

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

Инженерно-физический факультет
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
« _____ » _____ 2020 г.

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового
газа установки производства серы.

Исполнитель

студент группы 618 об



(подпись, дата)

А.С. Шиндори́ков

Руководитель

доцент, канд. техн. наук



(подпись, дата)

Г.Г. Охотникова

Консультант

по безопасности жизне-
деятельности

доцент, канд. техн. наук



(подпись, дата)

А.В. Козырь

Нормоконтроль

проф., док. хим. наук

 24.06.2020

(подпись, дата)

Т.А. Родина

Благовещенск 2020

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 Шиндорикува Артема Сергеевича

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового газа установки производства серы» утверждена Приказом от 30.04.2020 г № 810-уч
2. Срок сдачи студентом законченной работы 04.07.2020 г.
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Расход газа, поступающего на установку – 5 521 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 и процессов доочистки отходящих газов. Составление материального баланса установки. Технологический расчет оборудования. Конструктивный расчет реактора. Разработка мер по повышению эффективности работы блока гидрирования хвостового газа установки производства серы.
5. Перечень материалов приложения: Технологическая схема установки производства серы и блока гидрирования хвостового газа 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 13.05.2020 г

Руководитель выпускной квалификационной работы: Охотникова Галина Генриховна, доцент, канд. техн. наук, доцент,

Задание принял к исполнению 13.05.2020 г.

_____ Шиндорикува

РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 73 с., 23 таблицы, 52 формулы, 13 уравнений реакций, 4 приложения, 5 рисунков, 26 источников.

УСТАНОВКА ПРОИЗВОДСТВА СЕРЫ, ПРОЦЕСС КЛАУСА, СЕРО-ВОДОРОД, СЕРА, ХВОСТОВОЙ ГАЗ, БЛОК ГИДРИРОВАНИЯ

В данной бакалаврской работе проанализирован процесс производства технической серы на установке производства серы методом Клауса, подробно рассмотрен блок гидрирования хвостового газа. Приведены назначение процесса и его актуальность, исходное сырье и продукты, катализаторы, целевые и побочные реакции, технологические параметры и контроль технологического процесса. Рассчитаны материальный и тепловой баланс установки, технология доочистки хвостовых газов, применяющаяся на предприятии.

Цель работы – решение проблемы повышения эффективности блока гидрирования хвостового газа. В качестве решения предложен переход на альтернативную технологию доочистки Бивон/Стретфорд. Также, в работе рассмотрены вопросы охраны труда на установке и производстве в целом, вредные и опасные производственные факторы и пути уменьшения аварийных рисков.

					ВКР. 161875.180301.ПЗ					
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	Повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового газа установки производства серы			<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Разраб.	Шиндорилов А.С.	Шиндорилов А.С.	Шиндорилов А.С.					У	3	73
Пров.	Охотникова Г.Г.	Охотникова Г.Г.	Охотникова Г.Г.		АмГУ, ИФФ, гр. 618-об					
Н. контр.	Родина Т.А.	Родина Т.А.	Родина Т.А.	24.06.2020						
Уте.	Гужель Ю. А.	Гужель Ю. А.	Гужель Ю. А.							

СОДЕРЖАНИЕ

Определения, обозначения, сокращения	6
Введение	7
1 Литературный обзор	8
1.1 Структура предприятия	8
1.2 Установка производства серы	9
1.2.1 Потоки серы на НПЗ	10
1.2.2 Требования, предъявляемые к сырью	10
1.2.3 Характеристика производимой продукции	11
1.2.4 Товарные формы элементарной серы	12
1.2.5 Области применения элементарной серы	13
1.2.6 Контроль отходящих хвостовых газов	14
1.3 Процесс Клауса	15
1.3.1 Катализаторы процесса получения серы методом Клауса	16
1.3.2 Модификации процесса Клауса	18
1.4 Технологические параметры	19
1.4.1 Влияние температуры процесса	19
1.4.2 Влияние давления процесса	20
1.4.3 Время контакта	20
1.5 Доочистка отходящих газов процесса Клауса	21
1.5.1 Виды доочистки	21
1.5.2 Процессы первой группы	22
1.5.3 Процессы второй группы	24
1.5.4 Процессы третьей группы	24
1.5.5 Реализация процесса на Комсомольском НПЗ	25
1.5.6 Характеристика абсорбента	28

					ВКР. 161875.180301.ПЗ				
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	Повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового газа установки производства серы				
Разраб.		Шиндорилов А.С.							
Пров.		Охотникова Г.Г.			У	4	73		
Н. контр.		Родина Т.А.		24.06.2022	АМГУ, ИФФ, гр. 618-об				
Утв.		Гужель Ю. А.							

2 Технологическая часть	30
2.1 Описание технологической схемы установки	30
2.1.1 Блок производства серы	30
2.1.2 Блок гидрирования хвостового газа	32
2.2 Материальный баланс установки производства серы	35
2.3 Технологический расчет установки SCOT	36
2.3.1 Расчет теоретических материальных балансов	36
2.3.2 Расчет теоретических тепловых балансов	42
2.4 Тепловой баланс блока доочистки хвостового газа	45
2.5 Технологический расчет основного и вспомогательного оборудования	47
2.5.1 Механический расчет реактора гидрирования	47
2.5.2 Расчет холодильника Х-326	50
2.6 Повышение эффективности блока гидрирования хвостовых газов установки производства серы	52
2.6.1 Процесс Бивон/Стретфорд	52
2.6.2 Описание технологической схемы процесса Бивон	53
3 Безопасность и экологичность производства	56
3.1 Основные требования безопасности при эксплуатации установки производства серы	56
3.2 Воздействие на окружающую среду при условиях аварийной и безаварийной эксплуатации	60
Заключение	63
Библиографический список	64
Приложение А	67
Приложение Б	68
Приложение В	70
Приложение Г	72

ОПРЕДЕЛЕНИЯ, ОБОЗНАЧЕНИЯ, СОКРАЩЕНИЯ

АГЖЦ – анализаторы газов и жидкостей цикличного действия;
 АДК – антрахинондисульфоновые кислоты;
 ВКР – выпускная квалификационная работа;
 ВСГ – водородосодержащий газ;
 ДИПА – диизопропаноламин;
 ДЭА – диэтанолламин;
 МДЭА – метилдиэтанолламин;
 НК – начало кипения;
 НК – нефтяная компания;
 НПЗ – нефтеперерабатывающий завод;
 ООО – общество с ограниченной ответственностью;
 РН – Роснефть;
 УЗК – установка замедленного коксования;
 УКР – установка каталитического риформинга;
 ЭЛОУ-АВТ – атмосферно-вакуумная трубчатая установка с блоком предварительного обезвоживания и обессоливания нефти;
 ppm – parts per million;
 SCOT – Shell Claus Off-Gas Treating.

					ВКР. 161875.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
Разраб.		Шиндорилов А.С.			Повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового газа установки производства серы	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Пров.		Охотникова Г.Г.				У	6	73
Н. контр.		Родина Т.А.		24.06.2022		АмГУ, ИФФ, гр. 618-об		
Уте.		Гужель Ю. А.						

ВВЕДЕНИЕ

Целью ВКР является: изучение структуры предприятия, расчет действующей на предприятии установки производства серы и блока гидрирования хвостовых газов, предложение мероприятий, направленных на повышение эффективности работы блока гидрирования хвостовых газов.

В ходе прохождения преддипломной практики для достижения цели были поставлены следующие задачи:

1. Изучить структуру установки и блока гидрирования, отдельные технологические узлы, изучить принцип работы и управления технологическим процессом.

2. Составить описание технологических схем: блока производства серы; блока гидрирования хвостовых газов; методики, предложенной для повышения эффективности работы блока гидрирования.

3. Провести расчет материальных и тепловых балансов установки производства серы, процесса SCOT, применяющегося для доочистки хвостовых газов.

4. Предложить мероприятия, направленные на повышение эффективности работы блока гидрирования хвостовых газов.

Блок доочистки хвостовых газов несет важное экологическое значение, так как в отходящих хвостовых газах содержится большое количество соединений серы, оксиды углерода и др., которые в больших количествах наносят вред окружающей среде и здоровью человека. В связи с этим повышение эффективности доочистки хвостовых газов является актуальной проблемой нефтепереработки.

					<i>ВКР.161875.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Шиндорилов А.С.			<i>Повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового газа установки производства серы</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		Охотникова Г.Г.				У	7	73
<i>Н. контр.</i>		Родина Т.А.		24.06.2022	АмГУ, ИФФ, гр. 618-об			
<i>Утв.</i>		Гужель Ю. А.						

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Структура предприятия

Производственная деятельность проводилась на базе предприятия ООО «РН-Комсомольский НПЗ», которое является дочерним предприятием общества НК «Роснефть», расположенном в городе Комсомольск-на-Амуре Хабаровского края. Завод был введен в эксплуатацию в 1942 году. Мощность НПЗ составляет 8 млн.т нефти в год. Завод специализируется на выпуске моторных топлив для внутреннего рынка и экспортных нефтепродуктов.

Принципиальная блок-схема ООО «РН-Комсомольский НПЗ» представлена в приложении А.

На территории завода действуют семь технологических установок:

– Установки ЭЛОУ-АВТ-2 и ЭЛОУ-АВТ-3 предназначены для первичной переработки нефтей месторождений Западной Сибири и Сахалина, а также их смесей. Переработка осуществляется с целью разделения нефти на отдельные фракции (бензин, керосин, дизельное топливо, мазут), которые используются как сырье для вторичной нефтепереработки на других установках предприятия. Производственная мощность установок ЭЛОУ-АВТ-2 и ЭЛОУ-АВТ-3, соответственно, равна 2,5 и 5,5 млн тонн нефти в год [1].

– Блок Изомеризации фракции НК – 75 °С предназначен для производства низкокипящего высокооктанового изомеризата, использующегося как компонент неэтилированных автомобильных бензинов. Для производства низкокипящего высокооктанового компонента на установке используется процесс низкотемпературной изомеризации нормальных парафинов C₅ – C₆. Производственная мощность блока по сырью – 100 тыс. тонн в год [2].

– Установка каталитического риформинга с предварительной гидроочисткой Л-35-11/450К переназначена для переработки бензиновых фракций

					ВКР.161875.180301.ПЗ			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	Повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового газа установки производства серы	Лит	Лист	Листов
Разраб.		Шиндорилов А.С.	<i>Шиндорилов А.С.</i>			У	8	73
Пров.		Охотникова Г.Г.	<i>Охотникова Г.Г.</i>					
Н. контр.		Родина Т.А.	<i>Родина Т.А.</i>					
Утв.		Гужель Ю. А.	<i>Гужель Ю. А.</i>	24.06.2020				
						АмГУ, ИФФ, гр. 618-об		

нефти с целью получения высококачественных бензинов и ароматических углеводородов, а так же ВСГ, который широко используется как в нефтехимии, так и в таких процессах нефтепереработки, как: гидроочистка, гидрокрекинг, изомеризация и.т.д. Производственная мощность блока каталитического риформинга по стабильному гидрогенизату – 430 тыс. тонн в год. Производственная мощность блока гидроочистки бензиновой фракции НК-160 °С – 560 тыс. тонн в год [3].

– Установка гидроочистки дистиллятов предназначена для производства высококачественного дизельного топлива с низким содержанием серы и азота, высоким цетановым числом, улучшенными низкотемпературными свойствами. Производственная мощность установки по сырью – 800 тыс. тонн в год [4].

– Установка замедленного коксования предназначена для переработки тяжелых нефтяных остатков (прямогонного гудрона) в более легкие газообразные, жидкие продукты и нефтяной кокс. В основу переработки гудрона положен процесс термического крекинга. Производственная мощность установки по сырью (гудрон) – 1 млн. тонн в год [5].

– Установка производства серы предназначена для получения твердой технической серы методом окислительной конверсии сероводорода в элементарную серу (процесс Клауса). Производственная мощность установки – 12 тыс. тонн твердой серы в год [6].

1.2 Установка производства серы

В связи с быстро возрастающими объемами переработки сернистых нефтей, а также из-за ужесточения экологических требований к выбросам на НПЗ, возникают проблемы утилизации сероводорода, который в больших количествах получают в результате проведения, в основном, термогидрокаталитических процессов [7]. На Комсомольском НПЗ весь сероводород для дальнейшей переработки поступает на установку производства серы с номинальной расчетной производительностью 38 т/сутки по твердой сере.

Установка производства серы состоит из следующих блоков:

– блок регенерации амина;

					<i>ВКР.161875.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		9

- блок отпарки кислых стоков;
- блок производства серы;
- секция дегазации;
- секция грануляции со складом готовой продукции;
- реагентное хозяйство;
- узел слива и приготовления 50% раствора метилдиэтанолamina [6].

1.2.1 Потоки серы на НПЗ

На Комсомольский НПЗ поступает нефть двух месторождений со следующим % содержанием общей серы, представленной в таблице 1.

Таблица 1 – Содержание общей серы нефтей НПЗ

Показатель	Нефть западно-сибирская	Нефть сахалинская
Общая сера, %	0,63	0,29

Серосодержащие соединения после первичной переработки нефти распределяются по различным установкам неравномерно, так как существует закономерность: чем выше температура кипения фракции, тем большее количество серы в ней. Таким образом, основная масса серосодержащих соединений приходится на УЗК и установку гидроочистки дистиллятов, куда поступает смесь прямогонного дизельного топлива, легкого газойля коксования и нефти коксования. Так же небольшое количество сероводорода поступает с блока подготовки сырья УКР, так как соединения серы являются ядами полиметаллического платинового катализатора риформинга. Сероводород с установок НПЗ абсорбируется МДЭА и поступает на блок регенерации амина установки производства серы [6].

1.2.2 Требования, предъявляемые к сырью

Серосодержащие соединения поступают на установку производства серы в виде кислой воды и насыщенного раствора МДЭА с установок УЗК и гидроочистки дистиллятов. К сырью предъявляются следующие нормы обязательные для проверки, представленные в таблице 2.

Таблица 2 – Характеристика сырья

Наименование сырья	Показатели, обязательные для проверки	Значение
1. Водный раствор насыщенного МДЭА с установки гидроочистки дистиллятов	Содержание МДЭА, % масс, не более	48,33
2. Водный раствор насыщенного МДЭА с установки замедленного коксования	Содержание МДЭА, % масс, не более	48,33
3. Кислая вода из блока гидроочистки дистиллятов	Содержание растворенного железа, мг/дм ³ , не более	1,0
	Массовая доля сероводорода, %	1,1 - 2,4
	Массовая доля аммиака, %	0,6 - 1,2
	Содержание углеводородов, % масс, не более	0,08
4. Кислая вода с установки замедленного коксования	Содержание растворенного железа, мг/дм ³ , не более	1,0
	Массовая доля сероводорода, %, не более	0,6
	Массовая доля аммиака, %, не более	0,26
	Содержание углеводородов, % масс, не более	0,1

1.2.3 Характеристика производимой продукции

Несмотря на то, что главная задача установки производства серы заключается в очистке нефтепродуктов от соединений серы и защите окружающей среды, целевым продуктом на установке является элементарная сера. На Комсомольском НПЗ получают гранулированную техническую серу с характеристиками, представленными в таблице 3.

Таблица 3 – Характеристика производимой продукции

Наименование продукта	Основные свойства и качество выпускаемой продукции			Область применения
	Показатель	Единица измерения	Норма	
Сера техническая	Форма гранул	–	полусферическая	Упаковывается в мешки по 50 кг. Отгружается пакетами на стандартных поддонах 1200x800 мм. Максимальная высота пакета до 1350 мм. Максимальная масса пакета до 1250 г
	Массовая доля гранул диаметром 2,0 - 7,0 мм, не менее	%	90,0	
	Насыпная плотность	г/см ³	1,1 - 1,3	
	Массовая доля серы, не менее	%	99,95	
	Массовая доля золы, не более	%	0,03	
	Массовая доля органических веществ, не более	%	0,03	
	Массовая доля кислот в пересчете на серную кислоту, не более	%	0,003	
	Массовая доля воды, не более	%	0,2	
	Механические загрязнения (бумага, дерево, песок и др.)	%	не допускается	

1.2.4 Товарные формы элементарной серы

Вся произведённая сера проходит дополнительную обработку в виде дегазации и грануляции перед отправкой потребителю или складированием. Дегазация до нормированных показателей необходима как для жидкой товарной серы, так и для гранулированной [7].

Существуют несколько форм товарной серы:

– Комовая сера: технология получения комовой серы очень проста и заключается в заполнении жидкой серой склада комовой серы, который пред-

ставляет собой бетонированную площадку для заливки серных блоков. Застывшая сера разрушается на куски с помощью ковшовых экскаваторов. Основными недостатками этой технологии являются: образование большого количества пыли и потери серы при рыхлении, складировании, погрузке; использование ручного труда; невысокое качество серы.

– Жидкая сера: достоинствами такой серы являются: высокая чистота, отсутствие потерь и загрязнений окружающей среды. Основные недостатки: опасность возгорания серы при сливе, затраты на строительство спецхранилищ и применение обогреваемых цистерн [8].

