

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

Институт компьютерных и инженерных наук
Кафедра химии и химической технологии
Направление подготовки 18.03.01 – Химическая технология
Направленность (профиль) образовательной программы Химическая
технология природных энергоносителей и углеродных материалов

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ
Зав. кафедрой
_____ Ю. А. Гужель
«__» _____ 20__ г.

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Расчёт установки гидроочистки керосиновой фракции

Исполнитель студент группы 0107-об	_____	Д.А. Жанов
	(подпись, дата)	
Руководитель доцент, канд. техн. наук	_____	Г.Г. Охотникова
	(подпись, дата)	
Консультант по безопасности жизнедеятельности доцент, канд. техн. наук	_____	А.В. Козырь
	(подпись, дата)	
Нормоконтроль проф., док. хим. наук	_____	Т.А. Родина
	(подпись, дата)	

Благовещенск 2024

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

Институт компьютерных и инженерных наук
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 Жанова Дмитрия Алексеевича

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Расчет установки гидроочистки керосиновой фракции» утверждена Приказом от 17.04.2024 г № 1016-уч.
2. Срок сдачи студентом законченной работы 07.06.2024 г.
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки – 1,276 млн. тонн/год. Давление в реакторе – 6,2 МПа, температура реакции – 310 °С. Глубина обессеривания – не менее 98 %. Литературные данные. Технологическая документация, нормативная и иная документация.
4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по методам осушки природного газа. Характеристика сырья и готовой продукции. Описание технологической схемы установки. Материальный баланс. Расчет процесса осушки. Обоснование предлагаемых решений по совершенствованию процесса осушки. Безопасность производства.
5. Перечень материалов графической части: Технологическая схема установки гидроочистки керосиновой фракции.
6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А.В., канд. техн. наук, доцент – раздел «Безопасность и экологичность производства».
7. Дата выдачи задания 25.04.2024 г.

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

Задание принял к исполнению 25.04.2024 г. _____

РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 63 с., 4 рисунка, 13 таблиц, 50 формул, 40 источников.

РЕАКТИВНОЕ ТОПЛИВО, КЕРОСИНОВАЯ ФРАКЦИЯ, ГИДРООЧИСТКА, ТЕХНОЛОГИЯ, НЕФТЬ, ПРОИЗВОДСТВО, ОЧИСТКА, ФРАКЦИЯ, УСТАНОВКА, РАСЧЕТ

В ходе выполнения работы был проведен анализ литературы, для изучения процесса гидроочистки керосиновой фракции от серосодержащих и ароматических соединений. Согласно поставленной задаче, был выполнен технологический расчет установки гидроочистки керосиновой фракции. Также были рассмотрены вопросы безопасности производства на данной установке.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Жанов Д.А.</i>				<i>Расчет установки гидроочистки керосиновой фракции</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>З</i>	<i>63</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АмГУ, ИКиИН, гр. 0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	5
1 Литературный обзор	7
1.1 Назначение процессов гидроочистки топливных фракций нефти	7
1.2 Физико-химические основы процесса	8
1.3 Параметры ведения процесса	9
1.4 Катализаторы процесса гидроочистки	13
1.5 Аппаратурное оформление установок гидроочистки	21
1.6 Технологические варианты процесса гидроочистки	23
2 Технологическая часть	26
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции	26
2.2 Технологическая схема процесса гидроочистки	28
2.3 Расчет блока гидроочистки керосиновой фракции	31
2.3.1 Выход гидроочищенной керосиновой фракции	32
2.4 Уточненный материальный баланс блока гидроочистки	35
2.5 Материальный баланс реактора	36
2.6 Тепловой баланс реактора	37
2.7 Расчет объема катализатора	42
2.8 Расчет размеров реактора	42
2.9 Расчет потери напора в слое катализатора	43
2.10 Расчет теплообменного аппарата	45
3 Безопасность и экологичность	49
3.1 Воздействие процессов гидроочистки на окружающую среду	49
3.2 Характеристика отходов производства и потребления	50
3.3 Средства индивидуальной защиты	53

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Жанов Д.А.</i>				<i>Расчет установки гидроочистки керосиновой фракции</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>4</i>	<i>63</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИКуИН, гр. 0107-об</i>			
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

3.4 Охрана окружающей среды	54
Заключение	58
Библиографический список	59

					ВКР.484426.180301 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		5

ВВЕДЕНИЕ

В настоящее время, в контексте современных технологий нефтепереработки, почти все виды нефтяных топлив, включая как прямогонные, так и вторичного происхождения, подвергаются комплексному процессу гидроочистки. Это касается таких фракций, как бензин, керосин, реактивное и дизельное топливо, а также вакуумный газойль. Данный процесс широко применяется также для облагораживания компонентов смазочных масел и парафинов, что в конечном итоге способствует улучшению их эксплуатационных характеристик.

Работа включает в себя теоретическую часть, в которой рассмотрены основные аспекты гидроочистки фракций нефти, и практическую часть, в рамках которой на основе проанализированных данных представлена технологическая схема гидроочистки керосиновой фракции.

Основной целью бакалаврской работы является анализ процесса гидроочистки, а также проведение расчета установки гидроочистки керосиновой фракции. В рамках достижения поставленной цели были сформулированы следующие задачи:

- провести анализ процесса гидроочистки;
- представить характеристику сырья и продуктов процесса гидроочистки;
- произвести расчет материального баланса реакторного блока;
- выполнить необходимые технологические расчеты оборудования.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Жанов Д.А.</i>			<i>Расчет установки гидроочистки керосиновой фракции</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г.Г.</i>				<i>У</i>	<i>5</i>	<i>63</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИКуИН, гр. 0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Назначение процессов гидроочистки топливных фракций нефти

Гидроочистка представляет собой процесс, включающий совокупность химических реакций, протекающих при специфических условиях в присутствии водорода, с целью уменьшения содержания органических соединений серы, кислорода, азота, хлора, металлов и непредельных углеводородов в нефтепродуктах [1].

Процесс гидроочистки топлив является одним из наиболее распространенных в сфере нефтепереработки. Благодаря этому процессу существенно улучшается качество топлива и создается возможность регулирования на заводах отложения вырабатываемых объемов различных моторных топлив. Основопологающим аспектом данной технологии является удаление сернистых соединений, что, в свою очередь, способствует значительному увеличению ресурса двигателей, минимизации или полной ликвидации коррозионных процессов в оборудовании при переработке и транспортировке нефтепродуктов, а также повышению их стабильности против смолистых отложений при хранении. Следует отметить, что гидроочистка играет ключевую роль в создании экологически чистых видов топлива, что является важным этапом в реализации экологической стратегии современного общества.

Актуальные тенденции в совершенствовании технологий гидроочистки бензиновых, керосиновых и дизельных фракций нацелены на первоочередное снижение уровня сернистых соединений и олефинов, а также, частично, азотистых и кислородосодержащих соединений. Это связано с увеличением доли сернистых нефтей в общем объеме добычи нефти, сопровождающимся ужесточением стандартов по содержанию серы в топливах. Необходимость снижения содержания серы обусловлена как предотвращением коррозии оборудования и

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Жанов Д.А.</i>				<i>Расчет установки гидроочистки керосиновой фракции</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>7</i>	<i>63</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АмГУ, ИКуИН, гр. 0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

двигателей, вызванной серосодержащими соединениями, так и защитой окружающей среды от загрязнения оксидами серы в выхлопных газах [2].

1.2 Физико-химические основы процесса гидроочистки

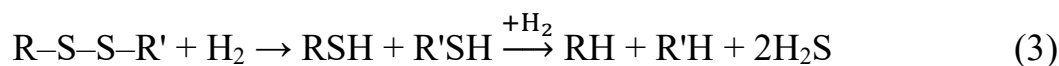
Химизм процессов гидроочистки сосредотачивается на разрыве связей C–S, C–N и CO, оставляя связи C–C практически нетронутыми. Гетероатомные соединения подвержены более быстрому гидрогенизу в сравнении с углеводородами, что позволяет удалять гетероатомы из сырья в форме сероводорода, аммиака и воды. Сера выводится из состава наиболее просто, за ней следует кислород, тогда как азот оказывается самым стойким элементом, поддающимся удалению в последнюю очередь. Меркаптаны гидрируются, превращаясь в сероводород и соответствующие углеводороды [4]:



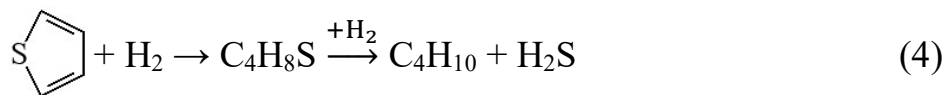
Сульфиды проходят процесс гидрирования, приводящий к образованию меркаптанов:



Дисульфиды также гидрируются до сероводорода:



Тиофен и тиофан (циклические сульфиды) гидрируются до соответствующих алифатических углеводородов:

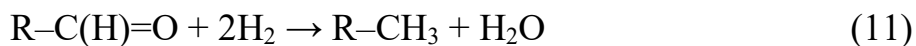
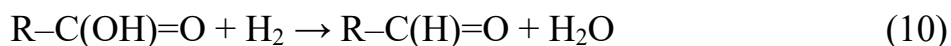


Бенз- и дибензтиофены гидрируются по схеме:



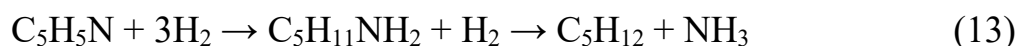
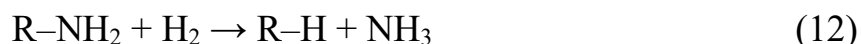
					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						8
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Реакции удаления кислорода представляют собой деструкцию связи углерод – кислород в фенолах, спиртах и альдегидах:



Обычно реакции удаления кислорода проходят довольно легко, при этом продуктами является вода и соответствующие углеводороды.

Реакции удаления азота свойственны для аминов, пиридинов и хинолинов:



Закономерности реакции гидродесульфуризации свойственны и для реакций отщепления азота, то есть скорость реакции также зависит от молекулярной массы соединения. Таким образом хинолины проявляют большую устойчивость в сравнении с аминами. Также стоит отметить, что любая реакция удаления азота проходит с трудом, так как азоторганические соединения являются очень устойчивыми [5].

Металлорганические соединения подвергаются разрушению в различной степени, приводя к отложению образующихся металлов на поверхности катализатора.

В промышленности для этих процессов широко используются алюмокобальтмолибденовые (АКМ) или алюмоникельмолибденовые (АНМ) катализаторы.

1.3 Параметры ведения процесса

Процесс гидроочистки применяется к дистиллятам с разнообразным фракционным и химическим составом, что требует различных режимов и отличных

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						9
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

показателей расхода водорода. Легкие дистилляты, вроде бензина, легче поддаются очистке в зависимости от содержания сернистых соединений и низкомолекулярных углеводородов. С увеличением вязкости сырья увеличивается сложность гидроочистки сернистых соединений, таких как тиофаны и тиофены. В случае сырья вторичного происхождения появляются непредельные соединения [7].

Ключевыми параметрами в процессе гидроочистки являются температура, объемный расход сырья, давление, кратность циркуляции водородсодержащего газа и содержание водорода в нем.

Температура. При недостаточной температуре процесс обессеривания не достигает необходимой глубины при стандартной объемной скорости от 4 ч^{-1} до 5 ч^{-1} , что ограничивает обессеривание до 57 %. Увеличение температуры усиливает процесс, снижая содержание серы, азота, кислорода и металлов в продуктах. Однако при $420 \text{ }^\circ\text{C}$ ускоряются побочные реакции гидрокрекинга, что приводит к быстрой дезактивации катализатора. Расход водорода при дальнейшем увеличении температуры может снизиться из-за дегидрирования. Температура должна быть оптимальной для обеспечения качественных продуктов, и ее выбор зависит от типа сырья и катализатора. При температуре выше $420 \text{ }^\circ\text{C}$ содержание непредельных углеводородов в гидрогенизате быстро увеличивается, а глубина обессеривания остается стабильной.

Объемная скорость подачи сырья. Снижение объемной скорости подачи сырья приводит к увеличению степени обессеривания для всех типов сырья, однако это также снижает пропускную способность реактора и, следовательно, производительность установки. Оптимальное значение объемной скорости подачи сырья для каждого конкретного типа сырья определяется экспериментально с учетом различных факторов, таких как состояние катализатора, температура и парциальное давление водорода.

Для достижения необходимого качества топлива при высоких объемных скоростях требуется ужесточение режима, включая повышение температуры и

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						10
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

парциального давления водорода, что может негативно сказаться на экономических показателях процесса. Объемная скорость подачи сырья варьируется в диапазоне от 5 ч⁻¹ до 10 ч⁻¹ для реактивных топлив.

Давление. Необходимо учитывать общее давление в системе, а также парциальное давление водорода. Повышение парциального давления водорода ускоряет процесс гидрирования, что приводит к более полному удалению серы, азота, кислорода и металлов, насыщению непредельных углеводородов, снижению содержания ароматических углеводородов, уменьшению закоксованности катализаторов и увеличению их срока службы.

Рекомендуется поддерживать высокие содержания водорода в циркуляционном газе. При этом важно отметить, что увеличение общего давления в системе приводит к значительному росту расхода водорода, а также к незначительному снижению образования кокса. Этот процесс обусловлен тем, что повышенное давление влияет на степень преобразования сырья через увеличение парциального давления водорода и углеводородов.

Повышение общего давления напрямую связано с увеличением парциального давления водорода, что в свою очередь стимулирует гидрирование и уменьшает вероятность образования кокса на катализаторе. Влияние водородного давления определяется рядом факторов, включая общее давление системы, концентрацию водорода в циркулирующем газе и соотношение водород : сырье. Такие условия создают благоприятную среду для комплексных химических реакций и способствуют более эффективной переработке сырья, минимизируя образование побочных продуктов.

