

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
 федеральное государственное автономное
 образовательное учреждение высшего образования
 «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)


Инженерная школа природных ресурсов
 Направление подготовки «Химическая технология»
 Отделение химической инженерии

МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ

Тема работы
Анализ и прогнозирование работы промышленной установки гидроочистки тяжелых нефтяных фракций на Павлодарском нефтехимическом заводе

УДК 665.658.2.013

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ02	Кабылбеков Боранбай Жумашкенович		

Руководитель ВКР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Ивашкина Елена Николаевна	д.т.н.		

КОНСУЛЬТАНТЫ ПО РАЗДЕЛАМ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Рыжакина Татьяна Гавриловна	к.э.н.		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Сечин Андрей Александрович	к.т.н.		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Ивашкина Елена Николаевна	д.т.н.		

Оглавление

Введение	3
1 Литературный обзор	5
1.1 Современное состояние процессов гидроочистки нефтяного сырья	5
1.2 Специфика и направления переработки тяжелой Казахстанской нефти	8
1.2.1 Гидроочистка бензиновых фракций	10
1.2.2 Гидроочистка дизельного топлива	17
1.2.3 Гидроочистка тяжелых нефтяных фракций	21
1.3 Современные схемы гидропереработки нефтяного сырья	24
2 Характеристика объекта исследования	42
2.1 Физико-химические исследования состава и свойств сырья процесса гидроочистки вакуумного газойля	44
2.2 Физико-химические исследования состава и свойств продуктов процесса гидроочистки вакуумного газойля	46
2.3 Мониторинг работы промышленной секции 100 установки ПГПН	49
3 Прогнозирование работы промышленной установки гидроочистки тяжелых нефтяных фракций на Павлодарском нефтехимическом заводе	50
3.1 Прогнозные расчеты по модели	50
4 Задание на раздел «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»	57
5 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	58
6 Задание на раздел «Социальная ответственность»	88
7 Социальная ответственность	90
Заключение	105
Список используемых источников	106
Список сокращений и обозначений	109
Приложения А (Справочное)	110
Приложения Б Качество сырья вакуумного дистиллята	130
Приложения В-Д Основные показатели качества продуктов	132
Приложение Е Анализ реальных режимов реактора гидроочистки С-100, ПГПН	138
Приложение Ж Экономические показатели работы установки гидроочистки вакуумного газойля	144
Приложение З Технологическая схема С-100, ПГПН	145

Введение

Во многих частях мира нефтеперерабатывающая промышленность сталкивается с проблемами в связи с введением более жестких требований и изменением спроса на нефтепродукты. Спецификации дизельного топлива и бензина особенно быстро меняются в разных странах, что вынуждает переработчиков вкладывать средства в реконструкцию существующих или создание новых. Страны ЕС планируют перевести все дизельные автомобили на топливо со сверхнизким содержанием серы до 10 частей на миллион к 2025 году. Для дизельного топлива снижение содержания серы может быть достигнуто путем гидроочистки в более жестких условиях. Эта цель также может быть достигнута за счет выбора нового, более ресурсосберегающего катализатора [1]. Большинство эксплуатируемых в настоящее время реакторы гидроочистки сырой нефти были построены и спроектированы в середине 1970-х годов. Поскольку производительность и качество продукции изменились, многие нефтеперерабатывающие заводы смогли воспользоваться преимуществами достижений в области разработки катализаторов и избежать значительных потерь за счет крупных капитальных вложений в свои установки. Однако рентабельная реализация всего потенциала реакторной системы требует детальной оценки эксплуатационной конструкции и характеристик существующих реакторных систем в сочетании с тщательным рассмотрением доступных вариантов модернизации реактора.

Европейские страны прилагают большие усилия для улучшения качества дизельного топлива. Принята концепция ужесточения требований к этому виду топлива, особенно в отношении содержания в нем сернистых соединений.

Гидроочистка крекированного сырья является более дорогой, но в то же время более дешевой альтернативой. Отмечено, что при гидроочистке сырья крекинга выход бензина увеличивается на 7-9 мас.%. % снижает выход кокса на 10 % и выбросы SO₂ из регенератора на 90 %. Еще одним несомненным преимуществом является высокое качество легких и тяжелых газойлей, что позво-

ляет направлять эти продукты на смешение для получения дизельного топлива и мазута, соответствующих последним стандартам.

Цель данной работы направлена на прогнозирование работы промышленной установки гидроочистки тяжелых нефтяных фракций на Павлодарском нефтехимическом заводе.

Объектом исследований является процесс гидроочистки вакуумного газойля, реализованный на промышленной установке С-100 ПГПН ТОО «Павлодарский нефтехимический завод».

Этапы исследования:

1. Изучить физико-химические закономерности процесса гидроочистки тяжелого нефтяного сырья, выполнить анализ изменения состава и свойств сырья и продуктов процесса гидроочистки вакуумного газойля.

2. Выполнить мониторинг работы промышленной секции 100 установки ПГПН. Составить материальный баланс установки.

3. Выполнить прогнозные расчеты с оценкой показателей процесса гидроочистки вакуумного газойля при переработке разного типа сырья.

Практическая значимость результатов: результаты моделирования могут быть использованы в тестовом пробеге ТОО «ПНХЗ» С-100, ПГПН.

1 Литературный обзор

1. 1 Современное состояние процессов гидроочистки нефтяного сырья

Процессы гидрирования занимают важное место в нефтепереработке. В результате процесса гидроочистки дистиллята получается малосернистое топливо в соответствии с современными требованиями; Процесс гидрокрекинга совместно с углублением переработки нефти обеспечивает получение продукции высочайшего уровня качества. Гидроочистка вакуумного дистиллята решает проблему извлечения сырья для каталитического крекинга.

Гидрогенизация мазута способствует углублению переработки нефти и увеличению производства высококачественных нефтепродуктов. Научные разработки можно подразделить на две группы:

- разработка новых видов катализаторов с более высокой каталитической активностью, увеличенной механической прочностью, высоким сроком службы.
- технологические разработки, связанные с изменением технологической схемы.

Создание и разработка процесса гидроочистки дистиллятного топлива – большая заслуга ученых ВНИИ НП. Технологический уровень разработанных процессов и катализаторов близок к аналогичным зарубежным процессам и катализаторам [2].

Катализаторы процессов гидрирования при переработке различных видов нефтяного сырья изготавливают на основе композиции - $\text{Co}(\text{Ni})\text{V}(\text{W})\text{S}$ на носителе, состоящем в основном из оксида алюминия. Такие композиционные свойства, как В. Гибкость и универсальность позволили в конце 20-го века производить многие типы промышленных катализаторов гидроочистки и легкого гидрокрекинга, идеально подходящих для промышленных нужд. Однако ужесточение требований к качеству топлива стимулировало разработку новых промышленных катализаторов гидроочистки различных нефтяных фракций, ак-

тивность которых в несколько раз превышает лучшие катализаторы 1980-х годов [3]. То же самое относится и к катализаторам гидроочистки вакуумного газойля, поскольку требования к содержанию азота и серы в сырье для каталитического крекинга значительно возросли.

При рассмотрении катализаторов гидроочистки газойлей под вакуумом по схеме «носитель-активный компонент» следует иметь в виду, что не все вводимые переходные металлы принимают непосредственное участие во взаимодействии с носителем. В обзорах с 1980-х годов по настоящее время сравниваются различные модели активных фаз в литературе и обсуждается их соответствие наблюдаемым экспериментальным фактам. Исследовательская группа под руководством Хенрика Топсе экспериментально обнаружила, что наиболее активными компонентами катализаторов АКМ и АНМ являются кристаллиты MoS_2 с атомами Co или Ni на краях. Эта модель называется фазой Co-Mo-S .

Помимо активных компонентов носителей Co(Ni)-Mo(W) и Al_2O_3 , промышленные катализаторы гидрообработки содержат различные неорганические модификаторы (Ti , Mg , Si , Sn , Li , P , B , Mn , Cr , As , галоген, цеолит). Количество составляет 1-20% масс. в пересчете на оксиды. Эти добавки улучшают качество катализатора: повышают стабильность, селективность, механическую прочность, активность, катализатора, улучшают формуемость каталитического материала и термическую стабильность пористой структуры частиц [4].

Основным отличием современных промышленных установок гидрообессеривания нефтяных остатков является схема реакторной установки, по этому признаку ее можно разделить на следующие схемы:

а) гидрообессеривание в многослойном реакторе с использованием макропористых металлоемких катализаторов в начале процесса, а затем катализаторов с высокой гидрообессеривающей активностью;

б) гидрообессеривания в двух- или многоступенчатых реакторах с неподвижными слоями катализатора, причем верхний (пред)реактор предназначен для демеаллизации сырья на недорогих металлоемких (как правило, нерегене-

рирующих) катализаторах и деасфальтизации, а последний (или последнее) реактор гидрообессеривания деме­талли­зованного сырья;

с) Гидрообессеривание в трехфазном реакторе с псевдооживленным слоем. Благодаря непрерывной регенерации катализатора псевдооживленный слой обеспечивает более интенсивное перемешивание контактирующих фаз, изотермическое регулирование реакции, удерживает степень превращения исходного материала и равновесную активность катализатора на постоянном уровне.

Компания Axens разработала технология Prime-D, позволяющую перерабатывать любое сырье и получать продукт, отвечающий требованиям современных стандартов; ультранизкая сера, низкая плотность, низкое содержание полициклических ароматических углеводородов, высокое цетановое число при любом качестве исходного сырья, в том числе трудном для переработки вторичном сырье – газойли коксования, каталитического крекинга и висбрекинга.

Для удовлетворения требований по ультранизкому содержанию серы, снижению содержания полициклических ароматических углеводородов и увеличению цетанового числа предлагается одностадийный процесс. В качестве базовой модели процесса принята технология производства дизельного топлива с содержанием серы 350 мг/кг, но процесс осуществляется при более высоком давлении и меньшей объемной скорости подачи сырья. Функция деароматизации требует дополнительного количества водорода.

Другой разновидностью технологии Prime-D является двухстадийный процесс, позволяющий осуществлять сверхглубокое гидрообессеривание и деароматизацию при более низком давлении, чем одностадийный процесс. На первой стадии используется классический катализатор гидрообессеривания, на второй – катализатор на основе благородных металлов. Отличием двухстадийной схемы является то, что на линии продукта, поступающего из первого реактора, устанавливается отпарная колонна высокого давления для удаления сероводорода и улучшения кинетики реакции на второй реакции.

В технологии Prime-D используются новейшие катализаторы серии HR-500, HR-526 (Co-Mo), HR-538 (Ni-Mo) и HR-548 (Ni-Mo). Катализатор HR-526 обеспечивает сверхглубокое гидрообессеривание дизельного топлива при низких парциальных давлениях водорода [5].

1.2 Специфика и направления переработки тяжелой казахстанской нефти

Павлодарский нефтехимический завод (ТОО «ПНХЗ») — крупнейшее предприятие по переработке нефти и производству нефтепродуктов на северо-востоке Казахстана и один из трех нефтеперерабатывающих заводов республики, акциями которого на 100% владеет АО «Национальная компания «КазМунайГаз».

В 2020 году объем переработки углеводородного сырья (УВС) на нефтеперерабатывающих заводах в Казахстане (на долю КМГ) составил 12 849 тыс. тонн, а производство нефтепродуктов — 11 707 тыс. тонн готовой продукции.

Сырье для производства нефтепродуктов из собственной нефти КМГ поставляет на Атырауский НПЗ и ПНХЗ АО «Озенмунайгаз» (ОМГ), АО «Эмбамунайгаз» (ЭМГ), ТОО «Казхтуркмунай» (КТМ) и ТОО «Урихтау Оперейтинг» (УО). После переработки нефтепродукты реализуются оптом на внутреннем рынке и на экспорт.

В 2020 году ОМГ, ЭМГ, КТМ и УО отгрузили на переработку 3 517 000 тонн нефти, из них 2 178 000 тонн на Атырауский НПЗ и 1 339 000 тонн на ПНХЗ.

Оба НПЗ произвели 3 133 000 тонн нефтепродуктов, при этом на производство светлых нефтепродуктов пришлось 61%, темных нефтепродуктов - 26%, нефтехимии - 4% и прочих нефтепродуктов - 9%. После переработки закупленной ОМГ, ЭМГ, КТМ и УО нефти полученные нефтепродукты продаются КМГ оптом с Атырауского НПЗ и ПНХЗ.

В 2020 году реализовано 3 167 000 тонн нефтепродуктов, в том числе бензинов, дизельного топлива и печного топлива (78%).

В результате проекта модернизации на нефтехимическом заводе в декабре 2017 года построены и введены в эксплуатацию две новые технологические установки: установка изомеризации и сплиттер нефти, а также комплекс установок производства серы. Для нормальной эксплуатации построенных и введенных в эксплуатацию блоков построено 12 новых внешних сооружений. Кроме того, реконструированы действующие производственные мощности: производство первичной и глубокой переработки нефти, а также установка замедленного коксования. Все эти мероприятия обеспечили выпуск моторных топлив класса К-4: дизельного топлива, автомобильных бензинов классов АИ-92, АИ-95, АИ-98 и авиакеросина класса РТ в соответствии с требованиями Технического регламента. Регламент Таможенного союза ТР ТС 013/2011 [6].

Приоритетной задачей ПНХЗ на сегодняшний день является обеспечение производства топлив экологических классов К4, К5 в объеме, необходимом для нужд страны, увеличение технических ресурсов завода и доведение их до трехгодичного межремонтного цикла, выпуск нового реактивного двигателя. топливо для эксплуатации международного стандарта Jet A-1, судовое топливо и зимнее дизельное топливо.

Павлодарский нефтехимический завод перерабатывает смесь западносибирской и казахстанской нефти. В приложении 2 представлены свойства нефти.

1.2.1. Гидроочистка бензиновых фракций

Химические реакции, протекающие в процессе гидроочистки бензина, можно разделить на два основных вида:

- а) реакции гидроочистки (целевые реакции);
- б) реакции гидрокрекинга (побочные реакции).

В ходе реакций гидроочистки происходит гидрирование соединений, содержащих серу, азот, кислород, металлы, а также гидрирование олефинов, диолефинов и ароматических соединений.

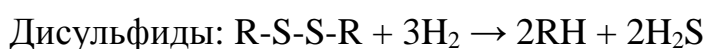
Процессы гидрирования превращают серу, кислород и азотсодержащие углеводороды в углеводороды в присутствии водорода и катализатора с выделением сероводорода, воды и аммиака, превращая олефины в более стабильные парафиновые или нафтеновые углеводороды, в зависимости от природы исходный материал.

Соединения, содержащие металлы в среде водорода, подвергаются гидрокрекингу, в результате чего металлы осаждаются на поверхности катализатора.

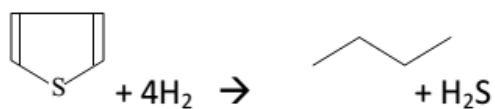
Относительная скорость и глубина реакций зависят от условий процесса, физико-химических свойств перерабатываемого сырья, используемого катализатора и его состояния.

Реакции сернистых соединений

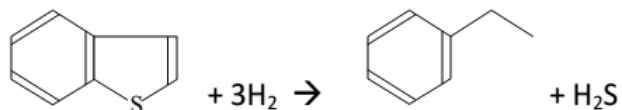
В реакции вступают следующие типы соединений: меркаптаны, сульфиды, дисульфиды, тиофены, бензотиофены и ди-бензотиофены. В результате таких реакций в реакторе образуется сероводород. Примеры реакций представлены ниже:



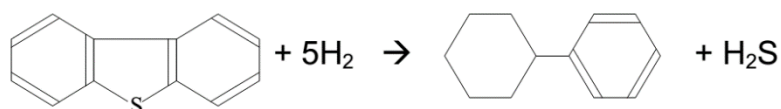
Тиофены:



Бензотиофены:



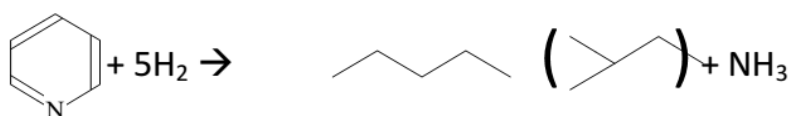
Ди-бензотиофены:



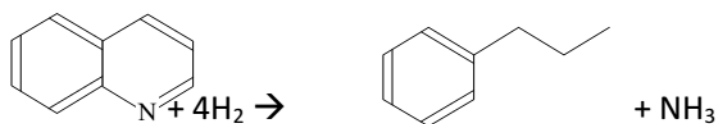
Реакции азотистых соединений.

Азотсодержащие органические соединения, присутствующие в сырье, частично реагируют в реакторах, образуя аммиак в качестве побочного продукта. Содержание азотистых соединений по сравнению с сернистыми соединениями невелико, поэтому на эти реакции расходуется небольшое количество водорода. Однако некоторые азотсодержащие соединения обладают низкой реакционной способностью.

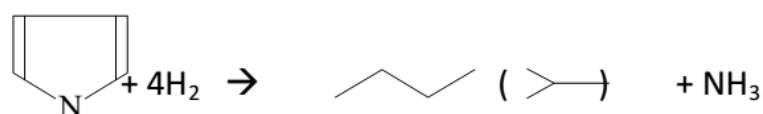
Пиридины:



Хинолины:



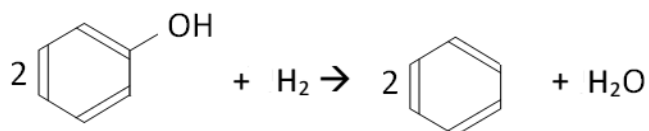
Пирролы:



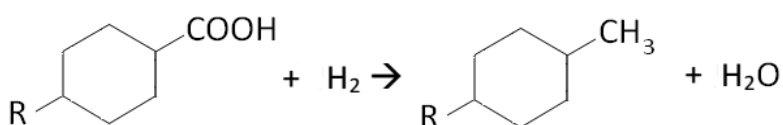
Реакции кислородсодержащих соединений

Кислородсодержащие органические соединения представлены фенолами и нафтеновыми кислотами. Такие соединения гидрируются легче аналогичных азотсодержащих. В результате реакций гидрирования образуются соответствующие углеводороды и вода.

Фенол:



Нафтеновые кислоты:



Реакции гидрирования олефинов

Все поступающие в реактор обессеривания олефины участвуют в реакции гидрирования.

Примеры таких реакций представлены ниже:

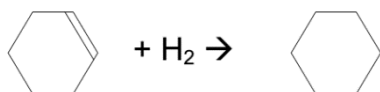
Моноолефины:



Диолефины:



Циклические олефины:



Реакции гидрирования ароматических соединений

Сырье, подаваемое на установку, содержит ароматические соединения, имеющие алкильные заместители. При рабочих условиях на данной установке, часть присутствующих моноароматических соединений гидрируется с образованием соответствующих нафтеновых углеводородов.