– Гранулированная сера: для получения гранулированной серы используются различные технологии. На Комсомольском НПЗ используют ленточное охлаждение: при вращении кожуха агрегата "РОТОФОРМ 3000" соответствующий ряд калиброванных отверстий в его корпусе совмещается в одну линию со статором. При этом, ряд капель жидкой серы отделяется от агрегата и поступает на наружную сторону верхней ветви стальной ленты конвейера - охладителя SBS-001. Внутренняя сторона стальной ленты конвейера – охладителя непрерывно охлаждается водой, которая подается через форсунки охладителя от локального блока оборотного водоснабжения. По мере перемещения стальной ленты охладителя капли застывают и превращаются в гранулы полусферической формы диаметром от 2 до 6 мм. На выходе с конвейера-охладителя гранулы серы отделяются ножом от стальной ленты и через разгрузочную воронку поступают в приемный штуцер ковшового элеватора Z-002 [6]. Достоинствами гранулированной серы являются: удобство для потребителя, простота транспортировки, минимальное пылеобразование при погрузочно-разгрузочных работах [7].

1.2.5 Области применения элементарной серы

Сера является продуктом чрезвычайно важным для различных отраслей хозяйства [9], она относится к пяти основным видам сырья химической промышленности наряду с углем, углеводородным сырьем (нефтью и газом), известняком и поваренной солью, в первую очередь благодаря тому, что являет-

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		13

ся необходимым питательным минеральным элементом для растений [10]. Примерно половина добываемой в мире серы идет на производство серной кислоты, роль которой в химической промышленности огромна [8]. Серная кислота применяется для получения минеральных удобрений, кислот, химических волокон, взрывчатых веществ, разных солей, красителей, а также в металлургии, процессах очистки нефтяных топлив и масел [11]. Значительную часть мировой добычи серы поглощает бумажная промышленность, также большое количество серы расходуется на вулканизацию каучуков. Соединения серы используются для производства антидетонаторов, смазочных веществ, предназначенных для оборудования сверхвысоких давлений, охлаждающих масел, предназначенных для ускорения обработки металлов. Сера широко используется в медицине и фармакологии как в чистом виде, так и в виде соединений. Например, мелкодисперсная сера является основой для противогрибковых мазей и часто используется при различных кожных заболеваниях, а органические соединения серы используются для производства сульфамидных препаратов. Все большее применение находит сера в строительной индустрии, производство сероасфальта и серобетона является довольно перспективным направлением с более высоким качеством изделий [8].

1.2.6 Контроль отходящих хвостовых газов

Контроль за составом отходящих с установки Клауса хвостовых газов приведен в таблице 4.

Таблица 4 – Лабораторный контроль отходящих газов

Анализируемый продукт	Контролируемый показатель	Метод контроля	Норма	Частота контроля
1	2	3	4	5
Хвостовой газ из К-321	Объемная доля H_2S , %.	ГОСТ 14920 или методика для АГЖЦ	не более 2,3	1 раз в сутки
Хвостовой газ из конденсатора ХК-323	Объемная доля H_2S , %.	Методическая инструкция	1,57, не более	1 раз в смену – при нормальной работе
	Объемная доля SO_2 , %.	Методическая инструкция	0,82, не более	

					<i>ВКР.161875.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

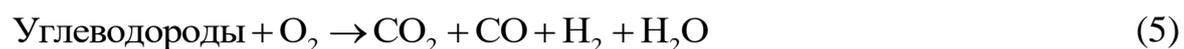
1	2	3	4	5
Очищенный хвостовой газ из К-322/322А	Объемная доля H ₂ S, %.	Методика для АГЖЦ	Не более 0,02	1 раз в сутки
Дымовые газы печи П-323	Объемная доля O ₂ , %.	Автоматически	2,47 - 3,57	Постоянно
	Объемная доля CO, ppm		0,002, не более	
	Объемная доля SO ₂ , %.		0,008 - 0,013	

1.3 Процесс Клауса

В основу процесса переработки сероводорода до элементарной серы положен метод CLAUS, реализованный в две стадии: термическую и каталитическую. Процесс, основанный на окислении сероводорода до серы, назван в честь Карла Клауса – английского химика, запатентовавшего его в 1883 г.

Разделение процесса на стадии необходимо для более высокой степени извлечения серы из сырьевого газа, и связано это с тем, что реакции конверсии протекают с выделением тепла, и им благоприятствуют низкие температуры.

На первой термической стадии процесса, проходящей в реакционной печи при высоких температурах, кислый газ частично окисляется воздухом согласно следующим основным химическим реакциям:



Процесс проходит при температуре в среднем 1100 °С – 1300 °С, превращение сероводорода в серу составляет около 70 %. Соотношение непрореагировавшего сероводорода по реакции (3) и образовавшейся двуокиси серы необходимо поддерживать 2:1.

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		15

Каталитическая стадия процесса [6] (низкотемпературная) проходит в каталитическом конверторе I и II ступеней при температуре 220 °С – 250 °С. На глиноземном катализаторе происходит взаимодействие H_2S и SO_2 , непрореагировавших на термической ступени, с образованием элементарной серы по реакции (2). На второй стадии степень конверсии доводится до 93 % – 95 %.

1.3.1 Катализаторы процесса получения серы методом Клауса

Для каталитической стадии процесса Клауса используют различные модификации катализаторов на основе оксида алюминия. На Комсомольском НПЗ применяются катализаторы со следующими характеристиками, представленными в таблице 5:

Таблица 5 – Характеристика катализаторов процесса Клауса

Марка катализатора	Показатели обязательные для проверки	Регламентируемые показатели
1	2	3
Катализатор Клаус – Ахенс CR-3S в т.ч.: – защитные шары 25,0 мм – защитные шары 6,0 мм	Внешний вид	Шарики из окиси алюминия высокой чистоты белого цвета
	Диаметр, мм	3,0 - 6,0
	Массовая доля Al_2O_3 , не менее, %	99,7
	Массовая доля натрия в пересчете на Na_2O , не более, ppm	2400
	Механическая прочность гранулы, не менее, даН	14,0
	Удельная поверхность, m^2/g	340
	Плотность рукавной загрузки, кг/л	0,68
Катализатор Клаус – Ахенс АМ	Внешний вид	шарики из окиси алюминия с промотором коричневого цвета
	Диаметр, мм	4,0 - 8,0
	Массовая доля Al_2O_3 , не менее, %	93,5
	Массовая доля натрия в пересчете на Na_2O , не более, ppm	Отсутствие

1	2	3
	Механическая прочность гранулы, не менее, даН	20,0
	Удельная поверхность, м ² /г	280
	Плотность рукавной загрузки, кг/л	0,75
Катализатор гидрирования – Criterion 534 SH в т.ч.: – защитные шары 13,0 мм – защитные шары 6,0 мм	Внешний вид: Гранулы сферической формы диаметром, мм	3,70 - 4,30
	Насыпная плотность, г/см ³	0,78
	Индекс истирания, не менее	94
	Массовая доля кобальта, %	1,8 - 2,2
	Массовая доля молибдена, %	5,6 - 6,4

Катализаторы Axens CR-3S и Axens AM на основе оксида алюминия используются на каталитической ступени Клаус-процесса в конверторах №1 и №2 – Р-321, Р-322.

В реактор Р-321 загружается только катализатор Axens CR-3S. Единовременная загрузка составляет – 7,5 м³.

В реактор Р-322 загружаются Axens CR-3S и Axens AM. Единовременная загрузка составляет – 6,5 м³ и 1,0 м³, соответственно.

Катализатор гидрирования Criterion 534 SH (кобальт-молибденовый) используется в реакторе Р-323. Единовременная загрузка – 6,6 м³.

Катализаторы и защитные керамические (мулитовые) шарики поступают на установку в герметичных бочках емкостью 200 л непосредственно перед загрузкой в аппараты [6].

Состав катализатора марки CR-3S производителя Axens [12] представлен в таблице 6.

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		17

Таблица 6 – Состав катализатора AxensCR-3S

Марка катализатора	Состав
AxensCR-3S	Al ₂ O ₃ и Na ₂ O, где Al ₂ O ₃ – не менее 93,8 % мас.; Na ₂ O – не более 2400 ppm мас.

1.3.2 Модификации процесса Клауса

В промышленности применяются четыре основных способа для производства технической серы методом Клауса из сероводородсодержащего газа: прямоточный (пламенный), разветвленный, разветвленный с подогревом кислого газа и воздуха и прямое окисление. Выбор метода основывается на процентном содержании сероводорода в перерабатываемом сырье и представлен в таблице 7.

Таблица 7 – Модификации процесса Клауса

Концентрация H ₂ S, % об.	Модификация процесса	Выход S, % масс.
> 50	Прямоточный (пламенный)	96 - 97
30 - 50	Разветвленный	94 - 98
20 - 30	Разветвленный с предварительным подогревом кислого газа и воздуха	94 - 95
< 20	Прямое окисление	86

Пламенный способ применяется, когда концентрация сероводорода в кислых газах выше 50 % (по объему) и концентрация углеводородов менее 2 % (по объему). Данный метод используется на Комсомольском НПЗ и представлен в пункте 1.3.

Разветвленный процесс Клауса («треть-две трети!») применяется при содержании сероводорода в кислых газах 30 % – 50 % (по объему) и углеводородов менее 2 % (по объему). Данный метод предусматривает разделение кислого газа на следующие части: 1/3 и 2/3. Одна третья часть газа сжигается в печи-реакторе с получением сернистого ангидрида, а две трети, минуя печь-реактор, поступают сразу на каталитическую ступень, где происходит взаимодействие

SO₂ и H₂S по уравнению (2).

Разветвленный процесс Клауса («треть-две трети!») с предварительным подогревом кислого газа и (или) воздуха используется при содержании сероводорода в кислом газе 20 % – 30 % (по объему), в том случае, если при использовании схемы «треть-две трети!» не достигается минимально допустимая температура: 930 °С в топке печи-реактора. Отличие этой схемы состоит в том, что для достижения требуемой температуры необходим подогрев воздуха и кислого газа перед подачей в реактор. Разветвленный процесс Клауса не нашел широкого применения из-за низкой степени конверсии, а также низкого качества получаемой технической серы с большим содержанием золы.

Схема прямого окисления используется при концентрации сероводорода в кислых газах ниже 20 %. Принцип данного метода заключается в отсутствии высокотемпературной стадии. Кислый газ предварительно смешивается со стехиометрическим количеством воздуха и подается сразу на каталитическую ступень. Выход серы в данном методе достигает не более 86 %.

На предприятиях также используют другой способ повышения производительности и конверсии на установках получения серы. Способ заключается в обогащении воздуха кислородом: это дает возможность переработать больший объём кислого газа и уменьшить объём оборудования. Для данного метода существует ограничение по количеству кислорода, связанное с повышением температуры (не более 1550 °С) [8].

1.4 Технологические параметры

На эффективность процесса Клауса влияют следующие параметры: состав кислого газа, температура процесса, давление и время контакта.

1.4.1 Влияние температуры процесса

Для процесса Клауса важна степень конверсии сероводорода в серу. Степень конверсии увеличивается с повышением температуры процесса на термической ступени. Оптимальным для этой стадии процесса будет температурный интервал 1100 °С – 1300 °С. При такой температуре степень конверсии сероводорода будет максимальна, а количество побочных COS и CS₂ наоборот не-

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		19

значительно низко.

Исходя из большого количества собранных данных по эксплуатации промышленных установок производства серы, можно сказать, что температура внутри реактора сильно снижается при снижении содержания сероводорода в кислом газе. Температура процесса также связана с содержанием воздуха, подаваемого в смеси с кислым газом, и количества углеводородов в нем.

На второй ступени процесса Клауса конверсия сероводорода по обратной зависимости повышается с понижением температуры процесса. Однако, с понижением температуры резко снижаются и скорости целевых реакций, в связи с чем необходимо использовать катализаторы. Для данной стадии процесса существует нижний температурный предел, обусловленный точкой росы серы, температура конденсации которой равна 188 °С. На практике, нижний температурный предел в каталитических конверторах устанавливают на уровне 204 °С, с целью исключения конденсации серы в порах катализатора [13].

1.4.2 Влияние давления процесса

Также как и с температурой, влияние давление на разные стадии процесса Клауса противоположно. Так, в печах-реакторах на первой термической ступени установки понижение давления повышает степень конверсии сероводорода в серу, однако, в областях низких давлений данная зависимость незначительна. В свою очередь на каталитической ступени с повышением давления повышается конверсия сероводорода из-за роста числа высокомолекулярных видов серы. На практике, давление в каталитических конверторах поддерживают в пределах 0,012 – 0,017 МПа [13].

1.4.3 Время контакта

Производственные исследования показывают, что время контакта напрямую влияет на конверсию сероводорода в серу на термической ступени. Увеличение времени контакта как на термической, так и на каталитической ступени приводит к повышению выхода серы. На термической ступени оно обычно составляет 1,0 – 3,0 с. В каталитических конверторах на практике время контакта принимают несколько выше теоретического, учитывая падение

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		20

активности катализатора во времени [13].

1.5 Доочистка отходящих газов процесса Клауса

Отходящие с установок Клауса так называемые хвостовые газы, как правило, содержат около 1 % – 2 % (по объему) сероводорода, до 1 % (по объему) диоксида серы, небольшие количества сероуглерода, серооксида углерода, паровой и капельной серы, а также оксид углерода, водород, водяные пары, азот и уголекислоту [8].

В настоящее время жестко регулируются нормы [14] по содержанию серосодержащих соединений в отходящих в атмосферу газов – не более 0,05 мг/м³. Проблема очистки хвостовых (отходящих) газов процесса Клауса от сероводорода и других серосодержащих соединений на сегодняшний день является очень важной с точки зрения экологии.

1.5.1 Виды доочистки

В мире разработано более 20 процессов доочистки отходящих хвостовых газов установок производства серы. Все эти процессы условно можно разделить на три основные группы:

– Первая группа представляет собой ряд процессов, основанных на продолжении Клаус процесса, а именно: реакции получения серы взаимодействием сероводорода и диоксида серы;

– Вторая группа представляет собой процессы, основанные на каталитической гидрогенизации SO₂, COS и CS₂ в H₂S с последующем его поглощением специальными абсорбентами (аминами). Различаются процессы второй группы источниками ВСГ и методами извлечения H₂S из газа после гидрирования [8];

– Третья группа методов основывается на окислении всех серосодержащих соединений до диоксида серы или до элементной серы с последующим их извлечением различными методами. Третья группа методов обычно делится еще на два вида:

а – процессы, основанные на прямом селективном окислении сероводорода в серу с последующей конденсацией паров серы в газофазном конденса-

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		21

торе;

b – процессы, основанные на прямом селективном окислении сероводорода в серу в слое адсорбента-катализатора или в растворе, содержащем катализаторный комплекс.

1.5.2 Процессы первой группы

К первой группе процессов относится широко применяемый в промышленности процесс Сульфрин. В настоящее время в мире работает более 50 установок данного типа. Процесс Сульфрин основан на проведении реакции (2) Клауса. Процесс протекает при пониженной температуре, что является благоприятным для смещения равновесия реакции (2) в сторону образования продуктов реакции. Процесс протекает при температуре до 140 °С на мелкопористом катализаторе. Данный процесс является первым процессом, в котором применена температура ниже точки росы серы, при которой происходит конденсация серы в порах катализатора. Неочищенный хвостовой газ с установки Клауса поступает в два параллельно работающих реактора с двумя слоями алюмооксидных катализаторов в каждом. Первый слой катализатора, составляющий около 30 % от общего объёма, переназначен для связывания содержащегося в газе кислорода. В следствии того, что из потока хвостового газа при температуре ниже точки россы в порах катализатора абсорбируются практически вся сера, равновесие реакции (2) полностью сдвигается вправо. Очищенный хвостовой газ подается в печь дожига, где все оставшиеся серосодержащие соединения сгорают с образованием диоксида серы [15]. Продукты сгорания сбрасываются в атмосферу. Часть очищенных хвостовых газов направляется в печь подогрева, где нагревается в среднем до температуры 330 °С – 350 °С и поступает в третий реактор, работающий в режиме регенерации и охлаждения. Газы регенерации поступают в конденсатор-коагулятор, где пары серы конденсируются и сливаются через гидрозатвор [15]. Процесс протекает при следующей продолжительности стадий: стадия адсорбции – 26 ч, стадия десорбции – 10 ч и стадии охлаждения – 3 ч [8].