С повышением давления наблюдается процесс образования жидкой фазы, что, в свою очередь, существенно снижает скорость диффузии водорода через углеводородные жидкости из-за чего активные центры катализатора, расположенные в порах, насыщенных жидкостью, практически не принимают участия в реакциях. Этот феномен оказывается значимым фактором при оценке общих механизмов реакции и эффективности катализаторов в данных условиях.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		11

Общая скорость преобразования двухфазной нефтяной системы является зависимой от наличия водорода на поверхности катализатора. Ввиду этого, возникает необходимость создания в реакторе оптимальных условий, способствующих уменьшению толщины жидкостной пленки. Для достижения приемлемого уровня эффективности, следует обеспечивать высокое содержание водорода в циркулирующем газе, поддерживая его в диапазоне от 75 % до 90 %, при этом исключая возможность снижения данного показателя ниже 60 %.

Для достижения уровня обессеривания в 75% обычно применяются условия с общим давлением в системе, составляющим 5 МПа. Однако, учитывая современное ужесточение экологических стандартов в отношении содержания серы в топливах, возникает необходимость повышенной глубины обессеривания до уровня в 98,5 %. Этот процесс требует соответствующего корректирования технологических параметров, что на практике означает увеличение давления в системе до 9 МПа. Таким образом, повышение давления является критическим фактором для обеспечения соответствия новым экологическим требованиям и эффективного обессеривания.

Для достижения значительных уровней парциального давления водорода применяют циркуляционную систему, в которой объем циркуляции составляет от 200 до 700 м³/м³ сырья. Данный показатель циркуляции зависит от характеристик обрабатываемого сырья – чем тяжелее и сложнее сырье, тем выше необходимая кратность циркуляции. Кроме того, концентрация водорода в циркулирующем газе играет важную роль: повышенное содержание водорода способно уменьшить требуемую кратность циркуляции.

Отношение водород : углеводороды. При постоянных параметрах, таких как температура, объемная скорость и общее давление, соотношение водород : углеводороды оказывает влияние на испарение сырья, парциальное давление водорода и время контакта с катализатором. Для достижения приемлемой степени обессеривания соотношение H₂ : УВ должно колебаться в широком диапазоне от 5 : 1 до 15 : 1. В промышленной практике объемное отношение

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		12

H_2 : УВ определяется как отношение объема водорода к объему сырья при нормальных условиях. Для обеспечения экономичности процесса рекомендуется поддерживать заданное соотношение с помощью циркуляции водородсодержащего газа.

Уменьшение содержания водорода в циркулирующем газе приводит к сокращению межрегенерационного периода функционирования катализатора. В случаях, когда эксплуатационные условия не позволяют повысить концентрацию водорода в газе, рекомендуется рассмотреть вариант увеличения общего давления в системе.

С учетом того, что процесс гидроочистки активно идет именно в паровой фазе, при снижении величины циркуляции целесообразно уменьшить общее давление в системе.

На установках промышленного масштаба процесс гидроочистки ведут при температуре от 280 °С до 400 °С и давлении от 4 до 6 МПа в избытке водородсодержащего газа до 700 м³/м³ с объемной скоростью подачи сырья от 2 до 6,0 ч⁻¹ [6].

1.4 Катализаторы процесса гидроочистки

При выборе катализатора важно учитывать, что успешные результаты гидроочистки определенного сырья при определенных условиях не гарантируют такие же результаты при работе с другим сырьем или в других условиях. Катализатор, который эффективен для гидроочистки прямогонного бензина, может быть неэффективным для обработки керосиновой фракции. Даже при обработке различных прямогонных бензинов на одном и том же катализаторе результаты процессов могут различаться. Поэтому необходимо провести обязательные промышленные испытания на конкретном типе сырья, чтобы выбрать катализатор, обеспечивающий обессеривание до 95 % [13].

Современные катализаторы для гидроочистки обычно включают три функциональных компонента – активные центры, структурирующие компоненты и модификаторы. В некоторых случаях наблюдается совместная функциональ-

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		13

ность. Например, оксид молибдена действует как активный компонент и одновременно как модификатор, влияя на пористую структуру и термостабильность катализатора.

В современных катализаторах для гидроочистки обычно используются оксиды или сульфиды металлов VI группы, таких как молибден, вольфрам, иногда хром, а также металлы VIII группы в качестве промоторов: никель, кобальт, платина, палладий. Важными компонентами являются термостойкие носители с высокой удельной поверхностью и прочностью, которые могут быть инертными или обладать кислотными свойствами.

Широко применяются катализаторы в форме экструдатов с сечением в виде трех- или четырехлистника, что способствует увеличению активной поверхности и обеспечивает более плотную упаковку.

Промышленные катализаторы для гидроочистки, помимо активных компонентов кобальт (никель) - молибден (вольфрам) и структурообразующих компонентов, содержат разнообразные неорганические модификаторы, такие как кремний, фосфор, бор, магний, марганец, хром, цинк, калий, сурьму, титан, цирконий, редкоземельные элементы, галоиды, цеолиты и другие, обычно в диапазоне от 2 % до 10 % по оксидам. Модификаторы катализаторов для гидроочистки можно разделить на три группы по их действию: активаторы, стабилизаторы и ингибиторы [8].

Промышленный алюмокобальтмолибденовый катализатор обладает высокой избирательностью, поскольку реакции разрыва C – C или насыщения ароматических колец в его присутствии практически не происходят. Катализатор отличается высокой активностью в реакциях разрыва связей C – S, обладает хорошей термической стойкостью и обеспечивает длительный срок службы. Важным преимуществом данного катализатора является его устойчивость к потенциальным каталитическим отравителям. Кроме того, катализатор обладает приемлемой активностью в реакциях насыщения ненасыщенных соединений, разрыва связей углерод – азот и углерод – кислород, что позволяет его успешно применяться для гидроочистки всех нефтяных фракций.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		14

Алюмоникельмолибденовый катализатор проявляет более низкую активность в реакциях насыщения ненасыщенных соединений, однако он обладает увеличенной активностью в отношении насыщения ароматических углеводородов (на 10-50 % больше, чем у АКМ) и гидрирования азотистых соединений (на 10-18 % выше, чем у АКМ). В то же время, он быстрее теряет высокую первоначальную активность.

В современной нефтеперерабатывающей отрасли широко применяются многослойные катализаторные системы, где каждый слой выполняет определенную функцию, обеспечивая наилучшие результаты при обработке нефтяных фракций. В таких системах активность увеличивается сверху вниз: в верхнем слое обычно используются Al-Co-Mo катализаторы, характеризующиеся высокой активностью по отношению к "легкой" сере при низком парциальном давлении водорода. Для удаления пространственно затрудненных молекул применяют Al-Ni-Mo катализаторы, чья гидрогенизирующая способность проявляется особенно эффективно при высоком парциальном давлении водорода [16].

При двухслойной загрузке возможны следующие варианты:

1) Первый слой – алюмоникельвольфрамовый катализатор, который имеет хорошие гидрирующие свойства по отношению к ароматическим соединениям; второй слой – алюмокобальтмолибденовый, активный в реакциях гидрогенолиза сернистых соединений.

2) Первый слой – алюмокобальтмолибденовый для гидрогенолиза сернистых соединений; второй слой – алюмокобальтмолибденовый с цеолитом NaY с редкоземельными элементами, обладающий повышенной деароматизирующей способностью.

При наличии ненасыщенных соединений в сырье необходимо в первую очередь провести их гидрирование, а затем приступить к обессериванию, чтобы избежать загрязнения катализатора углеродными отложениями.

В прошлом для защиты катализатора от ударных воздействий использовали фарфоровые шары, однако они имели ограниченное свободное простран-

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		15

ство в слое шаров, что приводило к скорому накоплению механических примесей и увеличению гидравлического сопротивления, сокращая период межремонтного пробега. Вместо фарфоровых шаров рекомендуется применять керамические насадки различных форм, обладающие большим свободным объемом слоя.

В общем, катализаторы для гидроочистки представляют собой комбинации оксидов и сульфидов кобальта (или никеля) с оксидами или сульфидами молибдена (вольфрама), такие как молибдаты кобальта (никеля), сульфовольфраматы никеля и другие. В качестве носителей обычно применяются оксиды алюминия в чистом виде, дополненные различными добавками, а также цеолиты, пемзу, бокситы, силикагель и другие материалы (таблица 1) [27].

Таблица 1 – Сравнительная характеристика катализаторов

Параметры катализатора	Катализаторы прошлого	Современные катализаторы
Катализаторы гидрообессеривания:		
Активные компоненты, % по массе:		
CoO	2,8 – 3,2	3,4 – 4,0
MoO ₃	9,2 – 10,2	13,4 – 15,2
Удельная поверхность, м ² /г	210 – 230	245 – 265
Диаметр частиц, мм	1,6 – 3,2	1,3 – 2,5
Форма частиц	цилиндр	трилистник
Катализаторы деазотирования:		
Активные компоненты, % по массе:		
NiO	2,0 – 2,6	2,4 – 3,6
MoO ₃	10,0 – 13,0	13,0 – 17,2
добавки В, Р, Ti	–	до 5
Удельная поверхность, м ² /г	180 – 220	140 – 160
Диаметр частиц, мм	1,3 – 3,2	1,3 – 2,5
Форма частиц	цилиндр	3-и, 4-х – листник

Катализаторы серии Criterion, разработанные компанией Shell, включают в свой состав триоксид молибдена, оксид никеля и пентоксид фосфора. Состав некоторых из них представлен в таблице 2 [21].

Таблица 2 – Состав современных катализаторов

Компоненты	Содержание компонентов, % по массе
DN200	
Ni	3,9
Mo	13,0
P	2,0
RN 410	
Ni	1,5
Mo	8,0
P	2,5
815 HC	
Ni	1,5
Mo	6,0
P	до 5,0
834 HC	
Ni	1,6
Mo	3,3
P	до 4,0

Используются смеси этих катализаторов, причем основную массу обычно составляет DN200 (95 %).

Компанией Axens был разработан катализатор HR468, содержащий оксиды никеля, кобальта и молибдена в соотношении $CoO : Ni_2O_3 = 4 : 1$. Этот катализатор обладает высокой активностью в обессеривании даже при низком парциальном давлении водорода, что характерно для катализаторов типа АКМ, и обеспечивает эффективное обессеривание при низком и среднем давлении, с низким потреблением водорода, а также деазотированием. Глубина очистки с использованием этих катализаторов достигает 99,96 %, а остаточное содержание серы в гидрогенизате составляет от 4 ppm до 5 ppm. Катализатор HR468

обладает высокой механической прочностью, что позволяет его плотно загружать в реактор.

В процессе эксплуатации активность катализатора снижается. Причинами падения является:

- увеличение температуры, что приводит к снижению выхода продукта, увеличению образования кокса и газа;
- изменение состава катализатора, например, при 760 °С активный оксид никеля на оксиде алюминия превращается в неактивный алюминат никеля, что приводит к спеканию катализатора и снижению его активной поверхности;
- потеря активного компонента (например, при 600 °С оксид молибдена испаряется);
- недостаточная скорость десорбции продуктов с поверхности катализатора при снижении парциального давления водорода.

Поэтому регулярно, примерно раз в два года, требуется проводить процедуру регенерации катализатора, в ходе которой осуществляется выжигание кокса и серы, накопившихся на поверхности катализатора, и восстанавливается его активность.

Со временем катализатор «стареет» из-за адсорбции на его поверхности металлоорганических и прочих соединений, которые блокируют активные центры, что приводит к снижению каталитической активности. В таких случаях катализатор заменяют на новый.

Для регенерации катализатора применяют окислительное выжигание кокса при температуре до 550 °С. Выбор метода регенерации (с использованием газовой или паровой смеси) зависит от состава катализатора. Катализаторы, содержащие цеолиты, не подлежат паровой регенерации, поскольку она может привести к аморфизации и разрушению этих материалов.

Помимо кокса, на поверхности катализатора могут находиться высокомолекулярные соединения, содержащие значительное количество водорода. При воздействии газовой смеси возможны вспышки на поверхности катализатора с повышением температуры до 600 °С. Это может привести к частичному

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		18

испарению молибдена и разрушению частиц катализатора.

Для предотвращения всплесков на поверхности катализатора применяется экстракция указанных соединений дистиллятными нефтепродуктами. Для десорбции остатков растворителя применяется циркуляция высокоскоростной газозвушной смеси при температурах от 400 °С до 420 °С.

Активность катализатора также зависит от степени дисперсии гидрирующего компонента: чем он более дисперсен, тем более эффективен катализатор. В высококачественных катализаторах сульфидное биметаллическое соединение Ni(Co)–Mo(W)–S не может быть обнаружено даже лучшими микроскопами с разрешением от 5 до 10 Å. Достижение такой высокой дисперсии является ключевой проблемой в производстве катализаторов. Для этого была разработана технология пропитки, которая обеспечивает улучшенную активность и стабильность катализаторов.

Для создания структуры катализаторов гидроочистки помимо оксида алюминия могут использоваться другие материалы с разветвленной пористой структурой, такие как графитизированный уголь, оксид кремния, алюмосиликаты, оксиды магния, титана и цинка. Замена оксида алюминия другими носителями зависит от способа его производства, его количества, метода нанесения активных компонентов, специфики взаимодействия активных компонентов с поверхностью носителя и возможности изменения удельной поверхности.

Промышленные катализаторы для гидроочистки, помимо активных компонентов кобальт (никель) – молибден (вольфрам) и структурообразующих компонентов, содержат различные неорганические модификаторы, такие как кремний, фосфор, бор, магний, марганец, хром, цинк, калий, мышьяк, сурьма, титан, цирконий, редкоземельные элементы, галоиды, цеолиты и другие, в количестве от 1 до 20 % по оксидам. Эти добавки способствуют улучшению качества катализаторов, повышают их активность, селективность, стабильность, механическую прочность, улучшают формовку катализаторной массы и термостабильность пористой структуры гранул. Эффективность воздействия модификаторов,

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		19

помимо основного химического элемента, зависит от типа соединения, в котором этот элемент вводится в катализатор, и способа его введения. Ниже кратко описано влияние основных модифицирующих добавок на характеристики качества катализаторов для гидроочистки.

Кремний. Оксид кремния широко используется в качестве модификатора катализаторов для гидроочистки. При добавлении оксида кремния к оксиду алюминия в диапазоне от 1 % до 5 % улучшается механическая прочность и повышается термостабильность катализаторов, что позволяет продлить их срок службы при высоких температурах и улучшить регенерационные характеристики. Введение оксида кремния способствует увеличению удельной поверхности катализатора и объема пор, однако избыточное количество оксида кремния негативно влияет на состояние компонентов и приводит к снижению гидродесульфидирующей активности катализаторов.