Реакция водорода с ароматическими соединениями, присутствующими в сырье, является обратимой. При высоких температурах или при низком парциальном давлении водорода скорость обратной реакции (дегидрирования) возрастает по сравнению с реакцией гидрирования.

Реакции гидрокрекинга

В реакторе протекает небольшое количество реакций гидрокрекинга. Расход водорода на такие реакции не велик.

В начале пробега, когда средняя температура в реакторе низкая, процессы гидрокрекинга почти не протекают. По мере повышения температуры реактора, скорость реакций гидрокрекинга также увеличивается. В конечном итоге, по мере старения катализатора и подъема температуры, образуется все больше легких газов (метан, этан, пропан, бутан).

Кинетика реакций сероочистки и технологических параметров процесса. Основным технологическим параметром, влияющими на глубину гидроочистки, являются:

- температура;
- давление;
- объемная скорость подачи сырья;
- кратность циркуляции водородсодержащего газа;
- активность катализатора.

Температура

Температура является рабочими параметрами, в наибольшей степени влияющими на скорость и глубину реакций гидроочистки. Скорость десульфурации увеличивается с повышением температуры.

Скорости реакции гидроочистки увеличивается с повышением температуры. Однако с повышением температуры увеличивается и скорость отложения кокса (процессы гидрокрекинга) на катализаторе. Выбранный диапазон температур определяется из компромисса между сроком службы катализатора, оптимальным количеством катализатора и максимально возможной глубиной гидроочистки.

При постоянной величине средневзвешенной температуры в слое катализатора в процессе эксплуатации катализатора будет происходить небольшое, но регулярное снижение активности. Эту потерю активности компенсируют небольшим повышением температуры в течение пробега катализатора. Температура газосырьевой смеси на входе в реактор составляет – 289 – 324°C, на выходе из реактора – 288 – 331°C.

Давление

По мере увеличения общего давления в системе увеличивается степень десульфурации сырья, уменьшается коксообразование и увеличивается срок службы катализатора. При изучении факторов, влияющих на глубину гидроочистки, установлено, что гидрированию в первую очередь способствует не увеличение общего давления в системе, а то, что по мере увеличения общего давления в системе увеличивается парциальное давление водорода.

Повышение парциального давления водорода увеличивает скорость реакций гидрирования и снижает скорость реакций полимеризации и отложения кокса. Давление сырой газовой смеси на входе в реактор 24 кгс/см² (изб), на выходе из реактора 23,5-22,5 кгс/см² (изб).

Объемная скорость подачи сырья

Объемная скорость выражается как отношение количества (в объемных единицах) жидкого сырья, перерабатываемого за один час, к количеству (в объемных единицах) катализатора.

Часовая объемная скорость жидкости:

$$\frac{\text{Объем сырья за час}}{\text{Объем катализатора}}$$

Обратная величина часовой объемной скорости жидкости связана со временем пребывания сырья в реакторе. Таким образом, объемная скорость непосредственно влияет на кинетику реакций гидроочистки. С увеличением объемной скорости уменьшается время пребывания сырья в реакторе и, наоборот, с уменьшением объемной скорости увеличивается время контакта сырья с катализатором и, следовательно, углубляется степень очистки. Однако по мере

уменьшения объемной скорости количество сырья, прошедшего через реактор, уменьшается, т.е. производительность секции снижается. Поэтому для каждого вида сырья определяют максимально допустимую объемную скорость и проводят процесс гидроочистки именно при такой скорости подачи сырья.

Кратность циркуляции водородсодержащего газа

Термодинамические расчеты показывают, что даже при наличии теоретически необходимого количества водорода реакции гидрирования и гидрокрекинга могут протекать практически до конца. Однако в этом случае скорость реакции чрезвычайно мала из-за низкого парциального давления водорода. Поэтому процесс гидрообессеривания проводят с избытком водорода.

С увеличением содержания водорода в газовой смеси скорость процесса увеличивается, но заметное увеличение скорости реакции происходит лишь до определенного предела. Увеличение объема циркулирующего водорода также снижает закоксовывание катализатора. Относительное количество подаваемого гидрогенизированного газа выражается объемом рециркулируемого газа в стандартных кубических метрах на 1 м³ жидкого сырья.

Активность катализатора

Чем выше активность катализатора, тем выше может быть объемная скорость для запуска процесса и достижения большей глубины десульфурации. Со временем активность катализатора снижается из-за отложения на его поверхности серы и кокса. Падение парциального давления водорода в циркулирующем газе и жесткость регулирования процесса способствуют закоксовыванию катализатора.

Примеси в сырье, такие как кремний, натрий, ванадий, никель, свинец и мышьяк, отрицательно влияют на активность и стабильность катализатора. Катализатор, отравленный этими примесями, не восстанавливает свою активность, поэтому содержание этих примесей в сырье должно быть как можно меньше. Постепенно происходит «старение» катализатора за счет рекристаллизации и изменения структуры поверхности, а также за счет адсорбции металлоорганических и других веществ, блокирующих активные центры на поверхно-

сти катализатора. В этом случае каталитическая активность безвозвратно снижается и катализатор заменяется.

Катализаторы гидроочистки, применяемые на С-200/1 ПППН, ТОО «ПНХЗ»:

- ТК-711 – Ni-Mo катализатор с высокой активностью деме­таллизации, большой емкостью хранения металла и умеренной активностью гидрообессеривания. Он используется в качестве катализатора для различных видов сырья. Производитель – компания HALDOR TOPSOE, форма катализатора – кольца, размер 3,2 или 4,8 мм, насыпная плотность – 460 кг/м³, потери на истирание - <3% масс., поглощение серы – 3,5%.

- ТК-437 – Ni-Mo катализатор на оксиде алюминия, обладает некоторой активностью в гидрообессеривании и гидродеазотировании, разработан для поглощения кремния на установках гидроочистки бензинов коксования. Бензиновые фракции установки замедленного коксования обычно содержат значительные количества кремния. Катализатор обладает очень высокой удельной площадью поверхности и низким содержанием металлов, что позволяет обеспечить аккумуля­рование соединений кремния. Производитель – компания HALDOR TOPSOE, форма катализатора – кольца (1), трилистник (2), четырехлистник (3), размер – 3,2 мм (1), 1,3 мм (2), 2,1 мм (3), насыпная плотность – 450 кг/м³ (1), 560 кг/м³ (2), 520 кг/м³ (3), потери на истирание – <3 % масс. (1), <1 % масс. (2, 3), поглощение серы – 2,3 % масс. (1, 2, 3).

- ТК-569 HyBRIM™ – Ni-Mo катализатор на оксиде алюминия, относится к последнему поколению высокоактивных катализаторов инновационной технологии HyBRIM™, что даёт исключительную активность в реакциях гидрообессеривания и гидродеазотирования наряду с активностью в насыщении ароматических углеводородов и конверсии в более лёгкие продукты. Производство катализаторов по технологии HyBRIM™ гарантирует высокую стабильность при переработке как прямогонных, так и крекированных фракций. Производитель – компания HALDOR TOPSOE, форма катализатора – трилистник,

размер – 1,6 и 1,3 мм, насыпная плотность – 720 кг/м³, потери на истирание – <1 % масс., поглощение серы – 10,1 % масс.

- ТК-743 – Ni-Mo катализатор на оксиде алюминия, представляет собой катализатор деметаллизации с умеренной гидрообессеривающей активностью для извлечения нефтяных остатков на неподвижном слое катализатора. Он обычно используется в качестве первого слоя при загрузке композитных катализаторов для восстановления металлов, асфальтенов и кокса Конрадсона. Оптимизированная система пор катализатора и большой объем пор позволяют увеличить скорость адсорбции на нем металлов при сохранении активности катализатора.

Производитель – компания HALDOR TOPSOE, форма катализатора – четырехлистник, размер – 2,5 и 1,3 мм, насыпная плотность – 500 кг/м³, потери на истирание – <2 % масс., поглощение серы – 5,3 % масс.

В таблице 1 указаны сырье и продукты установки С-200, ПППН ТОО «ПНХЗ».

Таблица 1 – Сырье и продукты установки гидроочистки нефти С-200, ПППН

Сырье	Продукты
Прямогонный бензин из секции 100 ПППН	Гидрогенизат
Газовый бензин из ГФУ секции 400 ПППН	Стабильный гидрогенизат
Бензин из секции 100 гидроочистки вакуумного газойля ПППН	Нестабильная головка
Стабильный бензин из секции 300/1 гидроочистки дизельного топлива ПППН	
Бензин коксования из секции 300/1 гидроочистки дизельного топлива ПППН	
Водородсодержащий газ	

1.2.2 Гидроочистка дизельного топлива

Процесс гидроочистки основан на реакции мягкого гидрирования, в которой соединения серы, кислорода и азота превращаются в парафиновые или нафтеновые углеводороды и в другие стабильные углеводороды в присутствии водорода и катализатора с выделением сероводорода, воды и аммиачных олефинов. , в зависимости от типа олефинов в исходном сырье. Относительная

скорость и глубина реакций зависят от условий процесса, физико-химических свойств перерабатываемого сырья, используемого катализатора и его состояния. Таблице 2 приведены сырье и продукты установки гидроочистки С-300, ЛК-6У ТОО «ПНХЗ».

Таблица 2 – Сырье и продукты установки гидроочистки дизельного топлива С-300, ПППН

Сырье	Продукты
прямогонное дизельное топливо секции С-100 ЛК-6У	Стабильное дизельное топливо
дизельное топливо гидроочистки вакуумного газойля	Стабильный бензин
легкий газойль каталитического крекинга установки КТ-1	Нестабильная головка
легкий газойль коксования	
бензин коксования	
Водородсодержащий газ	

Гидроочистка дизельного топлива осуществляется при температуре 400°С и давлении 51-59 кгс/м².

Катализаторы, применяемые на С-300/1 ПППН № 1:

- ТК-709 – Мо катализатор на оксиде алюминия, с большой площадью поверхности, с высокой активностью деме­таллизации, большой емкостью хранения металла и низкой активностью гидрообессеривания. Как правило, он используется в качестве катализатора для различных типов градуированных зарядов для всех видов сырья, особенно там, где обнаружены залежи железа.

- ТК-709 в основном используется для олефинового сырья, где требуется ступенчатая активность катализатора для предотвращения смолообразования. Производитель – компания HALDOR TOPSOE, форма катализатора – кольца, размер – 4,8 мм, насыпная плотность – 400 кг/м³, потери на истирание – <3 % масс., поглощение серы – 2,0 %.

- ТК-437 – Ni-Mo катализатор на оксиде алюминия, обладает некоторой активностью в гидрообессеривании и гидродеазотировании, разработан для поглощения кремния на установках гидроочистки бензинов коксования. Бензиновые фракции установки замедленного коксования обычно содержат значительные количества кремния. Катализатор обладает очень высокой удельной пло-

щадью поверхности и низким содержанием металлов, что позволяет обеспечить аккумуляцию соединений кремния. Производитель – компания HALDOR TOPSOE, форма катализатора – кольца (1), трилистник (2), четырехлистник (3), размер – 3,2 мм (1), 1,3 мм (2), 2,1 мм (3), насыпная плотность – 450 кг/м³ (1), 560 кг/м³ (2), 520 кг/м³ (3), потери на истирание – <3 % масс. (1), <1 % масс. (2, 3), поглощение серы – 2,3 % масс. (1, 2, 3).

- ТК-570 BRIMTM – Co-Mo катализатор на оксиде алюминия, специально разработан для производства дизельного топлива со сверхнизким содержанием серы. Исключительно высокоактивный катализатор гидрообессеривания, используемый для переработки как прямогонных, так и крекинг-дистиллятов. Производитель – компания HALDOR TOPSOE, форма катализатора – трилистник (1), четырехлистник (2), размер – 1,6 и 1,3 мм (1), 2,5 мм (2), насыпная плотность – 670 кг/м³ (1), 630 кг/м³ (2), потери на истирание – <1 % масс., поглощение серы – 11,6 % масс.

В таблице 2 указаны сырье и продукты установки гидроочистки дизельного топлива С-300, ПППН.

Таблица 2 – Сырье и продукты гидроочистки дизельного топлива С-300

Сырье	Продукты
Прямогонное дизельное топливо	Стабильное дизельное топливо
Дизельное топливо гидроочистки вакуумного газойля	Бензин-отгон
Бензин коксования (5,56 % об. в сырье)	Углекислотный газ блока стабилизации дизельного топлива
Легкий газойль коксования (9,71 % об. в сырье)	
Легкий газойль каталитического крекинга (10,03 % об. в сырье)	
Водородсодержащий газ	

1.2.3 Гидроочистка тяжелых нефтяных фракций

Процесс гидроочистки основан на реакции гидрирования соединений серы в виде меркаптанов, сульфидов, тиофенов с разрывом связи углерод-сера и насыщением водородом свободных валентных связей. Кроме соединений серы водород перерабатывает значительное количество олефиновых углеводородов, смол, соединений азота и кислорода, а также разрушает металлоорганические соединения, содержащиеся в высококипящих фракциях.

Каталитическое гидрирование под давлением водорода превращает соединения серы в углеводороды по строению: парафиновые, нафтеновые и ароматические с выделением сероводорода.

Стабильность соединений серы увеличивается в следующем порядке:

меркаптаны < дисульфиды < сульфиды < тиофены

По мере увеличения молекулярной массы соединений серы скорость гидрообессеривания снижается.

Гидрирование соединений азота сопровождается выделением свободного аммиака. Их труднее разрушить, чем соединения, содержащие серу и кислород. Кислородсодержащие соединения легко вступают в реакцию гидрирования с образованием соответствующих углеводородов и воды.

Одновременно с гидрированием соединений серы в условиях гидрообессеривания протекают многие реакции углеводородов, которые по существу сводятся к их расщеплению и перераспределению водорода. К таким реакциям относятся изомеризация парафиновых и нафтеновых углеводородов, гидрирование углеводородов и их гидрирование. Наиболее устойчивыми в процессах гидрирования являются негидроочищенные или малонасыщенные ароматические углеводороды. Условия проведения процесса гидроочистки зависят от фракционного и химического состава сырья, от требуемой степени обессеривания, применяемого катализатора и его состояния.

Основными параметрами, характеризующими гидроочистку, являются: температура, давление, объемная скорость сырья и частота циркуляции гидрирующего газа по отношению к сырью. Из всех параметров процесса температура является наиболее важной. В первом приближении скорость

гидроочистки увеличивается с повышением температуры, но снижается селективность процесса, увеличиваются образование светлых продуктов и отложение кокса на катализаторе. Жаростойкое тяжелое сырье очищают при более низкой температуре, чем легкое сырье. Процесс наиболее удобно проводить при минимальной температуре, позволяющей снизить побочные реакции и не вызывающей коксообразования, предел которой составляет 350-450°C в зависимости от условий и вида сырья. Во избежание закоксовывания катализатора рекомендуется не повышать температуру выше 420°C для этого процесса. Повышение давления увеличивает скорость гидрообессеривания и уменьшает коксование. Для процесса гидроочистки оптимальное давление составляет от 45 до 80 кгс/см² в зависимости от химического состава сырья и требований к качеству продукта гидрирования.

Объемная скорость влияет на степень и селективность десульфурации и на соотношение интенсивности реакций гидроочистки и гидрокрекинга. При предполагаемой в проекте глубине сероочистки оптимальной считается объемная скорость в диапазоне от 0,8 до 1,2 ч⁻¹. За счет выбора наиболее рационального соотношения перечисленных параметров достигается максимальная эффективность и экономичность процесса. Активность катализатора представляет собой относительную меру различия между способностью к десульфурации данного катализатора и эталонным катализатором для того же нефтепродукта. Чем выше активность катализатора, тем выше объемная скорость, при которой может осуществляться процесс при обеспечении заданной глубины десульфурации.

Алюминий-кобальт-молибденовые и алюминий-никель-молибденовые катализаторы чаще всего используются в качестве катализаторов в процессах гидрирования для обработки серосодержащих нефтепродуктов. Они очень активны в разрывах связей C-S, C-N и C-O, реакциях насыщения алкеновых двойных связей, малой активностью в нежелательных реакциях разрыва связей C-C, и низкой активностью в реакциях полимеризации и конденсации, высокой

термической стойкостью и практически полной нечувствительностью к каталитическим ядам.

В данной установке используется каталитический пакет (слоеный пирог), состоящий из нескольких слоев основного катализатора (обычно обеспечивающего гидрирование гетероорганических, непредельных и ароматических соединений) и верхнего и нижнего защитных слоев (служащих для деметаллизации и предотвращения коксования сырья, от отравления основного катализатора, снижение перепада давления). Активными компонентами катализатора являются оксиды никеля, кобальта и молибдена на алюмосиликатной матрице, которые после загрузки в реактор переходят в сульфидную форму. Активность свежего катализатора достигает максимального значения в процессе его активации продувкой водородосодержащим газом при температуре 300-400°C в течение нескольких часов. При проведении реакций гидроочистки сырья происходит закоксовывание катализатора и снижение его активности. При частичной потере катализатором активности восстановление его активных центров происходит за счет частичного гидрирования и десорбции продуктов уплотнения с поверхности катализатора, насыщения его поверхности водородом за счет выдерживания катализатора в потоке водородосодержащего газа при реакции температура.

Для уменьшения высокомолекулярных полимерных соединений на поверхности катализатора катализатор промывают растворителем (бензином или дизельным топливом).

Катализаторы, применяемые на С-100 ПГПН №3:

- KF-542-5R – Никель-кобальт-молибденовый катализатор, используется в верхних слоях катализаторной системы для защиты основного катализатора от накопления кокса, т.к. обладает гидрирующей активностью к олефинам. Производитель – компания ALBEMARLE, форма катализатора – кольца, размер – 6,1x5,4 мм, насыпная плотность – 680 кг/м³, потери на истирание – 2,6 % масс., потери при прокаливании – 1,8 %.

- KF-647-3Q – Ni-Mo катализатор, используется в верхних слоях катализаторной системы для защиты основного катализатора от отравления Ni, V, Na, Si, As. Обладает хорошей активностью в обессеривании и деазотировании. Производитель – компания ALBEMARLE, форма катализатора – четырехлистник, размер – 2,3x4,3 мм, насыпная плотность – 570 кг/м³, потери на истирание – 1,0 % масс., потери при прокаливании – 0,5 %.

- KF-647-1,3Q – Ni-Mo катализатор, используется в верхних слоях катализаторной системы для защиты основного катализатора от отравления. Производитель – компания ALBEMARLE, форма катализатора – четырехлистник, размер – 1,2x3,3 мм; насыпная плотность – 590 кг/м³; потери на истирание – 0,3 % масс., потери при прокаливании – 0,9 %.