Преимуществом процесса является отсутствие коррозии при правильной

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		22

эксплуатации оборудования, а также низкие капитальные затраты, составляющие приблизительно 60 % от общих капиталовложений установки Клауса. Существует также ряд трудностей, в основном связанных с уменьшением степени конверсии. Так как процесс Сульфрин представляет собой одну из стадий процесса Клауса, то катализатор процесса является чувствительным к тем же ядам, в частности, к следам кислорода. Чувствительность катализатора к кислороду является даже более сильной из-за быстрого старения катализатора в среде более низких температур и малой концентрации сероводорода в газе. Влияние кислорода в хвостовых газах на активность катализатора показывает следующие закономерности:

- В отсутствие кислорода степень конверсии преимущественно зависит от содержания серы на катализаторе и уменьшается очень медленно. Наибольшая конверсия получается при более низкой температуре;

- В присутствии кислорода степень конверсии всегда уменьшается. Данный эффект выражено наблюдается даже при очень небольшом содержании кислорода в газе;

- Чувствительность катализатора к следам кислорода возрастает вместе с его сроком службы.

При длительном режиме работы процесс гарантированно обеспечивает степень конверсии сероводорода в серу 99,0 % (Клаус + Сульфрин). В период эксплуатации установки на новом катализаторе и с точным поддержанием соотношения кислород / сероводород обеспечивается степень конверсии сероводорода до 99,6 %.

Процесс Сульфрин постоянно модернизируется. Последние исследования [16] показали нецелесообразность использования защитного катализатора. Объясняется это тем, что содержание кислорода в хвостовом газе настолько мало (20 – 80 ppm), что не оказывает сильного влияния на активность алюмооксидного катализатора в течение всего срока службы. При этом искусственное снижение высоты рабочего слоя основного катализатора, напротив, приводит к ухудшению работы реакторов Сульфрин.

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		23

1.5.3 Процессы второй группы

С помощью процессов данной группы достигается самая высокая степень извлечения серы 99,9 %. Самым распространённым процессом как на отечественных предприятиях, так и зарубежных является SCOT. Процессы этой группы основаны на превращении всех серосодержащих соединений в сероводород и последующем извлечении его селективным абсорбентом. Хвостовые газы с установки Клауса в этом процессе, смешиваясь с газом восстановителем, поступают в реактор гидрирования, в котором на алюмокобальт-молибденовом катализаторе происходит восстановление сернистых соединений до сероводорода. Получившийся сероводородсодержащий газ охлаждают и подают в абсорбер. В качестве абсорбента для H_2S служат этаноламины. Сероводород после десорбции направляется обратно на установку Клауса. Технологический газ за абсорбером содержит менее 400 ppm (по объему) сернистых соединений, в основном сероводород, и после обработки в печи дожигания выводится в атмосферу. В настоящее время на основе технологии SCOT запатентован целый ряд процессов. Данные процессы имеют высокую эффективность и в основном различаются остаточным содержанием сероводорода в пределах от 400 до 10 ppm. Все процессы построены на одном принципе, а различия заключаются в используемом абсорбенте и некоторых конструктивных особенностях [15].

Процесс Флексорб SE Плюс фирмы Еххон, абсорбент Флексорб (на основе «затрудненных» аминов). Остаточная концентрация сероводорода в газе до 10 ppm. Газ после этого процесса без дожигания может сбрасываться в атмосферу. Общая степень извлечения серы в процессе – до 99,99 %.

Процесс Cansolv применяет в качестве абсорбента Селексол (диметиловый эфир полиэтиленгликоля) для варианта сжигания хвостовых газов и извлечения из них 100 % диоксида серы [15].

1.5.4 Процессы третьей группы

К процессам третьей «а» группы относится процесс под названием Суперклаус, разработанный Нидерландской фирмой «Компримо» [15]. Процесс

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		24

Суперклаус включает следующие стадии:

- термическое превращение;
- три стадии каталитического превращения с промежуточным выводом серы.

Процесс Суперклаус был разработан для извлечения элементарной серы из газов, содержащих сероводород. Современные установки Суперклаус также способны перерабатывать газы, содержащие H_2S / NH_3 , которые поступают с блока отпарки кислых стоков, с целью извлечения общей серы выходом до 99,0 % без какой-либо доочистки хвостовых газов.

Стандартный двухконверторный процесс Клауса дополнен реактором окисления на специальном катализаторе. Процесс ведется таким образом, что на выходе из второго конвертора в газах содержится только сероводород в количестве 0,8 % – 1,5 %, который окисляется на специальном катализаторе в реакторе Суперклауса. В качестве катализатора в процессе используется оксид железа с модифицирующей добавкой из оксида фосфора [10]. Ограничением по возможной степени извлечения серы в процессах этой подгруппы является неполная селективность прямого окисления сероводорода в серу, а также унос паров из конденсаторов серы [15].

К процессам третьей «б» группы относится процесс под названием Бивон / Стретфорд. В процессе данного типа нагретую газовую смесь пропускают через слой алюмокобальтмолибденового катализатора, где протекают реакции гидрирования. После чего газовый поток направляют на окисление образовавшегося сероводорода до элементарной серы путем контактирования его с раствором Стретфорд, являющимся водным раствором, содержащим натриевые соли антрахинонсульфоновых кислот с активатором – метаванадатом натрия [8].

1.5.5 Реализация процесса на Комсомольском НПЗ

Блок доочистки хвостовых газов процесса Клауса на предприятии реализован в две стадии и относится ко второй группе процессов, описанных выше.

Процесс доочистки начинается в первой секции гидрогенизации, где на

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		25

катализаторе происходит восстановление водородом всех серосодержащих соединений, включая пары серы, до H_2S . Хвостовой газ после охлаждения в конденсаторе через генератор восстанавливающего газа подается в секцию гидрогенизации.

В генераторе восстанавливающего газа происходит нагрев хвостового газа до температуры необходимой для протекания необходимых реакций гидрогенизации и гидролиза, а также происходит смешение хвостового и восстанавливающих газов (H_2 и CO). На данном процессе протекают следующие реакции восстановления (гидрогенизация и гидролиз) основных серосодержащих соединений:



Хвостовой газ вместе с продуктами сгорания подается в реактор гидрогенизации. В реакторе происходят реакции восстановления на контактном слое катализатора Criterion 534 SH с образованием целевого H_2S [6]. Выходящий из реактора газ подается на охлаждение сначала в холодильник, а затем в контактный конденсатор. В контактном конденсаторе, представляющем собой двухступенчатую колонну, происходит удаление паров воды и охлаждение хвостового газа перед абсорбцией.

В нижней секции охладителя хвостовой газ, проходя через контактные тарелки с перегородками, охлаждается, взаимодействуя с противоточным циркулирующим щелочным раствором, который в свою очередь абсорбирует SO_2 из хвостового газа.

В верхней секции контактного конденсатора хвостовой газ взаимодействует с противоточной охлаждающей водой, в следствии чего происходит охлаждение и конденсация оставшихся паров воды. Охлаждённый хвостовой газ поступает в абсорбер, представляющий собой двухсекционную колонну.

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		26

Извлечение проводят 50-процентным раствором МДЭА до концентрации сероводорода в газе менее чем 150 ppm.

Газообразный продукт абсорбции промывается циркулирующим потоком воды с целью сокращения потерь амина.

Хвостовой газ после абсорбции поступает на вторую стадию процесса, представляющую собой термическое окисление оставшихся серосодержащих соединений. В термический окислитель подают воздух и топливный газ в необходимых количествах, достаточных для окисления остаточного сероводорода и других соединений серы до диоксида серы. Конечные продукты сгорания сбрасываются через дымовую трубу в атмосферу [6].

Процесс доочистки хвостовых газов на Комсомольском НПЗ представляет собой так называемый процесс SCOT, широко распространенный как в РФ, так и за рубежом, так как этот процесс позволяет достичь наибольшую степень извлечения серы. Процесс имеет ряд видимых преимуществ:

– Высокая надежность функционирования процесса: обследование 20 установок SCOT, работающих в среднем по 2,5 года, показало, что 12 из них не имели ни одного простоя, а другие имели не более 1 % в год незапланированных остановок, связанных с техобслуживанием оборудования [15];

– Катализатор гидрирования работает 5 – 7 лет. Так же на установке используют обычные распространенные катализаторы гидрирования;

– На многих действующих установках в качестве абсорбента используется водный раствор МДЭА. Исследование, проведенное на 18 установках SCOT, показало, что ежегодный расход растворителя составляет лишь 8 % от загруженного в систему амина;

– Кислая вода, которая образуется в результате конденсации водяных паров из отходящих газов установки Клауса, обычно имеет рН около 6 – 8. В этом случае, при нормальной эксплуатации регулирование рН не требуется. После извлечения растворенных газов из кислой воды (NH_3 , H_2S , CO_2) конденсат можно использовать в качестве подпитки для закрытых охлаждающих систем или даже в качестве подпитки цикла питательной воды для котлов.

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		27

Несмотря на большое количество достоинств, данный процесс имеет ряд недостатков:

– Высокие капитальные затраты: в сравнении с множеством других процессов, процесс гидрирования хвостового газа является недешевым относительно самой установки Клауса. В таблице 8 приведены экономические показатели и эффективность основных процессов очистки хвостовых газов, в том числе разновидности процесса SCOT на других абсорбентах. Капитальные и эксплуатационные затраты в таблице приведены относительно процесса Клауса, показатели которого приравнены к 100% [15].

Таблица 8 – Экономические показатели процессов доочистки хвостовых газов

Наименование	Степень извлечения серы, %	Капитальные затраты, %	Эксплуатационные затраты, %
Клаус	96	100	100
Суперклаус	98,4	5	17
Сульфрин	98,9	53	50
MCRC	98,9	7	47
СВА	98,9	5	50
Гидросульфрин	99,6	67	55
Modop	99,6	175	200
Cansov	99,90	98	110
SCOT	99,90	100	175
Бивон	99,99	120	160

– Большой расход энергоресурсов (топливного газа, электроэнергии, воды);

– Использование дорогих расходуемых материалов (абсорбент сероводорода, катализатор гидрирования) [15].

1.5.6 Характеристика абсорбента

На Комсомольском НПЗ в блоке доочистки хвостовых газов в качестве абсорбента используется МДЭА, в этом есть ряд своих преимуществ. Несмотря на то, что МДЭА является весьма дорогим по сравнению с другими аминными абсорбентами, он имеет высокую селективность по H_2S . Так как процесс доочистки носит рециркулирующий характер, выделенные из абсорбента кис-

лые газы возвращаются на установку Клауса. Важно, чтобы концентрация CO_2 в этом рециркулирующем газе была минимальной. В противном случае в поступающей на установку смеси исходного газа и газа рециркуляции возрастет концентрация CO_2 , что ограничит производительность установки по целевому продукту – сере. Исходя из этого, следует отметить то, что степень соабсорбции CO_2 не должна превышать 15 %. В таблице 9 приведены данные по соабсорбции CO_2 для основных распространённых абсорбентов процесса SCOT [15].

Таблица 9 – Соабсорбция CO_2

Наименование	Соабсорбция CO_2
ДЭА	30
ДИПА	20
Сульфинол-М	15
МДЭА	10

Исходя из данных таблицы 9, можно сделать вывод, что МДЭА обладает низкой селективностью к CO_2 .

Однако, МДЭА обладает очень низкой поглощающей способностью по отношению к CS_2 и COS . В реакторе процесса гидрирования на Co-Mo катализаторе гидрируется практически 100 % CS_2 и около 90 % COS . Причиной неполной конверсии серооксид углерода является высокая температура и высокая концентрация CO_2 в газе, которые смещают реакцию гидролиза COS в обратном направлении. Для более эффективного удаления COS из газа, более чем на 99 %, необходима установка дополнительного реактора гидролиза COS , работающего при более низкой температуре [15].

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Описание технологической схемы установки

2.1.1 Блок производства серы

Технологическая схема блока производства серы приведена в приложении Б.

На блок производства серы из блока отпарки кислых стоков поступает аммиаксодержащий газ, а также из блока регенерации амина поступает сероводородсодержащий газ. Сероводородсодержащий и аммиаксодержащий газ подаются в С-321 и С-322 сепараторы соответственно. В сепараторах происходит отделение унесенной капельной влаги от газов. Конденсат (кислая вода с содержанием сероводорода до 4 % (по массе)) автоматически по уровню из сепараторов сбрасывается в дренажную емкость Е-310 секции отпарки кислой воды. Газы с верха сепараторов подаются к горелкам реакционной печи П-321. Для организации процесса горения воздуходувками ВД-325 А/Б нагнетается воздух, который подается к горелкам печи.

Смесь аммиаксодержащего и сероводородсодержащего газов подается к основной горелке печи П-321. Расход сероводородсодержащего газа зависит от количества аммиаксодержащего и регулируется в соотношении 1 : 1,5 соответственно. Во вторую зону реакционной печи П-321 поступает оставшееся количество сероводородсодержащего газа. Данное распределение необходимо для создания температурных условий, необходимых для полного разложения аммиака. Так же необходимо поддерживать соотношение: суммарный расход сернистого сырья к подаваемому воздуху 1 : 2 [6].

Из реакционной печи технологический газ поступает в трубное пространство реакционного охладителя ХР-321, совмещенного с пароподогрева-

					ВКР.161875.180301.ПЗ			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.		Шиндорилов А.С.			Повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового газа установки производства серы	Лит	Лист	Листов
Пров.		Охотникова Г.Г.				У	30	73
Н. контр.		Родина Т.А.		24.06.2012		АмГУ, ИФФ, гр. 618-об		
Утв.		Гужель Ю. А.						

телем ПГ-323. Газ охлаждается до температуры не более 351 °С питательной водой высокого давления, которая после охлаждения подается в пароподогреватель ПГ-323 с температурой от 90 °С до 108 °С, генерируя пар высокого давления (до 4,2 МПа). После предварительного охлаждения технологический газ доохлаждается питательной водой в холодильнике-конденсаторе ХК-321, генерируя водяной пар низкого давления с давлением 0,35 МПа и температурой 150 °С. При достижении температуры 171 °С из технологического газа конденсируется до 70 % серы, которая через гидрозатвор Г-1/1 стекает в емкость дегазации серы Е-321/1.

Далее, сероводородсодержащий газ поступает в подогреватель Т-324, где нагревается до температуры 227 °С паром высокого давления (до 4,2 МПа), и подается в конвертор I ступени Р-321. В конверторах на активной окиси алюминия проходят реакции между сероводородом и двуокисью серы с образованием серы. Данные реакции являются экзотермическими, в следствии чего температура газов возрастает (изотерма по реактору при номинальных расходах газа составляет около 55 °С), и возникает потребность в промежуточном охлаждении. Парогазовый поток серы и непрореагировавших газов перед подачей в конденсатор поступают в трубное пространство холодильника-конденсатора ХК-322, где охлаждаются питательной водой, генерируя водяной пар низкого давления с давлением 0,35 МПа и температурой 151 °С. При охлаждении до 163 °С из газа конденсируется сера и через гидрозатвор Г-1/2 стекает в емкость дегазации серы Е-321/1.

Далее, сероводородсодержащий газ поступает в подогреватель Т-325, где нагревается до температуры 210 °С паром высокого давления (до 4,2 МПа) и подается в конвертор II ступени Р-322 [6].

Выходящий из конденсатора ХК-322 технологический газ нагревается паром высокого давления в подогревателе Т-325 и поступает в конвертор II ступени Р-322. В конверторе завершается конверсия непрореагировавших на первой ступени газов; температура после конвертора возрастает до 223 °С. При потере

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		31

активности катализатора в конверторах Р-321, Р-322 выполняется регенерация катализатора.

Выходящий из конвертора парогазовый поток серы поступает в трубное пространство холодильника-конденсатора ХК-323, где охлаждается питательной водой, генерируя водяной пар с давлением 0,105 МПа, который конденсируется в воздушном холодильнике ВХ-321. При охлаждении до 132 °С из газа конденсируется сера, которая через гидрозатвор Г-1/3 стекает в емкость дегазации серы Е-321/1. Конденсат пара из ВХ-321 поступает в межтрубное пространство конденсатора серы ХК-323.

Извлеченная из газа сера собирается в емкости дегазации серы Е-321/1, в которой находится барботажная колонка, предназначенная для ее дегазации. Воздух на отпарку поступает от воздуходувки ВД-325А/Б, он необходим для:

- Обеспечения циркуляции и перемешивания серы в барботажной колонке и вокруг нее;
- Катализирования разложения полисульфидов на H_2S и серу;
- Отпарки сероводорода из жидкой серы.

Дегазированная сера перетекает из барботажной колонки через перегородку в секцию хранения/откачки, откуда она откачивается насосом серы Н-323 в емкость хранения серы Е-321/2. Сера из емкости хранения насосом Н-324 откачивается в узел грануляции РА-322.

Сероводородсодержащий газ из емкости дегазации серы Е-321/1 и из емкости хранения направляется на сжигание в печь дожига П-323. Все трубопроводы жидкой серы обогреваются водяным паром с давлением 0,35 МПа и температурой 147 °С, чтобы не допустить затвердевания серы и забивания этих трубопроводов.

Хвостовые газы из последнего конденсатора ХК-323 поступают на блок доочистки хвостовых газов [6].

2.1.2 Блок гидрирования хвостового газа

Технологическая схема блока гидрирования хвостового газа приведена в приложении В.