Фосфор. Добавление фосфора в катализаторы улучшает механическую прочность носителя за счет образования фосфата алюминия, который, вероятно, действует как связующее вещество, и увеличивает удельную поверхность, что способствует повышению активности и стабильности катализатора. Однако увеличение содержания фосфора от 1 % до 10 % может привести к его дезактивации по сравнению с образцом без фосфора, особенно в процессе гидродесульфидирования нефтяного сырья, хотя степень деметаллизации остатков нефти увеличивается. При одинаковых условиях добавление фосфора в катализаторы для гидроочистки обычно увеличивает активность в реакциях гидродеазотирования, в то время как гидродесульфидирующая активность увеличивается незначительно (в 1,05 раза).

Титан и цирконий. Добавление титана в катализаторы для гидроочистки не существенно увеличивает их активность, иногда даже наблюдается их частичная дезактивация. Однако наличие титана в составе катализатора повышает его стабильность, особенно при гидропереработке остаточного сырья, увеличивает селективность процесса гидроочистки, снижает потребление водорода и улуч-

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		20

шает регенерационные характеристики. Эти эффекты достигаются при пропитке прокаленных катализаторов растворами оксида титана, хлорида титана или комплексов $Ti(OR)_4$ (где R - алкил, арил или хелаты) в воде или органических растворителях, а также при введении титана в состав катализатора методом соэкструзии. Следует отметить, что титан выполняет две функции в катализаторах для гидроочистки: 1) стабилизирует кристаллическую структуру активных компонентов на поверхности носителя, предотвращая их агрегацию; 2) в процессе регенерации катализирует окислительные реакции удаления коксовых отложений, что способствует восстановлению каталитической активности. Добавка титана также снижает скорость образования кокса на поверхности катализатора, увеличивает устойчивость гранул к износу и их механическую прочность. Введение оксида циркония вместе с оксидом титана позволяет повысить эффективность очистки нефтяного сырья от серы и азота, сохраняя при этом повышенную селективность и стабильность, обеспеченные добавкой титана. Присутствие титана и циркония катализирует реакции переноса водорода (автогидроочистка), что имеет важное значение при переработке тяжелых нефтяных фракций, где транспорт водорода к поверхности катализатора затруднен.

Магний. Добавление оксида магния в катализатор в диапазоне от 1 % до 8 % приводит к увеличению объема пор диаметром менее 300 Å и способствует повышению гидродесульфидирующей активности и стабильности катализатора, особенно в процессах очистки нефтяных остатков. Введение оксида магния в качестве структурообразующего компонента обеспечивает контакты с повышенной селективностью в процессе гидроочистки, что позволяет снизить расход водорода [27].

1.5 Аппаратурное оформление установок гидроочистки

Оборудование и реакторные блоки установок имеют схожий дизайн и схемы, однако отличаются по мощности, размерам аппаратов, технологическому режиму и схемам сепарации и стабилизации продуктов гидрогенизации. Установки для предварительной очистки бензина, который используется в ка-

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		21

честве сырья для каталитического риформинга, также различаются в методе подачи водородосодержащего газа: с циркуляцией или без циркуляции "на проток". В других типах установок используется только циркуляционная схема подачи водородосодержащего газа. Циркуляционная схема обеспечивает стабильное соотношение водорода к сырью.

Благодаря наличию циркуляционного компрессора возможно точное регулирование объема циркуляции водородосодержащего газа в зависимости от характеристик катализатора и сырья, а также проведение газовой регенерации катализаторов.

На промышленных установках гидроочистки применяется два способа сепарации ВСГ из газопродуктовой смеси:

– процесс холодной (низкотемпературной) очистки используется на установках для обработки бензиновых, керосиновых и иногда дизельных фракций. При этом газопродуктовая смесь, выходящая из реакторов очистки, сначала охлаждается в теплообменниках, затем в холодильниках (воздушных и водяных), что приводит к выделению водородосодержащего газа в сепараторе при низкой температуре и высоком давлении. В результате в сепараторе низкого давления происходит отделение низкомолекулярных углеводородных газов.

– процесс горячей (высокотемпературной) очистки применяется в основном на установках для обессеривания высококипящих нефтяных фракций, таких как дизельное топливо, вакуумные газойли, масляные дистилляты и парафины. После частичного охлаждения в теплообменниках, газопродуктовая смесь поступает в горячий сепаратор, где выделяются водородосодержащий газ и углеводородные газы, которые затем охлаждаются до низкой температуры в воздушных и водяных холодильниках и направляются в холодный сепаратор, где отделяется водородосодержащий газ с высокой концентрацией водорода.

В сравнении с горячей сепарацией, схема холодной сепарации водородосодержащего газа обеспечивает более высокую концентрацию водорода. Однако главным преимуществом горячей сепарации является более эффективное использование тепла и холода, что ведет к снижению энергопотребления.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		22

1.6 Технологические варианты процесса гидроочистки

Обычно процессы гидроочистки включают следующие этапы: нагрев и загрузку сырья, проведение реакции в реакторном блоке, разделение продуктов реакции, циркуляцию водородосодержащего газа и добавление дополнительного водорода. Важно отметить, что во всех этих процессах также осуществляется регенерация катализатора.

В США широко применяется процесс юнифайнинга, разработанный компаниями "Universal Oil Product" и "Union oil", благодаря его гибкости и возможности использования для очистки различных нефтепродуктов. Этот процесс эффективно удаляет серу, азот, кислород и другие примеси из различных видов нефтепродуктов, включая прямогонные и крекинг-бензины, средние и тяжелые дистилляты, а также масляные фракции с различным содержанием серы. Установки юнифайнинга способны обрабатывать до 60 000 тонн сырья в сутки. В процессе юнифайнинга используется кобальт-молибденовый катализатор на окисло-алюминиевом носителе. Обычно процесс проводится при температуре от 260 °С до 400 °С и давлении от 21 МПа до 56 МПа. Интервал между регенерациями катализатора составляет примерно 1 год.

В западных странах широко распространенным процессом для очистки прямогонных и крекинг-бензинов, лигроина, керосина, дизельного топлива и масляных фракций является гидрофайнинг. Схема процесса гидроочистки гидрофайнинга представлена на рисунке 1.

Этот процесс осуществляется с использованием окисных кобальтмолибденовых катализаторов на окиси алюминия при температуре от 204 °С до 427 °С, давлении от 35 до 11,3 МПа и соотношении водорода к сырью около 625 м³/м³. Выход жидких продуктов реакции составляет 100 % относительно сырья.

Очистка гидрофайнингом печных топлив от крекинга способствует снижению образования кокса и улучшает их совместимость с прямогонными печными топливами. Применение процесса очистки гидрофайнингом сырья, полученного из каталитического крекинга, приводит к увеличению выхода бензина и

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		23

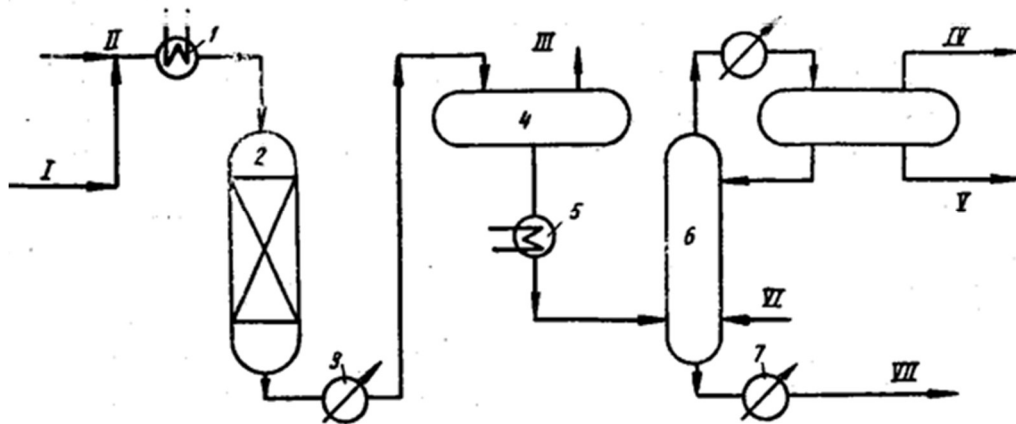


Рисунок 1 – Схема процесса гидроочистки гидрофайнинга:

1 – подогреватель сырья; 2 – реактор; 3 – холодильник; 4 – сепаратор; 5 – подогрев перед отпаркой; 6 – отпарная колонна; 7 – продуктовый холодильник.

I – водородсодержащий газ; II – сырье на гидроочистку; III – продувочный поток; IV – сероводород; V – вода; VI – водяной пар; VII – очищенный продукт.

Очистка гидрофайнингом печных топлив от крекинга способствует снижению образования кокса и улучшает их совместимость с прямогонными печными топливами. Применение процесса очистки гидрофайнингом сырья, полученного из каталитического крекинга, приводит к увеличению выхода бензина и печного топлива при последующем крекинге, а также к снижению выхода газа и кокса по сравнению с неочищенным сырьем. Очистка улучшает цвет, запах, стабильность и другие свойства твердых парафинов и смазочных масел, а также уменьшает склонность к образованию стабильных эмульсий. Процесс позволяет получать ароматические фракции с очень низким содержанием серы из коксохимических ароматических концентратов.

Процесс жидкофазного обессеривания, разработанный компанией "Shell", применяется для очистки средних дистиллятов. Начальное нагревание сырья и циркулирующего водорода осуществляется через теплообменник для предварительного нагрева продуктов реакции из реактора, после чего через печь достигается необходимая конечная температура. Нагретая смесь поступает в верхнюю часть реактора, где происходит контакт с несколькими слоями алюмо-кобальтмолибденового катализатора. Количество слоев катализатора зависит от

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

содержания серы в сырье и требуемой степени обессеривания. Для удаления избыточного тепла, выделяющегося в результате экзотермических реакций гидрирования, вводится холодное сырье между слоями катализатора.

При очистке сырья с низким содержанием серы (до 1 %) обычно не проводят промежуточного охлаждения. После выхода из реактора продукты охлаждаются в теплообменнике и холодильнике, а затем направляются в газосепаратор высокого давления. Газовую фазу из сепаратора отводят сверху и возвращают обратно в процесс в качестве циркулирующего газа. Жидкая фаза поступает в сепаратор низкого давления, и после испарения газообразных продуктов из нее при определенной температуре и давлении жидкость направляется в ректификационную колонну для окончательного удаления сероводорода и легких фракций.

Особенностью жидкофазного процесса гидроочистки заключается в его проведении при относительно низком соотношении циркулирующего водорода к исходному сырью, которое составляет от 45 до 270 м³/м³. Этот метод обеспечивает более высокую степень обессеривания по сравнению с парофазным методом, где циркуляция водорода составляет от 800 до 1800 м³/м³. Низкое соотношение циркуляции водородного газа к сырью также приводит к снижению капитальных затрат на строительство и операционные расходы. Процесс жидкофазного обессеривания осуществляется при температуре от 350 °С до 390 °С, давлении от 4,3 до 4,5 МПа и соотношении циркуляции водородного газа к сырью от 45 до 270 м³/м³. В результате обработки достигается степень обессеривания от 80 % до 90 %.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		25

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Гидроочистка в настоящее время является одним из основных методов обогащения бензинов, дизельных и реактивных топлив, газойлей и прочих нефтепродуктов. Обогащение представляет собой процесс удаления из сырья соединений, содержащих серу, азот и кислород. Присутствие гетероатомных соединений в нефтяных фракциях способствует увеличению образования кокса и нагара в двигателях ведет к увеличению выбросов сернистых оксидов в атмосферу и, что является особенно значимым, снижает качество самого топлива

Добываемая в Российской Федерации нефть, как правило, относится к категории сернистого и высокосернистого сырья. Концентрация кислородсодержащих и азотсодержащих соединений в этой нефти обычно ниже по сравнению с содержанием серы в органических соединениях нефти. В некоторых случаях содержание серы в нефти может достигать до 10 %. При дистилляции нефтяных фракций с увеличением температуры количество серы также увеличивается. Эффективное удаление сернистых соединений способствует значительному увеличению срока службы двигателей, снижению или полному устранению коррозии оборудования при переработке и транспортировке нефтепродуктов, а также повышению их стабильности к образованию смол при хранении.

В отдельных дистиллятных фракциях содержание сернистых соединений может превышать 15 % по массе. Поскольку вопрос извлечения и качественного использования сернистых соединений до сих пор не полностью решен, в процессе гидроочистки они подвергаются разложению.

Керосиновые и дизельные фракции содержат разнообразные сульфиды и тиофены различной структуры. В таблице 3 представлено групповое содержа-

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Жанов Д.А.</i>			<i>Расчет установки гидроочистки керосиновой фракции</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г.Г.</i>				<i>У</i>	<i>26</i>	<i>63</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИКуИН, гр. 0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

ние сернистых соединений в нефтяных фракциях Самотлорского нефтяного месторождения.

Таблица 3 – Распределение серы и сернистых соединений по фракциям

Соединения серы	Нефтяная фракция		
	н.к. – 180 °С	180 – 350 °С	> 350 °С
Меркаптаны	0,09	0,18	–
Дисульфиды	0,02	–	–
Сульфиды	0,10	0,36	0,9
Тиофены	0,02	0,67	1,9
Итого	0,23	1,21	2,8

Из представленных данных в таблице 3 видно, что при увеличении температуры кипения нефтяных фракций не только увеличивается общее содержание серы, но также увеличивается доля сульфидов и соединений тиофеновой структуры.

Относительные содержания различных тиофеновых соединений в сырье для реактивного топлива существенно изменяют в зависимости от типа нефти, состава фракций сырья и предшествующего каталитического или термического обработки сырья. Также различается реакционная способность этих соединений к гидрогенизации.

Эффективность гидроочистки дистиллятов от серы и других соединений зависит от множества факторов, включая тип углеводородного сырья, температуру процесса, парциальное давление водорода и его кратность циркуляции, а также объемную скорость подачи сырья.

