реакторы 2 и 3 термической ступени равными порциями. Температуру в этих

					ВКР.171049.180301.ПЗ		
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата			
Разраб.	Преснякова О.В.				Лит.	Лист	Листов
Провер.	Лескова С. А.				У	22	71
Консульт.					АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		
Н. контр.	Родина Т. А.						
Зав. каф.	Гужель Ю. А.						
					Технологический расчет усовершенствованной установки Клауса		

печах поддерживают в интервале от 900 °С до 1300 °С. Из воздуходувок поступает технологический воздух, который необходим для сжигания поступившего газа. После печей-реакторов образовавшаяся смесь уходит в трубное пространство котлов 5 и 6 и там охлаждается до температурного интервала от 250 °С до 300 °С. В результате охлаждения этой смеси образуется пар среднего давления (2,4 МПа), получаемый при нагреве питательной воды, поступающей в барабаны 7 и 8 котлов 5 и 6 соответственно. Образовавшиеся продукты термической ступени выходят из котлов 5 и 6 и поступают в трубное пространство конденсатора 9. Там происходит дальнейшее охлаждение смеси до интервала температур от 160 °С до 200 °С. Сконденсированная сера по серопроводу направляется в серную яму. Для охлаждения газа в конденсаторе-генераторе 9 используется питательная вода, которую предварительно подогревают в экономайзере 14 до 155 °С. В результате теплообмена в межтрубном пространстве образуется пар низкого давления (0,4 – 0,6 МПа). Далее оставшийся газ выходит из конденсатора 9 и направляется во вспомогательную печь 4 для подогрева. В этой печи происходит сжигание кислого газа, после чего основной поток газа смешивается с ним и нагревается до температурного интервала от 240 °С до 280 °С. Нагретый газ направляется на первую каталитическую ступень в конвертор 10, где проходит сверху вниз через слой катализатора (активированный Al_2O_3 или на основе TiO_2). В конверторе H_2S и SO_2 превращаются в серу, там же происходит гидролиз COS , CS_2 . На выходе смесь имеет температуру в интервале от 350 °С до 365 °С. После конвертора 10 образовавшиеся продукты реакции поступают в трубное пространство совмещенного аппарата 11-12 (11 – теплообменник газ/газ, 12 – конденсатор-генератор газ/вода) для охлаждения. В теплообменнике 11 газы реакции охлаждаются до 325 °С и поступают в конденсатор 12, где охлаждаются до 180 °С. Сконденсированная сера через два гидрозатвора по серопроводу поступает в яму. Для охлаждения газа в теплообменнике 11 используется питательная вода, подогретая в экономайзере 14 °С до 155 °С. Из конденсатора 12 технологический газ поступает в межтрубное пространство

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
						23
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

теплообменника 11, где подогревается до температур в интервале от 210°C до 240 °С и поступает в конвертор 13. Там технологические газы так же сверху вниз проходят через слой катализатора. В результате происходит превращение H_2S и SO_2 в серу и повышение температуры до 260 °С.

Образовавшиеся продукты поступают в трубное пространство экономайзера 14. Там за счет теплообмена с питательной водой технологический газ охлаждается до 140 °С. Аппарат 15 служит для сепарации капельной серы от газа за счет снижения скорости потока и отбойных сеток. Из коагулятора 15 технологический газ поступает на доочистку, а сконденсированная сера по серопроводу уходит в яму для хранения [19].

1.2 Характеристика сырья

Сырьем установок производства серы и доочистки отходящих газов является кислый газ, выделенный в процессе сероочистки природного газа на установках очистки газа сепарации от кислых компонентов раствором диэтанолamina, очистки и компримирования газов стабилизации конденсата и установках переработки газового конденсата, а также газ выветривания с установок обработки загрязненных производственных вод завода и фильтрации загрязненных вод и сжигания промышленных отходов [20].

Основные показатели качества сырья установок приведены в таблице 1.

Таблица 1 – Основные показатели качества сырья

Наименование продукции	Показатели качества	Объемная доля, %:
1	2	3
Кислый газ с установки очистки и компримирования газов стабилизации конденсата	воды, не более	5,80
	сероводорода	73,83
	диоксида углерода	19,36
	углеводородов, не более	1,00
	сернистых соединений	0,01
Кислый газ с установок очистки газа сепарации от кислых компонентов раствором диэтанолamina	воды, не более	5,74
	сероводорода	55,56
	диоксида углерода	37,68

1	2	3
	углеводородов, не более	1,00
	сернистых соединений	0,02
Кислый газ с установок фильтрации загрязненных вод и сжигания промышленных отходов	воды, не более	4,16
	сероводорода	72,16
	диоксида углерода	19,61
	углеводородов, не более	3,70
	азота	0,37
Кислый газ с установок обработки загрязненных производственных вод завода	воды, не более	4,23
	сероводорода	64,14
	диоксида углерода	27,62
	углеводородов, не более	4,01
Кислый газ с установок переработки газового конденсата	сероводорода, не менее	98,00
	углеводородов, не более	1,00
Кислый газ (средний состав)	воды, не более	5,76
	сероводорода	59,41
	диоксида углерода	33,81
	углеводородов, не более	1,00
	сернистых соединений	0,02

1.3 Характеристика готовой продукции

Целевым продуктом на установке является техническая (газовая) сера, выпускаемая по ГОСТ 127.1-93 (сорт 9998).

Требования к качеству технической серы установлены для сорта 9998 по ГОСТ 127.1-93 и его преемнику – стандарту ОАО «Газпром» (СТО Газпром 040-2008). Техническую серу в зависимости от способа получения выпускают жидкую, комовую, гранулированную и молотую.

По физико-химическим показателям техническая сера и модифицированная техническая сера должны соответствовать требованиям и нормам, указанным в таблицах 2-4 [21].

Таблица 2 – Физико-химические показатели жидкой технической серы

Наименование показателя	Значение		Метод анализа
	Высший сорт	Первый сорт	
1 Внешний вид	Жидкость бурого цвета. Не допускается присутствие механических загрязнений (бумага, дерево, песок и др.)		Визуально
2 Массовая доля серы, %, не менее	99,9900	99,9800	По 7.2
3 Массовая доля золы, %, не более	0,0080	0,0100	По 7.3
4 Массовая доля органических веществ, %, не более	0,0040	0,0080	По 7.4
5 Массовая доля кислот в пересчете на серную кислоту, %, не более	0,0010	0,0015	По 7.5
Примечание - Значения показателей 2-5 даны в пересчете на сухое вещество.			

Таблица 3 – Физико-химические показатели комовой технической серы

Наименование показателя	Значение			Метод анализа
	Высший сорт	Первый сорт	Второй сорт	
1 Внешний вид	Куски желтого цвета разного размера и формы. Не допускается присутствие механических загрязнений (бумага, дерево, песок и др.)			Визуально
2 Массовая доля серы, %, не менее	99,980	99,920	99,200	По 7.2
3 Массовая доля золы, %, не более	0,009	0,050	0,300	По 7.3
4 Массовая доля органических веществ, %, не более	0,004	0,020	0,450	По 7.4
5 Массовая доля кислот в пересчете на серную кислоту, %, не более	0,001	0,010	0,020	По 7.5
6 Массовая доля воды, %, не более	0,500	1,000	3,000	По 7.6
Примечание - Значения показателей 2-5 даны в пересчете на сухое вещество				

Таблица 4 – Физико-химические показатели гранулированной технической серы

Наименование показателя	Значение			Метод анализа
	Высший сорт	Первый сорт	Второй сорт	
1 Внешний вид	Гранулы желтого цвета сферической, полусферической и других геометрических форм. Не допускается присутствие механических загрязнений (бумага, дерево, песок и др.)			Визуально
2 Массовая доля серы, %, не менее	99,980	99,920	99,200	По 7.2
3 Массовая доля золы, %, не более	0,010	0,050	0,300	По 7.3
4 Массовая доля органических веществ, %, не более	0,010	0,020	0,450	По 7.4
5 Массовая доля кислот в пересчете на серную кислоту, %, не более	0,001	0,010	0,020	По 7.5
6 Массовая доля воды, %, не более	0,500	3,000	Не нормируется	По 7.6
7 Массовая доля гранул, %, не менее, диаметром, мм: - 2,0-7,0 - 1,0-10,0	90,000 -	- 90,000	Не нормируется	По 7.7
<p>Примечания</p> <p>1. Значения показателей 2-5 даны в пересчете на сухое вещество</p> <p>2. Массовую долю гранул определяют по требованию потребителей</p>				

1.4 Технологический расчет действующей установки Клауса

1.4.1 Исходные данные

Производительность установки по кислому газу – 5000 кг/ч.

Выход серы в термической части – 62 % [20].

Распределение потока кислого газа между термической и каталитической ступенями 98 % и 2 % [22].

Степень извлечения серы 95 %.

На установку поступает кислый газ составом, представленным в таблице 5.

Таблица 5 – Состав кислого газа

Компоненты	Объемная доля, %
H ₂ S	59,41
CO ₂	33,81
COS	0,02
Метан	1,00
H ₂ O	5,76

1.4.2 Расчет материальных балансов процесса по стадиям

1.4.2.1 Материальный баланс термической ступени

Расход кислого газа на термической ступени:

$$G_{\text{терм}} = П \cdot \alpha_1 \quad (1)$$

где α_1 – поток кислого газа на термическую ступень,

П – производительность установки по кислому газу.

$$G_{\text{терм}} = 5000 \cdot 0,98 = 4900 \text{ кг/ч} \quad (2)$$

Плотность компонентов:

$$\rho_i = \frac{M_i}{V_m} \quad (3)$$

где M_i – молярная масса,

V_m – молярный объем.

Плотность сероводорода:

$$\rho_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{34}{22,4} = 1,518 \text{ кг/м}^3 \quad (4)$$

Плотность остальных веществ рассчитываем аналогично.

Средняя плотность газа:

$$\rho = \frac{\sum \varphi_i \cdot \rho_i}{100} \quad (5)$$

где φ_i – объемная доля компонента,

ρ_i – плотность компонента.

$$\rho = \frac{1,518 \cdot 59,41 + 1,964 \cdot 33,81 + 2,679 \cdot 0,02 + 0,714 \cdot 1 + 0,804 \cdot 5,76}{100} = 1,620 \text{ кг/м}^3 \quad (6)$$

Общий объем газа:

$$V = \frac{G}{\rho} \quad (7)$$

где G – массовый расход газа,

ρ – плотность газа.

$$V = \frac{4900}{1,620} = 3024,975 \text{ м}^3 \quad (8)$$

Объем каждого компонента:

$$V_i = \frac{\varphi_i \cdot V}{100} \quad (9)$$

где φ_i – объемная доля компонента,

V – общий объем газа.