- KF-648-1,3Q – Ni-Mo катализатор, используется в верхних слоях катализаторной системы для защиты основного катализатора от отравления. Производитель – компания ALBEMARLE, размер – 1,2x2,9 мм; насыпная плотность – 630 кг/м³, потери на истирание – 0,3 % масс., потери при прокаливании – 1,3 %.

- KF-905-1,3Q – CoNiMo катализатор, высокоэффективный катализатор, используется в качестве основного слоя катализаторной системы. Производитель – компания ALBEMARLE, размер – 1,2x3,2 мм, насыпная плотность – 670 кг/м³, потери на истирание – 0,5 % масс., потери при прокаливании – 17,9 %.

- KF-905N-1,5E – CoMo катализатор, высокоэффективный катализатор, используется в качестве основного слоя катализаторной системы. Производитель – компания ALBEMARLE, размер – 3,4x3,2 мм; насыпная плотность – 770 кг/м³; потери на истирание – 0,2 % масс., потери при прокаливании – 19,2 %.

В таблице 3 указаны сырье и продукты установки гидроочистки вакуумного газойля С-100, ПГПН.

Таблица 3 – Сырье и продукты установки гидроочистки вакуумного газойля С-100, ПГПН

Сырье	Продукты
Вакуумный газойль секции 001 КТ-1	Гидроочищенный вакуумный дистиллят (фр.350-500°С)
Фракция 180-350°С секции 001 КТ-1	Нестабильный бензин гидроочистки (фр.н.к.-180°С)
Фракция 350-450°С в смеси с фракцией до 350°С из Е-4 с УПБ	Дизельное топливо гидроочистки (фр.180-350°С)
Водородсодержащий газ	Пропан-пропиленовая фракция
	Бутан-бутиленовая фракция

1.3 Современные схемы гидропереработки нефтяного сырья

Каталитическая гидроочистка широко используется в нефтепереработке для удаления таких примесей, как гетероатомы (сера, азот, кислород), полициклические ароматические углеводороды и металлосодержащие соединения. Концентрация этих примесей увеличивается с увеличением интервала кипения масляной фракции. Соединения, содержащие ПАУ, серу, азот и кислород, присутствуют в таком низкомолекулярном сырье, как прямогонные дистилляты (бензиновые фракции, керосин и газойль). В составе высокомолекулярного сырья (вакуумные газойли, атмосферные и вакуумные остатки) эти примеси достигают еще более высоких концентрации [7].

Разработаны специализированные процессы гидроочистки, определяемые как природой сырья, так и количеством, и типом различных гетероатомов, то есть соединениями с разной активностью. При гидроочистке происходят реакции гидродесульфуризации, гидродеазотирования, гидродеоасфальтизации, гидродеароматизации, гидродеметаллизации и гидродеасфальтизации. Кроме того, в результате гидрокрекинга снижается средняя молекулярная масса. Гидрокрекинг может происходить без существенной потери выхода жидких продуктов, как в случае гидроочистки легких дистиллятов, или же с умеренным либо существенным снижением молекулярной массы, как в случае тяжелого сырья. Для соответствия действующим и будущим экологическим требованиям, предписывающим производство так называемых чистых топлив, например, топлив со сверхнизким содержанием серы, глубину каждой из этих реакций

необходимо довести до максимума, с тем чтобы получить конечный продукт или подготовить сырье к последующим процессам. С этой целью исследователи обратили внимание на оптимизацию свойств и состава катализаторов, а также конструкций реакторов и технологических схем. С точки зрения конструкции реакторов и технологических схем каждый процесс индивидуально оптимизируется в соответствии с типом и диапазоном кипения (т. е. физическими и химическими свойствами) сырья, для которого наиболее важны условия реакции, а также типом и конструкцией реактор.

Если говорить о типе и конструкции реакторов, то следует заметить, что реакторы (а также катализаторы и условия реакций) для гидропереработки тяжелого сырья отличаются от реакторов для гидрообессеривания легкого сырья. В целом промышленные реакторы гидропереработки можно подразделить на три основные группы: 1) реакторы с неподвижным слоем катализатора (РНС); 2) реакторы с подвижным (движущимся) слоем катализатора (РПС); 3) реакторы с кипящим (псевдоожиженным) слоем катализатора (РКС). Принципы действия этих трех групп реакторов весьма схожи, однако различаются в некоторых технических деталях [8].

Ранее РНС применялись исключительно для переработки легкого сырья, такого как бензиновые фракции и легкие дистилляты, но в настоящее время их используют для гидропереработки тяжелых видов сырья, например, кубовых остатков. Если сырье содержит большие количества металлов и других примесей (например, асфальтенов), возможность применения РНС требует особо тщательного изучения, которое должно исходить из цикла службы катализатора. Неплохой альтернативой могут быть РПС и РКС, которые показали надежную работу при переработке такого трудного сырья, как вакуумные остатки. При гидропереработке нефти для сохранения активности и избирательности катализатора критически важен срок его службы. В зависимости от типа нефтяного сырья срок службы катализатора исчисляется месяцами и годами. Отсюда ясно, что на выбор реактора влияет время потери активности катализатора.

Характеристики реакторов. Трудность гидропереработки тяжелых нефтей и остатков обусловлена сложной природой молекул, содержащих гетероатомы. На процессы гидроочистки остатков сильно влияют способ подачи сырья, расположение слоев катализатора и режим работы реактора. Поэтому здесь очень важен правильный выбор типа и конструкции реактора. В зависимости от свойств подлежащих переработке остатков гидроочистка осуществляется в реакторах с неподвижным или кипящим слоем катализатора. В некоторых случаях предпочитают сочетания реакторов различных типов. На рисунке схематически показаны реакторы, применяемые для гидропереработки тяжелых нефтей.

В РНС жидкий углеводород просачивается через катализатор сверху вниз к основанию реактора. В том же направлении через слой прокачивается газообразный водород. Одинарный катализатор специального назначения, обладающий высокой активностью ГДС и низкой стойкостью к металлам, способен в течение годового цикла перерабатывать сырье, содержащее не более 25 мг/кг металлов. Для переработки сырья, где наличие металлов составляет от 25 до 50 мг/кг, эффективнее двухкатализаторная система.

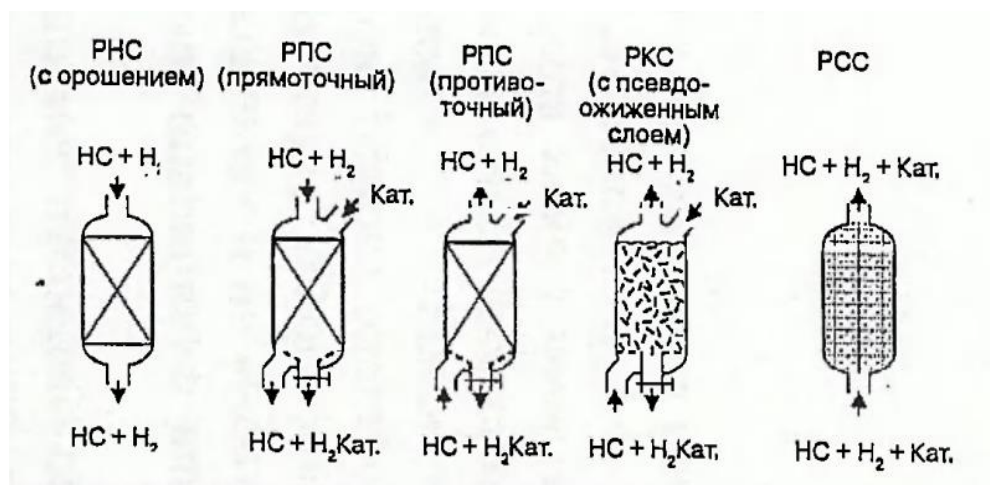


Рисунок 1 – Различные типы реакторов, применяемые для гидропереработки тяжелых нефтей

Характеристики реакторов представлены в таблице 4.

Таблица 4 - Характеристики реакторов

	РНС	ЦРНС	РПС	РКС	РСС
Давление, МПа	100-200	100-200	100-200	100-200	100-300
Температура, °С	380-420	380-420	380-420	400-440	420-480
Объемная скорость сырья, ч ⁻¹	0,1-0,5	0,1-0,5	0,1-0,5	0,2-1,0	0,2-1,0
Максимальная глубина превращения до температуры 550 °С, % масс.	50-70	60-70	60-70	70-80	80-95
Длительность цикла, мес.	6-12	непрерывно	12	непрерывно	непрерывно

В такой системе на входе реактора действует один тип катализатора с повышенной стойкостью к металлам, а в концевой части – другой тип, обладающий высокой активностью десульфуризации. Для переработки сырья, содержащего от 100 до 150 мг/кг металлов, в течение примерно годового цикла обычно применяют трехкатализаторную систему, состоящую из слоев ГДМ, сбалансированной ГДМ/ГДС и облагораживания. При переработке сырья с еще более высоким содержанием металлов катализатор ГДМ быстро истощается (насыщается металлом). Чтобы продлить цикл работы до 1 года, Французский институт нефти (IFP) разработал новую концепцию циклически переключаемых реакторов с неподвижным слоем (ЦРНС). Процесс IFP предусматривает работу двух РНС с попеременном циклически переключаемом режиме, которые обеспечивают бесперебойную работу системы при загрузке или выгрузке катализатора. После циклически переключаемых реакторов обычно задействуется последовательная система, включающая различные реакторы с неподвижным слоем, а также катализаторы ГДС и другие катализаторы гидроочистки.

Для переработки сырья, содержащего более 150 мг/кг металлов, также применяется РПС. Подобная технология предусматривает непрерывный отбор деактивированного катализатора и одновременное добавление свежего. Примером такой системы является технология бункерного реактора, используемая в процессе HUSCON компании Shell. Свежий катализатор и реагенты (углеводородное сырье и водород) движутся прямоточно вниз по реактору. Специальное устройство нижней части реактора позволяет отбирать из последнего отработанный катализатор. В другой схеме, применяемой компанией Chevron в ее

технологии оперативной замены катализатора, катализатор опускается вниз, в то время как реакционная смесь противоточно поднимается вверх по реактору. Аналогичная система разработана группой ASVAHL. Во всех этих случаях используется комбинация подвижного и неподвижного слоев. Вначале сырье проходит через РПС ГДМ, а затем – через РНС с катализаторами гидрообессеривания и гидрооблагораживания.

Еще один вариант переработки сырья с высоким содержанием металлов, кроме ЦРНС и РПС, - применение РКС. Реагенты вводятся в основание, а продукты отбираются с верха реактора. Слой катализатора поддерживается в разрыхленном (псевдооживленном) состоянии восходящим потоком реагентов. При этом непрерывно отбирается отработанный катализатор и добавляется свежий, что обеспечивает высокий коэффициент использования оборудования.

Реакторы с неподвижным слоем катализатора. Для более тяжелой фракций, имеющих повышенный интервал кипения при перегонке, обычно необходимы три фазы: 1) водород; 2) газожидкостная смесь, образующаяся вследствие частичного испарения сырья; 3) твердый катализатор. Такая система называется реактором орошаемого слоя (РОС). Реакция в ней происходит при прохождении прямоточных нисходящих потоков жидкой и газовой фаз через неподвижный слой частиц катализатора. В основу названия «реактор орошаемого слоя» положена структура потока. Газ является диспергирующей фазой, а жидкость – дисперсной. Удельные массовые скорости числа Рейнольдса как для жидкой, так и для газовой фаз в опытных реакторах всегда меньше, чем в промышленных. По этой причине в маломасштабных реакторах скорость жидкой фазы уменьшают ровно настолько, чтобы среднечасовая объемная скорость была такой же, как на промышленных установках. В результате массоперенос между фазами газовой и жидкой, а также между жидкой и твердой значительно лучше, чем на промышленных установках. Кроме того, вследствие меньшего сопротивления течению жидкости вблизи стенок линейная скорость там больше, чем в центре реактора. Разность в линейных скоростях вызывает увеличение осевой диспер-

сии. Величина этого эффекта зависит главным образом от толщины слоя и глубины превращения.

Для более тяжелого сырья применяют многослойные конструкции с водородным охлаждением обычно используют при гидроочистке сырья для установок FCC (смесь тяжелого атмосферного и легкого вакуумного газойлей) и более тяжелого сырья.

РНС жидкость и газ движутся через слой катализатора прямоточно, что создает нежелательное распределение концентраций водорода и сероводорода по высоте реактора: концентрация H_2S на выходе реактора так высока, что ингибирует удаление остатков соединений серы. Более приемлемого распределения концентраций H_2S можно добиться, эксплуатируя реактор в противоточном режиме: например, подавая сырье в верх реактора, а водород – в основание. Это позволяет избежать возможной рекомбинации сульфида водорода с олефинами, приводящей к образованию небольших количеств меркаптанов. Рост потерь давления в реакторе установок гидропереработки обычно обусловлен нарастанием плотного слоя частиц или образованием смол из активных компонентов сырья. Иными словами, перепад давлений возрастает из-за того, что слой скапливающихся в процессе эксплуатации частиц примесей уменьшает объем пространства между частицами катализатора. Общеизвестный способ избежать этого – применение фильтров без защиты катализатора. Однако это всего лишь паллиатив, так как фильтры неэффективно улавливают сложные железосульфидные полимерные смолы и частицы размерами менее 5 – 20 мк, способные проникать слой.

При гидропереработке тяжелых нефтей и остатков, содержащих большие количества металлов и асфальтенов, можно обратиться к реакторам с быстрой заменой катализатора, разработанных компанией Royal Dutch Shell. Главная особенность такого реактора — конические опорные решетки вместо общеизвестных горизонтальных.

Вариант РНС нисходящего потока — реактор радиального потока, где сырье подается в верх реактора, проходя через слой не в вертикальном, а в радиальном направлении; поток выходит через основание. Главные

достоинства и недостатки РНС радиального потока по сравнению с типичными РНС нисходящего потока перечислены ниже.

Достоинства:

- 1) малые потери давления в слое;
- 2) увеличение площади поперечного сечения и уменьшение высоты слоя.

Недостатки:

- 1) большая вероятность образования местных зон перегрева в слое;
- 2) более высокие удельные затраты на конструкцию реактора в расчете на единицу объема слоя;
- 3) в цикле регенерации катализатора может быть затруднено удаление примесей из слоя.

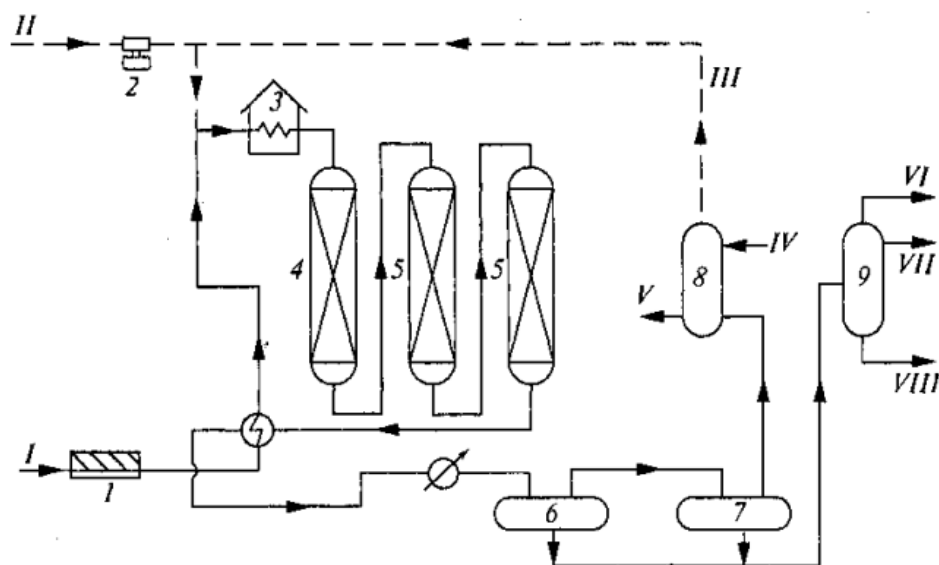
Указанные несовершенства РНС радиального потока ставят под сомнение эффективность использования этого процесса для гидропереработки тяжелых нефтей и остатков. Поэтому применение РНС обычно ограничивается гидрообессериванием легких дистиллятов, таких как бензиновые фракции и керосин.

Реакторы с подвижным слоем. В реакторах с подвижным (движущимся) слоем катализатора (РПС) катализатор под действием силы тяжести движется вниз по реактору. Свежий катализатор поступает в верх реактора, а отработанный отводится из основания. Реагенты движутся через реактор навстречу катализатору либо вместе с ним. В такой системе с подвижным слоем катализатор может заменяться непрерывно или периодически.

Примером использования движущегося слоя для гидропереработки тяжелых нефтей и остатков является бункерный реактор, участвующий в процессе HUSCON, разработанном компанией Shell. Процесс позволяет безостановочно заменять (удалять и добавлять порциями) катализатор, используя для этого за-

Реакторы с суспендированным слоем катализатора. Для гидропереработки сырья с очень высоким содержанием металлов, направленной на получение низкокипящих продуктов, могут применяться также РСС. Методики, основанные на использовании РСС, сочетают в себе гибкость технологий обеднения углеродом с высокой производительностью, присущей процессам обогащения водородом. При одинаково плотном контакте сырья и катализатора РСС могут эксплуатироваться с меньшей степенью противоточного смешения, чем РКС. В отличие от РНС и РКС, РСС рассчитан на небольшие количества (обычно от 0,1 до 3,0 % масс.) тонкоизмельченного порошка, который представляет собой добавку либо катализатор (или прекурсор катализатора). Катализатор смешивают с сырьем (тяжелая нефть), и смесь вместе с водородом подают в основание пустотелого реактора. Реактор с суспендированным слоем не имеет внутреннего оборудования [8].

Процесс со статическим каталитическим слоем аоопраа. Схемы различных модификаций процессов гидроочистки нефти близки между собой. Отфильтрованное сырье сначала нагревают в теплообменнике с горячим продуктом реактора, а затем доводят до температуры реакции в печи (рис. 3). Обычно водородсодержащий циркулирующий газ смешивают с сырьем перед его подачей в печь. Кроме того, также добавляется свежий водородсодержащий газ. Из печи сырье поступает в ряд реакторов, содержащих неподвижный слой катализатора. В большинстве случаев используется нисходящий поток сырья через слой катализатора. Катализатор может быть введен в реактор в один слой или в несколько слоев с промежуточными распределителями, к которым подается часть циркулирующего холодного газообразного или жидкого сырья для ограничения повышения температуры, вызванного экзотермической реакцией. Рис. 4.