В условиях процесса степень очистки сырья снижается с его утяжелением. С увеличением средней молярной массы соединений в нем, содержащих серу в структурах, устойчивых к гидрированию, увеличивается их доля. При повышении средней молекулярной массы и веса сырья все большая его часть находится в жидкой фазе во время гидроочистки, что затрудняет транспортировку водородсодержащего газа к поверхности катализатора. Увеличение массы сырья при

жидкофазной гидроочистке приводит к снижению скорости диффузии водорода через жидкостную пленку на катализаторе из-за увеличения вязкости и снижения растворимости водорода при данных условиях. Также глубина очистки снижается с увеличением количества полициклических ароматических углеводородов, смол и асфальтенов в сырье, которые устойчивы к гидрированию и тесно адсорбируются на катализаторе. Качество получаемой продукции должно соответствовать стандарту ГОСТ 10227-2013 [12].

2.2 Технологическая схема процесса гидроочистки

Технологическая схема установки гидроочистки керосина с применением высокотемпературной сепарации представлена на рисунке 2. На схеме представлены следующие потоки: I – керосин на очистку; II – газосырьевая смесь; III – газопродуктовая смесь; IV – водородсодержащий газ; V – очищенный керосин; VI – газы и пары отгона; VII – свежий газ; VIII – орошение; IX – газы отдува; X – конденсат промывки; XI – газы и пары; XII – ингибитор; XIII – вода;

Сырье подается насосом 4 через теплообменники 8 и 6 для смешивания с предварительно нагретым в теплообменниках 12 и 5 водородсодержащим газом. Полученная газосырьевая смесь проходит через змеевики печи 3 и поступает в реактор с неподвижным слоем катализатора при давлении до 6,5 МПа и температуре около 360 °С. Газопродуктовая смесь, выходящая снизу реактора, охлаждается в кипятыльнике 18 и теплообменниках 5 и 6, а затем направляется в сепаратор 9. В горячем сепараторе 9 при давлении около 6 МПа происходит разделение смеси на жидкую и газопаровую фазы. Жидкая фаза представляет собой гидроочищенный керосин с растворенными в нем газами и бензиновыми фракциями (отгон), которая затем проходит физическую стабилизацию в колонне 17.

Смесь газов и паров по выходе из сепаратора (при высоком давлении) охлаждается в соединенных последовательно теплообменниках 12 и 16. Перед входом в теплообменник 12 в данную смесь впрыскиваются конденсационная вода и раствор ингибитора коррозии, поскольку участок от теплообменника 12 и до

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		28

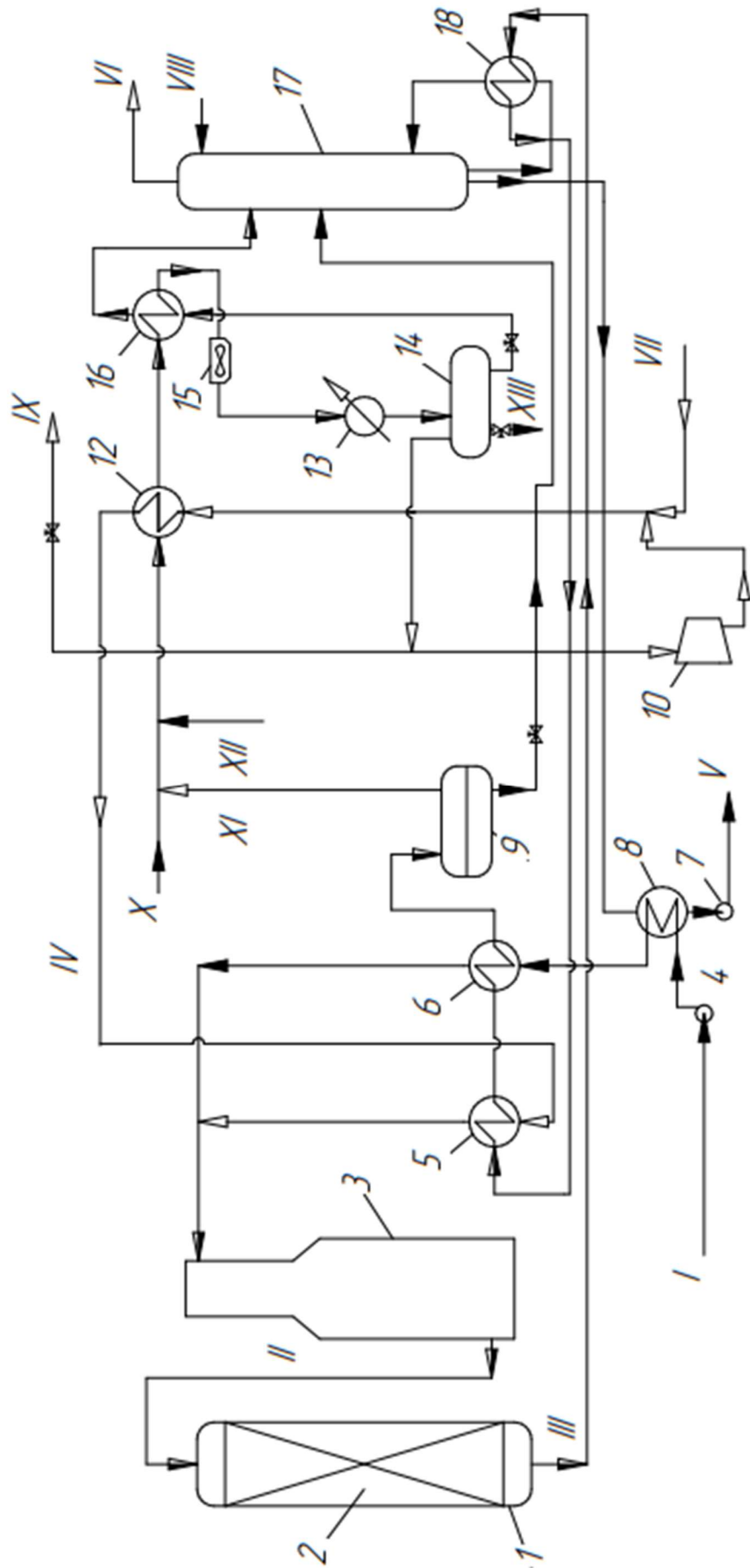


Рисунок 2 – Технологическая схема гидроочистки керосина

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.484426.180301 ПЗ

конденсатора-холодильника 15 включительно наиболее подвержен коррозии кислым сульфитом аммония. Предпочтительно, чтобы на этом участке при температуре охлаждающегося потока ниже 177 °С скорость движения смеси не превышала 9 м/с. Поступающая из водяного конденсатор-холодильника 13 трехфазная смесь разделяется при давлении 3,7 МПа и температуре около 43 °С в низкотемпературном (холодном) сепараторе 14. Отстоянный от воды углеводородный конденсат, состоящий преимущественно из бензиновых и легких керосиновых фракций, по выходе из сепаратора 14 нагревается в теплообменнике 16 и поступает в стабилизационную колонну 17. Уходящий из сепаратора 14 водородсодержащий газ, пройдя приемник 11, сжимается компрессором 10 примерно до 4,9 МПа, затем объединяется со свежим газом – техническим водородом. После нагрева в теплообменниках и 5 смесь газов присоединяется к нагретому сырью. Из стабилизационной колонны 17 сверху уходят пары отгона и газы, а снизу – очищенный керосин. Режим работы колонны выдерживается таким, чтобы получить продукт с нужной температурой вспышки, температура низа этой колонны 267 °С, давление 1,44 МПа. Перед теплообменником 12 в поток горячей газопаровой смеси впрыскиваются вода и раствор ингибитора, при этом температура смеси понижается до 205 °С. Далее смесь поступает в теплообменник 12. В горячем сепараторе 9 газопродуктовая смесь разделяется при несколько более высокой температуре.

В системе циркуляции водородсодержащего газа общий перепад давления (после и до компрессора 10) составляет 1,19 МПа, что для данных установок не считается чрезмерным. Однако расход энергии на сжатие компрессором циркуляционного газа увеличивается с ростом гидравлического сопротивления системы и при проектировании величина этого сопротивления должна быть найдена достаточно точно.

При объединении нагретых потоков сырья и газа часть сырья переходит в парообразное состояние (испаряющим агентом является газ), на что затрачивается тепло, поэтому температура смеси понижается в данном случае приблизительно на 35 °С.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						30
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

В наиболее высокотемпературных теплообменных аппаратах 5, 6 и 18 через трубное пространство проходит газопродуктовая смесь, т.е. греющая среда, а через межтрубное – нагреваемая среда.

Температура возвращаемого в нижнюю зону стабилизационной колонны 17 продукта – рециркулянта – регулируется изменением количества газопродуктовой смеси, пропускаемой через кипятильник и являющейся в данном случае теплоносителем.

2.3 Расчет блока гидроочистки керосиновой фракции

Производительность установки по сырью составляет 1276616 т/год или 145732,5 кг/ч. В качестве сырья используется керосиновая фракция от 150 °С до 250 °С.

Характеристика сырья:

Керосиновая фракция 150 °С – 250 °С; плотность – 790 кг/м³; содержание серы – 0,2 % по массе, в том числе меркаптановой – 0,04 %; сульфидной – 0,03 %; дисульфидной – 0,03 %; тиофеновой – 0,1 %.

Плотность гидроочищенной керосиновой фракции – 789 кг/м³.

Остаточное содержание серы в продукте $S_o = 0,0005$ % по массе.

Глубина гидрообессеривания:

$$\frac{\Delta S}{S_o} = \frac{S_o - S_{ост.}}{S_o} = \frac{0,2 - 0,0005}{0,2} \cdot 100 = 99,75 \% \quad (15)$$

где ΔS – количество удаленных из сырья сернистых соединений, $\Delta S = 0,2 - 0,0005 = 0,1995$ % по массе.

Параметры процесса приведены в таблице 4. Процесс проводится на никель-молибденовом катализаторе марки DN-3531.

Таблица 4 – Параметры процесса гидроочистки керосиновой фракции

Наименование параметров	Значения параметров	Единицы измерения
Давление, р	6,2	МПа
Температура сырья на входе, $t_{вх}$	294	°С

Наименование параметров	Значения параметров	Единицы измерения
Кратность циркуляции водородсодержащего газа к сырью, χ	150	$\text{м}^3/\text{м}^3$
Объемная скорость подачи сырья, ν	12,65	ч^{-1}
Число рабочих дней в году	335	сутки

2.3.1 Выход гидроочищенной керосиновой фракции

Материальный баланс процесса предварительной гидроочистки прямогонной керосиновой фракции, используя заводские и литературные данные [39], представим в виде таблицы 5.

Таблица 5 – Материальный баланс процесса предварительной гидроочистки прямогонной керосиновой фракции

Наименование	Приход		Расход	
	кг/ч	% массы	кг/ч	% массы
Прямогонная керосиновая фракция 150 – 250 °С	145732,50	98,87	–	–
ВСГ	1661,35	1,13	–	–
Керосин			143546,51	97,39
Сероводород	–	–	786,96	0,54
Углеродородный газ	–	–	874,40	0,59
Потери	–	–	2185,99	1,48
Итого	147393,85	100,00	147393,85	100,00

Таким образом, выход гидроочищенной керосиновой фракции составляет 97,39 % по массе или 143546,51 кг/ч, что равняется 3440,71 т/сутки.

2.3.2 Расход водорода на гидроочистку

Водород в процессе гидроочистки расходуется на:

1) Гидрогенолиз сероорганических соединений:

$$G_1 = m \cdot \Delta S \quad (16)$$

где G_1 – расход 100 %-ного водорода, % по массе на сырье;
 ΔS – количество серы, удаляемое при гидроочистке, % по массе на сырье;
 m – коэффициент, зависящий от характера сернистых соединений, приведен в таблице 6.

Таблица 6 – Значение коэффициента m для соединений серы

Соединение	Значение коэффициента m
Сероводород	0,0000
Свободная сера	0,0625
Меркаптаны	0,0620
Сульфиды	0,1250
Дисульфиды	0,0938
Тиофены	0,2500
Бензотиофены	0,1870
Тиофаны	0,1250

Наибольшей стабильностью при проведении процесса гидроочистки отличаются тиофеновые соединения, поэтому при расчете принимаем, что вся остаточная сера в гидрогенизате – тиофеновая, а остальные сероорганические соединения разлагаются полностью, тогда:

$$G_1 = 0,04 \cdot 0,06 + 0,03 \cdot 0,125 + 0,03 \cdot 0,0938 + (0,2 - 0,0005) \cdot 0,25 = 0,0338 \%$$

2) Расход водорода на гидрирование непредельных углеводородов:

$$G_2 = \frac{2\Delta C_H}{M} \quad (17)$$

где G_2 – расход 100 %-го водорода, % массы на сырье;

ΔC_H – разность содержания непредельных углеводородов в сырье и гидрогенизате, % массы на сырье;

M – средняя молекулярная масса сырья.

Молекулярную массу сырья находим по формуле Крэга:

$$M = \frac{44,29 \cdot \rho_{15}^{15}}{1,03 - \rho_{15}^{15}} \quad (18)$$

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5 \cdot \alpha, \rho_{15}^{15} = 0,790 + 5 \cdot 0,00078 = 0,7939$$

$$M = \frac{44,29 \cdot 0,7939}{1,03 - 0,7939} = 148,93$$

Принимая, что степень гидрирования непредельных углеводородов и гидрогенолиза сернистых соединений одинакова, находим:

$$G_2 = \frac{2 \cdot 3,71}{148,93} = 0,05 \% \text{ по массе на сырье.}$$

Потери водорода с отходящими потомками (с отдувом и жидким гидрогенизатом).