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		32

Хвостовые газы из последнего конденсатора ХК-323 поступают на блок доочистки хвостовых газов в генератор восстанавливающего газа П-322, который служит для нагрева отходящих газов до температуры, необходимой для прохождения реакций гидрирования, а так же для получения восстанавливающего газа ($H_2 + CO$). Для организации процесса гидрирования в генератор подаются топливный газ, пар и воздух, который нагнетается воздуходувками ВД-325А/Б.

После генератора П-322 горячие продукты сгорания подаются в реактор гидрирования Р-323. В реакторе гидрирования хвостовой газ проходит через слой кобальт-молибденового катализатора, на котором протекают реакции гидрирования серы и сернистых соединений в сероводород. Реакции гидрирования и гидролиза (6) – (9) четырех основных соединений серы, присутствующих в хвостовых газах, проходят с выделением тепла. Поэтому для полной конверсии, выходящие из реактора газы охлаждаются питательной водой в трубном пространстве холодильника Х-326, при этом, генерируя водяной пар низкого давления 0,35 МПа с температурой 150 °С. Перед пуском выполняется предсульфидирование катализатора гидрирования в реакторе Р-323.

Далее хвостовые газы направляются в конденсатор смешения К-321. В пусковой период предусмотрена подача хвостового газа после холодильника Х-326 в термический окислитель П-323.

Конденсатор смешения является колонным аппаратом, состоящим из двух секций:

- Нижняя (промывная) секция, оборудованная двумя колпачковыми и четырьмя ситчатыми тарелками, предназначена для охлаждения и промывки хвостового газа от двуокиси серы. В нижней секции поддерживается температура не более 90 °С и давление 0,025 МПа;

- Верхняя секция, оборудованная насадкой (кольца Палля), предназначена для дальнейшего охлаждения хвостового газа, а также конденсации водяных паров, увлеченных из нижней секции. В верхней секции поддерживается температура 20 °С – 50 °С и давление 0,018 МПа [6].

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		33

В нижней части конденсатора смешения К-321 хвостовой газ смешивается с циркулирующим раствором щелочи, подаваемым циркуляционным насосом Н-325. Для заполнения системы свежим раствором щелочи во всасывающий трубопровод насоса Н-325 подается 20 % раствор щелочи из станции смешения Е-304 Х/1,2 реagentного хозяйства. Отработанная щелочь, охлаждаясь в холодильнике Х-327, отводится с установки.

В верхней части конденсатора смешения К-321 хвостовой газ охлаждается, смешиваясь с противоточным циркулирующим потоком охлаждающей воды, циркуляция которой осуществляется насосом Н-326А/Б. Охлаждение циркулирующего водного потока осуществляется до температуры не выше 50 °С в воздушном холодильнике ВХ-322, а затем до температуры не выше 38 °С в холодильнике Х-328. Часть воды подается на орошение тарелок нижней секции, регулируя уровень в кубе нижней секции, а избыток воды с глухой тарелки верхней секции контактного конденсатора отводится в блок отпарки кислых стоков.

Хвостовые газы из конденсатора смешения К-321 подаются в абсорбер амина К-322/322А. Абсорбер амина К-322/322А состоит из двух частей:

- Верхняя: насадочная колонна К-322;
- Нижняя: отбойник К-322А.

Для минимизации потерь давления процесс абсорбции проводится в насадочной колонне. В кубе абсорбера поддерживается температура 42 °С и давление 0,018 МПа, а в верху колонны – температура 38 °С и 0,011 МПа.

Выходящие сверху абсорбера газы через смеситель СМ-321 направляются в нижнюю секцию абсорбера – отбойник К-322А, где происходит улавливание раствора амина и воды. Для минимизации потерь аминового раствора в поток газа добавляется промывочная вода. Выходящий из абсорбера К-322 насыщенный сероводородом раствор амина с помощью насоса Н-329А/Б подается в испаритель Е-326 блока регенерации раствора амина. Так же предусмотрена циркуляция водного раствора амина насосом Н-327А/Б [6].

Выходящий после отбойника абсорбера К-322 газ подается в термический окислитель П-323, в который так же поступают топливный газ и воздух в коли-

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		34

чествах, достаточных для окисления остаточного сероводорода и других соединений серы, содержащихся в хвостовых газах, до диоксида серы.

Продукты сгорания из термического окислителя П-323 сбрасываются по газоходу через дымовую трубу Д-321 в атмосферу.

2.2 Материальный баланс установки производства серы

Сырье на блок производства серы поступает из блока отпарки кислых стоков в виде аммиакосодержащего газа, а также из блока регенерации амина в виде сероводородсодержащего газа [6]. Материальный баланс блока отпарки кислых стоков приведен в таблице 10.

Таблица 10 – Материальный баланс блока отпарки кислых стоков

Приход	% масс. на сырье	кг/ч	Расход	% масс. на сырье	кг/ч
Кислая вода	100	39000	Отпаренная кислая вода	98,2	38295
			Аммиакосодержащий газ	1,8	705
Итого	100	39000	Итого	100	39000

Из данных регламента [6] принимаем, что на блок производства серы с блока регенерации амина подается 1658 кг/ч сероводородсодержащего газа. Материальный баланс блока производства серы приведен в таблице 11.

Таблица 11 – Материальный баланс блока производства серы

Приход	% масс. на сырье	кг/ч	Расход	% масс. на сырье	кг/ч
Сероводородсодержащий газ	23,3	1658,0	Сера	22,2	1579,0
Аммиакосодержащий газ	9,9	705,0	Хвостовой газ	76,8	5459,0
Воздух	66,8	4744,0	Газ с емкости дегазации	1,0	69,0
Итого	100,0	7107,0	Итого	100,0	7107,0

Хвостовой газ с блока производства серы поступает в генератор восстанавливающего газа, в который подаются топливный газ, пар и воздух. Из данных регламента [6] принимаем, что после данного аппарата массовый расход хвостового газа изменился с 5459 кг/ч до 6272 кг/ч. Горячие продукты сгорания

после генератора поступают в реактор гидрирования. Материальный баланс для данного аппарата приведен в таблице 12.

Таблица 12 – Материальный баланс для реактора гидрирования

Приход	% масс. на сырье	кг/ч	Расход	% масс. на сырье	кг/ч
H ₂	0,20	12,54	H ₂	0,13	8,15
N ₂	67,73	4248,03	N ₂	67,78	4251,16
CO	0,71	44,53	CO	0,01	0,63
CO ₂	2,56	160,56	CO ₂	3,72	233,32
H ₂ S	1,28	80,28	H ₂ S	2,03	127,32
COS	0,07	4,39	COS	–	–
SO ₂	1,20	75,26	SO ₂	–	–
CS ₂	0,01	0,63	CS ₂	–	–
H ₂ O	26,11	1637,62	H ₂ O	26,33	1651,42
Пары серы	0,13	8,15	Пары серы	–	–
Итого	100,00	6272,00	Итого	100,00	6272,00

Исходя из таблицы 12, можно сделать вывод, что все серосодержащие соединения полностью перешли в сероводород.

2.3 Технологический расчет установки SCOT

2.3.1 Расчет теоретических материальных балансов

Исходя из регламента [6], на установку поступает газ с составом, представленным в таблице 13:

Таблица 13 – Состав газа, поступающего на установку

Наименование	M, г/моль	% масс.	кг/ч
1	2	3	4
H ₂	2	0,23	12,70
N ₂	28	67,95	3751,52
CO	28	0,27	14,91
CO ₂	44	1,62	89,44
H ₂ S	34	1,46	80,61
COS	60	0,07	3,86
SO ₂	64	1,37	75,64

1	2	3	4
CS ₂	76	0,01	0,55
H ₂ O	18	26,95	1487,91
Пары серы	32	0,06	3,31
Жидкая сера	32	0,01	0,55
Итого	–	100	5521

1) Определим массу водорода, необходимую для гидрирования хвостового газа. Расчет проведем для каждого гидрируемого соединения:

Диоксид серы гидрируется по следующему уравнению реакции:



$$m(\text{H}_2) = \frac{m(\text{SO}_2) \cdot 3M(\text{H}_2)}{M(\text{SO}_2)} \quad (2)$$

где m – массовый расход вещества, кг/ч;

M – молярная масса вещества, г/моль.

$$m(\text{H}_2) = \frac{75,64 \cdot 3 \cdot 2}{64} = 7,09 \text{ кг/ч.}$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{m(\text{SO}_2) \cdot M(\text{H}_2\text{S})}{M(\text{SO}_2)} \quad (3)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{75,64 \cdot 34}{64} = 40,18 \text{ кг/ч.}$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{m(\text{SO}_2) \cdot 2M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{SO}_2)} \quad (4)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{75,64 \cdot 2 \cdot 18}{64} = 42,55 \text{ кг/ч.}$$

Сера гидрируется по следующему уравнению реакции:



$$m(\text{H}_2) = \frac{m(\text{S}) \cdot M(\text{H}_2)}{M(\text{S})} \quad (6)$$

Общий расход жидкой и паровой серы приходящей на установку равен

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
						37
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

3,86 кг/ч.

$$m(\text{H}_2) = \frac{3,86 \cdot 2}{32} = 0,24 \text{ кг/ч.}$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{m(\text{S}) \cdot M(\text{H}_2\text{S})}{M(\text{S})}. \quad (7)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{3,86 \cdot 34}{32} = 4,10 \text{ кг/ч.}$$

Азот гидрируется по следующему уравнению реакции:



$$m(\text{H}_2) = \frac{m(\text{N}_2) \cdot 3M(\text{H}_2)}{M(\text{N}_2)}. \quad (9)$$

$$m(\text{H}_2) = \frac{3751,52 \cdot 3 \cdot 2}{28} = 803,90 \text{ кг/ч.}$$

$$m(\text{NH}_3) = \frac{m(\text{N}_2) \cdot 2M(\text{NH}_3)}{M(\text{N}_2)}. \quad (10)$$

$$m(\text{NH}_3) = \frac{3751,52 \cdot 2 \cdot 17}{28} = 4555,42 \text{ кг/ч.}$$

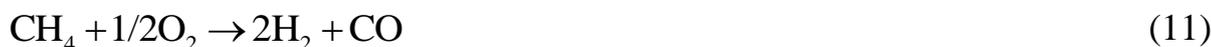
Следовательно, для гидрирования требуется водорода:

$$803,90 + 0,24 + 7,09 = 811,23 \text{ кг/ч.}$$

Требуется водорода генерировать:

$$811,23 - 12,70 = 798,53 \text{ кг/ч.}$$

2) Водород образуется при сжигании природного газа в условиях низкого содержания кислорода в генераторе восстановительного газа:



$$m(\text{CH}_4) = \frac{m(\text{H}_2) \cdot M(\text{CH}_4)}{2M(\text{H}_2)}. \quad (12)$$

$$m(\text{CH}_4) = \frac{798,53 \cdot 16}{2 \cdot 2} = 3194,12 \text{ кг/ч.}$$

$$m(\text{O}_2) = \frac{m(\text{CH}_4) \cdot 1/2M(\text{O}_2)}{M(\text{CH}_4)}. \quad (13)$$

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		38

$$m(\text{O}_2) = \frac{3194,12 \cdot 1/2 \cdot 32}{16} = 3194,12 \text{ кг/ч.}$$

Составим таблицу материального баланса процесса получения восстанавливающего газа, таблица 14:

Таблица 14 – Материальный баланс стадии получения водорода

Приход	% масс.	кг/ч	Расход	% масс.	кг/ч
CH ₄	50,00	3194,12	H ₂	12,50	798,53
O ₂	50,00	3194,12	CO	98,75	5589,71
Итого	100,00	6388,24	Итого	100,00	6388,24

3) Кроме основных реакций гидрирования, представленных выше, протекают так же реакции гидролиза COS, CS₂ и CO.

Общая масса воды в газе:

$$1487,91 + 42,55 = 1530,46 \text{ кг/ч.}$$

Серооксид углерода гидрируется согласно следующему уравнению реакции:



$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{m(\text{COS}) \cdot M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{COS})} \quad (15)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{3,86 \cdot 18}{60} = 1,16 \text{ кг/ч.}$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{m(\text{COS}) \cdot M(\text{H}_2\text{S})}{M(\text{COS})} \quad (16)$$

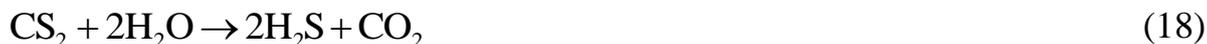
$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{3,86 \cdot 34}{60} = 2,19 \text{ кг/ч.}$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{m(\text{COS}) \cdot M(\text{CO}_2)}{M(\text{COS})} \quad (17)$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{3,86 \cdot 44}{60} = 2,83 \text{ кг/ч.}$$

Серооксид углерода гидрируется согласно следующему уравнению реакции:

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		39



$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{m(\text{CS}_2) \cdot 2M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{CS}_2)}. \quad (19)$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = \frac{0,55 \cdot 2 \cdot 18}{76} = 0,26 \text{ кг/ч.}$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{m(\text{CS}_2) \cdot 2M(\text{H}_2\text{S})}{M(\text{CS}_2)}. \quad (20)$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = \frac{0,55 \cdot 2 \cdot 34}{76} = 0,49 \text{ кг/ч.}$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{m(\text{CS}_2) \cdot M(\text{CO}_2)}{M(\text{CS}_2)}. \quad (21)$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{0,55 \cdot 44}{76} = 0,32 \text{ кг/ч.}$$

Найдем массу воды, не пошедшей на реакции гидролиза сернистых соединений:

$$1530,46 - (1,16 + 0,26) = 1529,04 \text{ кг/ч.}$$

Оксид углерода гидрируется согласно следующему уравнению реакции:



$$m(\text{CO}) = \frac{m(\text{H}_2\text{O}) \cdot M(\text{CO})}{M(\text{H}_2\text{O})}. \quad (23)$$

$$m(\text{CO}) = \frac{1529,04 \cdot 28}{18} = 2378,51 \text{ кг/ч.}$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{m(\text{CO}) \cdot M(\text{CO}_2)}{M(\text{CO})}. \quad (24)$$

$$m(\text{CO}_2) = \frac{2378,51 \cdot 44}{28} = 3737,66 \text{ кг/ч.}$$

$$m(\text{H}_2) = \frac{m(\text{CO}) \cdot M(\text{H}_2)}{M(\text{CO})}. \quad (25)$$

$$m(\text{H}_2) = \frac{2378,51 \cdot 2}{28} = 169,89 \text{ кг/ч.}$$

Исходя из рассчитанных данных, составим таблицу материального балан-

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
						40
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

са стадии гидрирования хвостового газа, таблица 15:

Таблица 15 – Материальный баланс стадии получения водорода

Приход	% масс.	кг/ч	Расход	% масс.	кг/ч
H ₂	6,81	811,23	H ₂	1,43	169,89
N ₂	31,50	3751,52	NH ₃	38,25	4555,42
CO	47,06	5604,62	CO	27,09	3226,11
CO ₂	0,75	89,44	CO ₂	32,16	3830,25
H ₂ S	0,68	80,61	H ₂ S	1,07	127,57
COS	0,03	3,86	–	–	–
SO ₂	0,64	75,64	–	–	–
CS ₂	0,00	0,55	–	–	–
H ₂ O	12,49	1487,91	–	–	–
S	0,03	3,86	–	–	–
Итого	100,00	11909,24	Итого	100,00	11909,24

4) Расчет стадии абсорбционной очистки от сероводорода. Очистку проводят 50 % раствором МДЭА:



$$m(\text{МДЭА}) = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot M(\text{МДЭА})}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (27)$$

$$m(\text{МДЭА}) = \frac{127,57 \cdot 119}{34} = 446,50 \text{ кг/ч.}$$

Так как в промышленности реальная степень очистки от сероводорода составляет 99.3 %, то для стадии абсорбции необходимо следующее количество раствора МДЭА:

$$446,50 \cdot 0,993 \cdot 2 = 886,75 \text{ кг/ч.}$$

Состав газа после абсорбционной очистки представлен в таблице 16:

Таблица 16 – Состав хвостового газа после абсорбционной очистки

Компонент	% масс.	кг/ч
1	2	3
H ₂	1,43	169,89
NH ₃	38,25	4555,42

1	2	3
CO	27,09	3226,11
CO ₂	32,16	3830,25
H ₂ S	1,07	0,89
Итого	100,00	11782,56

2.3.2 Расчет теоретических тепловых балансов

Приход тепла:

Приход тепла рассчитывается по формуле:

$$Q = c \cdot m \cdot T. \quad (28)$$

где Q – количество теплоты, кДж/ч;

c – удельная теплоемкость, кДж/(кг·°C);

T – температура процесса, °C.