1 – фильтры; 2 – компрессор; 3 – печь; 4 – реактор деметаллизации; 5 – реактор обессеривания; 6 – сепаратор высокого давления; 7 – сепаратор низкого давления; 8 – абсорбер; 9 – фракционирующая колонна
 Поток: I – сырье; II – свежий водород; III – циркулирующий водород; IV – регенерированный раствор амина; V – насыщенный раствор амина; VI – топливный газ и широкая бензиновая фракция; VII – дистиллятные фракции; VIII – широкая остаточная фракция

Рисунок 3 – Принципиальная технологическая схема процесса гидропереработки остаточного сырья в стационарном слое катализатора

Количество охлаждающих потоков регулируется поддержанием изотермического режима во всех слоях катализатора. Количество слоев катализатора определяется количеством выделяющегося тепла, скоростью реакции и необходимостью ограничения повышения температуры до минимума. Выходящий из реакционной зоны гидрат сначала охлаждают в теплообменнике со свежим сырьем, а затем в холодильнике. Жидкий продукт отделяют от растворенных газов в сепараторах высокого и низкого давления. Циркуляционный газ, отделенный в сепараторе, поступает в абсорбер, где удаляется большая часть сероводорода. В некоторых случаях рецикловый газ может подвергаться дополнительной очистке для полного удаления низкокипящих углеводородов. Жидкий продукт из сепаратора направляется в стабилизационную колонну, где удаляются растворенные газы и небольшое количество образующихся в процессе низко-

кипящих углеводородов. В некоторых случаях требуется дополнительная щелочная или водная промывка жидкого продукта. Гидрат подвергается ректификации с получением дизельных топливных фракций (фр. 200-350°C), сырья для каталитического крекинга (фр. 350-500°C), сырья для процесса коксования (ост. > 500°C). Процессы гидрообессеривания осуществляют как в одну стадию, так и в две и более стадий (стадий). Количество стадий зависит от качества исходного материала и требований к конечным продуктам. Процесс может осуществляться как без рецикла, так и с рециклом части гидрата для повышения степени очистки получаемых продуктов. В том случае, если деме­таллизация используется как отдельная технологическая стадия, для этого используется специальный катализатор с крупными порами и большой площадью поверхности, позволяющий адсорбировать значительную часть металлов, а также другие вредные примеси. Иногда широкопористый слой катализатора помещают в тот же реактор, что и основной катализатор гидрообессеривания (первый слой ниже по потоку). Такая схема использовалась в процедуре Резид-HDS. В одном варианте этого способа катализатор деме­таллизации заменяют в два раза чаще, чем катализатор гидрообессеривания. Некоторые компании не используют специальный катализатор деме­таллизации, а используют катализатор десульфурации, устойчивый к отравлению металлами. Часто параллельно с применением стадии деме­таллизации или в случаях, когда такая стадия не используется, используют реактор защиты для защиты основного слоя катализатора гидрообессеривания от засорения механическими примесями (процессы Unicracking, Reside-fin­ing). В процессе гидропереработки остаточного сырья, разработанного во ВНИИ НП, применяется предварительная обработка сырья - деме­таллизация на специальном адсорбционном катализаторе. Использование стадии деме­таллизации позволяет удалить из сырья 67-70% ванадия и никеля, 30% серы и снизить коксую­мость сырья на 30-35%. После стадии десульфурации эти же показатели равны 93-94, 82-83, 65-67% соответственно. При способе «RCD-юнибон» (фирма ЮОПи) степень удаления вредных примесей на стадии предварительной очистки одинакова, %: %. Ниже приводится описание основных процессов гид-

рогенизационной переработки нефтяных остатков, разработанных за рубежом в промышленных масштабах. «RCD- юнибон» - гидрообессеривание нефтяных остатков (ЮОПи, США). Используются как одностадийные, так и двухстадийные варианты процесса. На 1-й стадии процесса загружают катализатор RCD -8, обладающий высокой стойкостью к отравлению металлами; На 2-й ступени используется катализатор RCD -5А, обладающий повышенной гидрообессеривающей активностью и стабильностью. Катализатор RCD -8 сохраняет высокую десульфурирующую и деметаллизирующую активность (степень десульфурации 65%, степень деметаллизации 65%) даже при содержании металлов на катализаторе 45%. Одноступенчатую схему обессеривания применяют в основном для гидрообессеривания мазутов с глубиной очистки примерно 80 %. Для обеспечения более глубокой конверсии сырья добавляется вторая стадия, аналогичная первой (используется общая схема циркуляции водорода). В ходе эксплуатации промышленных установок не наблюдается существенного увеличения перепада давления в течение 8-12 месяцев пробега. Температура в реакторе обычно повышается на 30°C. Основные показатели процесса представлены [9].

Процесс с трехфазным псевдооживленным слоем катализатора. Преимуществами процесса гидрирования остатков с трехфазным кипящим слоем (ТФКС) являются:

- изотермический процесс, обеспечиваемый определенным соотношением скоростей жидкой и газообразной фаз; при этом перепад температуры по высоте слоя не превышает 3-4 °С;

- возможность переработки наиболее неблагоприятных видов сырья, в том числе с содержанием ванадия и никеля более 200-300 г/т. Это делает перспективным использование ТФКС для гидропереработки тяжелых нефтей, битуминозных песков, продуктов гидрогенизации углей и сланцев. предотвращение дезактивации и обеспечение готовности к ней; Указанная активность катализатора при переработке тяжелого сырья достигается в ТФКС за счет непрерывной замены части отработанного дезактивированного катализатора на свежий в процессе. Таким образом, постоянная активность катализатора в ТФКС

позволяет поддерживать заданный выход и качество продуктов гидрообессеривания. Качество исходного остатка, т.е. содержание в нем вредных примесей, особенно ванадия, определяет степень обновления катализатора, его расход и, соответственно, технико-экономические показатели процесса. Неочищенная газовая смесь контактирует с катализатором, проходя непосредственно через реактор снизу вверх. Частицы катализатора, заполняющие реактор, находятся в хаотическом движении; «Кипящий» слой поддерживается движущимися потоками газа и жидкости. По данным Ю. К. Вайля, оптимальная скорость подачи жидкой фазы составляет 14-84 мм/с при соотношении скоростей жидкой и газовой фаз $\leq 0,4$. Расширение слоя катализатора ТФКС более чем в три раза по сравнению с исходным слоем не считается целесообразным из-за условий работы аппарата и по экономическим причинам [10]. Как правило, катализатор в ТФКС используется в экструдированном виде (диаметр 0,8 - 1,5 мм, длина 3 - 5 мм). Так как скорость подачи свежего сырья не обеспечивает необходимого расширения экструдированного слоя катализатора, применяют циркуляцию жидких продуктов процесса - гидрорецикл, соотношение которых к свежему сырью находится в пределах (5-15):1. Расход водородосодержащего газа составляет 800-66 1400 м³/нм³ сырья. В зависимости от качества сырья и глубины процесса расход катализатора находится в пределах 0,03–0,56 кг/м³ сырья. Для увеличения глубины переработки остаточного сырья, особенно более тяжелого, применяют разбавление сырья. В качестве разбавителей можно использовать газойль и другие нефтяные фракции. Разбавитель способствует обогащению сырья водородом, что значительно снижает коксообразование. Процесс ТФКС обеспечивает высокую степень десульфурации исходного материала. Однако со снижением остаточного содержания серы в гидрогенизате от 1 до 0,3 % (масс.) скорость обессеривания при прочих равных условиях уменьшается в 10 раз, так как в гидрогенизате накапливаются трудноудаляемые соединения серы. Снижение скорости реакции приводит к необходимости соответствующего увеличения объема реакционной зоны, что обеспечивается применением нескольких последовательных реакторов. Для поддержания более вы-

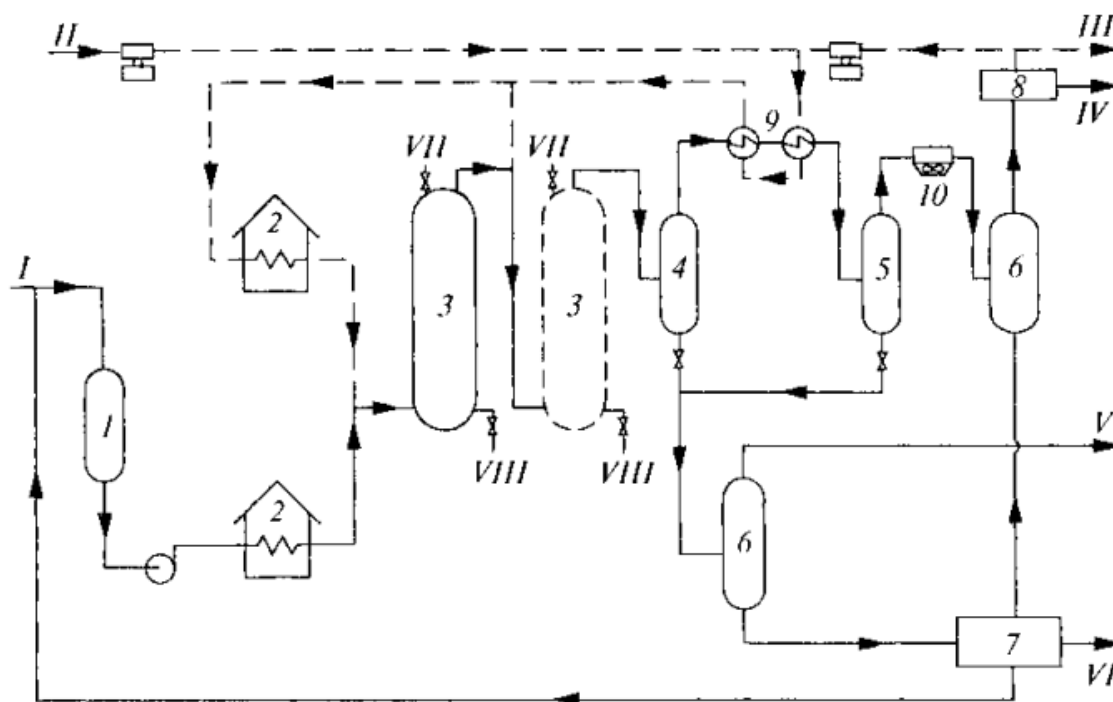
сокой общей скорости процесса гидрообессеривания применяют такие приемы, как подача свежего водорода в каждый реактор, отдувка сероводорода, тормозящего конверсию сырья, и др. Предварительная деме­таллизация сырья позво­ляет значительно снизить расход катализатора. При гидрообессеривании мазута из венесуэльской нефти (содержание серы 2,1% (мас.), ванадий 200-255 г/т, никель 39-49 г/т) использование предварительной деме­таллизации увеличивает срок службы катализатора гидрообессеривания. в 2-5 раз при общей глубине более 65% процесса [11].

Содержание ванадия на катализаторе гидрообессеривания регулируется скоростью обновления катализатора деме­таллирования, которая обычно со­ставляет 0,056-0,141 кг/м³ сырья. Срок службы катализатора гидрообессерива­ния зависит от равновесной активности катализатора деме­таллизации. Послед­няя определяется начальным уровнем активности катализатора деме­таллиза­ции, скоростью его оборота и условиями деме­таллизации. Деме­таллизацию можно проводить в отдельном реакторе или совмещать с гидрообессериванием в одном аппарате с использованием катализаторов разного химического и фракционного состава. Процесс гидрообессеривания может осуществляться в двух или трех реакторах, работающих последовательно. Для повышения гибко­сти процесса две стадии часто осуществляют в одном реакторе, который разде­лен на две зоны горизонтальной перегородкой. В ряде случаев в качестве деме­таллизационного контакта используют отработанный катализатор гидрообессе­ривания, измельченный до размеров 0,3–0,6 мм [12]. Его вводят вместе с за­грузкой в реактор, заполненный обычным катализатором гидрообессеривания. Подбором скоростей жидкости и газа происходит четкое разделение катализа­торов разного фракционного состава и образование двух ТФКС: нижнего с экс­трудированным катализатором; выше - с рубленым. Для увеличения глубины превращения сырья при оптимальных температурах на каждой стадии процесса реактор разделен горизонтальной перегородкой на две части. В нижней части при 415°С проводится основная гидрообессеривание, в верхней части при 430-480°С проводится доочистка сырья. Большое внимание уделяется организации

эффективного «кипящего» слоя катализатора. Из-за разницы плотностей восходящего потока реакционной смеси и нисходящего потока дегазированной смеси разработаны способы организации внутреннего гидравлического контура без циркуляционного насоса. Показано, что процесс гидрообессеривания в ТФКС можно проводить без гидрорециркуляции с использованием мелкодисперсного катализатора крупностью 0,042-0,21 мм. Сочетание одновременного глубокого гидрокрекинга, сероочистки и гидрирования ненасыщенных связей определяет большую тепловую эффективность процесса. Непрореагировавшие остатки характеризуются высокой вязкостью, в них концентрируются зольные элементы. По этим причинам с ТФКС катализатора в этом варианте осуществления предпочтительнее стационарного слоя. Однако система с ТФКС также имеет ряд существенных недостатков, главный из которых – необходимость использования тяжелого и сложного оборудования для организации «Кипящий слой» под высоким давлением, а также сложная система ввода и вывода катализатора во время работы. В связи с выявленными недостатками технология гидропереработки нефтяных остатков с ТФКС разработана ограниченно [13]. Содержание ванадия на катализаторе гидроизоляции регулируется скоростью оборота катализатора демееталлизации, которая обычно составляет 0,056-0,141 кг/м³ сырья. Срок службы катализатора гидрообессеривания зависит от равновесной активности катализатора демееталлизации. Последняя определяется исходным уровнем активности катализатора демееталлизации, скоростью его обновления и условиями демееталлизации. Демееталлизацию можно проводить в отдельном реакторе или совмещать с гидродегидратацией в одном аппарате с использованием катализаторов различного химического и фракционного состава. Процесс гидродесикации можно проводить в двух или трех реакторах, работающих последовательно. Для повышения гибкости процесса часто проводят две стадии в одном реакторе, который разделен на две зоны горизонтальной перегородкой. В ряде случаев в качестве демееталлизационного контакта используют отработанный катализатор гидроочистки, измельченный до 0,3–0,6 мм [12]. Его вводят вместе с загрузкой в реактор, заполненный обычным катализатором гидрообес-

серивания. Подбором скоростей жидкости и газа происходит четкое разделение катализаторов разного фракционного состава и образование двух ТФКК: нижнего с экструдированным катализатором; выше - с дробленным. Для увеличения глубины превращения сырья при оптимальных температурах в каждой фазе процесса реактор разделен горизонтальной перегородкой на две части. В нижней части при 415 °С происходит основное гидрообесцвечивание; Большое внимание уделяется организации эффективного «кипящего» слоя катализатора. Из-за разницы плотностей восходящего потока реакционной смеси и нисходящего потока разработаны способы организации внутреннего гидроконтра без циркуляционного насоса. Показано, что процесс гидродесорбции в ТФКС можно проводить без гидроциклера с использованием мелкодисперсного катализатора крупностью 0,042–0,21 мм. Сочетание одновременного глубокого гидрокрекинга, сероочистки и гидрирования ненасыщенных связей определяет большую тепловую эффективность процесса. Непрореагировавшие остатки характеризуются высокой вязкостью, в них концентрируются зольные элементы. По этим причинам ТФКК катализатора предпочтительнее в этом варианте стационарного слоя. Однако система с ТФКС имеет также ряд существенных недостатков, к которым в первую очередь следует отнести необходимость использования сложного и тяжелого оборудования для организации высоконапорного «кипящего» слоя, а также сложной системы ввода и вывода катализатора в процессе эксплуатации. В связи с указанными недостатками технология гидроочистки нефтяных остатков с ТФКС имеет ограничения [13]. Процесс H-Oil представляет собой процесс гидрообессеривания нефтяных остатков, основная технологическая схема которого состоит из реакционной установки, включающей реактор с узлом загрузки и выгрузки катализатора, нагревательные печи для подогрева сырья и водородосодержащего газа, система разделения гидрогенизирующих веществ и установка компримирования циркулирующего водородосодержащего газа. газ, установка ректификации и установка сероочистки обратного водородосодержащего газа. В схеме установки может быть два реакционных блока, работающих параллельно. В реакционном блоке све-

жее сырье смешивается с рециклом и нагревается в печи [14]. Сырье поступает в нижнюю часть реактора с трехфазным «кипящим слоем», где предварительно смешивается с потоком нагретого водородосодержащего газа. Продукты реакции отводятся вверху реактора вместе с водородосодержащим газом. Для разделения их вводят в разделительную установку, состоящую из нескольких сепараторов, в которых последовательно снижают температуру и давление. В результате разделения выделяются углеводородные газы, водородосодержащие газы и жидкие продукты, которые направляются на дистилляционную установку для разделения. Углеводородные газы направляются в общую сеть завода и далее на использование серы. Водородосодержащий газ проходит через блок очистки от сероводорода, компримируется, смешивается со свежим потоком водорода и после нагрева направляется в реактор. Из полученных жидких продуктов в атмосферной колонне выделяют бензиновую, керосиновую и дизельную фракции, которые затем направляют на гидроочистку.



1 – емкость; 2 – нагревательная печь; 3 – реактор; 4, 5, 6 – сепараторы; 7 – узел фракционирования; 8 – узел очистки от сероводорода; 9 – теплообменник; 10 – холодильник
 Потоки: I – сырье; II – свежий водород; III – отдув; IV – сероводород; V – углеводородный газ; VI – жидкие продукты; VII – свежий катализатор; VIII – отработанный катализатор

Рисунок 4 – Принципиальная технологическая схема гидропереработки остаточного сырья в трехфазном «кипящем» слое катализатора:

Остаток атмосферной колонны частично направляется на рециркуляцию в реакторе, оставшаяся часть направляется в вакуумную колонну, где происходит очистка скорости и доступности дизельных фракций, тяжелого газойля, а остаток атмосферной колонны частично направляется в качестве рецикла, рецикл в реактор, а остаток направляют в вакуумную башню, в топку легкие и тяжелые дизельные фракции, тяжелый газойль и остаток. В зависимости от варианта работы установки боковые фракции вакуумной колонны и остаток поступают полностью или частично на компаундирование с получением малосернистого котельного топлива или на рисайкл. Установка «N-ойл» характеризуется гибкостью при эксплуатации. Может реализовывать различные схемы переработки: глубокий гидрокрекинг гудрона (остаток $> 525^{\circ}\text{C}$) с получением до 40% (мас.) дизельной фракции и до 44% (мас.) котельного топлива с содержанием серы до 1% (мас.); гидрообессеривание гудрона (остаток $> 525^{\circ}\text{C}$) с получением до 68% (мас.) котельного топлива с содержанием серы около 1% (мас.); Глубокий гидрокрекинг мазута с получением до 72% (мас.) дизельной фракции с содержанием серы около 0,05% (мас.); При гидрообессеривании мазута получают более 90% (мас.) котельного мазута с содержанием серы примерно 1% (мас.). При работе установки N-Oil с вариантом гидрообессеривания мазута производительность установки по сырью увеличивается почти вдвое по сравнению с гидрокрекингом гудрона. Очевидно, что процесс «N-Oil» позволяет изменять выход и качество целевых продуктов в широких пределах и тем самым обеспечивать получение топливных дистиллятов. В том случае, если целью процесса является получение моторных топлив, в схему включается дополнительный хвостовой реактор гидрокрекинга (процесс Хайвала). Освоено несколько промышленных установок типа «N-Oil» (в США, Мексике, Кувейте и др.). В г. Хьюстон (США) сооружен специализированный завод по гидрогенизационной переработке гудрона мощностью 3 млн т/год с получением обессеренных остатков и компонентов моторного топлива [15].