Мольную долю водорода, растворенного в гидрогенизате, можно рассчитать из условий фазового равновесия в газосепараторе высокого давления:

$$x'_{H_2} = \frac{y'_{H_2}}{K_p} \quad (19)$$

где x_{H_2} , y_{H_2} – мольные доли водорода в паровой и жидкой фазах (в рассматриваемом случае y_{H_2} равняется объемной концентрации водорода в циркулирующем газе, то есть 0,72);

K_p – константа фазового равновесия (для условий газосепаратора высокого давления при 40 °С и 3,2 МПа $K_p = 38,4$);

$$x'_{H_2} = \frac{0,72}{38,4} = 0,019$$

Потери водорода от растворения в гидрогенизате:

$$G_3 = \frac{x'_{H_2} \cdot M_{H_2} \cdot 100}{x'_{H_2} \cdot M_{H_2} + (1 - x'_{H_2}) \cdot M}, \quad (20)$$

где M – молекулярная масса гидрогенизата.

$$M = \frac{44,29 \cdot 0,7927}{1,03 - 0,7927} = 147,95$$

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						34
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$G_3 = \frac{0,019 \cdot 2 \cdot 100}{0,019 \cdot 2 + (1 - 0,019) \cdot 147,95} = 0,026 \% \text{ массы}$$

Потери водорода через неплотность соединений можно определить по формуле:

$$G_4 = \frac{K_{ц} \cdot 0,01 \cdot M_{H_2} \cdot 100}{22,4 \cdot \rho} \quad (21)$$

где $K_{ц}$ – кратность циркуляции водородсодержащего газа, m^3/m^3 ;

ρ – плотность сырья, kg/m^3 ;

M – молекулярная масса водорода.

$$G_4 = \frac{150 \cdot 0,01 \cdot 2 \cdot 100}{22,4 \cdot 790} = 0,017 \% \text{ массы.}$$

Общий расход водорода в процессе гидроочистки:

$$G_{H_2} = G_1 + G_2 + G_3 + G_4 = 0,0338 + 0,05 + 0,026 + 0,017 = 0,1268 \% \text{ массы.}$$

Расход свежего ВСГ на гидроочистку равен:

$$G_{H_2}^0 = \frac{G_{H_2}}{0,926} = \frac{0,1268}{0,926} = 0,1369 \% \text{ массы} \quad (22)$$

где 0,926 – содержание водорода в свежем ВСГ, масс. доли.

2.4 Уточненный материальный баланс блока гидроочистки керосиновой фракции.

Рассчитываем выход сероводорода по формуле:

$$B_{H_2S} = \frac{\Delta S \cdot M_{H_2S}}{M_S} = \frac{(0,2 - 0,0005) \cdot 34}{32} = 0,212 \% \text{ масс.} \quad (23)$$

Таким образом, балансовым сероводородом поглощается $0,212 - 0,1995 = 0,0125 \%$ массы водорода.

Количество водорода, вошедшего при гидрировании в состав керосина:

$$G_1 + G_2 - 0,0125 = 0,0338 + 0,05 - 0,0125 = 0,0713 \% \text{ масс.}$$

Уточненный выход гидроочищенного керосина:

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						35
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$B_k = 97,39 + 0,0713 = 97,461 \text{ \% масс.}$$

Тогда уточненный материальный баланс блока гидроочистки представлен в таблице 7.

Таблица 7 – Уточненный материальный баланс блока гидроочистки керосина

Наименование	Приход		Расход	
	кг/ч	% массы	кг/ч	% массы
Прямогонная керосиновая фракция 150 – 250 °С	145732,50	99,86	–	–
ВСГ	199,51	0,14	–	–
Керосин			142226,81	97,461
Сероводород	–	–	500,55	0,343
Углеводородный газ	–	–	1074,06	0,736
Потери	–	–	2159,79	1,480
Итого	145932,01	100,00	145932,01	100,00

Уточненный выход углеводородного газа составляет 1,1262 % мас. на сырье. Он складывается из углеводородных газов, поступающих со свежим ВСГ, газов, образующихся при гидрогенолизе, а также абсорбированного гидрогенизатором водорода. Механические потери водорода в балансе присоединены к углеводородному газу.

$$0,1369 \cdot (1 - 0,926) + 0,678 + 0,026 + 0,017 = 0,731$$

2.5 Материальный баланс реактора

В реактор поступает сырье, свежий и циркулирующий водородсодержащий газ. Принимаем состав ЦВСГ согласно заводским данным. Состав ЦВСГ приведен в таблице 8.

Таблица 8 – Состав циркулирующего водородсодержащего газа

Показатель	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀
Мольная доля, у'	0,960	0,012	0,008	0,010	0,010
Массовая доля, у	0,569	0,057	0,071	0,131	0,172

Средняя молекулярная масса ЦВСГ:

$$M_{\text{ЦВСГ}} = \sum M_i \cdot y_i = 2 \cdot 0,96 + 16 \cdot 0,012 + 30 \cdot 0,008 + 44 \cdot 0,01 + 58 \cdot 0,01 = 3,37 \text{ кг/моль}$$

Расход ЦВСГ на 100 кг сырья:

$$G_{\text{ЦВСГ}} = \frac{100 \cdot \chi \cdot M_{\text{ЦВСГ}}}{22,4 \cdot \rho_c} = \frac{100 \cdot 150 \cdot 3,37}{22,4 \cdot 790} = 2,86 \text{ кг}$$

На основании данных материального баланса (таблица 7) составляем материальный баланс реактора, представленный в таблице 9.

Таблица 9 – Материальный баланс реактора гидроочистки керосина

Наименование	Приход		Расход	
	кг/ч	% массы	кг/ч	% массы
Прямогонная керосиновая фракция 150 – 250 °С	145732,50	97,00	–	–
ВСГ	199,51	0,14	–	–
ЦВСГ	4167,95	2,86	2623,75	1,748
Керосин			143649,98	95,703
Сероводород	–	–	507,34	0,338
Углеводородный газ	–	–	1097,23	0,731
Потери	–	–	2221,48	1,480
Итого	150099,96	100,00	150099,96	100,000

2.6 Тепловой баланс реактора

Уравнение теплового баланса реактора гидроочистки имеет вид:

$$Q_C + Q_{\text{ВСГ}} + Q_S + Q_{\text{Г.Н.}} = \Sigma Q_{\text{СМ.}} \quad (24)$$

где Q_C , $Q_{\text{ВСГ}}$ – тепло, вносимое в реактор с сырьем, свежим и циркулирующим ВСГ;

Q_S , $Q_{\text{Г.Н.}}$ – тепло, выделяемое при протекании реакций гидрогенолиза сернистых и непредельных соединений;

$\Sigma Q_{\text{см}}$ – тепло, отводимое из реактора реакционной смесью.

Средняя теплоемкость реакционной смеси при гидроочистке незначительно изменяется в ходе процесса, поэтому тепловой баланс реактора можно записать в следующем виде:

$$G \cdot \bar{c} \cdot t_0 + \Delta S \cdot q_s + \Delta C_H \cdot q_H = G \cdot \bar{c} \cdot t \quad (25)$$

$$t = t_0 + \frac{\Delta S \cdot q_s + \Delta C_H \cdot q_H}{G \cdot \bar{c}} \quad (26)$$

где G – суммарное количество реакционной смеси, % масс.;

\bar{c} – средняя теплоемкость реакционной смеси, кДж/(кг · К);

$\Delta S, \Delta C_H$ – количество серы и непредельных, удаленных из сырья, % масс.;

t, t_0 – температуры на входе и выходе из реактора;

q_s, q_H – тепловые эффекты гидрирования сернистых и непредельных соединений, кДж/кг.

Определение численного значения всех переменных в уравнении:

1. Значение t_0 принимаем равным 294 °С.

2. Суммарное количество реакционной смеси на входе в реактор составляет 102,9969 кг.

3. Количество серы, удаленное из сырья $\Delta S = 0,1995$ % масс.

Глубину гидрирования непредельных углеводородов можно принять равной глубине обессеривания, тогда количество непредельных углеводородов, удаленное из сырья, составит:

$$\Delta C_H = 1,9 \cdot 0,9975 = 1,895 \text{ \% масс.}$$

4. Количество тепла, выделяемое при гидрогенолизе сернистых соединений на 100 кг сырья при заданной глубине обессеривания составит:

$$Q_s = \Sigma g_{S_i} \cdot q_{S_i} \quad (27)$$

где g_{S_i} – количество разложенных сероорганических соединений, кг;

q_{S_i} – тепловые эффекты гидрогенолиза отдельных сероорганических соединений, кДж/кг, [42];

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						38
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Тепловые эффекты гидрогенолиза сероорганических соединений приведены в таблице 10.

Таблица 10 – Тепловые эффекты гидрогенолиза сероорганических соединений

Вещество	Меркаптано- вая сера	Сульфидная сера	Дисульфид- ная сера	Тиофеновая сера
q_{Si} , кДж/кг	2100	3500	5060	8700

$$Q_S = 0,04 \cdot 2100 + 0,03 \cdot 3500 + 0,03 \cdot 5060 + 0,1 \cdot 8700 = 1210,8 \text{ кДж.}$$

5. Количество тепла, выделяемое при гидрировании непредельных углеводородов, равно 126 кДж/моль.

$$Q_H = \frac{\Delta C_H \cdot q_H}{M_{cp}} = \frac{1,895 \cdot 126 \cdot 10^3}{147,95} = 1613,9 \text{ кДж}$$

6. Среднюю теплоемкость ЦВСГ находим на основании данных по теплоемкости отдельных компонентов [39]:

$$c_{\text{ЦВСГ}} = \sum c_{p_i} \cdot y_i, \quad (28)$$

где c_{p_i} – теплоемкость отдельных компонентов с учетом поправок на t и p , кДж/(кг · К);

y_i – массовая доля каждого компонента в ЦВСГ.

Теплоемкости компонентов циркулирующего водородсодержащего газа приведены в таблице 11.

Таблица 11 – Теплоемкость индивидуальных компонентов

Показатель	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀
c_p , кДж/(кг · К)	14,570	3,350	3,290	3,230	3,180
y_i	0,569	0,057	0,071	0,131	0,172

$$c_{\text{ЦВСГ}} = 14,57 \cdot 0,569 + 3,35 \cdot 0,057 + 3,29 \cdot 0,07 + 3,23 \cdot 0,131 + 3,18 \cdot 0,17 = 9,68 \text{ кДж/(кг · К)}$$

Средняя теплоемкость свежего ВСГ определяется аналогично:

$$c_{\text{ВСГ}} = 14,57 \cdot 0,926 + 3,35 \cdot 0,074 = 13,74 \text{ кДж/(кг · К)}$$

Энтальпию паров при $t_0 = 294 \text{ }^\circ\text{C}$ определяем по Приложению 3, [39]:

$$I_n^{294} = 955,5 \text{ кДж/кг.}$$

Поправку на давление находим по значениям приведенных температур и давления.

Абсолютная критическая температура сырья определяется с использованием графика, представленного на рисунке 3.

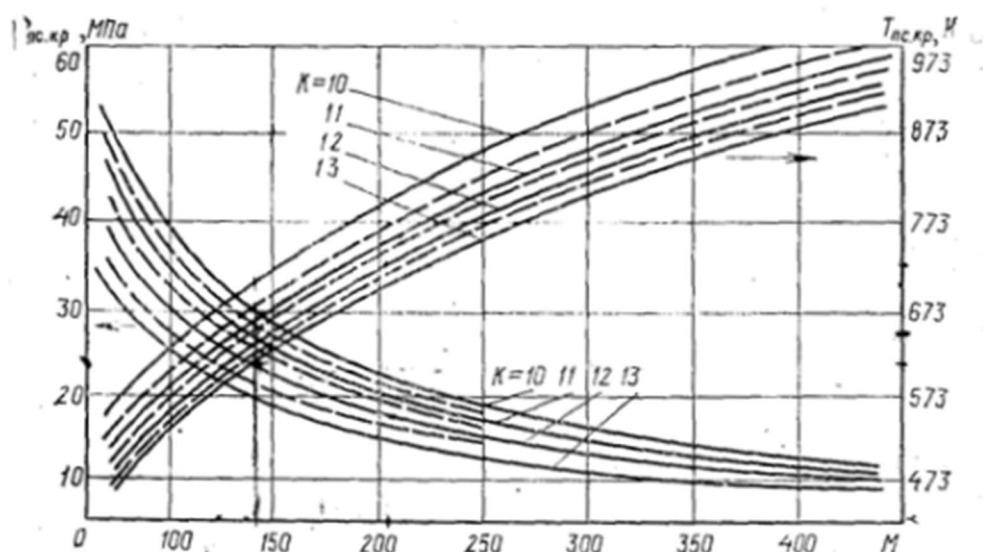


Рисунок 3 – График для определения критических параметров нефтяных фракций в зависимости от их молекулярной массы M и характеризующего фактора

Характеризующий фактор определяем по формуле:

$$K = \frac{1,216 \cdot \sqrt[3]{T_{\text{cp}}}}{d_{15}^{15}}, \quad (29)$$

где T_{cp} – средняя температура выкипания фракции, К.

$$K = \frac{1,216 \cdot \sqrt[3]{\frac{150+250}{2} + 273}}{0,7939} = 11,93$$

Принимаем $T_{\text{кр}} = 648 \text{ К.}$

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
------	------	----------	-------	------

Приведенная температура равна:

$$T_{пр} = \frac{T}{T_{кр}} = \frac{567}{648} = 0,875.$$

Критическое давление сырья вычислим по формуле:

$$P_{кр} = \frac{A \cdot T_{кр}}{M \cdot 10} \quad (30)$$

Для светлых нефтепродуктов А равняется 6,3:

$$P_{кр} = \frac{6,3 \cdot 648}{148,93 \cdot 10} = 2,74 \text{ МПа,}$$

Приведенное давление рассчитываем по формуле:

$$P_{пр} = \frac{P}{P_{кр}} = \frac{6,2}{2,74} = 2,26$$

Для найденных значений $T_{пр}$ и $P_{пр}$, используя график для определения поправки, приведенный на рисунке 4, находим поправку на энтальпию.