Объем сероводорода:

$$V_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{59,41 \cdot 3024,975}{100} = 1797,138 \text{ м}^3 \quad (10)$$

Объем остальных веществ рассчитываем аналогично.

Найдем массовый расход каждого компонента кислого газа на термической ступени:

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		29

$$G_i = \frac{V_i}{\rho} \quad (11)$$

где V_i – объем компонента,

ρ_i – плотность компонента.

Массовый расход сероводорода:

$$G_{H_2S} = \frac{1797,138}{1,518} = 2727,798 \text{ кг/ч} \quad (12)$$

Массовый расход остальных веществ рассчитываем аналогично.

Массовая доля каждого компонента:

$$\omega_i = \frac{G_i}{G} \cdot 100 \quad (13)$$

где G_i – массовый расход компонента,

G – общий массовый расход.

Массовая доля сероводорода:

$$\omega_{H_2S} = \frac{2727,798}{4900} \cdot 100 = 55,669 \% \quad (14)$$

Массовая доля остальных веществ рассчитываем аналогично. Полученные данные сводим в таблицу 6.

Таблица 6 – Массовые и объемные расходы кислого газа

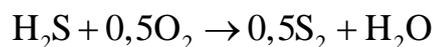
Компоненты	Объемная доля, %	M_i , кг/кмоль	V_i , м ³	Массовая до- ля, %	G_i , кг/ч
H ₂ S	59,41	34	1797,138	55,67	2727,8
CO ₂	33,81	44	1022,744	41,00	2009,0
COS	0,02	60	0,605	0,03	1,6
Метан	1,00	16	30,250	0,44	21,6
H ₂ O	5,76	18	174,239	2,86	140,0
Итого	100,00		3025,000	100,00	4900,0

Выход серы в термической части 62 %.

Расчет каждой реакции ведется с учетом стехиометрических соотношений

КОМПОНЕНТОВ.

Основная реакция окисления паров до серы протекает по следующему уравнению реакции:



$$m_{\text{теор}}(\text{S}_2) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot 0,5M(\text{S}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (15)$$

$$m_{\text{теор}}(\text{S}_2) = \frac{2727,798 \cdot 32}{34} = 2567,339 \text{ кг/ч} \quad (16)$$

$$m_{\text{практ}}(\text{S}_2) = \frac{m_{\text{теор}}(\text{S}_2) \cdot X_{\text{терм}}}{100} \quad (17)$$

где $X_{\text{терм}}$ – конверсия термической ступени.

$$m_{\text{практ}}(\text{S}_2) = \frac{2567,339 \cdot 62}{100} = 1591,750 \text{ кг/ч} \quad (18)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{m_{\text{практ}}(\text{S}_2) \cdot M(\text{H}_2\text{S})}{0,5M(\text{S}_2)} \quad (19)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{1591,750 \cdot 34}{32} = 1691,235 \text{ кг/ч} \quad (20)$$

$$m(\text{O}_2) = \frac{m_{\text{практ}}(\text{S}_2) \cdot 0,5M(\text{O}_2)}{0,5M(\text{S}_2)} \quad (21)$$

$$m(\text{O}_2) = \frac{1591,750 \cdot 16}{32} = 795,875 \text{ кг/ч} \quad (22)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{m_{\text{практ}}(\text{S}_2) \cdot M(\text{H}_2\text{O})}{0,5M(\text{S}_2)} \quad (23)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{1591,750 \cdot 18}{32} = 895,360 \text{ кг/ч} \quad (24)$$

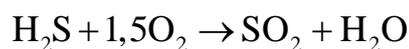
Количество оставшегося сероводорода после реакции:

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост1}} = G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{нач}} - G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{изр1}} \quad (25)$$

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост1}} = 2727,800 - 1691,235 = 1036,565 \text{ кг/ч} \quad (26)$$

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		31

Реакция окисления до диоксида серы протекает по следующему уравнению реакции:



В данной реакции расходуется треть оставшегося H_2S :

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}1}}{3} \quad (27)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{1036,565}{3} = 345,521 \text{ кг/ч} \quad (28)$$

$$m(\text{SO}_2) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot M(\text{SO}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (29)$$

$$m(\text{SO}_2) = \frac{345,521 \cdot 64}{34} = 650,393 \text{ кг/ч} \quad (30)$$

$$m(\text{O}_2) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot 1,5M(\text{O}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (31)$$

$$m(\text{O}_2) = \frac{345,521 \cdot 48}{34} = 795,875 \text{ кг/ч} \quad (32)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (33)$$

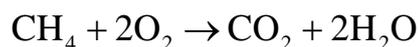
$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{345,521 \cdot 18}{34} = 895,360 \text{ кг/ч} \quad (34)$$

Количество оставшегося сероводорода после реакции:

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}2} = G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}1} - G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{изр}2} \quad (35)$$

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}2} = 1036,565 - 345,521 = 691,044 \text{ кг/ч} \quad (36)$$

Реакция окисления метана протекает по следующему уравнению реакции:



$$m(\text{CO}_2) = \frac{m(\text{CH}_4) \cdot M(\text{CO}_2)}{M(\text{CH}_4)} \quad (37)$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{21,607 \cdot 44}{16} = 59,419 \text{ кг/ч} \quad (38)$$

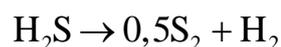
$$m(\text{O}_2) = \frac{m(\text{CH}_4) \cdot 2M(\text{O}_2)}{M(\text{CH}_4)} \quad (39)$$

$$m(\text{O}_2) = \frac{21,607 \cdot 64}{16} = 86,428 \text{ кг/ч} \quad (40)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{m(\text{CH}_4) \cdot 2M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{CH}_4)} \quad (41)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{21,607 \cdot 36}{16} = 48,616 \text{ кг/ч} \quad (42)$$

Реакция разложения сероводорода протекает по следующему уравнению реакции:



В реакции участвует 6 % оставшегося сероводорода $G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}2}$:

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}2} \cdot 6}{100} \quad (43)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{691,044 \cdot 6}{100} = 41,463 \text{ кг/ч} \quad (44)$$

$$m(\text{S}_2) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot 0,5M(\text{S}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (45)$$

$$m(\text{S}_2) = \frac{41,463 \cdot 32}{34} = 39,024 \text{ кг/ч} \quad (46)$$

$$m(\text{H}_2) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot M(\text{H}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (47)$$

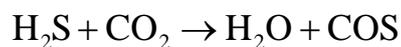
$$m(\text{H}_2) = \frac{41,463 \cdot 2}{34} = 2,439 \text{ кг/ч} \quad (48)$$

Количество оставшегося сероводорода после реакции:

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}3} = G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}2} - G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{изр}3} \quad (49)$$

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}^3} = 691,044 - 41,463 = 649,581 \text{ кг/ч} \quad (50)$$

Реакция образования серооксида углерода протекает по следующему уравнению реакции:



В данную реакцию вступает 1,5 % оставшегося сероводорода $G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}^3}$ [22]:

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}^3} \cdot 1,5}{100} \quad (51)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{649,581 \cdot 1,5}{100} = 9,744 \text{ кг/ч} \quad (52)$$

$$m(\text{COS}) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot M(\text{COS})}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (53)$$

$$m(\text{COS}) = \frac{9,744 \cdot 60}{34} = 17,195 \text{ кг/ч} \quad (54)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (55)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{9,744 \cdot 18}{34} = 5,158 \text{ кг/ч} \quad (56)$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot M(\text{CO}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (57)$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{9,744 \cdot 44}{34} = 12,609 \text{ кг/ч} \quad (58)$$

Количество оставшегося сероводорода после реакции:

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}^4} = G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}^3} - G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{изр}^4} \quad (59)$$

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}^4} = 649,581 - 9,744 = 639,837 \text{ кг/ч} \quad (60)$$

Состав воздуха, поступающего на установку представлен в таблице 7.

Таблица 7 – Состав воздуха

Компонент	Массовая доля, %
Кислород	23,110
Азот	76,640
Двуокись углерода	0,040
Вода	0,210
Итого	100,000

Расход кислорода на термическую ступень:

$$G_{O_2}^{вст} = 705,875 + 487,794 + 86,427 = 1370,098 \text{ кг/ч} \quad (61)$$

Зная расход кислорода, необходимого для горения кислого газа, рассчитаем расход других компонентов воздуха.

Расход азота:

$$G_{N_2} = \frac{G_{O_2} \cdot \omega_{N_2}}{\omega_{O_2}} \quad (62)$$

$$G_{N_2} = \frac{1370,098 \cdot 76,640}{23,110} = 4543,673 \text{ кг/ч} \quad (63)$$

Массовый расход остальных веществ рассчитываем аналогично. Полученные данные заносим в таблицу 8.

Таблица 8 – Количество воздуха, необходимое для окисления

Компонент	G _i , кг/ч
Кислород	1370,098
Азот	4543,673
Двуокись углерода	2,371
Вода	12,450
Итого	5928,592

Все данные сведем в материальном балансе в таблице 9.

Таблица 9 – Материальный баланс термической ступени

Приход	Массовая доля, %.	G _i , кг/ч	Расход	Массовая доля, %.	G _i , кг/ч
Кислый газ:			Двуокись серы	6,006	650,393
Сероводород	25,191	2727,798	Сероводород	5,909	639,836
Диоксид углерода	18,552	2008,961	Диоксид углерода	19,007	2058,142
Сернистые соединения	0,015	1,621	Серооксид углерода	0,174	18,815
Вода	1,293	140,013	Вода	11,862	1284,520
Метан	0,200	21,607	Водород	0,023	2,439
Воздух:			Сера	15,060	1630,774
Кислород	12,653	1370,098	Азот	41,960	4543,673
Азот	41,960	4543,673			
Диоксид углерода	0,022	2,371			
Вода	0,115	12,450			
Итого:	100,000	10828,592	Итого:	100,000	10828,592

1.4.2.2 Расчет материального баланса печи подогрева

Подогрев технологического газа перед конвертором проводят путем сжигания части кислого газа с последующим смешением продуктов сгорания с технологическим газом термической ступени в смесительной камере печи.

Расход кислого газа на подогрев:

$$G'_1 = \Pi \cdot \alpha_2 \quad (64)$$

$$G'_1 = 5000 \cdot 0,02 = 100 \text{ кг/ч} \quad (65)$$

Расчет состава газа ведем аналогично термической ступени, полученные данные сводим в таблицу 10.