Типичные условия процесса: температура 400-450 °С, давление 10,5-21,0 МПа (парциальное давление водорода 7,0-17,5 МПа). При этом обеспечивается степень обессеривания 60-95 % (масс.), степень деметаллизации 70-98 % (масс.), снижение коксуемости на 40-90 % (масс.). Firmой Тексако (США) предложен процесс «Т-Стар», также имеющий много общего с процессом «Н-Ойл». Построено несколько промышленных установок по технологии «LC-файнинг» и «Т-Стар» в различных странах. Процессы гидроочистки остатков с подвижным катализатором (фирмы Shell) получили очень ограниченное развитие. Данная технология предусматривает предварительную деметаллизацию сырья в бункерном реакторе с нисходящим потоком катализатора. Реализация процесса в бункерном реакторе позволяет осуществлять периодическую замену катализатора частичной заменой на новый при сохранении заданного уровня активности. Поэтому допустимое содержание примесей катализатора в подвижном слое выше, чем в неподвижном. Метод апробирован на промышленных предприятиях Швеции и Японии [16].

2 Характеристика объекта исследований

Секция 100 - комплекс гидроочистки вакуумных дистиллятов - входит в состав комплекса глубокой очистки мазута КТ-1 и предназначена для предварительной гидроочистки сырья каталитического крекинга - восстановления серы, азота, оксигенатов, металлоорганических соединений и полициклических ароматических соединений. с одновременным снижением их коксуемости, а также очисткой газов от сероводорода моноэтаноламином. Дополнительный крекинг предварительно гидроочищенного сырья улучшает структуру выхода и повышает качество товарных продуктов крекинга, снижает отравление катализатора крекинга, дольше сохраняет его равновесный уровень активности, а также снижает выбросы соединений серы в атмосферу.

Процесс гидроочистки шихты каталитического крекинга осуществляется по общепринятой технологии для всех установок гидроочистки и включает следующие блоки:

- реакторный блок, в котором происходит собственно процесс гидроочистки и отделения газа гидрогенизации от циркулирующего газа, содержащего водород и углеводороды;
- блок ректификации (стабилизации) гидрогенизата, где происходит дальнейшее разделение гидрогенизата на бензин, дизельное топливо и гидроочищенный вакуумный дистиллят;
- блок печей, включающий печи для подогрева газовой смеси перед поступлением в реакторы и нестабильного гидрата для последующего разделения в атмосферной колонне;
- блок моноэтаноламиновой газоочистки, где происходит удаление сероводорода из циркулирующего водородосодержащего газа, сухого газа каталитического крекинга, пропан-пропиленовой фракции и углеводородного газа из продукта стабилизации низконапорного гидрирования;

- блок защелачивания сжиженных газов предназначен для очистки ППФ, ББФ от меркаптановой серы водным раствором щелочи в колоннах К-106, К-104 на период остановки реакторного блока гидроочистки;

- водородную компрессорную.

Проектная производительность Секции 100 составляет 2 400 тыс. т/год по сырью.

Суть гидроочистки заключается в удалении гетероатомных, непредельных соединений и частично полициклических аренов из нефтепродуктов в водородной среде на катализаторах. Основное назначение процесса – гидрообессеривание тяжелых дистиллятов вакуумных газойлей, являющихся в дальнейшем сырьем для установки каталитического крекинга и ректификации С-200 КТ-1. [17].

Процесс проводят под давлением 40–80 кгс/см² при температуре 350–450 °С, объемной скорости 0,8–1,2 ч⁻¹ и циркуляции водородного газа 360–600 м³/м³ подачи в присутствии катализаторов, срабатывание автомобиля в циркуляционном газе не менее 95% (об.), а содержание в нем сероводорода после моноэтаноловой очистки не более 0,003% (об.) [18].

Процесс гидроочистки заключается в каталитическом гидрировании соединений серы, азота и кислорода с образованием летучих соединений серы, азота и кислорода (сероводород, аммиак, вода), которые удаляются путем отпарки в ректификационных колоннах. Происходит насыщение непредельными, ароматическими соединениями, разложение металлоорганических соединений с поглощением металлов катализатором, разложение соединений галогенов, содержащихся в поступающем сырье. Кроме того, в условиях процесса иногда протекают реакции изомеризации парафиновых и нафтеновых углеводородов, а также реакции гидрокрекинга на катализаторе [19].

2.1 Физико-химические исследования состава и свойств сырья процесса гидроочистки вакуумного газойля

Анализ свойств сырья процесса гидроочистки вакуумного газойля представлены в Приложении Б.

На рисунке 5 представлен график зависимости плотности при 20 °С вакуумного дистиллята по времени.

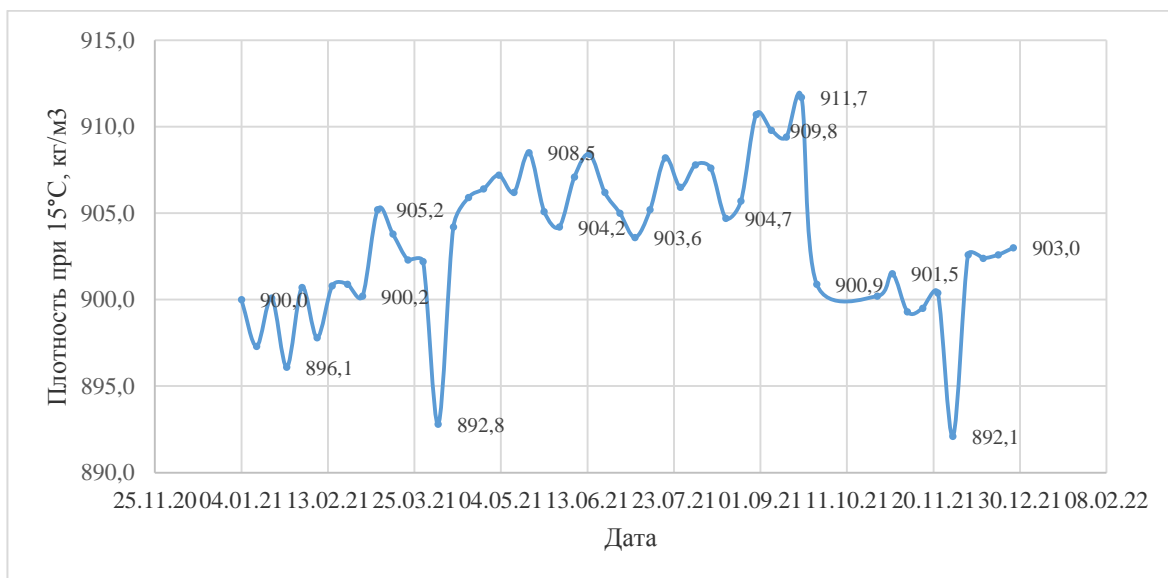


Рисунок 5 – Зависимость плотности при 20 °С вакуумного дистиллята по времени

На рисунке 6 представлен график зависимости содержания серы вакуумного дистиллята по времени.

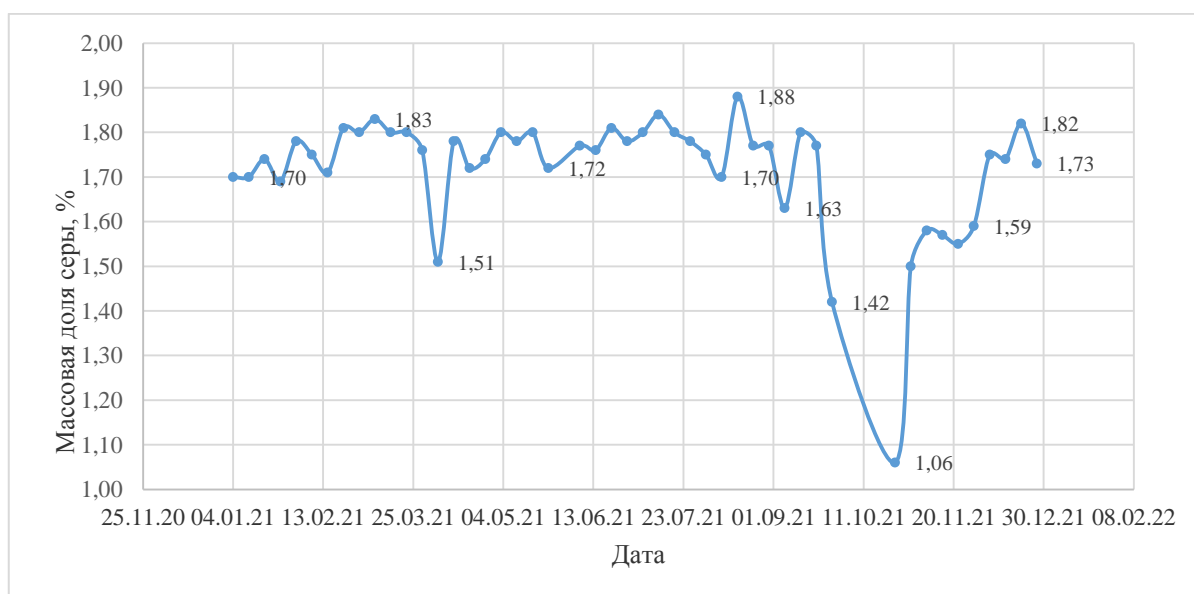


Рисунок 6 – Зависимость массовой доли серы вакуумного дистиллята по времени

На рисунке 7 представлен график зависимости начало кипения вакуумного дистиллята по времени.

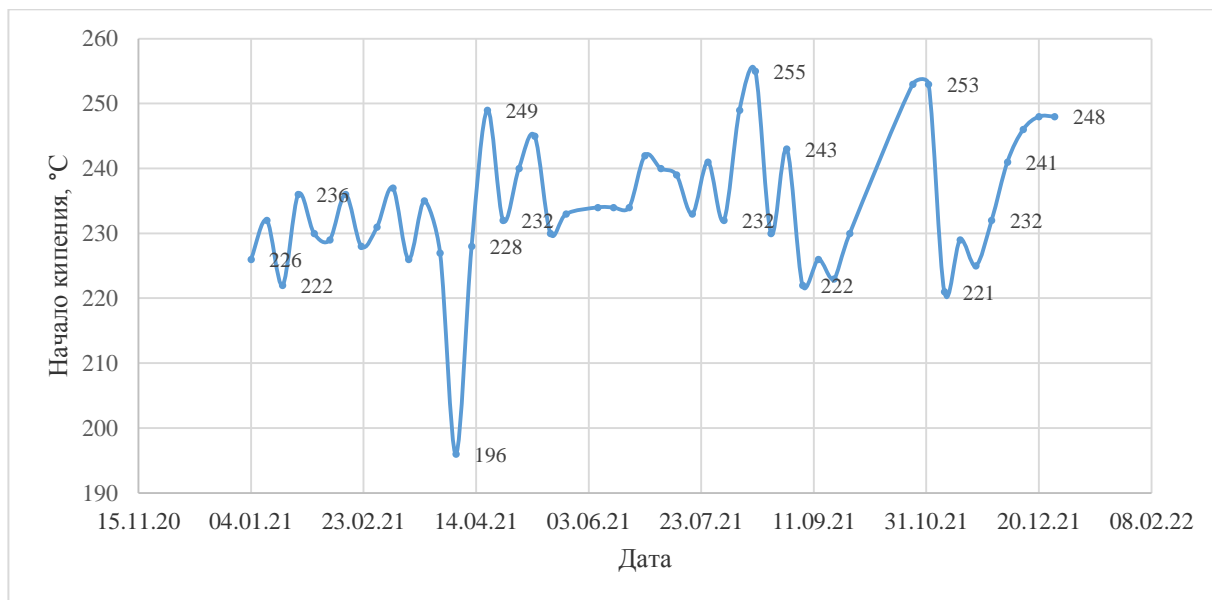


Рисунок 7 – Зависимость начало кипения вакуумного дистиллята по времени

На рисунке 8 представлен график зависимости кинематической вязкости при 50 °С вакуумного дистиллята по времени.

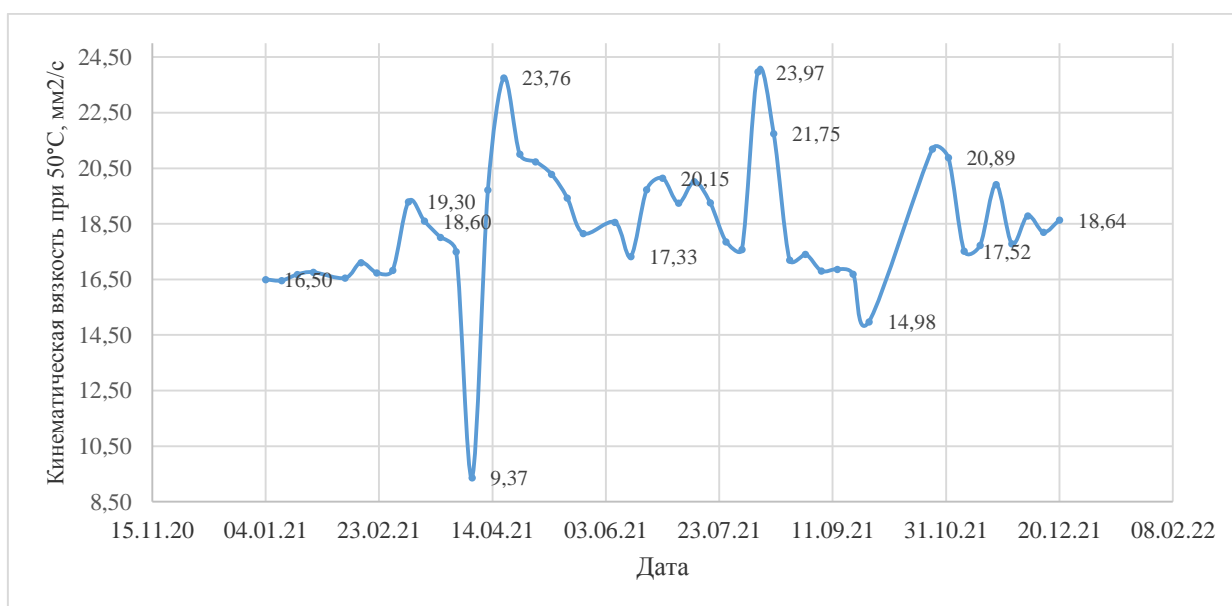


Рисунок 8 – Зависимость кинематической вязкости при 50 °С вакуумного дистиллята по времени

Исходя из графиков можно сделать вывод, что технологический процесс ввелся согласно технологическому регламенту. Все анализы в пределах нормы с небольшими колебаниями. Исключением является результаты на начало апреля, где видно сильное отклонение, но в пределах нормы. Это связано с тем, что установка вакуумной перегонки мазута С-001, КТ-1 была остановлена с производственной необходимостью, по этой причине установка гидроочистки вакуумного дистиллята С-100, КТ-1 работала на пониженных нагрузках. В качестве основного сырья использовали резерв с парков и около 5 % газойля с установки замедленного коксования, где плотность сырья около 830,0 кг/м³, что стало следствием изменения результатов анализа. Содержание серы в сырье есть с незначительными превышениями на 12.07.2021, 16.08.2021, 20.12.2021. Согласно технологическому режиму (Приложение Е) мы видим, что никаких изменений в процессе гидроочистки не повлекло, согласно анализам видно, что содержание серы в пределах нормы. Также, наблюдаем самое минимальное содержание серы на 25.10.2021 г. В этот день были пуско-наладочные работы после планово-промежуточного ремонта.

2.2 Физико-химические исследования состава и свойств продуктов процесса гидроочистки вакуумного газойля

Анализ свойств сырья процесса гидроочистки вакуумного газойля представлены в Приложении В-Е.

На рисунке 9 представлен график зависимости плотности при 20 °С гидроочищенного вакуумного дистиллята по времени.

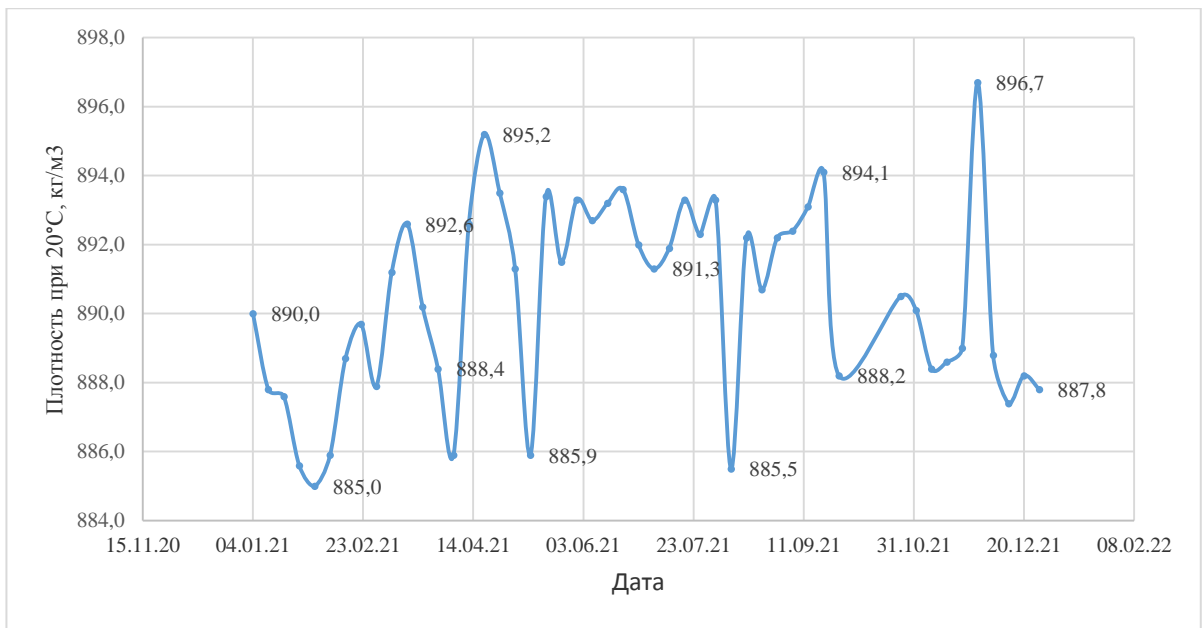


Рисунок 9 – Зависимость плотности при 20 °С гидроочищенного вакуумного дистиллята по времени

На рисунке 10 представлен график зависимости содержания серы гидроочищенного вакуумного дистиллята по времени.