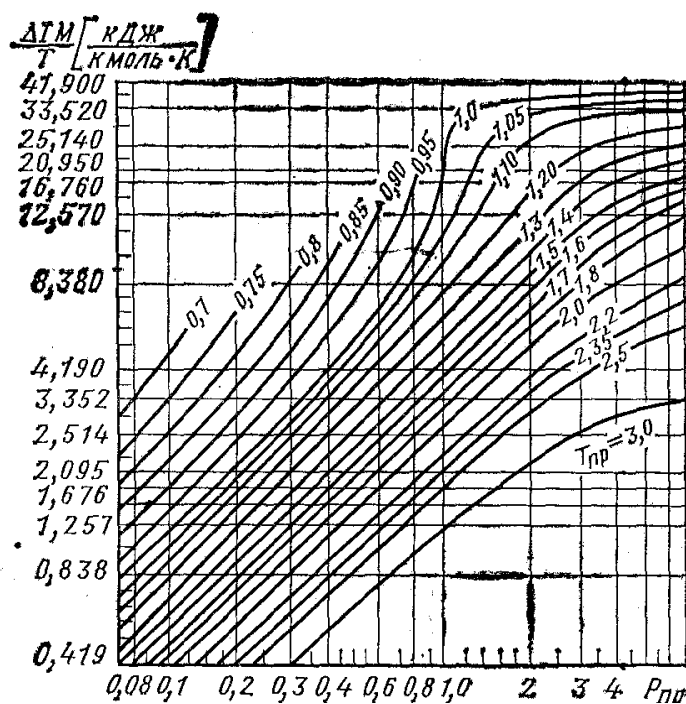


Рисунок 4 – График для определения поправки к энтальпии паров в зависимости от приведенных параметров

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

$$\frac{\Delta I \cdot M}{T} = 10,3 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{К}),$$

$$\Delta I = \frac{10,3 \cdot T}{M} = \frac{10,3 \cdot 567}{148,93} = 39,21 \text{ кДж}/\text{кг}.$$

Энтальпия сырья с поправкой на давление:

$$I^{294} = 955,5 - 39,21 = 916,29 \text{ кДж}/\text{кг}.$$

Теплоемкость сырья с поправкой на давление:

$$c_c = \frac{916,29}{567} = 1,616 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

Средняя теплоемкость реакционной смеси составляет:

$$\bar{c} = \frac{c_{\text{ср}} \cdot 100 + c_{\text{цвсг}} \cdot c_{\text{всг}}}{G_{\text{см}}}, \quad (31)$$

$$\bar{c} = \frac{1,616 \cdot 100 + 9,68 \cdot 2,86 + 13,74 \cdot 0,1369}{102,9969} = 1,856 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

Подставив найденные величины в уравнение (2.), находим температуру на выходе из реактора:

$$t = 294 + \frac{1210,8 + 1613,9}{102,9969 \cdot 1,856} = 308,8 \text{ }^\circ\text{C}.$$

2.7 Расчет объема катализатора

Для расчета объема слоя катализатора используем формулу [39]:

$$V_k = \frac{G_c}{\rho_c^{20} \cdot v}, \quad (32)$$

где G_c – производительность реактора, кг/ч;

ρ_c^{20} – плотность сырья при 20 °С;

v – объемная скорость подачи сырья $\text{нм}^3/\text{м}^3$.

$$V_k = \frac{145732,5}{790 \cdot 12,65} = 14,58 \text{ м}^3$$

2.8 Расчет размеров реактора

Диаметр реактора принимаем равным $D = 3600$ мм.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						42
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Высота слоя катализатора:

$$H_{\text{кат}} = \frac{V_{\text{кат}}}{F}, \quad (33)$$

где F – площадь поперечного сечения реактора:

$$F = \pi \cdot r^2 \quad (34)$$

$$F = 3,14 \cdot 1800^2 = 10173600 \text{ мм}^2 = 10,17 \text{ м}^2,$$

Тогда высота слоя равна:

$$H_{\text{кат}} = \frac{14,58}{10,17} = 1,43 \text{ м}$$

Общая высота катализатора:

$$H_{\text{общ}} = H_{\text{цил}} + H_{\text{дн}}, \quad (35)$$

где $H_{\text{цил}}$ – высота цилиндрической части реактора, м;

$H_{\text{дн}}$ – высота двух полусферических днищ, м;

$$H_{\text{дн}} = 2 \cdot r = D = 3,6 \text{ м}$$

$$H_{\text{цил}} = H_{\text{кат}} + H_{\text{фш}}, \quad (36)$$

где $H_{\text{ф.ш.}}$ – высота слоя фарфоровых шариков, $H_{\text{ф.ш.}} = 1,33$ м (заводские данные);

$$H_{\text{цил}} = 1,43 + 1,33 = 2,76 \text{ м}$$

$$H_{\text{общ}} = 2,76 + 3,6 = 6,36 \text{ м}$$

2.9 Расчет потери напора в слое катализатора

Потерю напора в слое катализатора вычисляем по формуле:

$$\frac{\Delta P}{H} = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)^2 \cdot 0,1 \cdot \mu \cdot u}{\varepsilon^3 \cdot d^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho \cdot u^2}{\varepsilon^3 \cdot d \cdot g} \quad (37)$$

где ε – порозность слоя катализатора;

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						43
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

u – линейная скорость движения потока, фильтрующегося через слой катализатора, м/с/;

μ – динамическая вязкость, Па · с/;

d – средний диаметр частиц, м/;

ρ – плотность смеси в условиях процесса, кг/м³.

Порозность слоя вычисляют по формуле:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\gamma_H}{\gamma_K}, \quad (38)$$

где γ_H – насыпная плотность катализатора, кг/м³;

γ_K – кажущаяся плотность катализатора, кг/м³.

$$\varepsilon = 1 - \frac{680}{1210} = 0,438.$$

Линейная скорость потока равна:

$$u = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}, \quad (39)$$

где V – объем реакционной смеси, включающий объем сырья V_c и объем циркулирующего ВСГ $V_{ц}$.

Объем сырья рассчитывают по формуле:

$$V_c = \frac{G_c \cdot 22,4 \cdot z_c \cdot P_{атм} \cdot (t_{ср} + 273)}{M_c \cdot P \cdot 273}, \quad (40)$$

где G_c – расход сырья в реакторе, кг/ч/;

z – коэффициент сжимаемости, при $T_{пр} = 0,875$ и $P_{пр} = 2,26$, $z = 0,32$;

$t_{ср}$ – средняя температура в реакторе – 301,4 °С/;

P – давление в системе, 6,2 МПа/;

$P_{атм}$ – атмосферное давление, МПа/;

M_c – молекулярная масса сырья.

$$V_c = \frac{145732,5 \cdot 22,4 \cdot 0,32 \cdot 0,1 \cdot (301,4 + 273)}{148,93 \cdot 6,2 \cdot 273} = 113,13 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						44
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Объем циркулирующего газа составит:

$$V_{ц} = \frac{G_{ц} \cdot 22,4 \cdot z_{ц} \cdot P_{атм} \cdot (t_{ср} + 273)}{M_{ц} \cdot P \cdot 273}; \quad (41)$$

$$V_{ц} = \frac{4167,95 \cdot 22,4 \cdot 1 \cdot 0,15 \cdot (301,4 + 273)}{3,37 \cdot 6,2 \cdot 273} = 1410,24 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Динамическую вязкость смеси определяют по ее средней молекулярной массе, равной:

$$M_{ср} = \frac{G_c + G_{ц}}{\frac{G_c}{M_c} + \frac{G_{ц}}{M_{ц}}}; \quad (42)$$

$$M_{ср} = \frac{145732,5 + 4367,46}{\frac{145732,5}{148,93} + \frac{4367,46}{3,37}} = 67,756 \text{ кг/моль}.$$

По уравнению Фроста находим динамическую вязкость:

$$\mu = T \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \lg M) \cdot 10^{-8}; \quad (43)$$

$$\mu = (308,8 + 273) \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \lg 67,756) \cdot 10^{-8} = 0,0000144 \text{ (кг} \cdot \text{с)/м}^2.$$

Плотность реакционной смеси в условиях процесса равна:

$$\rho = \frac{G_c + G_{ц}}{V_c + V_{ц}}; \quad (44)$$

$$\rho = \frac{145732,5 + 4367,46}{113,13 + 1410,24} = 98,53 \text{ кг/м}^3.$$

По формуле (37) определим потерю напора в слое катализатора:

$$\frac{\Delta P}{H} = \frac{150 \cdot (1 - 0,438)^2 \cdot 0,1 \cdot 0,0000144 \cdot 0,286}{0,438^3 \cdot 0,004^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - 0,438) \cdot 98,53 \cdot 0,286^2}{0,438^3 \cdot 0,004 \cdot 9,81} =$$

$$= 2418,45 \text{ кгс/м}^3;$$

$$\Delta P = 1,43 \cdot 2418,45 = 3458,38 \text{ кгс/м}^2.$$

2.10 Расчет теплообменного аппарата

Необходимо рассчитать кожухотрубчатый теплообменник δ . В трубном пространстве теплообменника нагревается поток керосиновой фракции от тем-

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						45
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

пературы 70 °С до 170 °С. В межтрубном пространстве охлаждается поток гидроочищенного керосина от температуры 265 °С до 160 °С. Исходные данные потока керосиновой фракции, поступающей на нагревание, представлены в таблице 12.

Таблица 12 – Исходные данные сырьевого потока

Показатель	Значение
Температура на входе, °С	70
Температура на выходе, °С	170
Расход керосиновой фракции, кг/ч	145732,50
Плотность керосиновой фракции, кг/м ³	790

1. Рассчитаем среднюю температуру гидроочищенного потока керосина, находящегося в межтрубном пространстве:

$$t_{\text{ср.т}} = \frac{t_{\text{г.п(вх)}} + t_{\text{г.п(вых)}}}{2} \quad (45)$$

где $t_{\text{г.п(вх)}}$ – начальная температура гидроочищенного потока, °С;

$t_{\text{г.п(вых)}}$ – конечная температура гидроочищенного потока, °С.

$$t_{\text{ср.т}} = \frac{265 + 160}{2} = 212,5 \text{ °С}$$

2. Находим тепловую нагрузку теплообменника по формуле:

$$Q = G_{\text{г.п}} \cdot C_{\text{г}} \cdot (t_{\text{г.п(вых)}} - t_{\text{г.п(вх)}}) \cdot X \quad (46)$$

где $G_{\text{г.п}}$ – массовый расход гидроочищенного потока, кг/с (39,9 кг/с);

X – коэффициент потерь тепла в окружающую среду ($X = 1$).

$$Q = 39,9 \cdot 1880 \cdot (265 - 160) \cdot 1 = 7,9 \text{ МВт}$$

Расход сырьевого потока, нагреваемого в теплообменнике, принимаем равным $G_{\text{с.п}} = 145732,50 \text{ кг/ч} = 40,5 \text{ кг/с}$.

3. Построим температурные схемы:

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						46
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

70 → 170

160 ← 265

Большая разность температур:

$$\Delta t_6 = 265 - 170 = 95 \text{ }^\circ\text{C}$$

Меньшая разность температур:

$$\Delta t_m = 160 - 70 = 90 \text{ }^\circ\text{C}$$

Отношении $\frac{\Delta t_6}{\Delta t_m} < 2$, следовательно среднюю температуру гидроочищенного керосина оставляем прежней.

4. Средняя разность температур теплоносителей определяется по формуле:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 + \Delta t_m}{2} \quad (47)$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{95 + 90}{2} = 92,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

5. Площадь поверхности теплообмена рассчитываем по формуле:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} \quad (48)$$

где Q – тепловая нагрузка теплообменника, Вт;

K – коэффициент теплопередачи, Вт/м² · К.

$$F = \frac{7,9 \cdot 10^6}{43 \cdot 92,5} = 1986 \text{ м}^2$$

Объемный расход гидроочищенной керосиновой фракции равен:

$$V_{z.n} = \frac{G_{г.л}}{\rho} \quad (49)$$

$$V_{z.n} = \frac{39,9}{789} = 0,05 \text{ м}^3/\text{с}$$

Для дальнейшего расчета выбираем стальное бесшовные трубы теплообменника диаметром 25 x 2 мм.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						47
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

5. Необходимое число труб в теплообменнике, которое обеспечивает необходимую скорость движения гидроочищенного потока, рассчитаем по уравнению:

$$n = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot d_{\text{вн}}^2 \cdot v} \quad (50)$$

где V – объемный расход гидроочищенного потока, м³/с;

v – скорость гидроочищенного потока, м/с;

$d_{\text{вн}}$ – внутренний диаметр труб, м.

$$n = \frac{4 \cdot 0,05}{3,14 \cdot 0,021^2 \cdot 0,278} = 520$$

По площади теплопроводящей поверхности ($F = 1986 \text{ м}^2$) и количеству трубок ($n = 520$) можно подобрать теплообменник по ГОСТ 9929-82 [38]. Параметры выбранного кожухотрубчатого теплообменника с температурным компенсатором на кожухе:

Диаметр кожуха – 1,4 м;

Наружный диаметр и толщина стенки теплообменных труб – 25 х 2 мм;

Длина труб – 48 м;

Поверхность теплообмена – 2400 м².

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		48

3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

3.1 Воздействие процесса гидроочистки на окружающую среду

Гидроочистка топлив, представляющая собой один из наиболее широко распространённых методов в современной нефтепереработке, играет важную роль в улучшении качества конечного продукта. В контексте современных технологий переработки, этот процесс опирается на комплексные химико-технические и инженерные решения. Сущность метода заключается в удалении примесей серы и различных серосодержащих соединений посредством гидрогенизации, обеспечивающихся в условиях высокой температуры и давления в присутствии катализаторов.

Наблюдается значительное возрастание значимости процесса гидроочистки, что находит своё объяснение, с одной стороны, в увеличении объёмов добычи сернистых и высокосернистых нефтей, а с другой стороны, в ужесточении экологических и технологических нормативов, связанных с уровнем содержания серы в нефтепродуктах. Установлено, что сера является одним из наиболее вредных для окружающей среды компонентов в топливных продуктах.

Представленные факты вполне логично коррелируют с процессами разложения органических сернистых соединений под воздействием температуры, что имеет место в ходе переработки нефти. Процесс окисления сероводорода до элементарной серы становится основной причиной присутствия серы в конечных продуктах. Стоит отметить, что современные инженерные разработки и каталитические системы позволяют существенно снизить содержание серы, обеспечивая высокие стандарты экологической безопасности и качества топлива.

В результате гидроочистки значительно уменьшается содержание вредных примесей, что, в свою очередь, способствует снижению коррозионного износа аппаратуры и улучшению экологической обстановки на производственных

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Жанов Д.А.</i>				<i>Расчет установки гидроочистки керосиновой фракции</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>48</i>	<i>63</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АмГУ, ИКуИН, гр. 0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

предприятиях. Однако, важным аспектом является то, что гидроочистительные установки имеют существенные экологические недостатки. В ходе их эксплуатации происходят выбросы вредных веществ в атмосферу, которые можно классифицировать на организованные и неорганизованные выбросы.

К организованным выбросам относятся дымовые газы из дымовой трубы печей и выбросы вытяжной системы вентиляции, газы продувки компрессоров на свечу, газы регенерации.