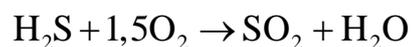
Таблица 10 – Состав газа, направляемого на сжигание

Компоненты	Объемная доля, %	M _i , кг/кмоль	V _i , м ³	Массовая доля, %	G _i , кг/ч
1	2	3	4	5	6
H ₂ S	59,41	34	36,676	55,669	55,669

1	2	3	4	5	6
CO ₂	33,81	44	20,872	40,999	40,999
COS	0,02	60	0,012	0,033	0,033
Метан	1,00	16	0,617	0,441	0,441
H ₂ O	5,76	18	3,556	2,857	2,857
Итого	100,00		61,734	100,00	100,00

Расчет каждой реакции ведется с учетом стехиометрических соотношений компонентов.

Реакция окисления до диоксида серы протекает по следующему уравнению реакции:



В данной реакции расходуется треть всего H₂S:

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{остл}}}{3} \quad (66)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{55,669}{3} = 18,556 \text{ кг/ч} \quad (67)$$

$$m(\text{SO}_2) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot M(\text{SO}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (68)$$

$$m(\text{SO}_2) = \frac{18,556 \cdot 64}{34} = 34,930 \text{ кг/ч} \quad (69)$$

$$m(\text{O}_2) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot 1,5M(\text{O}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (70)$$

$$m(\text{O}_2) = \frac{18,556 \cdot 48}{34} = 26,197 \text{ кг/ч} \quad (71)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (72)$$

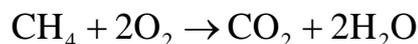
$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{18,556 \cdot 18}{34} = 9,824 \text{ кг/ч} \quad (73)$$

Количество оставшегося сероводорода после реакции:

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост1}} = G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{исх}} - G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{изр1}} \quad (74)$$

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост1}} = 55,669 - 18,556 = 37,113 \text{ кг/ч} \quad (75)$$

Реакция окисления метана протекает по следующему уравнению реакции:



$$m(\text{CO}_2) = \frac{m(\text{CH}_4) \cdot M(\text{CO}_2)}{M(\text{CH}_4)} \quad (76)$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{0,441 \cdot 44}{16} = 1,213 \text{ кг/ч} \quad (77)$$

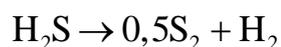
$$m(\text{O}_2) = \frac{m(\text{CH}_4) \cdot 2M(\text{O}_2)}{M(\text{CH}_4)} \quad (78)$$

$$m(\text{O}_2) = \frac{0,441 \cdot 64}{16} = 1,764 \text{ кг/ч} \quad (79)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{m(\text{CH}_4) \cdot 2M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{CH}_4)} \quad (80)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{0,441 \cdot 36}{16} = 0,992 \text{ кг/ч} \quad (81)$$

Реакция разложения сероводорода протекает по следующему уравнению реакции:



В реакции участвует 6 % оставшегося сероводорода $G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост1}}$:

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост1}} \cdot 6}{100} \quad (82)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{37,113 \cdot 6}{100} = 2,227 \text{ кг/ч} \quad (83)$$

$$m(\text{S}_2) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot 0,5M(\text{S}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (84)$$

$$m(S_2) = \frac{2,227 \cdot 32}{34} = 2,096 \text{ кг/ч} \quad (85)$$

$$m(H_2) = \frac{m(H_2S) \cdot M(H_2)}{M(H_2S)} \quad (86)$$

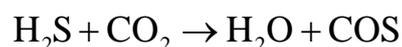
$$m(H_2) = \frac{2,227 \cdot 2}{34} = 0,131 \text{ кг/ч} \quad (87)$$

Количество оставшегося сероводорода после реакции:

$$G_{H_2S}^{ост2} = G_{H_2S}^{ост1} - G_{H_2S}^{изр2} \quad (88)$$

$$G_{H_2S}^{ост2} = 37,113 - 2,227 = 34,886 \text{ кг/ч} \quad (89)$$

Реакция образования серооксида углерода протекает по следующему уравнению реакции:



В данную реакцию вступает 1,5 % оставшегося сероводорода $G_{H_2S}^{ост2}$ [22]:

$$m(H_2S) = \frac{G_{H_2S}^{ост2} \cdot 1,5}{100} \quad (90)$$

$$m(H_2S) = \frac{34,886 \cdot 1,5}{100} = 0,523 \text{ кг/ч} \quad (91)$$

$$m(COS) = \frac{m(H_2S) \cdot M(COS)}{M(H_2S)} \quad (92)$$

$$m(COS) = \frac{0,523 \cdot 60}{34} = 0,923 \text{ кг/ч} \quad (93)$$

$$m(H_2O) = \frac{m(H_2S) \cdot M(H_2O)}{M(H_2S)} \quad (94)$$

$$m(H_2O) = \frac{0,523 \cdot 18}{34} = 0,277 \text{ кг/ч} \quad (95)$$

$$m(CO_2) = \frac{m(H_2S) \cdot M(H_2O)}{M(H_2S)} \quad (96)$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{0,523 \cdot 44}{34} = 0,677 \text{ кг/ч} \quad (97)$$

Количество оставшегося сероводорода после реакции:

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}4} = G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}3} - G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{изр}4} \quad (98)$$

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{ост}4} = 34,886 - 0,523 = 34,363 \text{ кг/ч} \quad (99)$$

Состав воздуха, поступающего на установку представлен в таблице 7.

Расход кислорода на подогрев:

$$G_{\text{O}_2}^{\text{вст}} = 26,198 + 1,764 = 27,961 \text{ кг/ч} \quad (100)$$

Зная расход кислорода, необходимого для горения кислого газа, рассчитаем расход других компонентов воздуха.

Расход азота:

$$G_{\text{N}_2} = \frac{G_{\text{O}_2} \cdot \omega_{\text{N}_2}}{\omega_{\text{O}_2}} \quad (101)$$

$$G_{\text{N}_2} = \frac{27,961 \cdot 76,640}{23,110} = 92,728 \text{ кг/ч} \quad (102)$$

Массовый расход остальных веществ рассчитываем аналогично. Полученные данные заносим в таблицу 11.

Таблица 11 – Количество воздуха, необходимое для окисления

Компонент	G_i , кг/ч
Кислород	27,961
Азот	92,728
Двуокись углерода	0,048
Вода	0,254
Итого	120,991

Все данные занесем в таблицу 12 материального баланса печи подогрева.

Таблица 12 – Материальный баланс подогрева

Приход	G _i , кг/ч	Расход	G _i , кг/ч
Кислый газ:		Двуокись серы	34,930
Сероводород	55,669	Сероводород	34,363
Диоксид углерода	40,999	Диоксид углерода	41,583
Вода	2,857	Вода	14,205
Метан	0,441	Водород	0,131
Сернистые соединения	0,033	Серооксид углерода	0,957
Воздух:		Сера	2,096
Азот	92,728	Азот	92,728
Кислород	27,961		
Диоксид углерода	0,048		
Вода	0,254		
Итого:	220,992	Итого:	220,992

1.4.2.3 Материальный баланс каталитической ступени

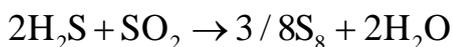
При смешении технологического газа и продуктов сгорания кислого газа в печи подогрева образуется газ, состав которого представлен в таблице 13.

Таблица 13 – Состав газа, поступающего на каталитическую ступень

Состав газа:	Массовая доля, %	G _i , кг/ч
Двуокись серы	6,202	685,322
Сероводород	6,102	674,199
Диоксид углерода	19,003	2109,726
Вода	11,754	1298,724
Водород	0,023	2,570
Серооксид углерода	0,179	19,772
Сера	14,778	1632,872
Азот	41,960	4636,401
Итого:	100,000	11049,583

В каталитическом конверторе помимо основной реакции протекает гидролиз серооксида углерода.

Основная реакция, протекающая на катализаторе:



$$m_{\text{теор}}(\text{S}_8) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot 0,375M(\text{S}_8)}{2M(\text{H}_2\text{S})} \quad (103)$$

$$m_{\text{теор}}(\text{S}_8) = \frac{674,199 \cdot 98}{68} = 951,810 \text{ кг/ч} \quad (104)$$

$$m_{\text{практ}}(\text{S}_8) = \frac{m_{\text{теор}}(\text{S}_8) \cdot X_{\text{кат}}}{100} \quad (105)$$

где $X_{\text{кат}}$ – конверсия каталитической ступени.

$$m_{\text{практ}}(\text{S}_8) = \frac{951,810 \cdot 95}{100} = 904,220 \text{ кг/ч} \quad (106)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{m_{\text{практ}}(\text{S}_8) \cdot 2M(\text{H}_2\text{S})}{0,375M(\text{S}_8)} \quad (107)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{904,220 \cdot 68}{96} = 640,489 \text{ кг/ч} \quad (108)$$

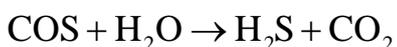
$$m(\text{SO}_2) = \frac{m_{\text{практ}}(\text{S}_8) \cdot M(\text{SO}_2)}{0,375M(\text{S}_8)} \quad (109)$$

$$m(\text{SO}_2) = \frac{1591,750 \cdot 16}{32} = 795,875 \text{ кг/ч} \quad (110)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{m_{\text{практ}}(\text{S}_8) \cdot 2M(\text{H}_2\text{O})}{0,375M(\text{S}_8)} \quad (111)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{904,220 \cdot 36}{96} = 339,082 \text{ кг/ч} \quad (112)$$

Гидролиз серооксида углерода происходит по следующему уравнению реакции:



В данную реакцию вступает 65,7 % серооксида углерода [22]:

					ВКР.171049.180301.ПЗ	Лист
						42
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$m(\text{COS}) = \frac{G_{\text{COS}} \cdot 65,7}{100} \quad (113)$$

$$m(\text{COS}) = \frac{19,772 \cdot 65,7}{100} = 12,990 \text{ кг/ч} \quad (114)$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{m(\text{COS}) \cdot M(\text{CO}_2)}{M(\text{COS})} \quad (115)$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{12,990 \cdot 44}{60} = 9,526 \text{ кг/ч} \quad (116)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{m(\text{COS}) \cdot M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{COS})} \quad (117)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{12,990 \cdot 18}{60} = 3,897 \text{ кг/ч} \quad (118)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{m(\text{COS}) \cdot M(\text{H}_2\text{S})}{M(\text{COS})} \quad (119)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{12,990 \cdot 34}{60} = 7,361 \text{ кг/ч} \quad (120)$$

Все результаты сводятся в таблицу 14.