Удельные теплоемкости всех участвующих в процессе веществ [17] представлены в таблице 17:

Таблица 17 – Удельные теплоемкости компонентов газа

Компонент	Удельная теплоемкость, кДж/(кг·°C)
H ₂	14,270
N ₂	1,051
CO	1,043
CO ₂	0,837
H ₂ S	1,026
COS	0,900
SO ₂	0,625
CS ₂	1,000
H ₂ O	4,182
S	0,715
NH ₃	2,244
CH ₄	2,483
O ₂	0,913

1) По формуле (37) определим тепло поступающего на установку газа, имеющего состав представленный в таблице 13. Температура поступающего на установку газа [6] равна 131,7 °С.

$$Q_1 = (12,7 \cdot 14,27 + 3751,5 \cdot 1,051 + 14,91 \cdot 1,043 + 89,44 \cdot 0,837 + 80,61 \cdot 1,026 + 3,86 \cdot 0,9 + 75,64 \cdot 0,625 + 0,55 \cdot 1 + 1487,9 \cdot 4,182 + 3,86 \cdot 0,715) \cdot 131,7 = 1392555,41 \text{ кДж/ч.}$$

2) Определим тепло кислорода, поступающего в генератор восстанавливающего газа. Температура подаваемого кислорода [6] равна 106,1 °С.

$$Q_2 = 3194,12 \cdot 0,913 \cdot 106,1 = 309412,17 \text{ кДж/ч.}$$

3) Определим теплоту, выделившуюся при сгорании метана. Примем, что удельная теплота сгорания метана по реакции (11) $q_{\text{ст}} = 44 \text{ кДж/моль}$.

$$Q_3 = \frac{m(\text{CH}_4) \cdot 1000 \cdot q_{\text{ст}}}{M(\text{CH}_4)}. \quad (29)$$

$$Q_3 = \frac{3194,12 \cdot 1000 \cdot 44}{16} = 8783830 \text{ кДж/ч.}$$

4) Определим общий приход тепла:

$$Q_{\text{пр}} = Q_1 + Q_2 + Q_3. \quad (30)$$

$$Q_{\text{пр}} = 1392555,41 + 309412,17 + 8783830 = 10485797,58 \text{ кДж/ч.}$$

Расход тепла:

1) По формуле (28) определим тепло, уносимое с технологическим газом, состав которого представлен в таблице 15. За температуру данного газа [6] принимаем, температуру после холодильника, равную 172,8 °С.

$$Q_{\text{р1}} = (169,89 \cdot 14,27 + 4555,4 \cdot 2,244 + 3226,1 \cdot 1,043 + 3830,3 \cdot 0,837 + 127,57 \cdot 1,026) \cdot 172,8 = 3343391,70 \text{ кДж/ч.}$$

2) Определим потери тепла в окружающую среду. Согласно производственным данным потери тепла в окружающую среду в среднем составляют около 15 % от общего количества тепла поступившего на установку.

$$Q_{\text{пот}} = Q_{\text{пр}} \cdot 0,15. \quad (31)$$

$$Q_{\text{пот}} = 10485797,58 \cdot 0,15 = 1572869,64 \text{ кДж/ч.}$$

3) Определим тепло затраченное на нагрев пара:

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		43

$$Q_{\text{пар}} = Q_{\text{пр}} - Q_{\text{Р1}} - Q_{\text{пот}}. \quad (32)$$

$$Q_{\text{пар}} = 10485797,58 - 2054560,90 - 1572869,64 = 5569536,25 \text{ кДж/ч.}$$

По данным предприятия потери тепла при циркуляции пара составляют 2% от общего количества теплоты на нагрев:

$$Q_{\text{пот2}} = Q_{\text{пр}} \cdot 0,02. \quad (33)$$

$$Q_{\text{пот2}} = 10485797,58 \cdot 0,02 = 209715,95 \text{ кДж/ч.}$$

Определим количество теплоты пара:

$$Q_{\text{пар2}} = Q_{\text{пар}} - Q_{\text{пот2}}. \quad (34)$$

$$Q_{\text{пар2}} = 6858367,05 - 209715,95 = 5359820,29 \text{ кДж/ч.}$$

Проверим правильность расчета теплового баланса:

$$Q_{\text{пр}} = Q_{\text{Р}} = Q_{\text{Р1}} + Q_{\text{пот}} + Q_{\text{пот2}} + Q_{\text{пар2}} = 10485797,58 \text{ кДж/ч.} \quad (35)$$

$$Q_{\text{пр}} = Q_{\text{Р}} = 2054560,90 + 1572869,64 + 209715,95 + 6648651,09 = \\ = 10485797,58 \text{ кДж/ч.}$$

Так как количество теплоты прихода и расхода равны, можно сделать вывод, что тепловой баланс рассчитан правильно. Определим количество пара, образующегося при охлаждении:

$$Q_{\text{пар2}} = c_{\text{в}} \cdot m_{\text{в}} \cdot (t_{\text{в2}} - t_{\text{в1}}) + L \cdot m_{\text{п}} + c_{\text{п}} \cdot m_{\text{п}} \cdot (t_{\text{п2}} - t_{\text{п1}}). \quad (36)$$

где $c_{\text{в}}$ – удельная теплоемкость воды, кДж/кг·К;

$m_{\text{в}}$ – масса подаваемой на нагрев питательной воды, кг/ч;

$t_{\text{в2}}, t_{\text{п1}}$ – температура кипения воды, °С;

$t_{\text{в1}}$ – начальная температура питательной воды, °С;

L – удельная теплота парообразования, кДж/кг;

$c_{\text{п}}$ – удельная теплоемкость водяного пара, кДж/кг·К;

$m_{\text{п}}$ – масса образующегося водяного пара, кг/ч;

$t_{\text{п2}}$ – конечная температура образующегося пара, °С.

Из формулы (36) выразим массу пара, исходя из того, что $m_{\text{п}} = m_{\text{в}}$:

$$m_{\text{п}} = \frac{Q_{\text{пар2}}}{c_{\text{в}} \cdot (t_{\text{в2}} - t_{\text{в1}}) + L + c_{\text{п}} \cdot (t_{\text{п2}} - t_{\text{п1}})}. \quad (37)$$

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		44

Принимаем необходимые данные, исходя из того, что давление пара равно 0,387 мПа. Из таблиц [18], применяя интерполяцию, принимаем следующие данные: $c_v = 4,263$ кДж/кг·К; $c_{п1} = 2,208$ кДж/кг·К. Из регламента [6] примем температуры: $t_{в1} = 121,1$ °С; $t_{п2} = 150,3$ °С. Из таблиц [19] найдем $t_{в2} = t_{п1} = 142,31$ °С, а так же $L = 2137,7$ кДж/кг.

$$m_{п1} = \frac{6648651,09}{4,263 \cdot (142,31 - 121,10) + 2137,7 + 2,208 \cdot (150,30 - 142,31)} = 2386,64 \text{ кг/ч.}$$

Исходя из всех полученных данных, составим сводный тепловой баланс, таблица 18:

Таблица 18 – Сводный тепловой баланс процесса очистки хвостовых газов

Приход			Расход		
наименование	кДж/ч	%	наименование	кДж/ч	%
С газом установки Клауса	1392555,41	13,28	С отходящими газами	3343391,70	19,59
С кислородом	309412,17	2,95	Потери тепла	1572869,64	15,00
От сгорания метана	8783830,00	83,77	Потери тепла на циркуляцию	209715,95	2,00
			Нагрев пара	5359820,29	63,41
Итого	10485797,58	100,00	Итого	10485797,58	100,00

2.4 Тепловой баланс блока доочистки хвостового газа

Приход тепла:

1) По формуле (28) определим тепло поступающего на установку газа. Расчет ведем по материальному балансу, приведенному в таблице 12. Температуру поступающего после генератора газа примем [6] равной 346,9 °С.

Общий приход тепла:

$$Q_{пр} = (12,7 \cdot 14,27 + 3751,5 \cdot 1,051 + 14,91 \cdot 1,043 + 89,44 \cdot 0,837 + 80,61 \cdot 1,026 + 3,86 \cdot 0,9 + 75,64 \cdot 0,625 + 0,55 \cdot 1 + 1487,9 \cdot 4,182 + 3,86 \cdot 0,715) \cdot 131,7 = 4097859,87 \text{ кДж/ч.}$$

Расход тепла:

1) По формуле (28) определим тепло, уносимое с технологическим газом,

состав которого представлен в таблице 12. За температуру данного газа [6] принимаем температуру после холодильника равную 172,8 °С.

$$Q_{p1} = (8,15 \cdot 14,27 + 4251,16 \cdot 1,051 + 0,63 \cdot 1,043 + 233,32 \cdot 0,837 + 127,32 \cdot 1,026 + 1651,42 \cdot 4,182) \cdot 172,8 = 2041992,18 \text{ кДж/ч.}$$

2) Определим потерю тепла в окружающую среду по формуле (31). Согласно производственным данным, потери тепла в окружающую среду в среднем составляют в районе 15 % от общего количества тепла, поступившего на установку.

$$Q_{\text{пот}} = 4097859,87 \cdot 0,15 = 614678,98 \text{ кДж/ч.}$$

3) Определим тепло затраченное на нагрев пара по формуле (32):

$$Q_{\text{пар}} = 4097859,87 - 2041992,18 - 614678,98 = 1441188,72 \text{ кДж/ч.}$$

По данным предприятия потери тепла при циркуляции пара составляют 2% от общего количества теплоты на нагрев. Определим потери на циркуляцию по формуле (33):

$$Q_{\text{пот}2} = 4097859,87 \cdot 0,02 = 81957,20 \text{ кДж/ч.}$$

Определим количество теплоты пара по формуле 34:

$$Q_{\text{пар}2} = 1441188,72 - 81957,20 = 1359231,52 \text{ кДж/ч.}$$

Проверим правильность расчета теплового баланса:

$$Q_{\text{пр}} = Q_{\text{р}} = Q_{p1} + Q_{\text{пот}} + Q_{\text{пот}2} + Q_{\text{пар}2} = 4097859,87 \text{ кДж/ч.} \quad (38)$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{пр}} = Q_{\text{р}} &= 2041992,18 + 614678,98 + 81957,20 + 1359231,52 = \\ &= 4097859,87 \text{ кДж/ч.} \end{aligned}$$

Так как количество теплоты прихода и расхода равны, можно сделать вывод, что тепловой баланс рассчитан правильно. Определим количество пара, образующегося при охлаждении, по формуле (37), принимая те же данные, что и в предыдущем пункте:

$$\begin{aligned} m_{\text{п}} &= \frac{1359231,52}{4,263 \cdot (142,31 - 121,10) + 2137,7 + 2,208 \cdot (150,30 - 142,31)} = \\ &= 605,24 \text{ кг/ч.} \end{aligned}$$

Теоретически рассчитанное количество получаемого пара незначительно

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		46

отличается от реально получаемого в X-326 (760 кг/ч).

Исходя из всех полученных данных, составим сводный тепловой баланс, таблица 19:

Таблица 19 – Сводный тепловой баланс процесса доочистки отходящих газов

Приход			Расход		
наименование	кДж/ч	%	наименование	кДж/ч	%
С газом, поступающим после генератора восстанавливающего газа	4097859,87	100,00	С отходящими газами	2041992,18	49,83
			Потери тепла	614678,98	15,00
			Потери тепла на циркуляцию	81957,20	2,00
			Нагрев пара	1359231,52	33,17
Итого	4097859,87	100,00	Итого	4097859,87	100,00

2.5 Технологический расчет основного и вспомогательного оборудования

2.5.1 Механический расчет реактора гидрирования

Основным аппаратом в реакторном блоке доочистки хвостового газа является реактор гидрирования. Произведем механический расчет реактора, используя следующие данные:

– Материал реактора – сталь 09Г2С-17, 08Х18Н10Т;

– Расчетное давление $P_p = 0,355$ МПа;

– Расчетная температура $T_p = 427$ °С;

– Внутренний диаметр $D_B = 2400$ мм;

– Длина аппарата $L = 2400$ мм.

– Длина аппарата $L = 2400$ мм.

Расчетная толщина стенки обечайки

Расчет проводим согласно следующих нормативных документов: [20], [21], [22], [23]. Толщина стенки обечайки определяется по формуле:

$$S_R = \frac{P_p \cdot D_B}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi_p - P_p} \quad (39)$$

где $[\sigma]$ – допускаемое напряжение на растяжение материала аппарата, МПа;

φ_p – коэффициент прочности продольного сварного шва;

Значение коэффициента φ_p принимаем равным 1. Допустимое напряжение определяется по формуле:

$$[\sigma] = \eta \cdot \sigma^* \quad (40)$$

где η – поправочный коэффициент равный 0,9 для аппаратов, использующих взрывоопасную или токсичную среду;

σ^* – нормативное допускаемое напряжение МПа.

Из за отсутствия справочного материала воспользуемся следующими специальными формулами для определения нормативного допускаемого напряжения. Так как материалом для изготовления аппарата служит и низколегированная и аустенитная стали при рабочей температуре $T_p = 427$ °С, принимаем для расчета следующие формулы:

$$\sigma^* = \frac{\sigma_T}{n_T} \quad (41)$$

$$\sigma^* = \frac{\sigma_B}{n_B} \quad (42)$$

где σ_B – предел прочности при расчетной температуре, но не выше, чем при 20 °С, поскольку пуск аппарата осуществляется при температуре окружающей среды МПа;

σ_T – предел текучести при расчетной температуре МПа;

n_B, n_T – соответствующие коэффициенты запаса прочности.

За конечное значение нормативного допускаемого напряжения принимаем меньшее из двух значений. Примем значение $n_B = 2,6$ и $n_T = 1,5$.

Находим значение предела прочности [24] $\sigma_B = 490$ МПа и $\sigma_T = 345$ МПа.

$$\sigma^* = \frac{345}{1,5} = 230 \text{ МПа.}$$

$$\sigma^* = \frac{490}{2,6} = 188,46 \text{ МПа.}$$

Преобразуем полученные значения для принятой расчетной температуры:

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		48

$$\sigma^* = 230 \cdot 0,40 = 92 \text{ МПа.}$$

$$\sigma^* = 188,46 \cdot 0,60 = 113,08 \text{ МПа.}$$

Нормативное допускаемое напряжение принимаем равным 92 МПа. Рассчитаем допускаемое напряжение на растяжение материала аппарата:

$$[\sigma] = 0,9 \cdot 92 = 82,8 \text{ МПа.}$$

Найдем толщину стенки цилиндрической части аппарата:

$$S_R = \frac{0,355 \cdot 2400}{2 \cdot 82,8 \cdot 1 - 0,355} = 5 \text{ мм.}$$

Исполнительная толщина стенки обечайки

$$S = S_R + C. \quad (43)$$

где C – прибавка на коррозию, величину которой принимают в зависимости от коррозионных свойств среды в пределах 1 - 6 мм. Для хвостовых газов, с учетом использования коррозионно стойкой стали 08X18H10T, примем значение C равным 4 мм.

$$S = 5 + 4 = 9 \text{ мм.}$$

Из рекомендуемого сортамента листовой стали примем значение $S = 10$ мм.

Расчетная толщина стенки днища

Расчетная толщина стенки днища определяется по формуле:

$$S_{IR} = \frac{P_p \cdot R}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi_p - 0,5 \cdot P_p}. \quad (44)$$

где R – радиус кривизны в вершине днища.

Для стандартных днищ, $R = D_B$.

$$S_R = \frac{0,355 \cdot 2400}{2 \cdot 82,8 \cdot 1 - 0,5 \cdot 0,355} = 5 \text{ мм.}$$

Исполнительная толщина стенки днища

По формуле (43) проведем расчет исполнительной толщины стенки днища. Значение C примем равным 4 мм.

$$S = 5 + 4 = 9 \text{ мм.}$$

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		49

Примем $S = 10$ мм.

Проверка напряжений при проведении гидравлических испытаний

Для безопасного проведения гидравлических испытаний необходимо выполнение условия:

$$\sigma = \frac{P_r \cdot [D_b + 0,5 \cdot (S - C)]}{2 \cdot \phi_p - (S - C)} \leq 0,9 \cdot \sigma_T. \quad (45)$$

где P_r – гидравлическое давление при гидроиспытаниях, МПа.

Так как принятое расчетное давление лежит в интервале от 0,07 до 0,5 МПа, то для расчета гидравлического давления принимаем:

$$P_r = 1,5 \cdot P_p \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]}, \text{ но не менее } 0,2. \quad (46)$$

где – допускаемое напряжение при нормальной температуре 20 °С. Значение $[\sigma]_{20}$ найдем по формуле (40); за нормативное допускаемое напряжение принимаем меньшее значение, $\sigma^* = 188,46$.

$$[\sigma]_{20} = 188,46 \cdot 0,9 = 169,61 \text{ МПа.}$$

$$P_r = 1,5 \cdot 0,355 \cdot \frac{169,61}{82,8} = 1,09 \text{ МПа.}$$

Расчет проведем, переведя значение диаметра и толщины стенки в м:

$$\sigma = \frac{1,09 \cdot [2,4 + 0,5 \cdot (0,01 - 0,004)]}{2 \cdot 1 - (0,01 - 0,004)} = 218,27 \text{ МПа.}$$

$$0,9 \cdot 345 = 310,50 \text{ МПа.}$$

$$218,27 \leq 310,50.$$

Выбранная толщина цилиндрической обечайки и днищ обеспечивает прочность при проведении гидравлических испытаний.