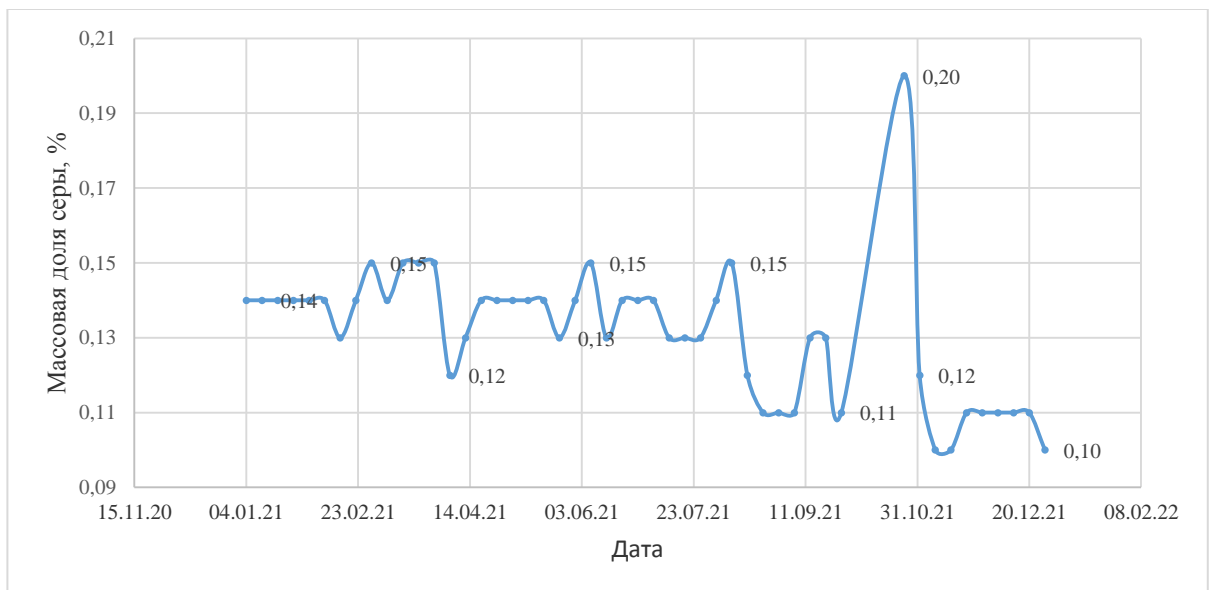


Рисунок 10 – Зависимость содержания серы гидроочищенного вакуумного дистиллята по времени

На рисунке 11 представлен график зависимости начало кипения гидроочищенного вакуумного дистиллята по времени.

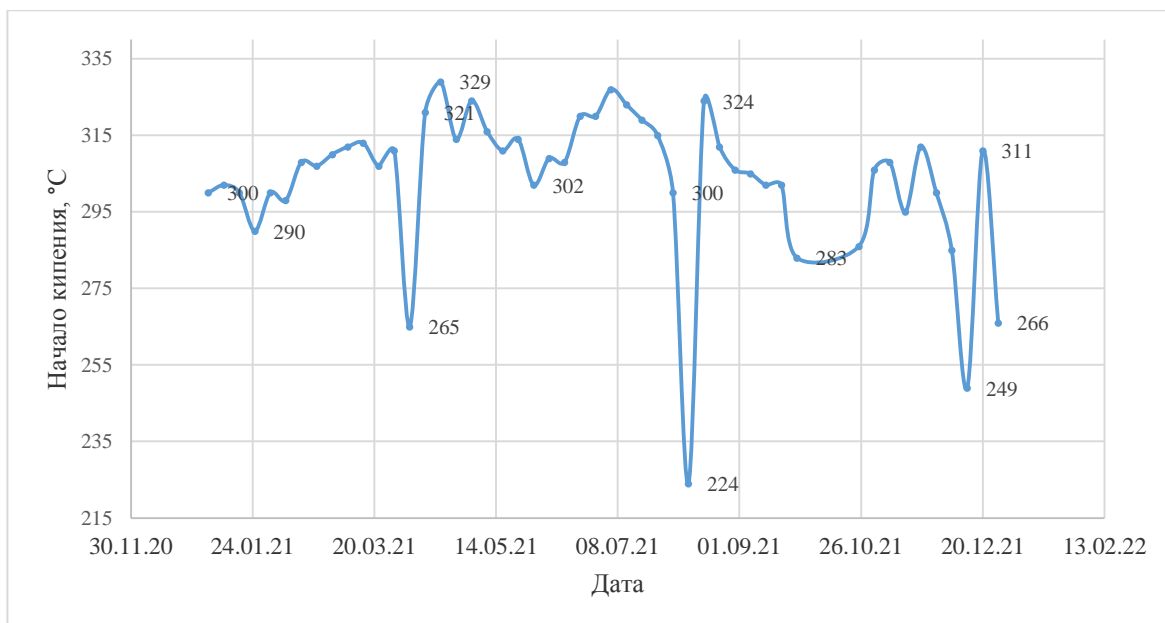


Рисунок 11 – Зависимость начало кипения гидроочищенного вакуумного дистиллята по времени

На рисунке 12 представлен график зависимости кинематической вязкости при 50 °С гидроочищенного вакуумного дистиллята по времени.

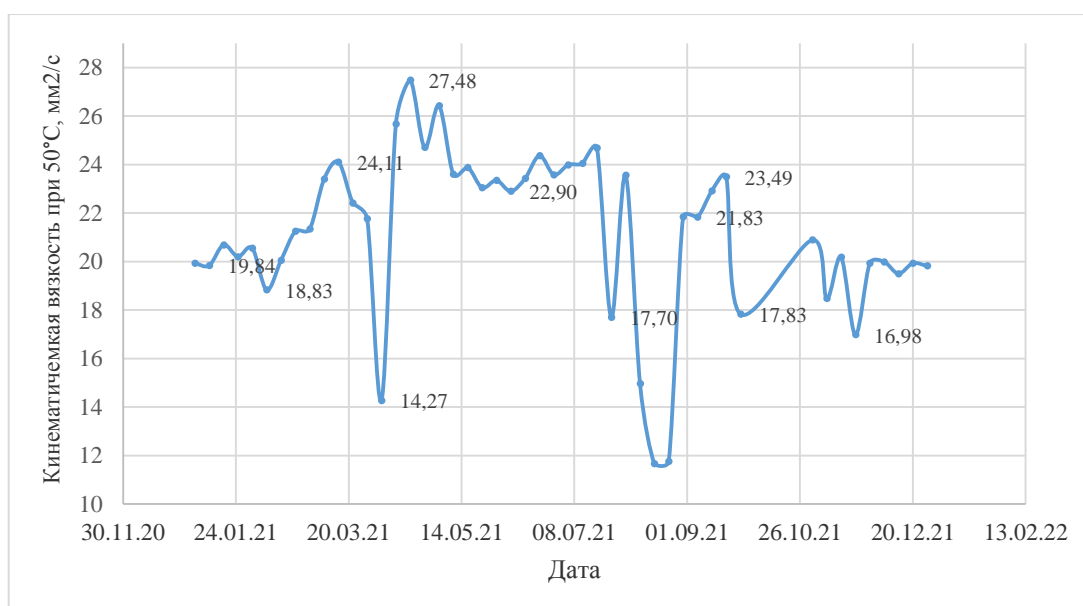


Рисунок 12 – Зависимость кинематической вязкости гидроочищенного вакуумного дистиллята по времени

Вывод: Исходя из графиков можно сделать вывод, что технологический процесс ввелся согласно технологическому регламенту. Все анализы в пределах нормы с небольшими колебаниями. Исключением является результаты на нача-

ло апреля, где видно сильное отклонение, но в пределах нормы. Это связано с тем, что компонентный состав сырья поменялся. Исходя из результатов анализа сырья, где есть сильные отклонения на начало апреля, мы видим, что оно повлияло на результаты анализа продуктов. Результаты плотности при 20 °С, начало кипения, кинематическая вязкость при 50 °С на начало августа, где видно сильное отклонение, но в пределах нормы. Это связано с тем, что был пропуск на технологической линии, нестабильный гидрогенизат направлялся напрямую на установку каталитического крекинга С-200, не проходя вторую печь П-102 и колонну стабилизации К-102. Также, наблюдаем самое максимальное содержание серы, что превышает нормы на 25.10.2021 г. В этот день были пуско-наладочные работы после планово-промежуточного ремонта.

2.3 Мониторинг работы промышленной секции 100 установки ПГПН

Анализ реальных режимов работы реактора гидроочистки: температура вход/выход, расход сырья, давление, кратность циркуляции ВСГ представлены в Приложении Е. Анализ материального баланса установки во времени указан в Приложении Ж.

3 Прогнозирование работы промышленной установки гидроочистки тяжелых нефтяных фракций на Павлодарском нефтехимическом заводе

3.1 Прогнозные расчеты по модели

В настоящее время изменилось назначение процесса замедленного коксования. Если раньше целевым продуктом был только нефтяной кокс, а коксовые дистилляты — побочными продуктами, то сегодня коксовые дистилляты используются в качестве дополнительного источника сырья в процессах вторичной переработки нефти. Процесс замедленного коксования широко распространен в нефтеперерабатывающей промышленности. В мире насчитывается 155 коксохимических заводов, и из-за более тяжелой нефти роль этого процесса будет возрастать. Однако светлые продукты процесса замедленного коксования значительно уступают по качеству прямогонным нефтяным фракциям, что обуславливает необходимость и одновременно усложняет их гидроочистку. Гидроочистку замедленных коксовых дистиллятов проводят только в смеси с прямогонными нефтяными фракциями. Поэтому исследование гидроочистки смесей прямогонных фракций с коксовыми продуктами является актуальной задачей [20].

Полученные данные могут быть использованы для усовершенствования технологий гидроочистки нефтяных фракций в смеси с коксовыми дистиллятами.

В работе выполнены численные исследования с использованием математической модели процесса гидроочистки вакуумного газойля в смеси с продуктами коксования. Прогнозные расчеты проводились для различных видов смесового сырья и режимов работы установки гидроочистки вакуумного газойля.

Процесс гидроочистки вакуумного газойля в смеси с продуктами коксования проводили в расчетных условиях с использованием различных видов смесового сырья.

1-вариант: сырье текущего состава - с вакуумной перегонки С-001 легкий вакуумный газойль и тяжелый вакуумный газойль, смесь бензина и газойля с УЗК, фракция 190-340 °С с установки каталитического крекинга, вакуумный газойль с УПБ, тяжелый газойль с ЛК-6У. Эксперимент проводили на математической модели при температуре 340 °С, давлении 42 кгс/см², объемной скорости подачи сырья 0,8 ч⁻¹, отношении водорода к сырью 640:1 м³/м³ сырья. Данные для расчетов по варианту 1 взяты с действующей установки.

2-вариант: в сырье текущего состава (с вакуумной перегонки С-001 легкий вакуумный газойль и тяжелый вакуумный газойль, смесь бензина и газойля с УЗК, фракция 190-340 °С с установки каталитического крекинга, вакуумный газойль с УПБ тяжелого газойля с ЛК-6У) добавлен тяжелый газойль с УЗК. Для проведения эксперимента на математической модели, для нового типа сырья в контрольной лаборатории ТОО «ПНХЗ» проводились анализы на сырье, в состав которого входят 70 % сырья (с вакуумной перегонки С-001 легкий вакуумный газойль и тяжелый вакуумный газойль, смесь бензина и газойля с УЗК, фракция 190-340 °С с установки каталитического крекинга, вакуумный газойль с УПБ тяжелого газойля с ЛК-6У) и 30 % тяжелого газойля с УЗК.

Были проанализированы следующие показатели сырья: массовая доля серы по ГОСТ ИСО 8754-2013 «Нефтепродукты. Определение содержания серы методом энергодисперсионной рентгенофлуоресцентной спектрометрии», плотность при 20 °С по ГОСТ 3900-85 «Нефть и нефтепродукты. Методы определения плотности» и фракционный состав по ГОСТ 2177-99 «Нефтепродукты. Методы определения фракционного состава».

Массовая доля серы. Сущность метода заключается в том, что испытываемую порцию пробы помещают в пучок лучей, испускаемых источником рентгеновского излучения. Возбуждающая энергия может быть получена из радиоактивного источника или из рентгеновской трубки. Измеряют полученное в ре-

зультате возбуждения характеристическое рентгеновское излучение и сравнивают число накопленных импульсов (отсчетов) с графиком зависимости отсчетов от содержания серы в процентах [% (m/m)], построенным с использованием серии калибровочных растворов, охватывающих исследуемый диапазон значений содержания серы [22]. Прибор для определения серы показан на рисунке 13.



Рисунок 13 – Анализатор серы энергодисперсионный рентгенофлуоресцентный

Плотность при 20 °С. Сущность метода заключается в погружении ареометра в испытуемый продукт, снятии показания по шкале ареометра при температуре определения и пересчете результатов на плотность при температуре 20 °С [23]. Прибор для определения плотности указан на рисунке 14.



Рисунок 14 – Установка для определения плотности

Фракционный состав. Сущность метода заключается в перегонке 100 см³ испытуемого образца при условиях, соответствующих природе продукта, и проведении постоянных наблюдений за показаниями термометра и объемами конденсата [24]. Прибор для определения плотности указан на рисунке 15.



Рисунок 15 – Аппарат для разгонки нефтепродуктов

Результаты анализов указаны в таблице 5.

Таблица 5 – Результаты, полученные в лаборатории

Наименование показателя	Нормативный документ	Проба № 1	Проба № 2	Проба № 3
Массовая доля серы, %	ГОСТ ИСО 8754-2013	1,65	2,70	1,99
Плотность при 20 °С, кг/м ³	ГОСТ 3900-85	899,0	939,0	914,0
Фракционный состав:	ГОСТ 2177-99			
50% перегоняется, °С		404,0	385,0	399,0
Конец кипения, °С		539,0	525,0	536,0
Проба 1 – фактическое сырье с установки вакуумного газойля Проба 2 – тяжелый газойль с УЗК Проба 3 – 70 % фактическое сырье с установки вакуумного газойля + 30 % тяжелый газойль с УЗК				

Полученные результаты анализов сырья (проба № 3) вносили в математический модель с данными технологического режима действующей установки.

3 – вариант – эксперимент на математической модели проведен с таким же составом сырья (проба № 3) с дальнейшей оптимизацией режима для получения требуемых норм качества нефтепродуктов. Эксперимент проводили на математической модели при температуре 345 °С, давлении 42 кгс/см², отношении водорода к сырью 700:1 м³/м³ сырья.

Таблица 6 – Данные, внесенные в математический модель

Параметр	Вариант 1	Вариант 2	Вариант 3
Фракционный состав сырья 50%, °С	404,00	399,00	399,00
Конец кипения сырья, °С	539,00	536,00	536,00
Содержание серосодержащих соединений	1,73	1,99	1,99
Содержание бензотиофен	1,35	1,55	1,55
Содержание дибензотиофен	0,38	0,44	0,44
Содержание азотсодержащих соединений	0,06	0,06	0,06
N-содержащие МАУ	0,03	0,03	0,03
N-содержащие ДАУ	0,03	0,03	0,03
Расход сырья 1 поток, м ³ /ч	110,06	110,06	110,06
Расход ВСГ 1 поток, м ³ /ч	70664,66	70664,66	75664,66
Температура смеси на входе, °С	340,51	340,51	345,51
Давление сырья 1 поток, кгс/см ²	42,34	42,34	42,34
Плотность сырья при 20С, кг/м ³	899,30	914,00	914,00
Плотность ВСГ при 20С, кг/м ³	0,11	0,11	0,11
Содержание водорода в ВСГ, об%	96,79	96,79	96,79
Содержание азота в ВСГ, об%	1,24	1,24	1,24
Содержание кислорода в ВСГ, об%	0,38	0,38	0,38
Содержание сероводорода в ВСГ, об%	0,00	0,00	0,00
Содержание метана в ВСГ, об%	1,14	1,14	1,14
Содержание этана в ВСГ, об%	0,30	0,30	0,30
Содержание пропана в ВСГ, об%	0,12	0,12	0,12
Содержание н-бутана в ВСГ, об%	0,03	0,03	0,03
Содержание и-бутана в ВСГ, об%	0,00	0,00	0,00
Содержание С5+ в ВСГ, об%	0,00	0,00	0,00

Таблица 7 – Результаты математического моделирования

Параметр	Вариант 1	Вариант 2	Вариант 3
Насыщенные УВ в сырье, % мас.	0,04616	0,04797	0,0447
Легкие АУ в сырье, % мас.	0,0076	0,00747	0,00696
Средние АУ в сырье, % мас.	0,0041	0,00403	0,00376
Тяжелые АУ в сырье, % мас.	0,01251	0,01229	0,01145
БТ в сырье, % мас.	0,00085	0,00099	0,00092
ДБТ в сырье, % мас.	0,00024	0,00028	0,00026
N-МАУ в сырье, % мас.	2,00E-05	2,00E-05	2,00E-05
N-ДАУ в сырье, % мас.	2,00E-05	2,00E-05	2,00E-05
Смолы в сырье, % мас.	0,00136	0,00117	0,00109
Предельные УВ в продукте, % мас.	0,66037	0,66455	0,67539
Легкие АУ в продукте, % мас.	0,16997	0,16365	0,17127
Средние АУ в продукте, % мас.	0,03995	0,04426	0,03302
Тяжелые АУ в продукте, % мас.	0,04365	0,04799	0,03665
Смолы в продукте, % мас.	0,03849	0,03209	0,03268
Кокс накопленный, кг	28144,402	28169	28200,9
УВ газы в продукте, % мас.	0,00016	0,00014	0,00019
Бензотиофены в продукте, % мас.	0,0002	0,00033	0,00017
Дибензотиофены в продукте, % мас.	0,00099	0,0013	0,001
Азотсодержащие МАУ в продукте, % мас.	0,00024	0,00025	0,00024
Азотсодержащие ДАУ в продукте, % мас.	0,00024	0,00025	0,00023
H ₂ S в продукте, % мас.	1,43E-05	1,28E-05	1,59E-05
NH ₃ в продукте, % мас.	0,00135	0,00152	0,00157
Кокс на катализаторе, % мас.	20,31949	20,3337	20,352
Температура на выходе из реактора, град. С	346,06	343,14	348,49
Объем переработанного сырья, куб. м	2641,34	5282,68	7924,02
Масса переработанного сырья, тыс. тонн	2,38	4,79	7,2
Активность катализатора	0,67038	0,67012	0,66994
Массовый расход гидроочищенного ВГ, кг/ч	65340,57	66517,7	66576,7
Массовый расход бензина, кг/ч	21685,13	21349,7	22352
Массовый расход дизеля, кг/ч	14838,13	15597,8	14630
Объемный расход водорода в реактор, куб.м/ч	68396,32	68396,3	73235,8
Объемный расход водорода после реактор, куб.м/ч	4311,23	4261,65	4681,1
Массовая доля предельных УВ в гидроочищенном ВГ, % мас	0,69218	0,69615	0,71051
Массовая доля ароматических УВ в гидроочищенном ВГ, %	0,26572	0,26801	0,2534
Массовая доля легкой АУ в гидроочищенном ВГ, % мас.	0,17812	0,1714	0,18013
Массовая доля средней АУ в гидроочищенном ВГ, % мас.	0,04186	0,04635	0,03473
Массовая доля тяжелой АУ в гидроочищенном ВГ, % мас.	0,04574	0,05026	0,03854
Массовая доля смол в гидроочищенном ВГ, % мас.	0,04034	0,03361	0,03437
Массовая доля серы в гидроочищенном ВГ, % мас.	0,00125	0,0017	0,00123
Массовая доля азота в гидроочищенном ВГ, % мас.	0,00051	0,00052	0,00049

Таким образом, расчеты по модели позволили получить данные по материальному балансу установки гидроочистки и показателям качества нефтепродуктов при переработке различного типа сырья.