Таблица 14 – Материальный баланс каталитической ступени

Приход	Массовая доля, %	G_i , кг/ч	Расход	Массовая доля, %	G_i , кг/ч
Диоксид серы	6,202	685,322	Диоксид серы	0,747	82,509
Сероводород	6,102	674,199	Сероводород	0,372	41,071
Диоксид углерода	19,003	2099,726	Диоксид углерода	19,089	2109,252
Вода	11,754	1298,724	Вода	14,787	1633,910
Водород	0,023	2,570	Водород	0,023	2,570
Серооксид углерода	0,180	19,772	Серооксид углерода	0,061	6,782
Сера	14,778	1632,870	Сера	22,960	2537,088
Азот	41,960	4636,401	Азот	41,960	4636,401
Итого:	100,000	11049,583	Итого:	100,000	11049,583

1.4.3 Расчет тепловых балансов

Тепловой баланс процесса Клауса рассчитываем на термодинамической основе, так как ни одна реакция не идет до конца. Расчет ведется с использованием данных материального баланса.

Приход и расход тепла с энтальпией компонентов рассчитываем по формуле:

$$Q_i^t = \frac{G_i \cdot H_i^0(T)}{M_i} \quad (121)$$

где Q_i^t – приход или расход тепла с энтальпией компонентов, МДж/ч;

$H_i^0(T)$ – мольные энтальпии компонентов, кДж/моль;

M_i – молекулярная масса компонентов, кг/кмоль;

G_i – массовый расход компонентов, кг/ч.

Значения мольных энтальпий рассчитываем по табл. П-2 методического пособия Л.П. Гилязетдинова методом линейных интерполяций [23].

Приход и расход тепла с теплотами образования компонентов рассчитывают по формуле:

$$Q_i^f = \frac{G_i \cdot \Delta_f H_i^0}{M_i} \quad (122)$$

где Q_i^f – приход или расход тепла с теплотами образования компонентов, МДж/ч;

$\Delta_f H_i^0$ – мольная теплота образования компонентов, кДж/моль.

Значения мольных теплот образования компонентов рассчитываем по табл. П-4 методического пособия Л.П. Гилязетдинова [23].

1.4.3.1 Тепловой баланс термической ступени процесса Клауса

Для расчета теплового баланса примем температуру в печи, равной 1000 °С.

Рассчитаем приход тепла с энтальпией сероводорода по формуле 121:

$$Q_i^t = \frac{2727,798 \cdot 51,097}{34} = 4099,479 \text{ МДж} \quad (123)$$

					ВКР.171049.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		44

Расход тепла с теплотами образования сероводорода рассчитывают по формуле 121:

$$Q_i^f = \frac{2727,798 \cdot (-210)}{34} = -16848,164 \text{ МДж} \quad (124)$$

Приход или расход остальных компонентов рассчитывается аналогично.

$$Q_{\text{итог}}^t = \sum Q_i^t \quad (125)$$

Итоговый приход тепла с энтальпией исходной смеси кислого газа и воздуха:

$$Q_{\text{итог1}}^t = 4099,479 + 2647,765 + 371,634 + 8079,98 + 1758,130 = 17079,720 \text{ МДж} \quad (126)$$

Итоговый приход тепла отходящего газа рассчитываем аналогично.

$$Q_{\text{потери}}^t = Q_{\text{итог1}}^t - Q_{\text{итог2}}^t \quad (127)$$

$$Q_{\text{потери}}^t = 17079,720 - 16911,472 = 168,248 \text{ МДж} \quad (128)$$

$$Q_{\text{сумм}}^t = Q_{\text{потери}}^t + Q_{\text{итог2}}^t \quad (129)$$

$$Q_{\text{сумм}}^t = 168,248 + 16911,472 = 17079,720 \text{ МДж} \quad (130)$$

Приход и расход тепла с теплотами образования компонентов рассчитывают аналогично.

Полученные расчеты заносим в таблицу 15.

Таблица 15 – Тепловой баланс термической ступени

Компоненты	G _i , кг/ч	H _i ⁰ (Т), кДж/моль	ΔH _i ⁰ (О), кДж/моль	M _i , кг/кмоль	Q _i ^t , МДж	Q _i ^f , МДж
1	2	3	4	5	6	7
Приход						
Энтальпия исходного газа						
СО ₂	2008,961	57,991	-394,380	44	2647,765	-18006,686
СОS	1,621	61,683	141,838	60	1,666	3,831
Метан	21,607	62,861	-74,850	16	84,890	-101,080
Н ₂ О	140,013	47,777	-241,820	18	371,634	-1880,998
Энтальпия сухого воздуха						

1	2	3	4	5	6	7
N ₂	4543,673	42,679	0,000	28	8079,98	0,000
O ₂	1370,098	41,063	0,000	32	1758,130	0,000
CO ₂	2,371	57,991	-394,380	44	3,130	-21,256
Энтальпия воды воздуха						
H ₂ O	12,500	47,777	-241,820	18	33,050	-167,259
Итого:	10828,592				17079,720	-37021,610
Расход						
Энтальпия отходящего газа						
SO ₂	650,393	57,786	-29,690	64	587,244	-301,721
H ₂ S	639,836	49,175	-210,000	34	961,579	-3951,928
CO ₂	2058,142	55,778	-394,380	44	2712,585	-18447,505
H ₂ O	1284,520	46,040	-241,820	18	3409,472	-17256,809
H ₂	2,439	36,325	0,000	2	44,298	0,000
COS	18,815	59,396	151,800	60	19,343	44,479
Сера	1630,774	43,051	232,658	64	1096,976	5928,322
N ₂	4543,673	41,340	0,000	28	8079,975	0,000
Всего:	10828,592				16911,472	-33985,163
Теплопоте- ри					168,248	-3036,450
Итого:					17079,720	-37021,613

Определим температуру газа на выходе из топки.

Тепло, вносимое в топку с воздухом:

$$Q_{\text{возд}} = G_{\text{возд}} \cdot T \cdot C_p \quad (131)$$

где C_p – теплоемкость воздуха при заданной температуре.

$$Q_{\text{возд}} = 184759,093 = 0,185 \text{ МДж} \quad (132)$$

Тепловой запас топки рассчитываем по следующей формуле:

					ВКР.171049.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		46

$$Q_{\text{вх1}} = Q_p + Q_{\text{возд}} \quad (133)$$

где Q_p – тепло, выделяющееся по реакциям.

$$Q_{\text{вх1}} = 17079,715 + 0,185 = 17079,900 \text{ МДж} \quad (134)$$

Тепловой запас топки с учетом потерь (4 %):

$$Q_{\text{вх}} = (1 - \alpha) \cdot Q_{\text{вх1}} \quad (135)$$

$$Q_{\text{вх}} = 0,96 \cdot 17079,900 = 16396,704 \text{ МДж} \quad (136)$$

Температура газа на выходе из топки:

$$T = \frac{Q_{\text{вх}}}{G_{\text{газ}}^{\text{вх}} \cdot C_p^{\text{газа}}} \quad (137)$$

где $C_p^{\text{газа}}$ – теплоемкость газовой смеси при заданной температуре [24].

$$T = 1221 \quad (138)$$

1.4.3.2 Тепловой баланс каталитической ступени процесса Клауса

Расчет ведем при температуре на входе 227 °С и 327 °С на выходе из конвектора. Расчеты ведем аналогично предыдущему пункту. Полученные расчеты заносим в таблицу 16.

Таблица 16 – Тепловой баланс каталитической ступени

Компоненты	G_i , кг/ч	H_i^0 (Т), кДж/моль	ΔH_i^0 (0), кДж/моль	M_i , кг/кмоль	Q_i^t , МДж	Q_i^f , МДж
1	2	3	4	5	6	7
Приход (227 °С)						
SO ₂	685,322	17,161	-29,690	64	206,593	-317,925
H ₂ S	674,199	17,673	-210,000	34	340,292	-4164,169
CO ₂	2099,726	19,293	-394,380	44	1148,598	-18820,222
H ₂ O	1298,724	16,831	-241,820	18	1214,380	-17447,642
H ₂	2,570	19,149	0,000	02	18,438	0,000
COS	19,772	15,996	151,800	60	6,310	46,740
Сера	14,778	14,581	232,658	64	3,693	53,721
N ₂	4636,401	14,349	0,000	28	2860,990	0,000
Итого:	9431,491				5799,294	-40649,497

1	2	3	4	5	6	7
Расход (327 °С)						
SO ₂	82,509	20,877	-29,690	64	31,030	-38,277
CO ₂	2109,252	24,069	-394,380	44	1067,809	-18905,605
H ₂ O	1633,910	20,398	-241,820	18	1851,583	-21950,670
H ₂	2,570	24,154	0,000	02	22,202	0,000
COS	6,782	19,545	151,800	60	2,730	16,032
Сера	918,997	17,564	232,658	64	280,653	3340,813
N ₂	4795,091	17,278	0,000	28	2518,068	-2858,116
Всего:	82,509				3281,225	-37791,380
Теплопотери					31,030	-38,277
Итого:					5799,294	-40649,497

1.4.4 Расчет каталитического реактора

Конвертор представляет собой реактор с неподвижным слоем катализатора. Главными геометрическими параметрами реактора являются поверхность фильтрации и толщина катализаторного слоя. С учетом суммарной степени превращения сероводорода в предыдущих реакторах секундный расход реакционных газов, поступающих в каталитический реактор, будет равен:

$$V_{кр} = V_{кг} \cdot (1 + \alpha) \cdot \frac{T_{кр}}{273} \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left(1 - V'_{H_2S} \cdot (1 - \alpha_{сумм})\right) \quad (139)$$

где V'_{H_2S} – содержание сероводорода в начальной условной стехиометрической смеси кислого газа и воздуха; $T_{кр}$ и P – температура и давление в каталитическом реакторе; α – конверсия сероводорода на каталитической ступени.

$$V'_{H_2S} = \frac{V_{H_2S}}{\sum V} \quad (140)$$

$$V'_{H_2S} = \frac{444,178}{8304,159} = 0,053 \text{ м}^3 \quad (141)$$

$$\alpha = 0,939, \alpha_{сумм} = 0,985$$

Температура и давление в реакторе: $T = 500 \text{ К}$; $P = 0,015 \text{ МПа}$.