2.5.2 Расчет холодильника Х-326

Расчет холодильника прогидрированных газов ведем в соответствии с методикой [25]. Примем необходимые данные [6] для расчета:

- Начальная температура охлаждающей воды $t_{в.н} = 121,1$ °С;
- Конечная температура охлаждающей воды $t_{в.к} = 150,3$ °С;
- Начальная температура газа $t_{г.н} = 385,0$ °С;

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		50

– Конечная температура газа $t_{г.к} = 172,8 \text{ }^\circ\text{C}$;

– Массовый расход поступающего газа $G_{г} = 1,74 \text{ кг/с}$.

Для расчётов выберем противоточную схему движения теплоносителей, так как в этом случае величина средней разности температур $\Delta t_{ср.}$ будет больше, чем в прямоточной схеме. Расчет средней разности температур проводится по следующей формуле:

$$\Delta t_{ср} = \frac{(t_{г.н} - t_{в.к}) - (t_{г.к} - t_{в.н})}{\ln \cdot \frac{(t_{г.н} - t_{в.к})}{(t_{г.к} - t_{в.н})}}. \quad (47)$$

$$\Delta t_{ср} = \frac{(385,0 - 150,3) - (172,8 - 121,1)}{\ln \cdot \frac{(385,0 - 150,3)}{(172,8 - 121,1)}} = 121 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Так как, температура воды в теплообменнике изменяется на меньшее число градусов, по сравнению с температурой газа, то среднюю температуру воды $t_{ср.в}$ определим по формуле:

$$t_{ср.в} = \frac{(t_{в.н} + t_{в.к})}{2}. \quad (48)$$

$$t_{ср.в} = \frac{(121,1 + 150,3)}{2} = 135,7 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Среднюю температуру охлаждающегося газа найдем по формуле:

$$t_{ср.г} = t_{ср.в} + \Delta t_{ср}. \quad (49)$$

$$t_{ср.г} = 132,7 + 121 = 253,7 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Проведем расчет тепловой нагрузки аппарата по следующей формуле:

$$Q = G_{г} \cdot c_{г} \cdot (t_{г.н} - t_{г.к}). \quad (50)$$

где $c_{г}$ – удельная теплоемкость газа при температуре $t_{ср.г} = 253,7 \text{ }^\circ\text{C}$. По данным регламента [6] примем значение $c_{г} = 1335,5 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$.

$$Q = 1,74 \cdot 1335,5 \cdot (385,0 - 172,8) = 493104 \text{ Вт}.$$

Площадь поверхности теплообмена находится по формуле:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{ср}}. \quad (51)$$

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		51

Выберем из таблицы 2 источника [25] ориентировочное значение коэффициента теплопередачи, $K=350 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$, соответствующее данному виду теплообмена (от конденсирующегося пара органических веществ к воде).

$$F = \frac{493104}{300 \cdot 121} = 13,6 \text{ м}^2.$$

Расход охлаждающей воды рассчитывается по формуле:

$$G_B = \frac{Q}{c_B \cdot (t_{B,K} - t_{B,H})}. \quad (52)$$

где c_B – удельная теплоемкость воды при температуре $t_{ср.в} = 135,7 \text{ }^\circ\text{С}$. По данным регламента [6] примем значение $c_B = 3280,4 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$.

$$G_B = \frac{493104}{3280,4 \cdot (150,3 - 121,1)} = 5,15 \text{ кг/с}.$$

2.6 Повышение эффективности блока гидрирования хвостовых газов установки производства серы

Так как на Комсомольском НПЗ используется технология SCOT в качестве повышения эффективности установки доочистки хвостовых газов, примем переход на другие перспективные технологии. Так как данные технологии еще не нашли широкого промышленного применения, расчет таких установок невозможен, из-за отсутствия технологических данных.

2.6.1 Процесс Бивон/Стретфорд

Процесс Бивон/Стретфорд является разновидностью процесса SCOT. Отходящие с установки Клауса хвостовые газы тоже гидрируются на установке для получения сероводорода, но в отличие от процесса-предшественника, весь сероводород после поглощения не возвращается обратно на установку Клауса, а поступает в секцию окисления сероводорода в жидкой фазе раствором Стретфорд до элементарной серы. Экономические сравнительные показатели процессов доочистки хвостовых газов приведены в таблице 8. Исходя из данных таблицы, процесс обладает следующими преимуществами в сравнении со SCOT:

- Степень извлечения серы в данном процессе значительно выше чем в процессе SCOT.

					<i>ВКР.161875.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		52

– Эксплуатационные затраты данного процесса на 15 % ниже по сравнению со SCOT. Это происходит из-за отсутствия необходимости использования дорогого МДЭА, который имеет низкую селективность по отношению к CO₂, так как газ не возвращается на установку Клауса.

К недостаткам данного процесса можно отнести:

– Низкую изученность данного процесса из-за недостаточного применения в промышленности.

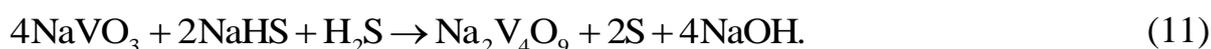
– Громоздкость и сложность управления технологическими параметрами в сравнении с процессом SCOT.

– Более высокие (на 20 %) капитальные затраты, обоснованные строительством окислительного блока.

Рассмотрим химизм данного процесса. В качестве поглотителя сероводорода в процессе используется раствор Стретфорд, представляющий собой раствор, содержащий натриевые соли 2,6- и 2,7-антрахиондисульфоновых кислот (АДК), являющихся источником кислорода, с добавлением метаванадата натрия, который восстанавливается из пятивалентного в четырехвалентный [26]. Сероводород окисляется кислородом по следующему уравнению реакции:



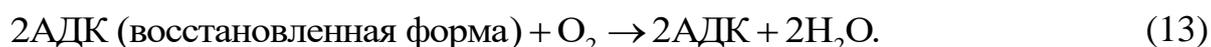
При щелочной абсорбции АДК образуется гидросульфид. Полное уравнение окисления сероводорода:



Для восстановления исходных реагентов, четырех валентный ванадий снова окисляют в пятивалентный щелочным раствором антрахиона (АДК) по следующему уравнению реакции:



Для окисления АДК, его продувают воздухом или кислородом:



2.6.2 Описание технологической схемы процесса Бивон

Технологическая схема процесса Бивон/Стретфорд приведена в приложе-

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		53

нии Г. До процесса абсорбции описание технологической схемы установки идентично описанию процесса SCOT, представленному в пункте 2.1.2.

Хвостовые газы из конденсатора смешения К-321 подаются в насадочный абсорбер (1). Сверху абсорбера подается поглощающий раствор стретфорд. Очищенный от сероводорода и диоксида углерода газ через брызгоуловитель (2) отводится с установки. Температура в абсорбере поддерживается на уровне 27 °С. В абсорбере протекают реакции (11) и (12), происходит почти полное восстановление пентавалентного ванадия. В низу абсорбера собирается слой жидкости высотой 0,6 м, и благодаря наличию направленных перегородок жидкость выдерживается достаточное время, необходимое для протекания реакций окисления, после чего поступает в окислительный реактор (3). В реактор подается воздух, необходимый для протекания реакции (13). Реакционная смесь после реактора окисления поступает в реакционную емкость (4), в которой завершается окисление АДК. После реакционной емкости происходит разделение потока. Основной поток абсорбента (95 %), содержащий около 3 % серы в виде взвеси, соединяется с циркулирующим поглотительным раствором, и насосом (11), через второй реактор окисления (5) и реакционную емкость (6), нагнетается сверху абсорбера (1). Боковой поток поглотителя (5 %) нагревается в подогревателе поглотительного раствора (7) до 90 °С и поступает в выветриватель (8). Нагрев необходим для десорбции поглощенного CO₂. Поглотительный раствор поступает в отдувочную колонну декарбонизации (9), где выделяется оставшееся количество CO₂. Низ колонны нагревается кипятильником (10). В колонну для отдувки подается отдувочный агент (воздух или пар). Десорбированный диоксид углерода отводится сверху колонны 9 и, проходя через выветриватель (8), удаляется с установки. Поглотительный раствор после колонны (9) насосом (12) нагнетается в отстойник (13). В отстойнике происходит предварительное отделение взвешенной в поглотителе серы. Смесь, выходящая с низу отстойника, смешивается со свежим раствором поглотителя, поступающим из перемешивающей емкости для приготовления поглотительного раствора (14), далее, с частью фильтрата, после чего насосом (15) подается в центрифугу пе-

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		54

риодического действия (16).

После центрифугирования фильтрат поступает в сборник фильтрата (17), откуда после охлаждения в холодильнике (18) поступает на смешение с основным потоком поглотителя (95 %). После центрифугирования лепешку серы промывают несколько раз для удаления поглотительного раствора и растворимых реагентов и загружают в автоклав для получения продукта чистотой 99 %. Промывные воды концентрируют и возвращают в процесс [26].

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		55

3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

3.1 Основные требования безопасности при эксплуатации установки производства серы

Согласно стандарту предприятия "Система управления промышленной безопасностью и охраной труда ООО "РН-Комсомольский НПЗ" П4-05 СЦ-079 ЮЛ-014:

Технологический процесс установки производства серы с блоком отпарки кислых стоков относится к взрывопожароопасному производству, так как в производственном процессе обращаются взрывопожароопасные газы и пожароопасные вещества. При осуществлении мер по обеспечению безопасности и оптимальных санитарногигиенических условий труда работников необходимо учитывать следующие основные опасные факторы:

- Наличие на установке производства серы веществ, относящихся к вредным веществам с высокой токсичностью (хинолин, двуокись серы, аммиак, едкий натр, сероводород, метилдиэтанолламин);
- Наличие на установке производства серы веществ с высокой степенью пожаро-взрывоопасности (природный газ, аммиак, двуокись серы, сероводород);
- Наличие на установке производства серы оборудования с наличием высоких температур (пар и конденсат пара давлением 4,2 МПа, дымовые и реакционные газы печей);
- нарушения технологического процесса могут привести к существенному ухудшению экологического состояния окружающей среды, а так же созданию условий опасных для рабочего персонала (травмирование, отравление, пожар, взрыв);

					ВКР.161875.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Разраб.		Шиндорилов А.С.	<i>Шинд</i>		Повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового газа установки производства серы	У	56	73
Пров.		Охотникова Г.Г.	<i>Охот</i>					
Н. контр.		Родина Т.А.	<i>Т.А.Родина</i>	24.06.2022	АмГУ, ИФФ, гр. 618-об			
Уте.		Гужель Ю. А.	<i>Гужель</i>					

– наличие на установке движущихся и вращающихся частей оборудования (гранулятор серы, воздуходувки, насосы, упаковочная машина для контейнеров с серой, ковшевой элеватор), нарушение правил обслуживания которых может привести к травмированию работающих [6].

Наиболее опасными местами на установке являются:

- помещение насосной;
- блок печей, а в самих печах – горелочный фронт;
- блок колонн;
- места отбора газообразных проб для лабораторных анализов;
- все колодцы промканализации, где возможны скопления паров сероводорода и аммиака.

В таблице 20 приведены сведения основных пожароопасных и токсичных свойств веществ, применяемых на производстве [6].

Таблица 20 – Характеристика пожароопасных и токсических свойств сырья, полупродуктов, готовой продукции и отходов производства

Наименование	Класс опасности	Характеристика токсичности (воздействие на организм человека)
1. Сероводород (H ₂ S) (в смеси с у/в)	2, 3	Поступает в организм человека через дыхательные пути. При концентрациях 0,01 % – 0,02 % (по объёму), пострадавший теряет чувство обоняния, ощущает жжение в глазах и горле. При концентрации 0,05 % (по объёму) у пострадавшего нарушается мозговая деятельность, через несколько минут наступает паралич дыхания. При концентрации 0,07 % (по объёму) пострадавший быстро теряет сознание, и через 30 мин наступает смерть. Концентрация сероводорода 0,1 % (по объёму) опасна для жизни при вдыхании в течение нескольких минут
2. Диоксид серы (SO ₂)	3	Диоксид серы даже в низких концентрациях вызывает раздражение дыхательных путей, спазм бронхов, ухудшается обоняние, понижается вкусовое восприятие, возможны ожоги кожи и глаз

Продолжение таблицы 20

1	2	3
3. Дисульфид углерода(CS_2)	2	Ингаляционное и пероральное воздействие дисульфида углерода при концентрациях от средней до высокой может оказаться смертельным для человека. Хроническое воздействие на производстве влияет на нервную и сердечнососудистую систему. Также обнаружено воздействие на желудочнокишечный тракт и проявление иммунной недостаточности. Непосредственное попадание жидкого дисульфида углерода может привести к ожогу кожи и глаз
4. Монооксид углерода (CO)	4	Низкие концентрации монооксида углерода в воздухе, не представляющие непосредственной опасности для жизни, могут уменьшить время релаксации чувствительного восприятия. Хроническое воздействия небольших концентраций монооксида углерода может оказать неблагоприятное влияние на сердечнососудистую систему
5. Аммиак (NH_3)	4	Газообразный аммиак раздражает глаза, горло, дыхательные пути. Симптомы включают одышку, кашель, боли в груди и отек легких. Воздействие больших доз может вызвать ожоги кожи и образование волдырей. Стойкое поражение роговицы может оказаться смертельным
6. Насыщенный раствор МДЭА	3	Обладает слабощелочными свойствами, не проникает через неповрежденную кожу. При попадании на слизистую глаза приводит к воспалению и ожогу роговицы
7. Сера(S)	4	Действует на нервную систему
8. Топливный газ	4	Попадая на тело человека, вызывает отмораживание, напоминающее ожог. При отравлении наблюдается возбуждение, оглушение, сужение зрачков, замедление пульса, рвота, незначительное повышение давления. Возможны пневмония, потеря памяти после очень тяжелых отравлений.
Инертный газ (азот)	–	При высоких концентрациях вызывает удушье вследствие недостатка кислорода

Сведения о взрывопожарной и пожарной опасностях производственных

зданий, помещений, зон и наружных установок приведены в таблице 21 [6].

Таблица 21 – Взрывопожарная и пожарная опасность зданий, помещений и наружных установок

Наименование	Категория взрывопожарной и пожарной опасности	Наименование веществ, определяющих категорию взрывоопасных смесей
1. Наружная этажерка с блоком колонн	Ан	Сероводород H ₂ S
2. Площадка воздушных холодильников и сепаратор Е-309	Ан	Аммиак NH ₃
3. Блок печей П-321, П-322, П-323 с наружной аппаратурой	Гн	Углеводороды C _n H _{2n+2}
4. Реагентное отделение	А	Сероводород H ₂ S
5. Реагентное отделение (щелочь)	Д	Аммиак NH ₃
6. Насосная	А	Углеводороды C _n H _{2n+2}
7. Помещение воздуходувок	В4	Сероводород H ₂ S
8. Узел слива МДЭА	В3	Аммиак NH ₃
9. Насосная слива МДЭА	В3	Углеводороды C _n H _{2n+2}

Основными причинами, способными привести к аварии, являются следующие факторы [6]:

- Отступление от норм установленного технологического режима эксплуатации;
- Разгерметизация фланцев трубопроводов или аппаратов;
- Неисправность средств сигнализации и блокировки технологического процесса;
- Несоблюдение инструкций по промышленной безопасности и противопожарных правил.

Для уменьшения опасных и вредных производственных рисков техноло-

гический процесс на установке предусматривает отсутствие непосредственного контакта персонала с исходным сырьем, готовой продукцией, реагентами, оказывающими вредное воздействие на организм человека. Так же для работы персонала на вредных и опасных участках производства предусмотрены все необходимые СИЗ. Однако, в процессе эксплуатации установки могут возникать различного рода неполадки, создающие аварийные ситуации. Поэтому обслуживающий персонал обязан четко знать свои обязанности и уметь правильно и быстро принимать необходимые решения, предотвращающие дальнейшее развитие аварии. На всех установках предприятия предусмотрены отключающие устройства, средства контроля, управления и противоаварийной защиты, с целью обеспечения пожаро- и взрывобезопасности блоков и установки в целом [6].

3.2 Воздействие на окружающую среду при условиях аварийной и безаварийной эксплуатации

Согласно технологическому регламенту установки производства серы ТР-2-32-51-16 [6]:

Блок доочистки хвостовых газов играет важнейшую роль для поддержания безопасной работы установки производства серы, в соответствии со всеми нормами экологии, предъявляемыми государственными организациями в области охраны окружающей среды. Повышение эффективности работы блока гидрирования направленно на уменьшение производственных выбросов. Дымовые газы, сбрасываемые установкой в окружающую среду, благодаря доочистке имеют минимальное количество сернистых соединений, оказывающих губительные последствия для окружающей среды. В таблице 22 представлены характеристики влияния на атмосферу соединений, содержащихся в отходящих газах [6].