**4 ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА
«ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»**

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ02	Кабылбеков Боранбай Жумашкенович

Школа	ИШПР	Отделение	Отделение химической инженерии
Уровень образования	Магистратура	Направление/специальность	Химическая технология топлива и газа


Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:	
Анализ и прогнозирование работы промышленной установки гидроочистки тяжелых нефтяных фракций на Павлодарском нефтехимическом заводе	Работа с научной литературой, представленной в российских и иностранных научных публикациях, аналитических материалах
Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:	
1. Оценка коммерческого потенциала, перспективности и альтернатив разработки проекта с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения	Проведение предпроектного анализа. Определение целевого рынка и проведение его сегментирования. Выполнение SWOT-анализа проекта
2. Планирование и формирование бюджета разработки	Определение целей и ожиданий, требований проекта. Определение бюджета научного исследования
3. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности разработки	Проведение оценки экономической эффективности, ресурсоэффективности и сравнительной эффективности различных вариантов исполнения
Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):	
1. Оценка конкурентоспособности технических решений 2. Матрица SWOT 3. График проведения и бюджет проекта 4. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности разработки	

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	01.03.2021
---	------------

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Рыжакина Татьяна Гавриловна	Кандидат экономических наук		01.03.2021

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ02	Кабылбеков Боранбай Жумашкенович		01.03.2021

5. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

В настоящее время перспективы научных исследований определяются не столько масштабами открытия, которые сложно оценить на ранних стадиях жизненного цикла высокотехнологичного, ресурсоэффективного продукта, сколько коммерциализацией разработок для оценки. Оценка коммерческой ценности разработки является обязательным условием поиска источников финансирования научных исследований и коммерциализации их результатов.

Задачей раздела «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение» является определение перспективности и успешности научно-технических исследований, оценка их эффективности и уровня возможных рисков, а также разработка механизма управления и поддержки конкретные проектные решения на этапе реализации [25]. Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

- организовывать научные исследования;
- планировать этапы обучения;
- оценка коммерческого потенциала и перспектив проведения научных исследований;
- рассчитать бюджет проводимых научно-технических исследований;
- оценить социально-экономическую эффективность исследований.

Исследования проводились на ТОО «ПНХЗ».

Исследование проводилось с целью прогнозирования работы промышленной установки гидроочистки тяжелых нефтяных фракций на Павлодарском нефтехимическом заводе. В качестве объекта исследования было выбрана установка гидроочистки с прямоугольным вакуумным газойлем, вовлеченные и другие потоки, такие как легкий и тяжелый газойли УЗК. При этом необходимо корректировать технологический режим работы реактора гидроочистки для достижения требуемых показателей качества нефтепродуктов.

5.1 Предпроектный анализ

6.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования

Для анализа потребителей результатов исследования необходимо рассмотреть и сегментировать целевой рынок.

В этом проекте сегменты рынка:

- Национальная компания АО «КазМунайГаз»
- ТОО «ПНХЗ»;
- Научно-исследовательские организации, университеты.
- Граждане.

5.1.2 Анализ конкурентоспособных технических решений с точки зрения ресурсоэффективности и ресурсосбережения

Анализ конкурентоспособных технических решений с точки зрения ресурсоэффективности и ресурсосбережения позволяет оценить сравнительную эффективность научных разработок и определить направления ее дальнейшего совершенствования.

Это исследование проанализировало глубину переработки нефтяных остатков, основным направлением является вовлечение в процесс гидроочистки вторичного сырья.

В таблице 1 приведена оценка конкурентов, где Ф – разрабатываемый проект, к1 – исследование, проведенное инженером-технологом в научно-исследовательском институте, к2 – исследование, проведенное организацией, которая занимается переработкой нефти.

Таблица 1 – Оценочная карта для сравнения конкурентных технических решений (разработок)

Критерии оценки	Вес критерия	Баллы			Конкурентоспособность		
		Б _ф	Б _{к1}	Б _{к2}	К _ф	К _{к1}	К _{к2}
1	2	3	4	5	6	7	8
Технические критерии оценки ресурсоэффективности							
1. Повышение производительности	0,14	5	3	4	0,7	0,42	0,56
2. Точность	0,18	4	4	4	0,72	0,72	0,72
3. Скорость	0,15	5	4	3	0,75	0,6	0,45
4. Технологичность	0,15	4	4	4	0,6	0,6	0,6
Экономические критерии оценки эффективности							
1. Конкурентоспособность продукта	0,12	5	4	4	0,6	0,48	0,48
2. Цена	0,14	5	3	2	0,7	0,42	0,28
3. Время	0,12	4	5	3	0,48	0,6	0,36
Итого	1	32	27	24	4,55	3,84	3,45

Критерии оценки выбираются на основе выбранных объектов сравнения с учетом их технико-экономических характеристик при разработке, строительстве и эксплуатации.

Вес показателей в сумме должен быть равен 1. Позиция развития и конкурентов оценивается по каждому показателю по пятибалльной шкале, где 1 — самая слабая позиция, 5 — самая сильная позиция.

Анализ конкурентных технических решений определяется по формуле:

$$K = \sum V_i \cdot B_i$$

где: K - конкурентоспособность научной разработки или конкурента;

B_i – оценка i-го показателя;

V_i - вес индикатора (в долях единицы).

На основании анализа конкурентов можно сказать, что проект превосходит конкурентное исследование по цене, производительности и скорости разработки проекта. Однако слабым местом разработанного проекта является то, что на его выполнение требуется больше времени.

5.1.3 SWOT-анализ

SWOT – представляет собой полный анализ исследовательского проекта (табл. 2). Используется для изучения внешней и внутренней среды проекта. Анализ проходит в 3 этапа.

Первым шагом является описание сильных и слабых сторон проекта, выявление возможностей и угроз реализации проекта, которые возникли или могут возникнуть в его внешней среде. Таблица 2 – Матрица SWOT-анализа

<p>Сильные стороны С1. Низкая цена проекта С2. Отсутствие подобного исследования на территории области С3. Достаточно высокая точность результатов С4. Распространённость и доступность объектов исследования С5. Экологичность проведенных исследований</p>	<p>Слабые стороны Сл1. Погрешность методов анализа Сл2. Для реализации исследования необходимо привлечение большого массива информации Сл3. Отсутствие прототипа научной разработки</p>
<p>Возможности В1. Провести тестовый пробег на установке В2. Появление дополнительного спроса на исследование В3. Углубить процесс переработки нефтяных остатков</p>	<p>Угрозы У1. Снижение срока службы катализатора У2. Дезактивация катализатора каталитического крекинга</p>

Вторым шагом заключается в выявлении соответствия слабых и сильных сторон исследовательского проекта внешним условиям среды.

Интерактивная матрица проекта представлена в таблице 3. Каждый фактор отмечен знаком «+» (указывающим на сильное соответствие между сильными сторонами и возможностями) или знаком «-» (указывающим на слабое соответствие); "0" - если сомневаетесь, что ставить "+" или "-".

Таблица 3 – Матрица интерактивного проекта

		Сильные стороны проекта				
		С1.	С2.	С3.	С4.	С5.
Возможности проекта	В1.	+	+	+	+	0
	В2.	+	+	+	0	+
	В3.	+	+	+	+	+
		Слабые стороны проекта				
		Сл1.		Сл2.		Сл3.
Возможности проекта	В1.	-		-		+
	В2.	0		-		+
	В3.	-		-		+

		Сильные стороны проекта				
Угрозы		C1.	C2.	C3.	C4.	C5.
	У1.	+	+	+	-	0
	У2.	-	-	-	-	-

		Слабые стороны проекта		
Угрозы		Сл1.	Сл2.	Сл3.
	У1.	-	-	-
	У2.	+	0	+

Третьим шагом предстоит создать финальную матрицу SWOT-анализа (таблица 4).

Таблица 4 –SWOT-анализ

	Сильные стороны	Слабые стороны
	C1. Низкая цена проекта C2. Отсутствие подобного исследования на территории области C3. Достаточно высокая точность результатов C4. Распространённость и доступность объектов исследования C5. Экологичность проведенных исследований.	Сл1. Погрешность методов анализа Сл2. Для реализации исследования необходимо привлечение большого массива информации Сл3. Отсутствие прототипа научной разработки
Возможности В1. Провести тестовый пробег на установке В2. Появление дополнительного спроса на исследования В3. Углубить процесс переработки нефтяных остатков	Введение нового технологического режима; Быстрое продвижение исследования в связи с преимуществами данного исследования; Дополнительный спрос может появиться за счет реализации переработки вторичного сырья	Проверка результатов, отправлять пробы на внешний и внутренний контроль.
Угрозы У1. Снижение срока службы катализатора У2. Дезактивация катализатора каталитического крекинга	Повышение коксуемости катализатора	Из-за относительной длительности анализа могут возникнуть проблемы с продвижением данного исследования.

5.1.4 Оценка коммерциализации проекта

Независимо от стадии жизненного цикла развития науки имеет смысл оценить ее готовность к коммерциализации и знать свой уровень знаний для ее реализации (или завершения). Для этого заполнялась специальная форма, со-

держащая показатели уровня проработанности проекта с точки зрения коммерциализации и компетентности разработчика научного проекта (табл. 5).

При анализе таблицы каждый показатель оценивается по пятибалльной шкале. При оценке степени проработанности научного проекта 1 балл означает, что проект не разработан, 2 балла - плохая разработка, 3 балла - выполнен, но не уверен в качестве, 4 балла - качественно выполнен, 5 баллов - имеется . положительное заключение независимого эксперта. Для оценки уровня знаний разработчика используется следующая система балльной оценки: 1 означает незнание или мало знаний, 2 - на уровне теоретических знаний, 3 - знаю теорию и практические приложения, 4 - знаю теорию и Сам делаю, 5 - знаю теорию, сам делаю и могу посоветовать.

Таблица 5 – Оценка степени коммерциализации проекта

№ п/п	Наименование	Степень проработанности научного проекта	Уровень имеющихся знаний у разработчика
1.	Определены существующие научно-технические базы	5	5
2.	Определены перспективные направления коммерциализации фундаментальных научно-технических работ	3	3
3.	Определяются отрасли и технологии (товары, услуги), которые будут предлагаться на рынке	2	3
4.	Определяется форма товаров научно-технического резерва, предназначенных для представления на рынке.	4	4
5.	Идентифицированные авторы и их защищенные права	5	5
6.	Стоимость интеллектуальной собственности была оценена	5	5
7.	Проведение маркетинговых исследований на рынках сбыта	3	3
8.	Разработан бизнес-план по коммерциализации научной разработки	2	2

9.	Определены методы продвижения научных разработок на рынок	3	3
10.	Разработана стратегия (форма) реализации научной разработки	5	5
11.	Решены вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежные рынки	2	2
12.	Проблемы с использованием вспомогательных инфраструктурных услуг, получение преимуществ	5	5
13.	Проработаны вопросы финансирования коммерциализации научных разработок	5	4
14.	Есть команда по коммерциализации научных разработок	5	5
15.	Разработана система управления научными проектами	5	5
	ИТОГО БАЛЛОВ	61	59

Оценка зрелости выводимого на рынок научного проекта (или уровня знаний разработчика) получается по формуле:

$$B_{\text{сум}} = \sum B_i$$

где: $B_{\text{сум}}$ - общее количество точек в каждом направлении;

B_i - балл по i -му показателю.

Значение $B_{\text{сум}}$ позволяет говорить о зрелости научной разработки и ее разработчика для коммерциализации. В итоге оказалось, что разработка перспективная, а уровень знаний разработчика выше среднего. По результатам оценки выделены слабые стороны исследования, требуется дальнейшее совершенствование для проведения маркетинговых исследований на рынках сбыта, разработки бизнес-плана коммерциализации научных разработок, проработки вопросов международного сотрудничества и выхода на зарубежные рынки. рынок.

5.1.5 Способы коммерциализации результатов научно-технических исследований

Для коммерциализации результатов исследования будут использованы следующие методы: инжиниринг и передача интеллектуальной собственности.

Инжиниринг включает оказание комплексных или отдельных видов инженерно-технических услуг, связанных с проектированием, одной стороной, именуемой консультантом, другой стороной, именуемой заказчиком, на основании договора на проектирование, строительство и ввод в эксплуатацию завода, с освоением новых технологических процессов на предприятии заказчика.

Передача интеллектуальной собственности происходит на уставный капитал компании или государства.

Эти методы коммерциализации будут наиболее продуктивными применительно к данному проекту [26].

5.2 Инициация проекта

Группа иницирующих процессов состоит из выполняемых для определения нового проекта или новой фазы существующего проекта. В рамках процессов инициации определяются первые содержание и цели, а также фиксируются первые финансовые ресурсы. Определены внешние и внутренние заинтересованные стороны проекта, которые взаимодействуют и влияют на общий результат научного проекта. Эта информация представлена в Уставе проекта (Таблица 6).

Таблица 6 – Заинтересованные стороны проекта

Заинтересованные стороны проекта	Ожидания заинтересованных сторон
ТОО «ПНХЗ»	Подготовка высококвалифицированных специалистов
Национальная компания АО «КазМунайГаз»	Получение нефтепродуктов требуемого качества

В таблице 7 представлена иерархия целей проекта и критерии достижения целей.

Таблица 7 – Цели и результат проекта

Цели проекта:	Цель данной работы направлена на прогнозирование работы промышленной установки гидроочистки тяжелых нефтяных фракций на Павлодарском нефтехимическом заводе.
Ожидаемые результаты проекта:	Получение результатов гидроочистки смесового сырья вакуумного газойля с тяжелым и легким газойлем УЗК
Критерии приемки результата проекта:	Оптимизация режима на математической модели гидроочистки смесового сырья вакуумного газойля с тяжелым и легким газойлем УЗК для получения продукции требуемого качества
Требования к результату проекта:	Требование:
	Отобрать пробы для лабораторных исследований: 1. Сырье гидроочистки вакуумного газойля 2. Тяжелый газойль УЗК 3. Составить смесь: 70% сырья гидроочистки вакуумного газойля + 30% тяжелого газойля УЗК
	Подготовить 3 варианта математического моделирования
	Провести обработку полученных данных математической модели
	Выявить параметры, влияющие на качество выхода продукции

В таблице 8 представлена организационная структура проекта (роль каждого участника, их функции, трудозатраты).

Таблица 8 – Рабочая группа проекта

№ п/п	ФИО, основное место работы, должность	Роль в проекте	Функции	Трудозатраты, час.
1.	Ивашкина Е.Н., профессор, д.т.н.	Руководитель проекта	Консультирование, координация деятельности, определение задач, контроль выполнения.	600
2.	Кабылбеков Б.Ж., ТОО «ПНХЗ», оператор технологических установок	Исполнитель по проекту	Анализ литературных источников, отбор проб, пробоподготовка, анализ лабораторных данных, написание работы, сбор данных технологического режима, мониторинг работы установки гидроочистки вакуумного газойля	1600
ИТОГО:				2200

Ограничения проекта – это все факторы, которые могут служить ограничением степеней свободы участников проектной команды, а также «границы проекта» – параметры проекта или его продукта, не реализуемые в рамках данного проекта (табл. 9) .

Таблица 9 – Ограничения проекта

Фактор	Ограничения/ допущения
--------	------------------------

3.1. Бюджет проекта	736413,05
3.1.1. Источник финансирования	НИ ТПУ
3.2. Сроки проекта:	01.09.2020-31.05.2022
3.2.1. Дата утверждения плана управления проектом	15.09.2020
3.2.2. Дата завершения проекта	31.05.2022

5.3 Планирование управления научно-техническими проектами

Группа процессов планирования состоит из процессов, выполняемых для определения общего объема работ, уточнения целей и разработки последовательности действий, необходимых для достижения этих целей [27].

План управления научным проектом должен включать следующее:

- иерархическая структура проектной работы;
- основные этапы проекта;
- план проекта;
- бюджет исследования.

5.3.1 Иерархическая структура проектной работы

Иерархическая рабочая структура (ИРС) — Детализация расширенной рабочей структуры. В процессе создания ИРС весь проект структурируется и определяется с точки зрения содержания (рис. 1).



Рисунок 1 – Иерархическая структура работ

5.3.2 План проект

В рамках планирования научного проекта построены календарный график проекта (таблица 10, 11).