					ВКР.171049.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		48

$$V_{кр} = 0,123 \cdot (1 + 0,939) \cdot \frac{500}{273} \cdot \frac{0,1}{0,015} \cdot (1 - 0,053 \cdot (1 - 0,985)) = 2,919 \text{ м}^3 \quad (142)$$

$$F = \frac{V_{кр}}{W} \quad (143)$$

где W – допустимая скорость газов в слое катализатора в расчете на полное сечение слоя, принимаем значение 0,1.

$$F = \frac{2,919}{0,1} = 29,189 \text{ м}^3 \quad (144)$$

Вычисляем длину реактора:

$$L = \frac{F}{D} \quad (145)$$

где D – диаметр реактора, м.

$$L = \frac{29,189}{6} = 4,865 \text{ м} \quad (146)$$

Высота слоя катализатора:

$$H = \tau \cdot W \quad (147)$$

где τ_k – необходимое время пребывания реакционных газов в слое катализатора, время контакта, с. Примем время контакта по заводским данным: $\tau = 5$ с.

$$H = 5 \cdot 0,1 = 0,5 \text{ м} \quad (148)$$

Масса катализатора будет равна:

$$G_{кат} = 2 \cdot H \cdot D \cdot L \cdot \gamma \quad (149)$$

где γ – плотность катализатора, кг/м³. Принимаем плотность катализатора 700 кг/м³.

$$G_{кат} = 2 \cdot 0,5 \cdot 6 \cdot 4,865 \cdot 700 = 20432,190 \text{ кг} \quad (150)$$

Далее вычисляют гидравлическое сопротивление слоя катализатора по формуле:

$$\Delta P = H \cdot \left(150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{W \cdot \mu}{d_s^2} + 1,75 \cdot \frac{(1 - \varepsilon) \cdot \rho \cdot W^2}{\varepsilon^3 \cdot d_s} \right) \quad (151)$$

где W – скорость фильтрации газа, м/с

ρ – плотность газа, кг/м³,

μ – вязкость газа, Па*с,

d_3 – эквивалентный диаметр гранул катализатора, м,

$$d = \frac{2 \cdot \Phi \cdot \varepsilon \cdot d}{3 \cdot (1 - \varepsilon)} \quad (152)$$

ε – порозность слоя катализатора, принимаем $\varepsilon = 0,4$,

Φ – фактор формы гранул ($\Phi = 0,32$),

d – диаметр гранул катализатора, $d=0,005$ м.

$$d = \frac{2 \cdot 0,32 \cdot 0,4 \cdot 0,005}{3 \cdot (1 - 0,4)} = 0,0007 \text{ м} \quad (153)$$

Плотность газа, входящего в реактор:

$$\rho = \frac{11049,583}{8304,159} = 1,331 \text{ кг/м}^3 \quad (154)$$

$$\Delta P = 0,5 \cdot \left(150 \cdot \frac{(1-0,4)^2}{0,4^3} \cdot \frac{0,3 \cdot 0,00002}{0,0007^2} + 1,75 \cdot \frac{(1-0,4) \cdot 1,331 \cdot 0,3^2}{0,4^3 \cdot 0,0007} \right) = 6,387 \text{ кПа} \quad (155)$$

1.5 Расчет усовершенствованной установки Клауса

Усовершенствование процесса Клауса заключается в обогащении воздуха, используемого на термической ступени для окисления сероводорода, кислородом и повышение температуры в первом по ходу технологических газов каталитическом реакторе до 377 °С [14].

1.5.1 Исходные данные:

Производительность установки по кислому газу – 5000 кг/ч.

Выход серы в термической части – 65 % [14].

Распределение потока кислого газа между термической и каталитической ступенями 98 % и 2 %.

Степень извлечения серы 97,5 % [14].

Состав кислого газа представлен в таблице 5.

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		50

1.5.2 Расчет материальных балансов процесса по стадиям

1.5.2.1 Материальный баланс термической ступени

Материальный баланс термической ступени усовершенствованной установки Клауса рассчитывают аналогично термической ступени действующей установки Клауса.

Состав воздуха представлен в таблице 17 [14].

Таблица 17 – Состав воздуха

Компонент	Массовая доля, %
Кислород	32,380
Азот	67,400
Двуокись углерода	0,035
Вода	0,185
Итого	100,000

$$G_{O_2}^{вст} = 795,876 + 487,794 + 86,427 = 1370,098 \text{ кг/ч} \quad (156)$$

Зная расход кислорода, необходимого для горения кислого газа, рассчитаем расход других компонентов воздуха.

Расход азота:

$$G_{N_2} = \frac{G_{O_2} \cdot \omega_{N_2}}{\omega_{O_2}} \quad (157)$$

$$G_{N_2} = \frac{1370,098 \cdot 67,400}{32,380} = 2851,910 \text{ кг/ч} \quad (158)$$

Массовый расход остальных веществ рассчитываем аналогично. Полученные данные заносим в таблицу 18.

Таблица 18 – Количество воздуха, необходимого для окисления

Компонент	G_i , кг/ч
1	2
Кислород	1370,098
Азот	2851,910

1	2
Двуокись углерода	1,488
Вода	7,814
Итого	4231,311

Все полученные данные сведем в таблицу 19.

Таблица 19 – Материальный баланс термической ступени

Приход	Массовая доля, %.	G _i , кг/ч	Расход	Массовая доля, %.	G _i , кг/ч
Кислый газ:			Двуокись серы	6,560	599,046
Сероводород	25,191	2727,798	Сероводород	6,454	589,323
Диоксид углерода	18,552	2008,961	Диоксид углерода	22,541	2058,255
Вода	1,293	140,013	Вода	14,328	1308,360
Метан	0,200	21,607	Водород	0,025	2,246
Сернистые соединения	0,015	1,621	Серооксид углерода	0,191	17,458
Воздух:			Сера	18,669	1704,713
Кислород	15,004	1370,098	Азот	31,232	2851,910
Азот	31,232	2851,910			
Двуокись углерода	0,022	1,488			
Вода	0,115	7,814			
Итого:	100,000	9131,311	Итого:	100,000	9131,311

1.5.2.2 Расчет материального баланса печи подогрева

Расчет ведем аналогично печи подогрева действующей установки Клауса.

Состав воздуха, поступающего на установку, представлен в таблице 17.

$$G_{O_2}^{вст} = 26,198 + 1,764 = 27,961 \text{ кг/ч} \quad (159)$$

Зная расход кислорода, необходимого для горения кислого газа, рассчитаем расход других компонентов воздуха.

Расход азота:

$$G_{N_2} = \frac{G_{O_2} \cdot \omega_{N_2}}{\omega_{O_2}} \quad (160)$$

$$G_{N_2} = \frac{26,198 \cdot 67,400}{32,380} = 58,202 \text{ кг/ч} \quad (161)$$

Массовый расход остальных веществ рассчитываем аналогично. Полученные данные заносим в таблицу 20. Зная расход кислорода, необходимого для горения кислого газа, рассчитаем расход других компонентов воздуха.

Таблица 20 – Количество воздуха, необходимого для окисления

Компонент	G _i , кг/ч
Кислород	27,961
Азот	58,202
Двуокись углерода	0,030
Вода	0,159
Итого	86,353

Все полученные данные занесем в таблицу 21 материального баланса печи подогрева.

Таблица 21 – Материальный баланс подогрева

Приход	G _i , кг/ч	Расход	G _i , кг/ч
1	2	3	4
Кислый газ:		Двуокись серы	34,930
Сероводород	55,669	Сероводород	34,363
Диоксид углерода	40,999	Диоксид углерода	41,565
Вода	2,857	Вода	14,110
Метан	0,441	Водород	0,131
Сернистые соединения	0,033	Серооксид углерода	0,957
Воздух:		Сера	2,096

1	2	3	4
Азот	58,202	Азот	58,202
Кислород	27,961		
Диоксид углерода	0,030		
Вода	0,159		
Итого:	186,353	Итого:	186,353

1.5.2.3 Материальный баланс каталитической ступени

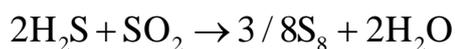
При смешении технологического газа и продуктов сгорания кислого газа в печи подогрева образуется газ, состав которого представлен в таблице 22.

Таблица 22 – Состав газа, поступающего на каталитическую ступень

Состав газа:	Массовая доля, %	G _i , кг/ч
Двуокись серы	6,804	633,976
Сероводород	6,694	623,685
Диоксид углерода	22,536	2099,820
Вода	14,193	1322,470
Серооксид углерода	0,179	19,772
Сера	18,318	1706,809
Азот	31,232	2910,112
Итого:	100,000	9317,664

В каталитическом конверторе помимо основной реакции протекает гидролиз серооксида углерода.

Основная реакция, протекающая на катализаторе:



$$m_{\text{теор}}(\text{S}_8) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot 0,375M(\text{S}_8)}{2M(\text{H}_2\text{S})} \quad (162)$$

$$m_{\text{теор}}(\text{S}_8) = \frac{623,685 \cdot 98}{68} = 880,497 \text{ кг/ч} \quad (163)$$

$$m_{\text{практ}}(S_8) = \frac{m_{\text{теор}}(S_8) \cdot X_{\text{кат}}}{100} \quad (164)$$

$$m_{\text{практ}}(S_8) = \frac{880,497 \cdot 97,5}{100} = 854,522 \text{ кг/ч} \quad (165)$$

$$m(H_2S) = \frac{m_{\text{практ}}(S_8) \cdot 2M(H_2S)}{0,375M(S_8)} \quad (166)$$

$$m(H_2S) = \frac{854,522 \cdot 68}{96} = 605,287 \text{ кг/ч} \quad (167)$$

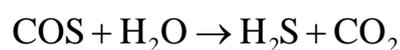
$$m(SO_2) = \frac{m_{\text{практ}}(S_8) \cdot M(SO_2)}{0,375M(S_8)} \quad (168)$$

$$m(SO_2) = \frac{854,522 \cdot 16}{32} = 569,682 \text{ кг/ч} \quad (169)$$

$$m(H_2O) = \frac{m_{\text{практ}}(S_8) \cdot 2M(H_2O)}{0,375M(S_8)} \quad (170)$$

$$m(H_2O) = \frac{854,522 \cdot 36}{96} = 320,446 \text{ кг/ч} \quad (171)$$

Гидролиз серооксида углерода происходит по следующему уравнению реакции:



В данную реакцию вступает 97 % серооксида углерода [14]:

$$m(COS) = \frac{G_{\text{COS}} \cdot 97}{100} \quad (172)$$

$$m(COS) = \frac{18,414 \cdot 97}{100} = 17,861 \text{ кг/ч} \quad (173)$$

$$m(CO_2) = \frac{m(COS) \cdot M(CO_2)}{M(COS)} \quad (174)$$

$$m(CO_2) = \frac{17,861 \cdot 44}{60} = 13,099 \text{ кг/ч} \quad (175)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{m(\text{COS}) \cdot M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{COS})} \quad (176)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{17,861 \cdot 18}{60} = 5,359 \text{ кг/ч} \quad (177)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{m(\text{COS}) \cdot M(\text{H}_2\text{S})}{M(\text{COS})} \quad (178)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{17,861 \cdot 34}{60} = 10,122 \text{ кг/ч} \quad (179)$$

Все результаты сводятся в таблицу 23.