Источниками неорганизованных выбросов являются воздушники аппаратов, продувочная свеча, неплотности технологического оборудования аппаратов.

Основными вредными веществами, выбрасываемыми в атмосферу из источников, являются углеводороды, азотистые соединения, сероводород, окись углерода, сернистый газ. Сырье, основные и побочные продукты производства при больших концентрациях в случае утечки оказывают вредное воздействие на человека и элементы окружающей среды.

Загрязняющими веществами, дополнительно поступающих в промливневую канализацию (с производственными и ливневыми сточными водами) с установки гидроочистки являются нефтепродукты и взвешенные вещества.

3.2 Характеристика отходов производства и потребления

В периоды эксплуатации установок гидроочистки образуются следующие виды отходов, определенные в соответствии с Федеральным классификационным каталогом отходов:

1. Отходы минеральных масел компрессорных (код ФККО 40616601313).
2. Обтирочный материал, загрязненный нефтью или нефтепродуктами (содержание нефти или нефтепродуктов более 15 %) (код ФККО 91920401603).
3. Катализатор на основе оксида алюминия молибденовый, содержащий оксиды кобальта и никеля, отработанный (код ФККО 44100303493).
4. Песок, загрязненный нефтью или нефтепродуктами (содержание нефти и нефтепродуктов 15 % и более) (код ФККО 91920101393).

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		49

5. Керамические изделия, утратившие потребительские свойства, незагрязненные (код ФККО 45911099515).

Основные сведения по характеристике пожароопасных и токсичных свойств сырья, полупродуктов, готовой продукции и отходов производства:

1) Водород. При нормальных условиях является газом, при воздействии на организм человека в больших объемах оказывает удушающее действие. Класс опасности по ГОСТ 12.1.007 – 4.

2) Сероводород. При нормальных условиях является газом. Является сильным нервным ядом, вызывающий смерть от остановки дыхания. При концентрации от 0,03 мг/м³ до 11 мг/м³ – запах от незначительного до тягостного. При более высоких концентрациях – отсутствие запаха вследствие паралича обонятельного нерва. При концентрациях до 280 мг/м³ – головная боль, жжение в глазах, тошнота, концентрации от 1000 мг/м³ и выше приводят к смерти. Класс опасности – 2.

3) Нафта. Агрегатное состояние при нормальных условиях – жидкость. Оказывает наркотическое действие. При высоких концентрациях паров вызывает острое отравление, потерю сознания, функциональное расстройство нервной системы. Раздражает слизистую оболочку и кожу. Класс опасности – 4.

4) Керосин. Агрегатное состояние при нормальных условиях – жидкость. Вдыхание паров керосина вызывает отравление, приводящее к потере сознания. Раздражает слизистую оболочку кожи человека. Вызывает головные боли, головокружение, потерю аппетита, расстройство нервной системы. Класс опасности – 4.

5) Дизельное топливо. Агрегатное состояние при нормальных условиях – жидкость. Раздражает слизистую оболочку и кожу человека. При хроническом отравлении парами дизельного топлива возможны головные боли, головокружение, потеря аппетита, расстройства пищеварения, кожный зуд, жжение в глазах, бессонница, боли в области сердца, легкий кашель и отдышка, общее чувство слабости и недомогание. Класс опасности – 4.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		50

6) Вакуумный газойль. Агрегатное состояние при нормальных условиях – жидкость. При высоких концентрациях вызывает острое отравление. При умеренной – головные боли, слабость. Класс опасности – 4.

7) Диэтаноламин. Агрегатное состояние при нормальных условиях – жидкость. Обладает слабощелочными свойствами, при попадании на слизистую оболочку глаза приводит к ожогу роговицы, при вдыхании паров возможен отек гортани и механическая асфиксия. Класс опасности – 3.

8) Этиленгликоль. Агрегатное состояние при нормальных условиях – жидкость. Обладает наркотическим действием, при попадании внутрь может вызывать хронические отравления с поражением жизненно важных органов. Этиленгликоль может проникать через кожные покровы. Класс опасности – 3.

На предприятиях, где введены в эксплуатацию установки гидроочистки, предусмотрены системы отдельного сбора отходов на участках их образования. Собранные отходы временно накапливаются в установленных местах складирования отходов на территории предприятия.

Характеристика отходов производства и потребления приведена в таблице 13. Образующиеся отходы необходимо передавать для утилизации, обезвреживания и размещения лицензированным организациям, что предотвращает их воздействие на окружающую среду. Отработанные масла подлежат утилизации на предприятии.

Таблица 13 – Характеристика отходов производства и потребления

Наименование отходов	Место образования	Код ФККО	Класс опасности	Состав отходов,
1	2	3	4	5
Отходы минеральных масел компрессорных	Компрессорное оборудование	4 06 166 01 31 3	III	Нефтепродукты; мех. примеси; вода.
Обтирочный материал, загрязненный нефтью или нефтепродуктами	Территория всей установки	9 19 204 01 60 3	III	Хлопчатобумажная ткань; нефтепродукты; мех. примеси; вода.

1	2	3	4	5
Катализатор на основе оксида алюминия молибденовый, содержащий оксиды кобальта и никеля, отработанный	Реактор	4 41 003 03 49 3	III	Диоксид молибдена; оксид никеля.
Песок, загрязненный нефтью или нефтепродуктами (содержание нефти и нефтепродуктов 15 % и более)	Случайные проливы масел на территории установки	9 19 201 01 39 3	III	Песок; Нефтепродукты.
Керамические изделия прочие, утратившие потребительские свойства, загрязненные	Реактор	4 59 110 99 51 5	V	Фарфор

3.3 Средства индивидуальной защиты

Для обеспечения безопасности во время эксплуатации установки, обслуживающему персоналу предоставляются индивидуальные средства защиты в соответствии с приказом Министерства труда и социальной защиты о выдаче специальной одежды, обуви и других средств индивидуальной защиты работникам нефтегазовой и нефтехимической промышленности, занятым на опасных работах или в особых условиях труда. Обязательным комплектом снаряжения при проведении работ является:

костюм из хлопчатобумажной ткани, нательное белье, костюм на утепляющей подкладке;

- ботинки кожаные, резиновые сапоги, сапоги валенные;
- рукавицы из хлопчатобумажной ткани;
- противопыльные респираторы;
- каски;

– фильтрующие противогазы.

При осмотре и обходе оборудования необходимо обязательно иметь при себе фильтрующий противогаз. При выполнении работ с газоопасными веществами на установке используются фильтрующие или шланговые противогазы. Фильтрующие противогазы применяются в случае, если концентрация паров и газов превышает предельно допустимую концентрацию, но не превышает 0,5 % (объемных) при содержании кислорода в воздухе не менее 18 % (при температуре от -30°C до 50°C).

Во время проведения работ по шуровке печей операторы должны использовать защитные очки со светофильтром. При выполнении операций по подаче слива, перекачке, отбору проб, дренированию насосов операторы и машинисты обязаны работать в защитных герметичных очках и перчатках.

3.4 Охрана окружающей среды

Меры по снижению неблагоприятного воздействия отходов производства и потребления на окружающую среду направлены на безопасное их хранение на территории предприятия и соблюдения графика вывоза. Временное накопление отходов осуществляется в закрытых помещениях, недоступных для посторонних лиц, или на открытой площадке в герметичных металлических емкостях.

Согласно Земельному кодексу РФ от 25.10.2001 № 136-ФЗ целями охраны земель являются предотвращение деградации, загрязнения, захламления, нарушения земель, других вредных воздействий хозяйственной деятельности, а также обеспечение улучшения и восстановления земель, подвергшихся деградации, загрязнению, захламлению, нарушению, другим негативным воздействиям хозяйственной деятельности.

На предприятиях, где эксплуатируются установки гидроочистки, должен присутствовать перечень мероприятий по предотвращению и снижению возможного негативного воздействия на окружающую среду и по рациональному использованию природных ресурсов в период эксплуатации объекта. С целью

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		53

снижения выбросов загрязняющих веществ предусматриваются следующие мероприятия:

- запорная арматура применяется с соответствующим классом герметичности;
- для предотвращения аварийных ситуаций предусматривается автоматизация технологических процессов и отключение технологического оборудования при срабатывании блокировок, применение запорной арматуры с дистанционным управлением на технологических трубопроводах;
- испытание оборудования и трубопроводов на прочность, плотность и герметичность после ремонтных работ;
- сигнализация максимальных и минимальных допустимых значений параметров, обеспечивающих безопасную работу, отключение оборудования при срабатывании блокировок.

Мероприятия по охране поверхностных и подземных вод от загрязнения в период эксплуатации установки гидроочистки керосиновой фракции:

- использование очистных сооружений предприятия, включающих стадии механической, физико-химической и биологической очистки;
- устройство температурных швов в монолитном покрытии во избежание возникновения трещин в нем в период эксплуатации;
- герметизация местных переходов трубопроводов через стенки колодцев;
- устройство цементнобетонного покрытия площадок, на которых размещены аппараты, насосы и узлы запорно-регулирующей арматуры;
- предлагается использовать оборотную воду от существующих водоблоков (при наличии таковых);
- на вводах оборотной воды на установку предусматривается отключающая арматура, приборы замера и контроля давления и расхода;
- для сигнализации наличия взрывоопасных газов в горячей оборотной воде на выходе с установки предусматривается система средств контроля;

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						54
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Предложенные мероприятия являются важной составной частью природоохранной деятельности предприятия и направлены на предотвращение негативного воздействия на водные ресурсы и обеспечение сохранения водных биологических ресурсов, их среды обитания.

Причины аварийных ситуаций на установках гидроочистки, могут быть вызваны следующими нарушениями:

- прекращением подачи сырья;
- прекращением подачи электроэнергии;
- прекращением подачи оборотной воды;
- прекращением подачи водяного пара;
- прекращением подачи воздуха КИП;
- нарушением герметичности соединений трубопроводов, аппаратов или их разрывом;
- неисправностью средств контроля и автоматики.

Для предотвращения аварийных ситуаций с тяжкими последствиями постоянно контролируется и обеспечивается бесперебойная эксплуатация системы блокировок и сигнализации. В случае возможного возникновения аварийной ситуации первоочередной задачей является перевод режима работы установки в безопасное состояние.

Для обеспечения безопасной эксплуатации производства предусматриваются следующие мероприятия:

- для контроля загазованности на территориях установок предусмотрено установление датчиков сигнализаторов до взрывных концентраций с предупредительной световой и звуковой сигнализацией;
- предусмотрено минимальное количество фланцевых разъемов, бесшовные трубы и дополнительные кожухи с паровой завесой на реакторных фланцах;
- в аппаратах, где возможно повышение технологического давления выше расчетного давления аппарата, предусмотрена защита аппарата предохранительными клапанами со сбросом в закрытую факельную систему, в соответ-

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
						55
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

ствии с Российскими нормами и правилами;

– перед пуском и ремонтом установок предусмотрена продувка (инертным газом) или пропарка аппаратов и трубопроводов; все газообразные сбросы, образующиеся при продувке аппаратов, направляются в закрытую факельную систему;

– все оборудование и трубопроводы надлежащим образом заземляются; для защиты от воздействия грозových явлений устанавливаются соответствующие системы молниезащиты;

Предусмотренные мероприятия минимизируют возможность возникновения аварийных ситуаций и их последствия.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		56

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе выполнения бакалаврской работы был проведен обзор научной литературы, посвященных процессу гидроочистки керосиновых фракций с целью удаления серосодержащих и ароматических соединений. Рассмотрены химизм процесса, параметры ведения процесса, а также различные варианты технологических схем.

Исходя из задания, произведен технологический расчет реакторного блока установки гидроочистки керосиновой фракции, составлен материальный баланс реактора, рассчитано количество гидрогенизата, которое составило 143649,98 кг/ч, количество сероводорода, равное 507,34 кг/ч, температура на выходе из реактора равная 308,8 °С. Полученные данные сопоставимы с полученными на практике.

В заключительной части работы выполнен чертеж технологической схемы установки гидроочистки.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Жанов Д.А.</i>				<i>Расчет установки гидроочистки керосиновой фракции</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>58</i>	<i>63</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АмГУ, ИКуИН, гр. 0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

- 1 Абдульминев, К. Г. Становление и развитие процесса гидроочистки нефтяных фракций / К. Г. Абдульминев. – Уфа : УГНТУ, 2008. – 111 с.
- 2 Островский, Г. М. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химической технологии / Г. М. Островский, Р. Ш. Абиев. – СПб. : НПО «Профессионал», 2006. – 916 с.
- 3 Баранов, Д.А. Процессы и аппараты химической технологии : учебное пособие / Д. А. Баранов. – СПб : Издательство «Лань», 2016. – 408 с.
- 4 Акимов, А. С. Гидродесульфирование сернистых соединений керосиновой фракции и модельных соединений в присутствии массивных сульфидных катализаторов : дисс. на соискание ученой степени канд. хим. наук : 02.00.13 / А. С. Акимов ; ИХНСО РАН. – Томск, 2015. – 117 с.
- 5 Тупикин, Е. И. Общая нефтехимия : учебное пособие / Е. И. Тупикин, Г. Г. Дёмкина. – СПб. : Издательство «Лань», 2018. – 320 с.
- 6 Баннов, П. Г. Процессы переработки нефти / П. Г. Баннов. – М. : ЦНИИТ, Энефтенхим, 2000. – 224 с.
- 7 Москвичев, Ю. А. Теоретические основы химической технологии / Ю. А. Москвичев, А. К. Григоричев, О. С. Павлов. – 3-е изд.; стер. – СПб : Издательство «Лань», 2018. – 272 с.
- 8 Будуква, С. В. Регенерация нанесенных Со-Мо катализаторов глубокой гидроочистки реактивного топлива: дисс. канд. хим. наук : 02.00.15 / С. В. Будуква ; ЦНХТ ИК СО РАН. – Новосибирск, 2011. – 125 с.
- 9 Варгафтик, В. Д. Справочник по теплофизическим свойствам жидкостей и газов / В. Д. Варгафтик. – М. : Наука, 1972. – 720 с.
- 10 Гайле, А. А. Ароматические углеводороды: выделение, применение, ры-

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Жанов Д.А.</i>				<i>Расчет установки гидроочистки керосиновой фракции</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>59</i>	<i>63</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИКуИН, гр. 0107-об</i>			
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

нок / А. А. Гайле, В. Е. Сомов, О. М. Выршавский. – СПб. : Химиздат, 2000. – 544 с.