					<i>ВКР.161875.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		60

Таблица 22 – Влияние отходящих газов установки производства серы на окружающую среду

Соединение	Влияние на окружающую среду
SO ₂	Диоксид серы является одним из основных газов, загрязняющих атмосферу. Основными последствиями влияния его на
	окружающую среду являются: изменение климата, образование «кислотных осадков», обострение респираторных заболеваний у человека, вред растениям, разъедание строительных материалов и некоторых тканей, усиление коррозии металлических конструкций
CO ₂	Изменение климата, «парниковый эффект»
CO	Изменение климата, нарушение теплового баланса верхней атмосферы
H ₂ S и CS ₂	В атмосфере при взаимодействии с другими загрязнителями подвергаются медленному окислению до серного ангидрида, а так же даже в низких концентрациях оказывает губительное влияние на организм человека
COS	Не оказывает значительное влияние на атмосферу, однако, оказывает губительное влияние на организм человека

Повышенная концентрация данных компонентов в отходящих с установки газах приведет к значительному загрязнению окружающей среды. Рассмотрим концентрацию отходящих газов в условиях безаварийной эксплуатации установки. В таблице 23 приведен состав дымовых газов, отходящих с печи дожига блока гидрирования хвостовых газов.

Таблица 23 – Состав газа при безаварийной эксплуатации

Компонент	% масс.	кг/ч
1	2	3
H ₂	0.05	4,49
O ₂	3.47	311,61
N ₂	82.37	7396,83
CO ₂	7.35	660,03
SO ₂	0.03	2,69
H ₂ O	6.73	604,35
Итого	100,00	8980,00

Рассчитаем общее количество нежелательных компонентов, представленных в таблице 22:

$$m_1 = 660,03 + 2,69 = 662,72 \text{ кг/ч.}$$

Рассмотрим концентрацию отходящих газов в условиях аварийной остановки блока доочистки хвостовых газов. Состав такого газа представлен в таблице 13.

Рассчитаем общее количество нежелательных компонентов:

$$m_2 = 14,91 + 89,44 + 80,61 + 3,86 + 75,64 + 0,55 = 265,01 \text{ кг/ч.}$$

Несмотря на то, что m_1 больше m_2 , необходимо учесть, что избыток CO_2 , образовавшийся в процессе горения топлива, несет более низкий вред окружающей среде и здоровью человека. Как видно из сравнения таблиц 23 и 13, количество остальных вредных веществ при безаварийной работе установки доочистки хвостовых газов меньше в 65 раз.

					<i>ВКР.161875.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		62

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе написания бакалаврской работы были:

1. Изучены: структура предприятия, установки производства серы и блока гидрирования хвостовых газов; принципы работы и управления технологическим процессом.

2. Составлены описания технологических схем: блока производства серы; блока гидрирования хвостовых газов; установки Бивон/Стретфорд.

3. Проведены расчеты: материальных и тепловых балансов установки производства серы, процесса SCOT, применяющегося для доочистки хвостовых газов, а так же основного и вспомогательного оборудования блока гидрирования хвостового газа.

5. Предложены мероприятия, направленные на повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового газа.

6. Рассмотрены основные требования безопасности необходимые при эксплуатации установки производства серы, а так же приведен сравнительный расчет воздействия отходящих газов на окружающую среду при условиях аварийной и безаварийной эксплуатации установки.

Переход с метода доочистки хвостовых газов SCOT на Бивон позволит предприятию более эффективно очищать уходящие с установки производства серы хвостовые газы, а так же значительно уменьшит эксплуатационные расходы. Переход так же облегчит контроль за составом газа, поступающего на установку производства серы, так как полученный сероводород не возвращается в процесс. Однако, в процессе перехода могут возникнуть трудности из-за малой изученности данного процесса, а так же громоздкости и сложности в управлении, высоких капитальных затрат.

					ВКР. 161875.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
Разраб.		Шиндорилов А.С.			Повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового газа установки производства серы	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Пров.		Охотникова Г.Г.				У	63	73
Н. контр.		Родина Т.А.		24.06.2020	АмГУ, ИФФ, гр. 618-об			
Утв.		Гужель Ю. А.						

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Установка АЛОУ-АВТ-3: технологический регламент ООО «РН-Комсомольский НПЗ». – Комсомольск-на Амуре. 2016. – 347 с.

2 Блок изомеризации установки каталитического риформинга с предварительной гидроочисткой Л-35-11/450К: технологический регламент ООО «РН-Комсомольский НПЗ». – Комсомольск-на Амуре. 2018. – 210 с.

3 Установка каталитического риформинга с предварительной гидроочисткой: технологический регламент ООО «РН-Комсомольский НПЗ». – Комсомольск-на Амуре. 2018. – 345 с.

4 Установка гидроочистки дистиллятов: технологический регламент ООО «РН-Комсомольский НПЗ». – Комсомольск-на Амуре. 2016. – 172 с.

5 Установка замедленного коксования: технологический регламент ООО «РН-Комсомольский НПЗ». – Комсомольск-на Амуре. 2016. – 438 с.

6 Установка производства серы: технологический регламент ООО «РН-Комсомольский НПЗ». – Комсомольск-на Амуре. 2016. – 475 с.

7 Капустин В. М., Гуреев, А. А. Технология переработки нефти. В 4-х частях. Часть вторая. Физико-химические процессы. – М.: Химия, 2015. – 400 с.

8 Лapidус А. Л., Голубева И. А., Жагфаров Ф. Г. Газохимия: Учебник для вузов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Российский государственный университет нефти и газа имени И. М. Губкина, 2013. – 405 с.: ил.

9 Мановян А. К. Технология переработки природных энергоносителей. – М.: Химия, КолосС, 2004. – 456 с.: ил.

10 Переработка сероводородных газов в элементарную серу. Модификации метода Клауса [Электронный ресурс] // allbest.ru. – Режим доступа: https://revolution.allbest.ru/chemistry/00814565_0.html. – 09.05.2020.

					<i>ВКР.161875.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Шиндорилов А.С.	<i>Шинд</i>		<i>Повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового газа установки производства серы</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		Охотникова Г.Г.	<i>Охот</i>			У	64	73
<i>Н. контр.</i>		Родина Т.А.	<i>Т.А.Родина</i>	24.06.2020		АмГУ, ИФФ, гр. 618-об		
<i>Утв.</i>		Гужель Ю. А.						

11 Агабеков В. Е., Косяков В. К. Нефть и газ. Технологии и продукты переработки. – Ростов н/Д: Феникс, 2014. – 458 с.

12 Касюк, Ю. М. Проектные и технические решения по строительству установки утилизации сероводородсодержащего газа на ОАО «АНПЗ ВНК» / Ю. М. Касюк [и др.] // Технологии нефти и газа научно-технический журнал. – 2009. – № 6. – вып. 65. – С. 6 – 7.

13 Влияние основных технологических параметров на процесс Клауса [Электронный ресурс] Мега Обуалка. – Режим доступа: <https://megaobuchalka.ru/9/31500.html>. – 21.04.2020.

14 РД 52.04.186-89. Издания. Руководство по контролю загрязнения атмосферы. – Взамен Руководства по контролю загрязнения атмосферы, 1979; введ. 1991-07-01.

15 Шкляр Р. Л. проблемы доочистки хвостовых газов производства серы и пути их решения / Шкляр Р. Л., Мокин В. А, Голубева И. А // CYBEROLENINKA. – 2009. – 7 с.

16 Махошвили Ю.А., Филатова О.Е., Кисленко Н.Н. и др. Использование защитных катализаторов на установках получения серы // Газовая промышленность. – 2002. – № 6. – С. 76 – 78.

17 Таблицы удельной теплоемкости веществ [Электронный ресурс] Thermalinfo. – Режим доступа: <http://thermalinfo.ru/eto-interesno/tablitsy-udelnoj-teploemkosti-veshhestv>. – 04.06.2020.

18 Удельная теплоемкость воды и водяного пара [Электронный ресурс] Chemanalytica. – Режим доступа http://chemanalytica.com/book/novyyu_spravochnik_khimika_i_tekhnologa/12_obshchie_svedeniya/6074:. – 05.06.2020.

19 Ривкин С.Л., Александров А.А. Теплофизические свойства воды и водяного пара. – М.: Энергия, 1980. – 424 с.

20 ОСТ 26-291-79. Издания. Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования. – Взамен ОСТ 26 291-87; введ. 1996–01–01. – Москва : Комитет РФ по машиностроению; М. : НПО ОБТ, 2002. – 347 с.

21 ГОСТ 14249-80. Издания. Сосуды и аппараты. Нормы и методы рас-

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		65

чета на прочность. – Взамен ГОСТ 14249-73 ; введ. 1980–07–01. – Москва : Государственный комитет СССР по стандартам ; М. : Изд-во стандартов, 1980. – 62 с.

22 ГОСТ 26202-84. Издания. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность обечаек и днищ от воздействия опорных нагрузок. – введ. 1984–07–01. – Москва : Государственный комитет СССР по стандартам; М. : Изд-во стандартов, 1984. – 36 с.

23 ГОСТ 24755-81. Издания. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность укреплений отверстий. – введ. 1981–05–15. – Москва : Государственный комитет СССР по стандартам; М. : Изд-во стандартов, 1981. – 3 с.

24 ГОСТ 5520-79. Издания. Прокат листовой из углеродистой, низколегированной и легированной стали для котлов и сосудов, работающих под давлением. Технические условия. – введ. 1980–01–01. – Москва : Государственный комитет СССР по стандартам; М. : Изд-во стандартов, 1980. – 17 с.

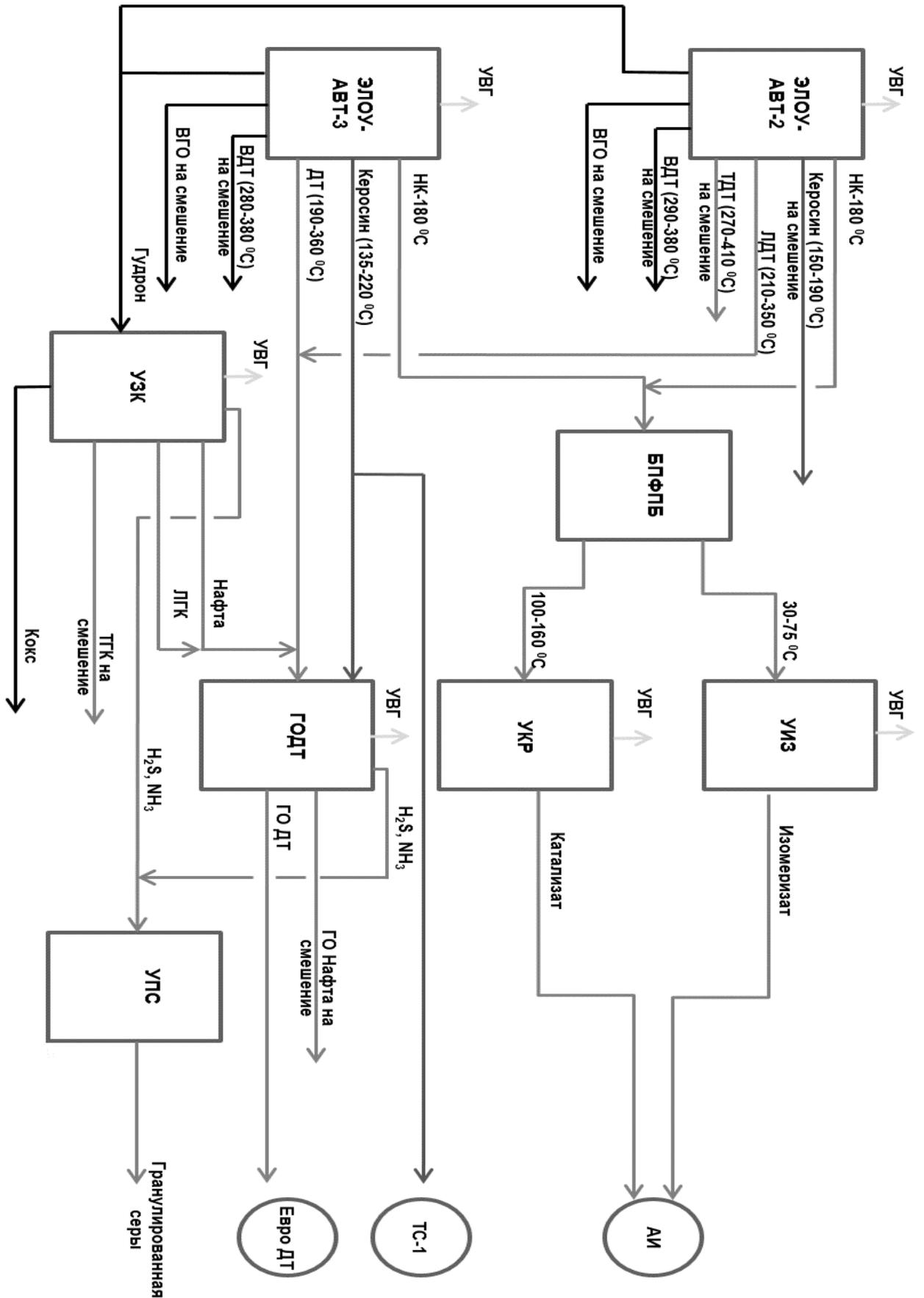
25 Проектирование вакуум-выпарной установки: Учебное пособие для студентов заочной формы обучения / О.П. Банных [и др.] – СПб, СПбГТИ(ТУ), 2009. – 50 с

26 Процесс Стретфорд [Электронный ресурс] chem21.info. – Режим доступа: https://www.chem21.info/page/0320512512010391702_33220162184_023044007062215148/. – 15.06.2020.

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		66

ПРИЛОЖЕНИЕ А

Принципиальная блок-схема ООО «РН-Комсомольский НПЗ»