Таблица 23 – Материальный баланс каталитической ступени

Приход	Массовая доля, %	G _i , кг/ч	Расход	Массовая доля, %	G _i , кг/ч
Диоксид серы	6,804	633,976	Диоксид серы	0,690	64,294
Сероводород	6,694	623,685	Сероводород	0,306	28,541
Диоксид углерода	22,536	2099,820	Диоксид углерода	22,677	2112,946
Вода	14,193	1322,470	Вода	17,575	1637,546
Водород	0,026	2,377	Водород	0,026	2,377
Серооксид углерода	0,179	19,772	Серооксид углерода	0,006	0,516
Сера	18,318	1706,809	Сера	27,489	2561,331
Азот	31,232	2910,112	Азот	41,960	4636,401
Итого:	100,000	9317,664	Итого:	100,000	9317,664

1.5.3 Расчет тепловых балансов

1.5.3.1 Тепловой баланс термической ступени процесса Клауса

Тепловой баланс термической ступени усовершенствованной установки Клауса рассчитывают аналогично термической ступени действующей установки Клауса. Полученные в результате расчетов данные заносим в таблицу 24.

Для расчета теплового баланса примем температуру в печи, равной 1000 °С.

Таблица 24 – Тепловой баланс термической ступени

Компоненты	G_i , кг/ч	H_i^0 (Т), кДж/моль	ΔH_i^0 (О), кДж/моль	M_i , кг/кмоль	Q_i^t , МДж	Q_i^f , МДж
1	2	3	4	5	6	7
Приход						
Энтальпия исходного газа						
H ₂ S	2727,8	51,097	-210,000	34	4099,479	-16848,164
CO ₂	2009,0	57,991	-394,380	44	2647,765	-18006,686
COS	1,6	61,683	141,838	60	1,666	3,831
Метан	21,6	62,861	-74,850	16	84,890	-101,080
H ₂ O	140,0	47,777	-241,820	18	371,634	-1880,998
Энтальпия сухого воздуха						
N ₂	2851,910	42,679	0,000	28	5071,528	0,000
O ₂	1370,098	41,063	0,000	32	1758,135	0,000
CO ₂	1,488	57,991	-394,380	44	1,962	-13,341
Энтальпия воды воздуха						
H ₂ O	7,814	47,777	-241,820	18	20,742	-104,983
Итого:	10828,592				14057,801	-36951,423
Расход						
Энтальпия отходящего газа						
SO ₂	599,046	57,786	-29,690	64	540,882	-277,901
H ₂ S	589,323	49,175	-210,000	34	885,665	-3639,934
CO ₂	2058,255	55,778	-394,380	44	2712,733	-18448,514
H ₂ O	1308,360	46,040	-241,820	18	3472,750	-17577,083
H ₂	2,246	36,325	0,000	2	40,801	0,000
COS	17,458	59,396	151,800	60	17,947	41,270
Сера	1704,713	43,051	232,658	64	1146,713	6197,112
N ₂	2851,910	41,340	0,000	28	5071,528	0,000
Всего:	10828,592				13889,019	-33705,050
Теплопотери					168,781	-3246,373
Итого:					14057,801	-36951,423

Определим температуру газа на выходе из топки.

					ВКР.171049.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		57

Тепло, вносимое в топку с воздухом:

$$Q_{\text{возд}} = G_{\text{возд}} \cdot T \cdot C_p \quad (180)$$

где C_p – теплоемкость воздуха при заданной температуре.

$$Q_{\text{возд}} = 5,929 \text{ МДж} \quad (181)$$

Тепловой запас топки рассчитываем по следующей формуле:

$$Q_{\text{вх1}} = Q_p + Q_{\text{возд}} \quad (182)$$

где Q_p – тепло, выделяющееся по реакциям.

$$Q_{\text{вх1}} = 14064,579 + 0,059 = 14064,638 \text{ МДж} \quad (183)$$

Тепловой запас топки с учетом потерь (4 %):

$$Q_{\text{вх}} = (1 - \alpha) \cdot Q_{\text{вх1}} \quad (184)$$

$$Q_{\text{вх}} = 0,96 \cdot 14064,638 = 13502,053 \text{ МДж} \quad (185)$$

Температура газа на выходе из топки:

$$T = \frac{Q_{\text{вх}}}{G_{\text{газ}}^{\text{вых}} \cdot C_p^{\text{газа}}} \quad (186)$$

где $C_p^{\text{газа}}$ – теплоемкость газовой смеси при заданной температуре [24].

$$T = 1217 \text{ К}$$

1.5.3.2 Тепловой баланс каталитической ступени процесса Клауса

Тепловой баланс каталитической ступени усовершенствованной установки Клауса рассчитывают аналогично каталитической ступени действующей установки Клауса.

Расчет ведем при температуре на входе 246 °С и 346 °С на выходе из конвектора. Полученные данные сводим в таблицу 25.

Таблица 25 – Тепловой баланс каталитической ступени

Компоненты	G_i , кг/ч	H_i^0 (Т), кДж/моль	ΔH_i^0 (0), кДж/моль	M_i , кг/кмоль	Q_i^t , МДж	Q_i^f , МДж
1	2	3	4	5	6	7
Приход (246 °С)						
SO ₂	685,322	17,161	-29,690	64	206,593	-317,925

1	2	3	4	5	6	7
H ₂ S	674,199	17,673	-210,000	34	340,292	-4164,169
CO ₂	2099,726	19,293	-394,380	44	1148,598	-18820,222
H ₂ O	1298,724	16,831	-241,820	18	1214,380	-17447,642
H ₂	2,570	19,149	0,000	2	18,438	0,000
COS	19,772	15,996	151,800	60	6,310	46,740
Сера	14,778	14,581	232,658	64	3,693	53,721
N ₂	4795,091	14,349	0,000	28	2860,990	0,000
Итого:	9431,491				5799,294	-40649,497
Расход (346 °С)						
SO ₂	82,509	20,877	-29,690	64	31,030	-38,277
H ₂ S	41,071	22,275	-210,000	34	25,219	-253,674
CO ₂	2109,252	24,069	-394,380	44	1067,809	-18905,605
H ₂ O	1633,910	20,398	-241,820	18	1851,583	-21950,670
H ₂	2,570	24,154	0,000	2	0022,202	0,000
COS	6,782	19,545	151,800	60	0002,730	16,032
Сера	918,997	17,564	232,658	64	0280,653	3340,813
N ₂	4795,091	17,278	0,000	28	2518,068	-2858,116
Всего:	9431,491				3281,225	-37791,380
Теплопотери					31,030	-38,277
Итого:					5799,294	-40649,497

1.5.4 Расчет каталитического реактора

Реактор усовершенствованной установки Клауса рассчитывают аналогично реактору действующей установки Клауса.

Содержание сероводорода в начальной условной стехиометрической смеси кислого газа и воздуха:

$$V'_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{410,899}{6694,519} = 0,061 \text{ м}^3 \quad (187)$$

$$\alpha = 0,954, \alpha_{\text{сумм}} = 0,990$$

Температура и давление в реакторе: $T = 500 \text{ К}$; $P = 0,015 \text{ МПа}$.

С учетом суммарной степени превращения сероводорода в предыдущих реакторах секундный расход реакционных газов, поступающих в каталитический реактор, будет равен:

$$V_{\text{кр}} = 0,114 \cdot (1 + 0,954) \cdot \frac{500}{273} \cdot \frac{0,1}{0,015} \cdot (1 - 0,061 \cdot (1 - 0,990)) = 2,722 \quad (188)$$

Поверхность фильтрации:

$$F = \frac{2,722}{0,1} = 27,219 \text{ м}^3 \quad (189)$$

Вычисляем длину реактора:

$$L = \frac{27,218}{6} = 4,536 \text{ м} \quad (190)$$

Высота слоя катализатора:

$$H = 5 \cdot 0,1 = 0,5 \text{ м} \quad (191)$$

Масса катализатора будет равна:

$$G_{\text{кат}} = 2 \cdot 0,5 \cdot 6 \cdot 4,536 \cdot 700 = 19052,520 \text{ кг} \quad (192)$$

Эквивалентный диаметр гранул катализатора:

$$d = \frac{2 \cdot 0,32 \cdot 0,4 \cdot 0,005}{3 \cdot (1 - 0,4)} = 0,0007 \text{ м} \quad (193)$$

Плотность газа, входящего в реактор:

$$\rho = \frac{9317,664}{6694,519} = 1,392 \text{ кг/м}^3 \quad (194)$$

Сопротивление катализатора:

$$\Delta P = 0,5 \cdot \left(150 \cdot \frac{(1 - 0,4)^2}{0,4^3} \cdot \frac{0,3 \cdot 0,00002}{0,0007^2} + 1,75 \cdot \frac{(1 - 0,4) \cdot 1,392 \cdot 0,3^2}{0,4^3 \cdot 0,0007} \right) = 6,451 \text{ кПа} \quad (195)$$

Таким образом, расчетным путем выявлено, что введенное усовершенствование позволяют увеличить выход серы, уменьшить количество примесей и уменьшить затраты воздуха на окисление, затраты катализатора, уменьшить длину реактора.

					ВКР.171049.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		60

Сравнительные характеристики представлены в таблице 26.

Таблица 26 – Сравнительные характеристики установок Клауса до и после усовершенствования

Характеристики	До усовершенствований	После усовершенствований
Конверсия термической ступени, %	62,000	65,000
Общая конверсия, %	95,000	97,000
Количество серы (S ₂), кг/ч	1632,870	1706,809
Количество серы (S ₈), кг/ч	904,220	854,522
Количество серооксида углерода в дымовых газах, кг/ч	6,782	0,516
Использованный воздух, кг/ч	5928,592	4231,311
Длина реактора, м	4,865	4,534
Масса катализатора, кг	20432,190	19052,520

3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

3.1 Воздействие усовершенствованной установки Клауса на окружающую среду при аварийной и безаварийной эксплуатации

По остаточному содержанию соединений серы в отходящих газах можно судить об экологической результативности установок Клауса.

Отходящие газы установок Клауса содержат от 1 % до 2 % сероводорода, 1 % диоксида серы, 0,4 % серооксида углерода, 0,3 % сероуглерода, от 15 % до 25 % диоксида углерода, 30 % паров воды, а также азот и водород. Температура отходящих газов составляет примерно 150 °С [25].