11 ГОСТ 17.2.3.02-2014. Правила установления допустимых выбросов загрязняющих веществ промышленными предприятиями. – Взамен ГОСТ 17.2.3.02-78; введ. 1.07.15. – М. : Стандартинформ, 2014. – 7 с.

12 ГОСТ 10227-2013. Топлива для реактивных двигателей. Технические условия ; введ. 1.01.15. – М. : Стандартинформ, 2014. – 18 с.

13 Жилина, В. А. Ключевые подходы для получения дизельного топлива с ультранизким содержанием серы / В. А. Жилина // Теория и практика массо-обменных процессов химической технологии. – 2016. – С. 80-81.

14 Жилина, В. А. Математическое моделирование процесса гидроочистки дизельного топлива от серосодержащих примесей : дис. канд. тех. наук : 01.04.22 / В. А. Жилина ; УГНТУ. – Уфа, 2022. – 212 с.

15 Жилина, В. А. Направления модернизации установок гидроочистки дизельного топлива / В. А. Жилина, Н. А. Самойлов // Нефтегазовое дело. – 2017. – № 2. – С. 90-109.

16 Канашевич, Д. А. Гидрообессеривание дизельной фракции в присутствии катализаторов, полученных с помощью механохимической активации / Д. А. Канашевич, Т. А. Федущак, Т. В. Петренко // Известия Томского политехнического университета. – 2010. – № 3. – С. 58-61.

17 Капустин, В. М. Технология переработки нефти. Деструктивные процессы: учеб. пособие: в 2 ч. Ч. 2 / В. М. Капустин, А. А. Гуреев. – М. : КолосС, 2007. – 334 с.

18 Кожемякин, М. Ю. Гидроочистка дизельного топлива / М. Ю. Кожемякин, М. А. Самборская, С. А. Дукарт // Вестник науки Сибири. – 2015. – № 23. – С. 28-30.

19 Митусов, Т. Н. Современное состояние производства дизельных топлив. Требования к качеству / Т. Н. Митусов // Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний. – 2009. – № 9-10 – С. 6-9.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		60

20 Мхитарова, Д. А. Новейшие достижения в технологии гидроочистки дизельных топлив / Д. А. Мхитарова, Н. Р. Саровойтова, Т. Г. Хаимова // Информационно–аналитический обзор. – 2009. – № 4. – С. 6-10

21 Орочко, Д. И. Гидрогенизационные процессы в нефтепереработке / Д. И. Орочко, А. Д. Сулимов, Л. Н. Осипов. – М. : Химия, 1971. – 352 с.

22 Пат. 2555708 Российская Федерация, МПК В01J 37/02, В01J 37/08, В01J 21/04, В01J 23/88, С10G 45/08. Способ приготовления катализаторов для глубокой гидроочистки нефтяных фракций / Н. Н. Томина [и др.]. ; заявитель и патентообладатель СГТУ. – № 2013143688/04 ; Заявл. 27.09.2013 ; Оpubл. 10.07.2015, Бюл. № 19.

23 Пат. 2381258 Российская Федерация, МПК С10G 45/04. Способ гидроочистки дизельных дистиллятов / В. М. Капустин [и др.]. ; заявитель и патентообладатель ОАО «ВНИПИНЕФТЬ». – № 2017141522 ; Заявл. 22.09.2008 ; Оpubл. 10.02.2010, Бюл. № 4.

24 Рудин, М. Г. Карманный справочник нефтепереработчика / М. Г. Рудин, В. Е. Сомов, А. С. Фомин. – М. : ЦНИИТЭнефтехим, 2004. – 336 с.

25 Роснефтехим : Классификация дизельного топлива [Электронный ресурс] : офиц. сайт. – М., 2007. – Режим доступа : <https://rosneftehim.ru/articles/klassifikatsiya-dizelnogo-topliva/>. – 22.03.2024.

26 Хавкин, В. А. Гидрогенизационные процессы на НПЗ России / В. А. Хавкин [и др.]. // Мир нефтепродуктов. – 2010. – № 3. – С. 25–29.

27 Самойлов, Н. А. Изменение характеристик катализатора при его длительной работе / Н. А. Самойлов, В. А. Жилина // Горизонты и перспективы нефтехимии и органического синтеза. – 2018. – С. 171-172.

28 Смидович, Е. В. Технология переработки нефти и газа / Е. В. Смидович. – М. : Химия, 1980. – 328 с.

29 Солодова, Н. Л. Гидроочистка топлив : учеб. пособие / Н. Л. Солодова, Н. А. Терентьева. – Казань: Изд-во Казан.гос. технол. ун-та, 2008. – 103 с.

30 Самойлов, Н. А. Информационные технологии и промышленные пер-

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		61

спективы дифференциальной гидроочистки дизельного топлива [Электронный ресурс] // Neftegaz.ru : офиц. сайт. – 22.08.2022. – Режим доступа : <https://magazine.neftegaz.ru/articles/pererabotka/748012/>. – 23.03.2024

31 Томина, Н. Н. Комплексный анализ сырья гидроочистки дизельного топлива / Н. Н. Томина [и др.]. // Нефтехимия. – 2009. – № 2. – С. 130-136.

32 ТР ТС 013/2011 «О требованиях к автомобильному и авиационному бензину, дизельному и судовому топливу, топливу для реактивных двигателей и мазуту»; введ. 18.10.2011. ; изм. 19.12.2019. – М. : АО «Кодекс», 2019. – 19 с.

33 Цветкова, М. Н. Установка гидроочистки керосиновой фракции с целью получения компонента реактивного топлива [Электронный ресурс]. М., 2017. – Режим доступа : https://www.newchemistry.ru/printletter.php?n_id=8561. – 24.03.2024.

34 Шангареева, А. Н. Анализ возможностей энерго- и ресурсосбережения при гидроочистке широкой бензиновой фракции / А. Н. Шангареева // Иновационная наука. – 2021. – № 6. – С. 1-6.

35 Шишкин, С. Н. Комбинированный процесс экстракции – гидроочистки дизельных топлив / С. Н. Шишкин [и др.]. // Ресурсосбережение в химической технологии – 2012. – С. 3.

36 Шишкин, С. Н. Разработка химико-технологической системы комбинированного процесса гидроочистки дизельных топлив: дисс. канд. техн. наук: 05.13.01 / С. Н. Шишкин. – СПб. : СПбГТИ(ТУ), 2013. – 135 с.

37 Эмирджанов, Р. Т. Основы технологических расчетов в нефтепереработке и нефтехимии : учеб. пособие / Р. Т. Эмирджанов, Р. А. Лемберанский. – М. : Химия, 1989. – 192 с.

38 ГОСТ 9929-82 Аппараты теплообменные стальные. Типы, основные параметры и размеры. – Взамен ГОСТ 9929-77 ; введ. 1982-0-09. – М. : Изд-во стандартов, 1982. – 11 с.

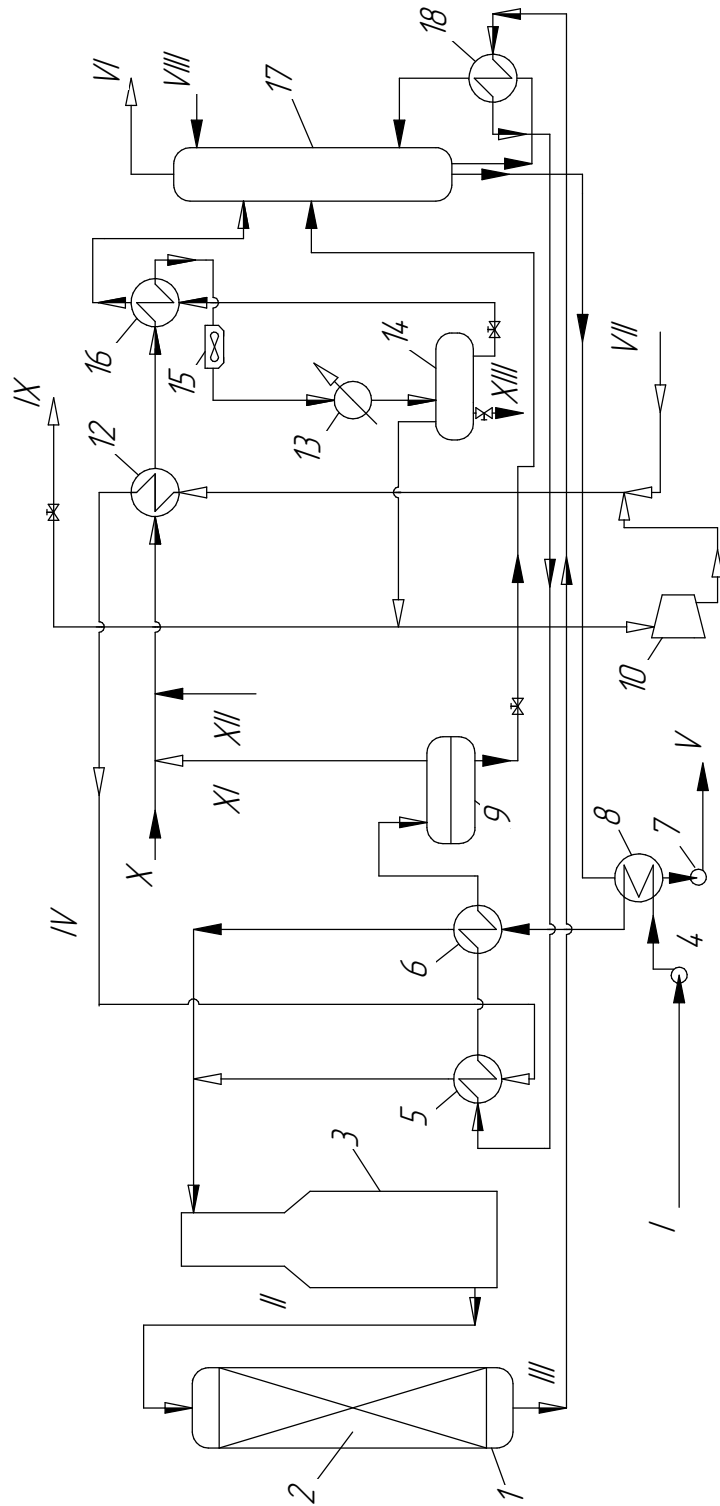
39 Чернышева, Е. А. Технологический расчет процесса гидроочистки легких дистиллятных фракций : учеб. Пособие / Е. А. Чернышева, И. В. Сизова –

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		62

М. : РГУНИГ имени Губкина, 2004. – 96 с.

40 Shirokoroyas, S. I. Hydrogenation of aromatic hydrocarbons in the presence of dibenzothiophene over platinum-palladium catalysts based on alsba-15 aluminosilicates / S. I. Shirokoroyas, S. V. Baranova, A. L. Maksimov et al. // Petroleum Chemistry. – 2014. – № 2. – P. 94-99.

					<i>ВКР.484426.180301 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		63



Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
Разраб.	Жанов Д.А.			
Проб.	Охотникова Г.Г.			
Т.контр.				
Н.контр.	Родина Т.А.			
Утв.	Гужель Ю.А.			

ВКР.484426.180301.ТС

Расчет установки гидроочистки керосиновой фракции

Установка гидроочистки керосиновой фракции

Лит.	Масса	Масштаб
У		1:1
Лист		Листов 1

АМГУ 0107-об

Изм. № подл.	Подп. и дата	Изм. № дубл.	Подп. и дата	Справ. №	Перв. примен.

КОМПАС-3D v21 Учебная версия © 2022 ООО "АСКОН-Системы проектирования", Россия. Все права защищены.

СПРАВКА





о результатах проверки текстового документа
на наличие заимствований

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ
БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ
УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
"АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
УНИВЕРСИТЕТ"

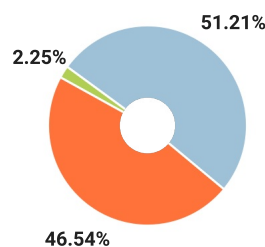
ПРОВЕРКА ВЫПОЛНЕНА В СИСТЕМЕ АНТИПЛАГИАТ.ВУЗ

Автор работы: Жанов Дмитрий Алексеевич
Самоцитирование
рассчитано для: Жанов Дмитрий Алексеевич
Название работы: ВКР Жанов Дмитрий
Тип работы: Выпускная квалификационная работа
Подразделение: Кафедра химии и химической технологии

РЕЗУЛЬТАТЫ

СОВПАДЕНИЯ		46.54%
ОРИГИНАЛЬНОСТЬ		51.21%
ЦИТИРОВАНИЯ		2.25%
САМОЦИТИРОВАНИЯ		0%

ДАТА ПОСЛЕДНЕЙ ПРОВЕРКИ: 29.05.2024



Структура документа:

Проверенные разделы: основная часть с.1-58

Модули поиска:

Перефразирования по коллекции IEEE; Переводные заимствования*; СПС ГАРАНТ: нормативно-правовая документация; Переводные заимствования по коллекции Гарант: аналитика; Цитирование; Коллекция НБУ; Библиография; Публикации eLIBRARY; ИПС Адилет; Переводные заимствования по коллекции Интернет в русском сегменте; Перефразированные заимствования по коллекции Интернет в английском сегменте; Диссертации НББ; СМИ России и СНГ; IEEE; Сводная коллекция ЭБС; Кольцо вузов; Публикации РГБ; Медицина; Патенты СССР, РФ, СНГ; Переводные заимствования по Интернету (EnRu); Переводные заимствования IEEE; Переводные заимствования (RuEn); Перефразированные заимствования по коллекции Интернет в русском сегменте; Публикации eLIBRARY (переводы и перефразирования); СПС ГАРАНТ: аналитика;

Заключение о работе (оценка):

Работу проверил: Охотникова Галина Генриховна

ФИО проверяющего

Дата подписи:

Подпись проверяющего



Чтобы убедиться в подлинности справки, используйте QR-код, который содержит ссылку на отчет.

Ответ на вопрос, является ли обнаруженное заимствование корректным, система оставляет на усмотрение проверяющего. Предоставленная информация не подлежит использованию в коммерческих целях.