ВКР.161875.180301.ПЗ

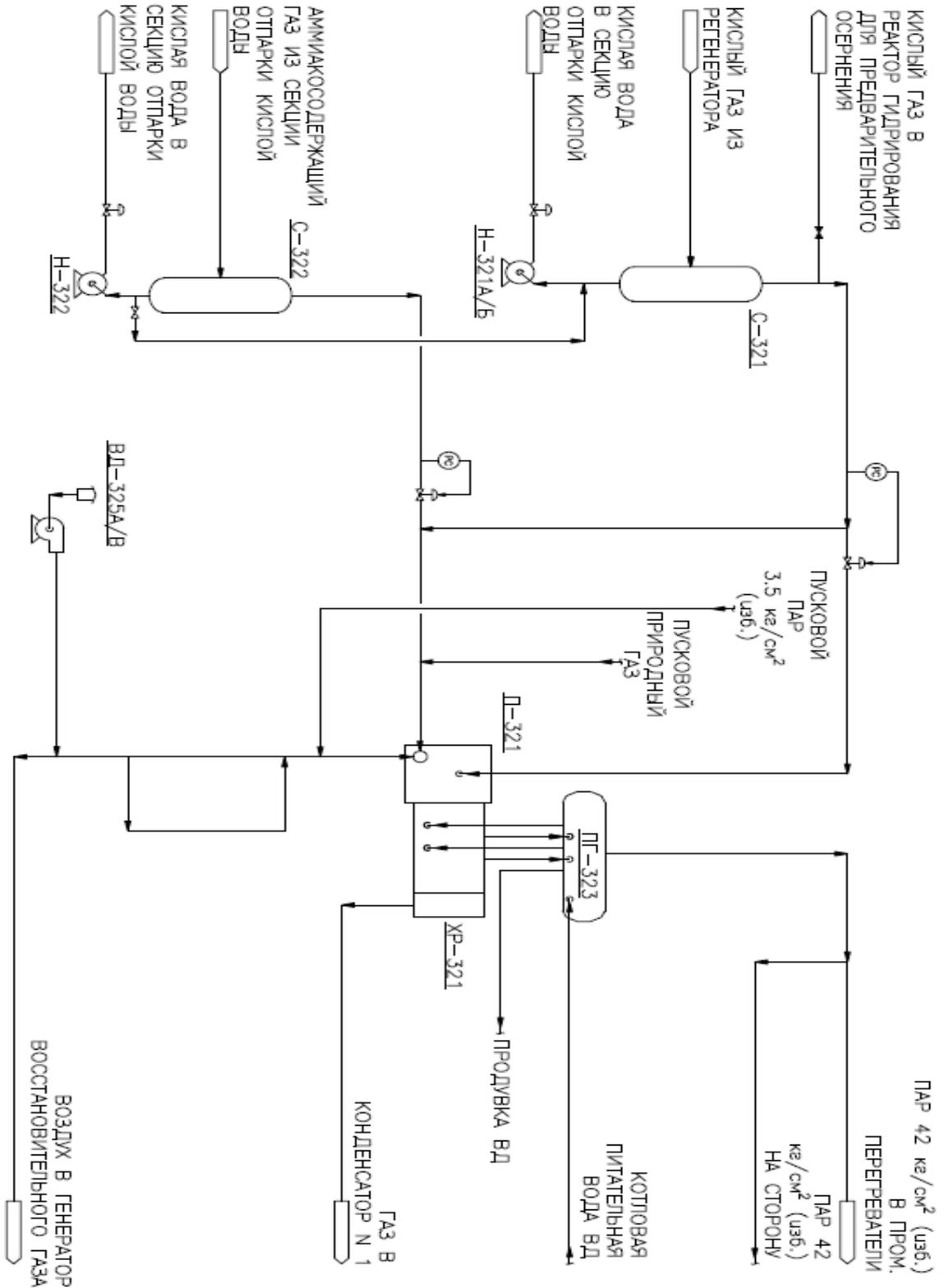
Лист

67

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ПРИЛОЖЕНИЕ Б

Технологическая схема блока производства серы



ВКР.161875.180301.ПЗ

Лист

68

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

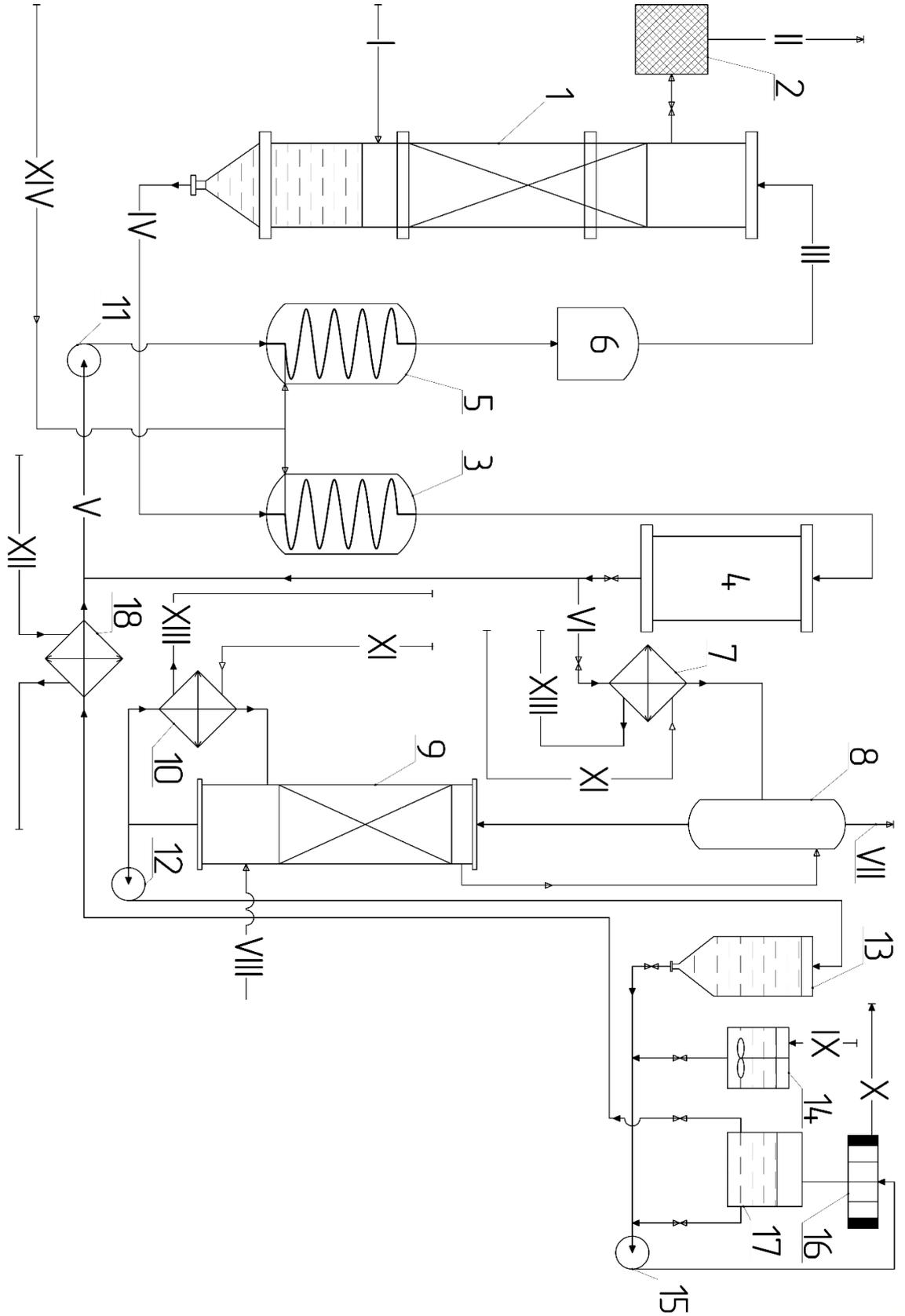
Продолжение Приложения В

П-322 – генератор восстанавливающего газа; Р-323 – реактор гидрирования;
 Х-326 –холодильник; К-321 – конденсатор смешения; К-322 – абсорбер амина;
 Х-328, 327 – пластинчатые теплообменники; Н-325, 326А/Б, 327А/Б, 329А/Б –
 центробежные насосы; ВХ-322 – воздушный холодильник; СМ-321 – смеси-
 тель; П-323 – термический окислитель; Д-321 – дымовая труба; I – хвостовой
 газ с блока производства серы; II – воздух на горение; III – природный газ;
 IV – газ после генератора восстанавливающего газа; V – кислый газ для пред-
 варительного осернения; VI – прогидрированный хвостовой газ; VII – пар низ-
 кого давления (0,35 МПа) в П-322; VIII – котловая питательная вода; IX – пар
 низкого давления (0,35 МПа); X – хвостовой газ в термический окислитель;
 XI – циркулирующая охлаждающая вода; XII – свежий поток 10 % щелочи;
 XIII – циркулирующий щелочной раствор; XIV – раствор отработанной щело-
 чи; XV – свежий поток охлаждающей воды; XVI – хвостовой газ в абсорбер
 амина; XVII – охлаждённый конденсат; XVIII – циркулирующий водный рас-
 твор амина; XIX – насыщенный амин; XX – очищенный хвостовой газ в тер-
 мический окислитель; XXI – амин в блок регенерации; XXII – воздух в терми-
 ческий окислитель; XXIII – топливный газ; XXIV – охлаждающая вода в пла-
 стинчатые теплообменники. XXV – свежий раствор амина.

					<i>ВКР.161875.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		71

ПРИЛОЖЕНИЕ Г

Технологическая схема процесса Бивон



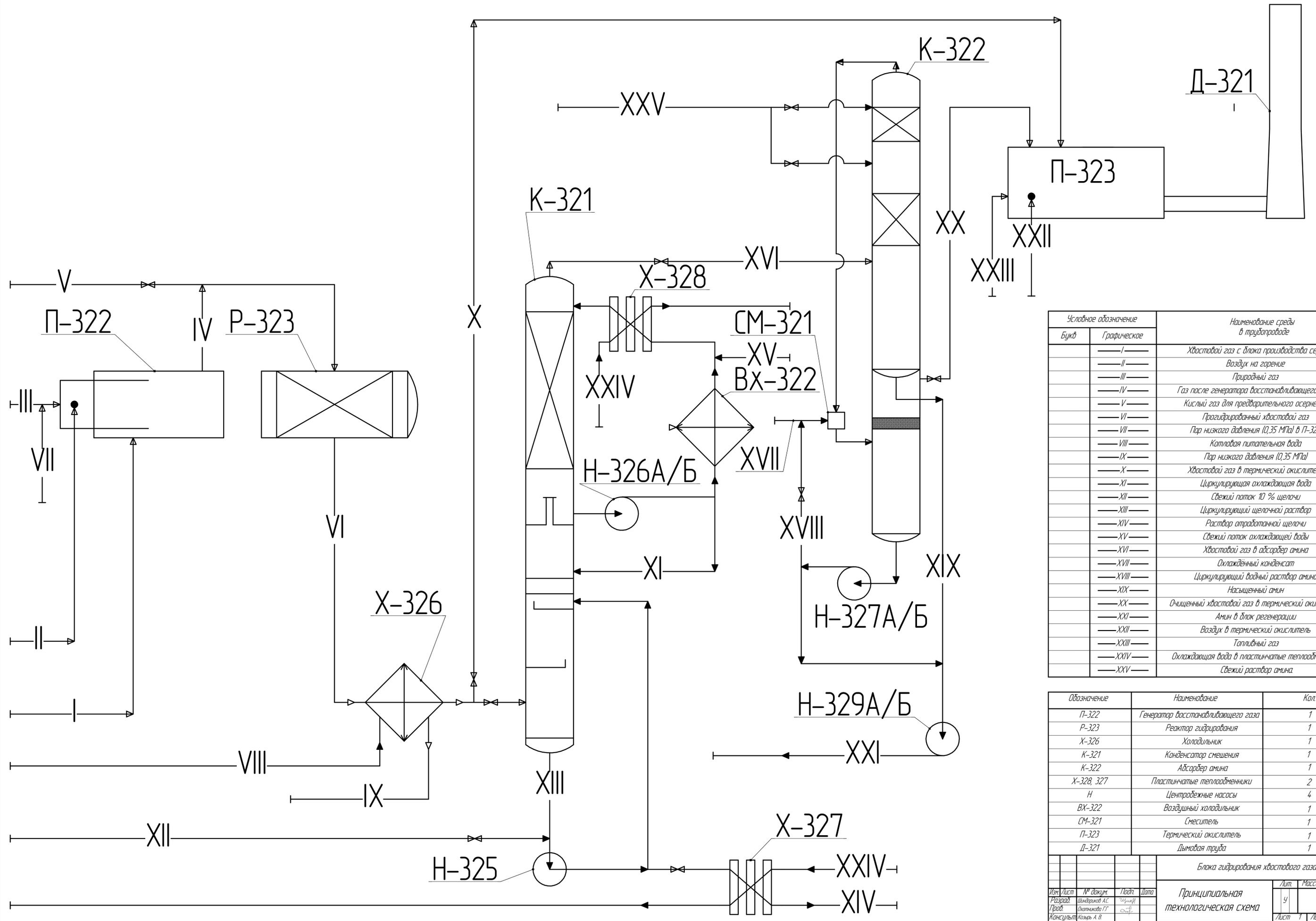
ВКР.161875.180301.ПЗ

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

Продолжение Приложения Г

1 – насадочный абсорбер; 2 – брызгоуловитель; 3, 5 – окислительный реактор;
4, 6 – реакционная емкость; 7 – подогреватель поглотительного раствора;
8 – выветриватель; 9 – колонна декарбонизации; 10 – кипятильник;
11, 12, 15 – центробежные насосы; 13 – отстойник; 14 – перемешивающая емкость для приготовления поглотительного раствора; 16 – фильтрующая центрифуга; 17 – сборник фильтрата; 18 – холодильник; I – газ на очистку;
II – очищенный газ; III – регенерированный поглотительный раствор;
IV – насыщенный поглотительный раствор; V – циркулирующий поглотительный раствор; VI – поток поглотителя (5 %) отбираемы на извлечение серы;
VII – десорбированный диоксид углерода; VIII – отдувочный агент (воздух или пар); IX – добавочный поглотитель; X – сера на промывку; XI – пар низкого давления; XII – охлаждающая вода; XIII – конденсат; XIV – воздух.

					ВКР.161875.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		73



Условное обозначение		Наименование среды в трубопроводе
Букв	Графическое	
I	— I —	Хвостовой газ с блока производства серы
II	— II —	Воздух на горение
III	— III —	Природный газ
IV	— IV —	Газ после генератора восстанавливающего газа
V	— V —	Кислый газ для предварительного осернения
VI	— VI —	Прогидрированный хвостовой газ
VII	— VII —	Пар низкого давления (0,35 МПа) в П-322
VIII	— VIII —	Котловая питательная вода
IX	— IX —	Пар низкого давления (0,35 МПа)
X	— X —	Хвостовой газ в термический окислитель
XI	— XI —	Циркулирующая охлаждающая вода
XII	— XII —	Свежий поток 10 % щелочи
XIII	— XIII —	Циркулирующий щелочной раствор
XIV	— XIV —	Раствор отработанной щелочи
XV	— XV —	Свежий поток охлаждающей воды
XVI	— XVI —	Хвостовой газ в абсорбер амина
XVII	— XVII —	Охлажденный конденсат
XVIII	— XVIII —	Циркулирующий водный раствор амина
XIX	— XIX —	Насыщенный амин
XX	— XX —	Очищенный хвостовой газ в термический окислитель
XXI	— XXI —	Амин в блок регенерации
XXII	— XXII —	Воздух в термический окислитель
XXIII	— XXIII —	Топливный газ
XXIV	— XXIV —	Охлаждающая вода в пластинчатые теплообменники
XXV	— XXV —	Свежий раствор амина

Обозначение	Наименование	Кол.
П-322	Генератор восстанавливающего газа	1
Р-323	Реактор гидрирования	1
Х-326	Холодильник	1
К-321	Конденсатор смешения	1
К-322	Абсорбер амина	1
Х-328, 327	Пластинчатые теплообменники	2
Н	Центробежные насосы	4
ВХ-322	Воздушный холодильник	1
СМ-321	Смеситель	1
П-323	Термический окислитель	1
Д-321	Дымовая труба	1

				Блока гидрирования хвостового газа			
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Лит.	Масса	Масштаб
Разработ.	Инженер А.С.				У		1:1
Проектант.	Инженер Г.Г.						
Консультант.	Инженер А.В.				Лист 1		Листов 2
Нач.проект.	Инженер Т.А.				АМЧ		
Зав.цехом.	Инженер В.А.				гр. 618-об		

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

ОТЗЫВ

на бакалаврскую работу студента инженерно-физического факультета

Фамилия: Шиндорикина

Имя: Артёма

Отчество: Сергеевича

Направление подготовки: 18.03.01 «Химическая технология»

Тема бакалаврской работы: Повышение эффективности работы блока гидрирования хвостового газа установки производства серы.

1. Объем работы:

- количество листов дипломной работы – 73 стр.;
- количество рисунков и таблиц – 5 рисунков, 23 таблиц;
- число приложений – 4.

2. Соответствия содержания работы заданию (полное или неполное):

содержание бакалаврской работы в полной мере соответствует заданию.

Вопросы задания, не нашедшие отражения в работе:

вопросы задания в бакалаврской работе отражены в полном объеме.

Материалы, представленные в работе, непосредственно не связанные с темой и направленностью:

материалов, представленных в бакалаврской работе, непосредственно не связанных с темой, нет.

3. Достоинства бакалаврской работы:

предложено решение проблемы повышения эффективности блока гидрирования хвостового газа на установке производства серы методом Клауса, составлен материальный и тепловой баланс установки, выполнен технологический расчет основного и вспомогательного оборудования.

4. Недостатки бакалаврской работы:

серьезные недостатки в бакалаврской работе отсутствуют.

5. Степень самостоятельности, проявленная выпускником и характер ее проявления:

бакалаврская работа выполнена самостоятельно.

6. Масштабы и характер использования специальной литературы:

нормативные акты и специальная литература для решения поставленных задач использованы в достаточном объеме.

7. Достоинства и недостатки оформления текстовой части и графического материала:

текстовая часть и графический материал оформлены в соответствии с правилами оформления бакалаврских работ, с незначительными стилистическими ошибками.

8. Особенности общепрофессиональной и специальной подготовки выпускников:

при выполнении выпускной квалификационной работы А.С. Шиндорикив продемонстрировал очень высокий уровень профессиональной компетентности.

9. Практическая значимость (внедрение) результатов бакалаврской работы:

предложения, представленные в бакалаврской работе, могут быть внедрены и использованы в деятельности предприятия.

10. Общее заключение и предлагаемая оценка работы:

бакалаврская работа соответствует требованиям федерального государственного образовательного стандарта и заслуживает оценки «отлично», а Шиндорикив Артем Сергеевич – присвоения квалификации бакалавр по направлению подготовки 18.03.01 «Химическая технология».

«30» июня 2020 г.

Руководитель



Г.Г. Охотникова



СПРАВКА

о результатах проверки текстового документа на наличие заимствований

Проверка выполнена в системе Антиплагиат.ВУЗ

Автор работы	Шиндорилов Артём Сергеевич
Подразделение	
Тип работы	Выпускная квалификационная работа
Название работы	для антиплаг.pdf
Название файла	для антиплаг.pdf
Процент заимствования	33.14 %
Процент самоцитирования	0.00 %
Процент цитирования	5.97 %
Процент оригинальности	60.89 %
Дата проверки	08:16:42 23 июня 2020г.
Модули поиска	Модуль поиска ИПС "Адилет"; Модуль поиска "АмГУ"; Модуль выделения библиографических записей; Сводная коллекция ЭБС; Модуль поиска "Интернет Плюс"; Коллекция РГБ; Цитирование; Модуль поиска переводных заимствований; Модуль поиска переводных заимствований по eLibrary (EnRu); Модуль поиска переводных заимствований по интернет (EnRu); Коллекция eLIBRARY.RU; Коллекция ГАРАНТ; Коллекция Медицина; Диссертации и авторефераты НББ; Модуль поиска перефразирований eLIBRARY.RU; Модуль поиска перефразирований Интернет; Коллекция Патенты; Модуль поиска общеупотребительных выражений; Кольцо вузов
Работу проверил	Охотникова Галина Генриховна ФИО проверяющего
Дата подписи	23.06.2020 Подпись проверяющего