Оксид серы(IV) – основной загрязняющий атмосферу компонент на установке получения серы, его количество определяется оптимизацией каталитических стадий. Повышение концентрации SO₂ указывает на неисправности на отдельных стадиях процесса, именно поэтому измерение этой концентрации производят постоянно и с наименьшей ошибкой измерений. Диоксид серы является причиной образования «кислотных дождей», изменения климата, разъедания строительных материалов, усиление коррозии, вреда флоре, фауне, памятникам архитектуры и человеку. Концентрация оксида серы(IV) равная 500 ppm уже опасна и возможен летальный исход, в воздухе время жизни этого оксида четверо суток.

Также в воздух выбрасывается сероводород, который при концентрации больше 500 ppm вызывает обморок, поражая ЦНС, разрушает обонятельный нерв, если концентрацию повысить это приведет к смертельному исходу. Сероводород в атмосфере подвергается окислению до серного ангидрида, что приводит к «серным дождям». Серный ангидрид даже в малых количествах оказывает губительное воздействие на человека [26].

					ВКР.171049.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Технологический расчет усовершенствованной установки Клауса</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>	<i>Преснякова О.В.</i>					У	62	71
<i>Провер.</i>	<i>Лескова С. А.</i>					<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
<i>Консульт.</i>								
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т. А.</i>							
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>							

Выбросы CO₂ приводят к изменению климата, возникновению «парникового эффекта» [27].

К аварийным ситуациям, ведущим к выходу из строя технологического оборудования, относятся следующие ситуации: отказ программно-технического комплекса АСУТП, отключение электроэнергии, прекращение подачи воздуха КИП, прекращение подачи сырья на установку, прекращение подачи питательной воды на установку, остановка котлов, прекращение подачи технического воздуха, прекращение подачи технической воды, разгерметизация системы, пожар на установке.

Состав дымовых газов после установки Клауса при аварийном останове равен составу исходного газа. Соответственно, процентное содержание сероводорода – 59,41 % по объему, CO₂ – 33,81 %. В сравнение с теми же содержаниями в условиях безаварийной эксплуатации, содержание этих компонентов в условиях аварийной эксплуатации несет более высокий вред окружающей среде.

3.2 Средства и системы защиты при эксплуатации установки Клауса

Условия, при которых работает обслуживающий персонал установки Клауса являются вредными. К работе допускаются лица, прошедшие медицинское освидетельствование в установленном порядке и не имеющие противопоказаний. На применяемые и получаемые вредные вещества по санитарным нормам установлены предельно-допустимые концентрации их в воздухе рабочей зоны.

Работники завода, согласно отраслевым стандартам, должны быть обеспечены в установленном порядке средствами индивидуальной защиты органов дыхания – изолирующими противогазами, респираторами, средствами защиты органов слуха (наушники), спецодеждой, спецобувью, спецпитанием.

Средства индивидуальной защиты работающих обеспечивают предотвращение или уменьшение действия неустраняемых опасных и вредных производственных факторов производственной среды.

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		63

Средства индивидуальной и коллективной защиты, включающие средства нормализации условий работы и средства снижения воздействия на работников вредных производственных факторов, должны обеспечивать защиту от вредного воздействия окружающей среды, а также нормальный уровень освещения, допустимые уровни шума и вибрации, защиту от травмирования движущимися узлами и деталями механизмов, защиту от падения с высоты и другие средства. Средства коллективной и индивидуальной защиты должны соответствовать требованиям соответствующих стандартов безопасности труда.

Запрещается выходить на объекты с взрывоопасными зонами в обуви с железными набойками или гвоздями, а также в одежде, способной накапливать заряды статического электричества. Для защиты органов дыхания вредных паров и газов, при их концентрации не выше 0,5 % по объему и содержанию кислорода в воздухе не менее 18 % по объему на установке применяются противогазы ППФМ-92, которые комплектуются коробками марки «А». При концентрации вредных паров и газов выше 0,5 % по объему, а также в местах с низким содержанием кислорода в воздухе (менее 18 % по объему), а также при работе в колодцах, приемниках, лотках, резервуарах, емкостях, печах, другой закрытой аппаратуре по ремонту, очистке и осмотру применяются изолирующие шланговые противогазы типа ПШ-1 и ПШ-2.

На установке так же имеется аварийный комплект фильтрующих противогазов с разными размерами масок и запасом фильтрующих коробок и аварийный комплект шланговых противогазов. Кроме того, установка комплектуется медицинскими аптечками с необходимым набором медикаментов для оказания первой помощи пострадавшему. Всем работникам установки с целью нейтрализации вредных для организма веществ должно выдаваться молоко ежедневно. Обслуживающий персонал обязан содержать в чистоте и исправном состоянии спецодежду и защитные приспособления.

Средства коллективной защиты, в зависимости от назначения, делятся на следующие классы: средства нормализации воздушной среды и освещения ра-

					<i>ВКР.171049.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		64

бочих мест, средства защиты от поражения электрическим током, от статического электричества, от шума, от высоких и низких температур окружающего воздуха, от воздействия химических факторов.

Для обеспечения санитарных норм воздушной среды в производственных помещениях используется приточная, вытяжная и естественная вентиляция, отопление, средства контроля и сигнализация дозрывной концентрации паров и газов.

К средствам нормализации освещения производственных помещений и рабочих мест относятся: осветительные приборы общего и местного освещения, световые проемы, переносные светильники, временные осветительные приборы, естественная освещенность.

К средствам защиты от поражения электрическим током относятся: изоляция оборудования, ограждения и оболочки, барьеры, размещение вне зоны досягаемости, сверхнизкое напряжение, выполнение автоматического отключения питания, применение устройств защитного отключения, система уравнивания потенциалов, защита при помощи усиленной изоляции.

К средствам защиты от статического электричества относятся заземляющие устройства.

Для защиты от высоких и низких температур предусмотрены теплоизоляция оборудования, аппаратов и трубопроводов, ограждающие устройства.

К средствам защиты от воздействия химических факторов относятся устройства: оградительные, герметизирующие, дистанционного управления, а также знаки безопасности.

На установке использованы следующие методы защиты от шума: операторная вынесена в отдельное помещение, насосная вынесена в отдельное помещение, звукоизолирующая комната машинистов находится в отдельном помещении, венткамеры вынесены в отдельное помещение, обслуживающий персонал обеспечен индивидуальными средствами защиты от шума, использование которых обязательно на рабочих местах с повышенным шумом, предупрежда-

					<i>ВКР.171049.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		65

ющие знаки на входе в помещения, где обязательно применение индивидуальных средств защиты от шума. Для защиты от вибрации вентиляторы установлены на виброизолирующих опорах, на воздуховодах применены гибкие вставки.

Во избежание аварий необходимо по аварийным сигналам системы автоматического управления установки принять срочные меры к своевременному включению резервного оборудования, компенсирующего вышедшее из строя, снижению производительности установки вплоть до полного прекращения процесса с соблюдением правил аварийной остановки. После восстановления подачи сырья, энергетических ресурсов и других необходимых компонентов, восстановление процесса осуществляется с соблюдением основных правил пуска установок. В случае, если принятые меры не достаточны для устранения аварийной ситуации, производится автоматическая или ручная аварийная остановка технологического узла или установки в целом посредством срабатывания в заранее заданной последовательности защитных обтекателей, блокирующих клапанов. При кратковременной аварийной остановке одной технологической линии требуется оперативная корректировка регулирования режима работы связанных с ней установок.

При образовании концентрации вредных газов, паров и пыли в воздухе рабочей зоны выше допустимых санитарных норм при выполнении аварийных работ необходимо обязательное использование соответствующих средств индивидуальной защиты и средств индивидуальной защиты органов дыхания.

Газоопасные работы, связанные с предупреждением развития возможных аварийных ситуаций и необходимостью локализации аварии, производятся в соответствии с планом мероприятий по локализации и ликвидации последствий аварий.

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		66

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе выполнения ВКР были закреплены знания, приобретенные за время обучения в университете. Изучено устройство и принцип работы установки Клауса, усвоена технологическая схема, приборы и оборудование установки. Проанализирована нормативная, техническая, научная документация по теме исследования.

Предложены методы усовершенствования установки Клауса, рассчитаны тепловые и материальные балансы, проведен технологический расчет каталитического реактора до усовершенствований и после.

Рассмотрены требования безопасности и требования по охране окружающей среды установки Клауса.

В ходе технологического расчета выявлено, что инновации позволяют увеличить количество получаемой серы, уменьшают выход побочных веществ. Длина аппарата уменьшается, за счет чего уменьшается металлоемкость, масса катализатора, загружаемого в катализатор меньше, чем до модернизации.

					ВКР.171049.180301.ПЗ			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.		Преснякова О.В.			Технологический расчет усовершенствованной установки Клауса	Лит.	Лист	Листов
Провер.		Лескова С. А.				У	67	71
Консульт.						АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		
Н. контр.		Родина Т. А.						
Зав. каф.		Гужель Ю. А.						

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Свирина, С.А. Модификации процесса Клаус для повышения степени конверсии сероводорода и диоксида серы в серу / С. А. Свирина, В. В. Мешков // Молодой ученый. – 2020. – № 7. – С. 52-54.

2 Анализаторы управления процессом Клауса: опыт ТАНЕКО и новые решения // Энергетика и нефтегазохимический комплекс Татарстана в начале XXI века. – 2011. – № 7. – С. 26-28.

3 Справочник сернокислотчика / К. М. Малина : под ред. К. М. Малина. – М. : Химия, 1971. – 374 с.

4 Лapidус, А.Л. Газовая сера в России: проблемы и перспективы / А. Л. Лapidус, И. А. Голубева // Газохимия. – 2011. – № 3–4. – С. 61-73.

5 Шерматов, Б.Э. Катализаторы сероочистки на основе местного сырья и отходов производства / Б.Э. Шерматов [и др.] // Universum: химия и биология. – 2020. – № 8. – С. 50-57.

6 Чумакова, Е.А. Повышение надежности работы установки производства серы / Е.А. Чумакова, Р.А. Ваганов, Ф.А. Бурюкин, Д.А. Мельчаков // Журнал Сибирского федерального университета. Химия. – 2017. – № 3. – С. 437-446.

7 Аяпбергенов, Е.О. Особенности технологии получения элементарной серы на установках Клауса из сероводорода кислых газов / Е. О. Аяпбергенов // Современные научные исследования и инновации. – 2012. – № 10. – С. 40-43.

8 Широкова, Г.С. Современные тенденции в развитии процесса Клауса. Пути решения задач по оптимизации работы установок производства серы / Г. С. Широкова // Экологический вестник России. – 2010. – № 1. – С. 6-12.

9 Жубандыкова, Ж.У. Внедрение железооксидного катализатора в установку получения серы на ЖГПЗ с целью понижения выбросов в атмосферу / Ж.

					ВКР.171049.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
Разраб.		Преснякова О.В.			<i>Технологический расчет усовершенствованной установки Клауса</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Провер.		Лескова С. А.				У	68	71
Консульт.						<i>АмГУ, ИФФ, гр. 718-об</i>		
Н. контр.		Родина Т. А.						
Зав. каф.		Гужель Ю. А.						

У. Жубандыкова, Т. С. Кайменова, Г. Т. Космбаева // Молодой ученый. – 2016. – № 8.2. – С. 53-55.

10 Карпов, С.А. Очистка и рациональное использование попутных газов нефтяных и газоконденсатных месторождений / С. А. Карпов // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2011. – № 2. – С. 20-24.

11 Пат. 2088520 Российская Федерация, МПК C01B 17/04, B01D 53/48. Способ доочистки "хвостовых" газов процесса Клауса / Л. В. Моргун, А. М. Цыбулевский, В. И. Мурин, О. Е. Филатова; Всероссийский научно-исследовательский институт природных газов и газовых технологий. – № 95118366 ; Заявл. 25.10.1995 ; Оpubл. 27.08.1997.

12 Касумова, Н.М. Сравнительный анализ современных технологий доочистки отходящих газов установок Клауса / Н. М. Касумова // KIMYA PROBLEMLƏRI. – 2014. – № 2. – С. 150-156.

13 Самакаева, Т.О. Очистка многокомпонентных природных газов от кислых компонентов (сероводорода, диоксида углерода) и сероорганических соединений (сероуглерода, сероокиси углерода) / Самакаева Т. О. // Защита окружающей среды в нефтегазовом комплексе. – 2013. – № 2. – С. 29-35.

14 Голубева, И.А. Основные направления повышения эффективности процесса Клауса / И. А. Голубева, Ф. С. Морозкин // Нефтегазохимия. – 2015. – № 3. – С. 77-84.

15 Чумаков, Е.А. Повышение производительности и эффективности протекания процесса Клауса, установки утилизации сероводородсодержащего газа и производства гранулированной серы / Е. А. Чумаков, А. А. Чумаков, Э. А. Петровский, В. В. Бухтояров // Молодая нефть. – 2015. – № 1. – С. 221-226.

16 Голубева, И.А. Проблемы производства и утилизации газовой серы в России, основные направления их решения / И. А. Голубева // Нефтегазохимия. – 2015. – № 1. – С. 22-27.

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		69

17 Голубева, И.А. Анализ производства серы методом Клауса на нефтегазовых предприятиях России, нерешенные проблемы / И. А. Голубева, Г. Р. Хайруллина, А. Ю. Старынин, О. Н. Каратун // Нефтегазохимия. – 2017. – № 3. – С. 5-12.

18 Голубева, И.А. Производство газовой серы на Оренбургском ГПЗ, анализ проблем и предлагаемые решения / И. А. Голубева, А. Ш. Гареева, А. Ю. Старынин, О. Н. Каратун // Нефтегазохимия. – 2019. – № 1. – С. 44-47.

19 Лapidус, А.Л. Газохимия / А. Л. Лapidус, И. А. Голубева, Ф.Г. Жагфаров. – М. : Издательский центр РГУ нефти и газа им. И. М. Губкина, 2013. – 406 с.

20 Тараканов, Г.В. Технология переработки природного газа и газового конденсата на Астраханском газоперерабатывающем заводе : учеб. пособие / Г. В. Тараканов. – Астрахань : Изд-во АГТУ, 2013. – 148 с.

21 ГОСТ Р 56249-2014 Сера газовая техническая. Технические условия. – введ. 2014-11-26. – М. : Фед. агентство по техническому регулированию и метрологии ; М. : Стандартиформ, 2019. – 24 с.

22 Григорьева, Н.А. Расчет установки получения серы методом Клауса : метод. указания / Н. А. Григорьева, Ф. Г. Жагфаров – М. : Издательский центр РГУ нефти и газа (НИУ) имени И.М. Губкина, 2006. – 14 с.

23 Гилязетдинов, Л.П. Расчет установки получения серы с применением ЭВМ / Л. П. Гилязетдинов. – М. : Химия, 1986. – 80 с.

24 Казанская, А.С. Расчет химических равновесий. Справочные таблицы / А. С. Казанская, В. А. Скобло. – М. : РГУ нефти и газа, 1998. – 76 с.

25 Касумова, Н.М. Сравнительный анализ современных технологий доочистки отходящих газов установок Клауса / Н. М. Касумова // KIMYA PROBLEMLERI. – 2014. – № 2. – С. 150-156.

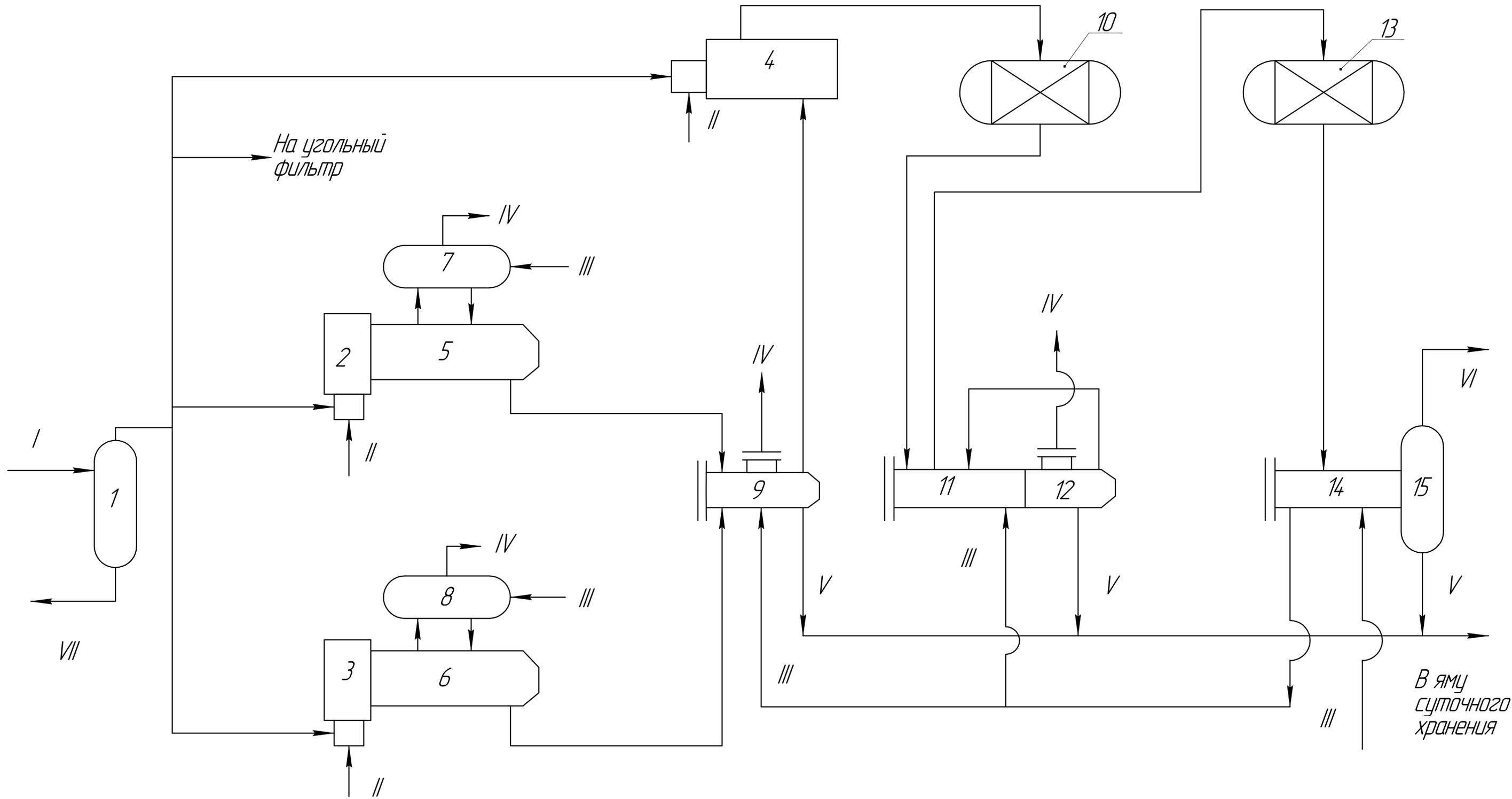
26 Анализ дымовых газов печи дожига установки Клауса [Электронный ресурс]. – Режим доступа: https://artvik.com/pdf/analyzers_appl/Refinery_Emission_Monitoring.pdf. – 16.06.2021.

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		70

27 Федоров, Б.Г. Экономико-экологические аспекты выбросов углекислого газа в атмосферу / Б. Г. Федоров // Проблемы прогнозирования. – 2004. – № 2. – С. 86-101.

28 Типовая инструкция по организации безопасного проведения газоопасных работ : утверждена Госгортехнадзором СССР. – 1985. – 17 с.

					ВКР.171049.180301.ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		71



Формат	Зона	Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
		1	1	Аппараты		
		2	2,3,4	Сепаратор	1	
		3	5,6	Печь	3	
		4	7,8	Котел	2	
		5	9,12	Барaban котла	2	
		6	10,13	Конденсатор-генератор	2	
		7	11	Конвертор	2	
		8	14	Теплообменник	1	
		9	15	Конденсатор-экономизер	1	
				Коагулятор	1	

Формат	Зона	Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
				Потоки		
		1	I	Кислый газ		
		2	II	Воздух		
		3	III	Вода		
		4	IV	Водяной пар		
		5	V	Сера		
		6	VI	Отходящий газ		
		7	VII	Конденсат		

ВКР.17104.9.180301СХ

Изм.	Лист	№ док.	Подп.	Дата	Технологический расчет усовершенствованной установки Клауса	Лит	Масштаб
Разраб.	Проект	Лескова С.А.				у	-
Исполн.	Утв.	Радина Т.А.	Гижель В.А.		Технологическая схема установки Клауса	Лист	Листов
							1

АМГУ ИФФ гр. 718-ад
Формат А1

Лист № 1
Лист № 2
Лист № 3
Лист № 4
Лист № 5
Лист № 6
Лист № 7
Лист № 8
Лист № 9
Лист № 10
Лист № 11
Лист № 12
Лист № 13
Лист № 14
Лист № 15
Лист № 16
Лист № 17
Лист № 18
Лист № 19
Лист № 20