Таблица 10– Календарный план проекта

Название	Длительность, дни	Дата начала работ	Дата окончания работ	Состав участников
Утверждение темы магистерской диссертации	7	01.09.20	07.09.20	Ивашкина Е.Н., Кабылбеков Б.Ж.
Согласование плана работ	7	08.09.20	15.09.20	Ивашкина Е.Н., Кабылбеков Б.Ж.
Литературный обзор	138	16.09.20	31.01.21	Кабылбеков Б.Ж.
Обработка полученных данных и обсуждение результатов	292	01.02.21	20.12.21	Ивашкина Е.Н., Кабылбеков Б.Ж.
Написание отчета	162	21.12.21	31.05.21	Кабылбеков Б.Ж.
Итого:	606			

Таблица 11 – Календарный план график проведения НИОКР по теме

Наименование этапа	Т, дней	2020				2021												2022								
		Сентябрь	Октябрь	Ноябрь	Декабрь	Январь	Февраль	Март	Апрель	Май	Июнь	Июль	Август	Сентябрь	Октябрь	Ноябрь	Декабрь	Январь	Февраль	Март	Апрель	Май				
Утверждение темы магистерской диссертации	7	■																								
Согласование плана работ	7	■																								
Литературный обзор	138		■	■	■	■																				
Обработка полученных данных и обсуждение результатов	292						■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
Написание отчета	162																	■	■	■	■	■	■	■	■	■



- Кабылбеков Б.Ж.



- Кабылбеков Б.Ж., Ивашкина Е.Н.

5.4 Бюджет исследований

При планировании бюджета на научные исследования следует позаботиться о полном и достоверном представлении всех видов планируемых расходов, необходимых для его выполнения. При формировании бюджета новые расходы плана группируются по статьям. В этом исследовании выделяются следующие статьи:

1. Сырье, полуфабрикаты и покупные продукты;
2. специальное оборудование для научной работы;
3. Заработная плата;
4. Отчисления на социальные нужды;
5. Научные и производственные командировки;
6. Вознаграждение за работу, выполненную сторонними организациями и компаниями;
7. Расходы.

Сырье, материалы, покупные продукты и полуфабрикаты (без учета отходов). В эту статью включены затраты на приобретение всех видов материалов, комплектующих и полуфабрикатов, необходимых для выполнения работ по данной теме (таблица 12).

Таблица 12 – Расчет себестоимости по статье «Сырье и материалы»

Наименование	Количество, шт	Цена за единицу, руб.	Сумма, руб.
Тетрадь	2	40,0	80,0
Ручка шариковая	3	31,0	93,0
Ластик	2	20	40,0
Печать	150	2	300,0
Бумага	3	450	1350
Всего за материалы	1863		
Транспортно-заготовительные расходы (3-5%)			93,15
Итого по статье			1956,15

Специальное оборудование для научной (экспериментальной) работы. В эту статью включаются все затраты, связанные с приобретением специального оборудования, необходимого для выполнения работ по теме НИР (таблица 13).

Таблица 13 – Расчет стоимости по статье «Спецоборудование для научной работы»

№ п/п	Наименование оборудования	Кол-во единиц оборудования	Цена единицы оборудования, руб.	Общая стоимость оборудования, руб.
1	Компьютер (НР)	1	45000,0	45000,0
2	Программное обеспечение MicrosoftOffice	1	5990,0	5990,0
3	Statistica	1	20000	20000
Итого, руб.:				70990

Расчет базовой заработной платы. В данной статье приведены основные размеры заработной платы ученых и инженеров, рабочих модельных мастерских и опытных заводов, непосредственно участвующих в проведении работ по данной теме. Размер затрат на заработную плату зависит от сложности выполняемой работы и действующей системы оплаты труда. Расчет базового оклада представлен в Таблице 14.

$$C_{зп} = Z_{осн} + Z_{доп}$$

Где: $Z_{осн}$ - базовый оклад;

$Z_{доп}$ - дополнительная зарплата

Базовый оклад ($Z_{осн}$) руководителя (лаборанта, инженера) от предприятия (при наличии руководителя от предприятия) рассчитывается по следующей формуле:

$$Z_{осн} = Z_{дн} \cdot T_{раб}$$

Где: $Z_{осн}$ - базовый оклад;

$T_{раб}$ - продолжительность работы научно-технического работника, раб. дни;

$Z_{дн}$ - среднедневная заработная плата работника, руб.

Среднедневная заработная плата рассчитывается по следующей формуле:

$$Z_{\text{дн}} = \frac{Z_{\text{м}} \cdot M}{F_{\text{д}}}$$

где: $Z_{\text{м}}$ – месячный должностной оклад работника, руб.;

M - количество рабочих месяцев без отпуска в течение года:

в 24-й день отпуска $M = 11,2$ мес, 5-дневная неделя;

работа в отпуске в 48. дни $M=10,4$ месяца, 6-дневная неделя;

$F_{\text{д}}$ - фактическое годовое рабочее время научно-технического персонала, раб. дни

Расчет заработной платы научно-производственному персоналу, а также другому персоналу проекта производился с учетом работы 2-х человек - руководителя и исполнителя. Баланс рабочего времени исполнителей приведен в таблице 14.

Таблица 14 – Баланс рабочего времени

Показатели рабочего времени	Руководитель	Магистрант
Календарное число дней	365	365
Количество нерабочих дней	99	99
- выходные дни	14	14
- праздничные дни		
Потери рабочего времени	24	24
- отпуск	14	14
- невыходы по болезни		
Действительный годовой фонд рабочего времени	212	212

Месячный должностной оклад работника:

$$Z_{\text{м}} = Z_{\text{б}} \cdot (k_{\text{пр}} + k_{\text{д}}) \cdot k_{\text{р}}, \text{ где}$$

$Z_{\text{б}}$ – базовый оклад, руб.;

$k_{\text{пр}}$ – премиальный коэффициент (определяется Положением об оплате труда);

$k_{\text{д}}$ – коэффициент доплат и надбавок;

$k_{\text{р}}$ – районный коэффициент, равный 1,3 (для Томска).

При расчете заработной платы научно-производственного персонала и другого проектного персонала учитывались месячные должностные оклады работников, рассчитанные по формуле:

$$Z_m = Z_b * K_p, \text{ где}$$

Z_b – базовый оклад, руб.;

K_p – районный коэффициент, равный 1,3 (для Томска).

По данным сайта Томского политехнического университета, должностной оклад (ППС) доцента кандидата наук в 2020 году без РК составил 33 664 рубля, так как руководитель работает по 0,5 ставкам, оклад составляет 16 832. Расчет базового оклада показан в таблице 15.

Таблица 15 – Расчет базового оклада

Исполнители	Z_b , руб.	$k_{пр}$	k_d	k_p	Z_m , руб	$Z_{дн}$, руб.	T_p , раб. дн.	$Z_{осн}$, руб.
Руководитель	16832	1	0,02	1,3	22319,25	1179,15	212	249979,8
Магистрант	1923	-	-	1,3	2500	132	212	27998

Доплата научно-производственному персоналу. В этой статье указаны размеры выплат, предусмотренных трудовым законодательством, например, В. оплата очередного и дополнительного отпуска; оплата времени, связанного с исполнением государственных и общественных обязанностей; Выплата вознаграждения за выслугу лет и др. (в среднем - 12% от суммы основного оклада). Надбавка рассчитывается исходя из 10-15% от должностного оклада работников, непосредственно занятых в реализации темы:

$$Z_{доп} = Z_{осн} * k_{доп}, \text{ где}$$

$Z_{доп}$ – дополнительная заработная плата, руб.;

$k_{доп}$ – коэффициент дополнительной зарплаты;

$Z_{осн}$ – основная заработная плата, руб.

В таблице 16 приведена форма расчёта основной и дополнительной заработной платы.

Таблица 16 – Заработная плата исполнителей НТИ

Заработная плата	Руководитель	Магистрант
Основная зарплата	249979,8	27998

Дополнительная зарплата	24997,9	2799,8
Итого по статье С _{зп}	274977,8	30797,8

Отчисления на социальные нужды. Статья содержит отчисления из внебюджетных фондов.

$$C_{\text{внеб}} = k_{\text{внеб}} * (Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}), \text{ где}$$

$k_{\text{внеб}}$ – коэффициент отчислений по платежам во внебюджетные фонды.

На 2014 год в соответствии с Федеральным законом от 24 июля 2009 года № 212-ФЗ размер страховых взносов установлен в размере 30%. Согласно пункту 1 статьи 58 Закона № 212-ФЗ к организациям, осуществляющим образовательную и научную деятельность, в 2014 году применяется пониженная ставка в размере 27,1%. Выплаты стипендий студентам бакалавриата, магистратуры и аспирантуры налогом не облагаются.

Отчисления на социальное обеспечение:

$$C_{\text{внеб}} = 0,3 * (249979,8 + 24997,9) = 82493,31 \text{ рублей}$$

Научные и производственные командировки. В данной статье указаны расходы на служебные командировки научно-производственного персонала, связанные с непосредственным выполнением конкретного проекта, размер которых устанавливается в размере 10% от основной и дополнительной заработной платы всех работников, привлекаемых к выполнению данной темы. .

Стоимость научно-производственных командировок 30577,56 руб.

Вознаграждение за услуги, предоставленные третьими лицами и компаниями.

Сторонней организацией ТОО ИП «СЖС Казахстан ЛДТ» выполнены анализы проб на определение содержания серы методом энергодисперсионной рентгенофлуоресцентной спектроскопии, определения плотности с помощью ареометра и определения фракционного состава, которые проводятся в контрольной лаборатории в г. Павлодаре. Расчет стоимости работ по заказу представлен в таблице 17.

Таблица 17 – Расчет затрат на заказные работы

Метод анализа	Количество проб	Стоимость, руб	Итого, руб
энергодисперсионная рентгенофлуоресцентная спектрометрия	10	20 000	200 000
Плотность	10	1 000	10 000
Фракционный состав	10	3 000	30 000

Этот пункт также включает использование Интернета в этом проекте. Сумма данных затрат определена в соответствии с условиями договора и составляет 1560 руб.

Всего за работу будет оплачено 240 000 рублей.

накладные расходы. Накладные расходы рассчитывались по следующей формуле:

$$C_{\text{накл}} = k_{\text{накл}} \cdot (Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}) = 0,8 \cdot (274977,8 + 30797,8) = 244620,5$$

где $K_{\text{накл}}$ – коэффициент накладных расходов принимается равным 0,8.

Таким образом, стоимость проекта составляет 736413,05, что приведено в таблице 18.

Таблица 18 – Затраты научно-исследовательской работы

	Затраты по статьям								
	Сырье, материалы (за вычетом возвратных отходов), покупные изделия и полуфабрикаты	Специальное оборудование для научных (экспериментальных) работ	Основная заработная плата	Доп-ая заработная плата	Отчисления на социальные нужды	Научные и производственные командировки	Оплата работ, выполняемых сторонними организациями и предприятиями	Прочие прямые расходы	Н
следа-	1956,15	70 990	277977,8	27797,7	82493,3	30577,6	240000	-	2
г	2000	300000	999919,2	99991,6	329973,2	109991,1	-	-	

4.Операционные затраты, руб.=сырье+амортизация+ЗП

(осн+доп)+соц.отч.+науч.ком+контр.расх+накл.расх=35%*бюджета

=

$A_g = \text{Сперв.} * \text{На} / 100 = \text{Сперв.} * 0,1$

Общая плановая стоимость составила 736 413,05 руб., финансирование составило 1 000 000 руб. Рассчитаем разницу 736413,05 - 1 000 000 = -263 586,95 руб. Разница 263 586,95 руб., расходы не превышают доходов.

5.4.1 Организационная структура проекта

Данный проект представлен в виде организационной структуры проекта. Организационная структура проекта показана на рисунке 2.



Рисунок 2 – Проектная структура проекта

5.4.2 План управления коммуникациями проекта

План управления коммуникациями отражает требования участников проекта к коммуникациям (таблица 19).

Таблица 19 – План управления коммуникациями

№ п/п	Какая информация передается	Кто передает информацию	Кому передается информация	Когда передает информацию
1.	Статус проекта	Исполнитель	Руководителю	Еженедельно (понедельник)
2.	Обмен информацией о текущем состоянии проекта	Исполнитель	Руководителю	Ежемесячно (конец месяца)
3.	Документы и информация по проекту	Исполнитель	Руководителю	Не позже сроков графиков и к. точек
4.	О выполнении контрольной точки	Исполнитель	Руководителю	Не позже дня контрольного события по плану управления

5.4.3 Реестр проектных рисков

Выявленные риски проекта включают в себя возможные неопределенные события, которые могут произойти в проекте и иметь последствия, приводящие к нежелательным эффектам.

Информация о потенциальных рисках представлена в Таблице 20.

Таблица 20 – Реестр рисков

№	Риск	Вероятность наступления	Влияние риска	Уровень риска	Способы смягчения риска	Условия наступления
1	Неточность метода анализа	2	5	Низкий	Внешний и внутренние анализы	Низкая точность метода анализа
2	Погрешность расчетов	3	5	Средний	Пересчет, проверка	Невнимательность
3	Отсутствие интереса к результатам исследования	2	5	Низкий	Привлечение предприятий, публикация результатов	Отсутствие результатов исследования

5.5 Определение ресурсной (ресурсоэффективной), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности

6.5.1 Оценка абсолютной эффективности исследования

Проектный подход компании к инвестиционной деятельности основан на принципе денежного потока. Одной из характеристик является ее прогностический и долгосрочный характер, поэтому применяемый аналитический подход учитывает фактор времени и фактор риска. Для оценки общей рентабельности используются следующие основные показатели:

- Чистая приведенная стоимость (NPV);
- Индекс рентабельности (PI);
- Внутренняя норма доходности (IRR);
- Время восстановления (DPP).

Чистая приведенная стоимость (NPV) — показатель экономики инвестиционного проекта, рассчитываемый путем дисконтирования (приведения к текущей стоимости, т.е. на момент инвестирования) ожидаемых денежных потоков (как доходов, так и расходов).

NPV рассчитывается по следующей формуле:

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{ЧДП_{опt}}{(1+i)^t} - I_0$$

где: $ЧДП_{opt}$ – чистые денежные поступления от операционной деятельности;

I_0 – разовые инвестиции, осуществляемые в нулевом году;

t – номер шага расчета ($t= 0, 1, 2 \dots n$)

n – горизонт расчета;

i – ставка дисконтирования (желаемый уровень доходности инвестируемых средств).

Расчет NPV позволяет оценить целесообразность инвестирования. Если $NPV > 0$, то проект эффективен.

Расчет чистой приведенной стоимости показан в таблице 21. При расчете рентабельность проекта составила **20-25%**, норма амортизации 10%. $Сг = \text{Первый} * На/100$, себ = **736413,05 руб.**, оборот = себестоимость * 1,25

Таблица 21 – Расчет общей чистой приведенной стоимости проекта

№	Наименование показателей	Шаг расчета				
		0	1	2	3	4
1	Выручка от реализации, руб.	0	920516,3	920516,3	920516,3	920516,3
2	Итого приток, руб.	0	920516,3	920516,3	920516,3	920516,3
3	Инвестиционные издержки, руб.	-736413,05	0	0	0	0
4	Операционные затраты, руб. (35% от бюджета)	0	257744,6	257744,6	257744,6	257744,6
5	Налогооблагаемая прибыль(1-4)	662771,7	662771,7	662771,7	662771,7	662771,7
6	Налоги 20 %, руб.(5*20%)	0	132554,3	132554,3	132554,3	132554,3
8	Чистая прибыль, руб.(5-6)	0	530217,4	530217,4	530217,4	530217,4
9	Чистый денежный поток (ЧДП), руб.(чистая прибыль+амортизация)	-736413,05	603858,7	603858,7	603858,7	603858,7
10	Коэффициент дисконтирования при $i=20\%$ (КД)	1	<u>0,833</u>	<u>0,694</u>	<u>0,578</u>	<u>0,482</u>
11	Чистый дисконтированный денежный поток (ЧДД), руб.(9*10)	736413,05	503014,3	419077,9	349030,3	291059,9
12	$\sum ЧДД$		1562182 руб.			
12	Итого NPV, руб.		825769 руб.			

$$NPV = 1562182 \text{ руб.} - 736413,05 = 825769 \text{ руб.} > 0$$

Коэффициент дисконтирования рассчитан по формуле:

$$КД = \frac{1}{(1+i)^t}$$

где: i – ставка дисконтирования, 20 %;

t – шаг расчета.

Таким образом, чистая приведенная стоимость всего проекта составляет **825 769 руб.**, что позволяет оценить его эффективность.

Индекс рентабельности (PI) — это показатель эффективности инвестиций, который представляет собой отношение дисконтированного дохода к сумме инвестиционного капитала. Этот показатель позволяет определить инвестиционную эффективность вложений в данный проект. Индекс доходности рассчитывается по следующей формуле:

$$PI = \sum_{t=1}^n \frac{ЧДП_t}{(1+i)^t} / I_0 > 1$$

где: ЧДД - чистый денежный поток, руб.;

I_0 – начальный инвестиционный капитал, руб.

Таким образом PI для данного проекта составляет:

$$PI = \frac{1562182}{736413,05} = 2,1$$

Так как $PI > 1$, то проект является эффективным.

Внутренняя ставка доходности (IRR). Значение ставки, при которой она исчезает, называется «внутренней нормой доходности» или IRR. Формальное определение «внутренней нормы доходности» состоит в том, что это ставка дисконтирования, при которой сумма дисконтированных притоков денежных средств равна сумме дисконтированных оттоков или = 0. Разницу между IRR и ставкой дисконтирования можно использовать для оценки запаса экономической определенности инвестиционного проекта. Чем ближе IRR к учетной ставке i , тем выше риск инвестирования в этот проект.

Существует обратная зависимость между чистой приведенной стоимостью (NPV) и ставкой дисконтирования (i). Эта зависимость показана в таблице 22 и на рисунке 3.

Таблица 22 – Зависимость NPV от ставки дисконтирования

№	Наименование показателя	0	1	2	3	4	NPV, руб.
1	Чистые денежные потоки, руб.	-736413,05	603858,7	603858,7	603858,7	603858,7	
2	Коэффициент дисконтирования						
	0,1	1	0,909	0,826	0,751	0,683	
	0,2	1	0,833	0,694	0,578	0,482	
	0,3	1	0,769	0,592	0,455	0,350	
	0,4	1	0,714	0,510	0,364	0,260	
	0,5	1	0,667	0,444	0,295	0,198	
	0,6	1	0,625	0,390	0,244	0,153	
	0,7	1	0,588	0,335	0,203	0,112	
	0,8	1	0,556	0,309	0,171	0,095	
	0,9	1	0,526	0,277	0,146	0,077	
	1	1	0,500	0,250	0,125	0,062	
3	Дисконтированный денежный поток, руб.						
	0,1	-736413	548907,6	498787,3	453497,9	412435,5	1177215,3
	0,2	-736413	503014,3	419077,9	349030,3	291059,9	825769,4
	0,3	-736413	464367,3	357484,4	274755,7	211350,5	571544,9
	0,4	-736413	431155,1	307967,9	219804,6	157003,3	379517,9
	0,5	-736413	402773,8	268113,3	178138,3	119564	232176,4
	0,6	-736413	377411,7	235504,9	147341,5	92390,38	116235,48
	0,7	-736413	355068,9	202292,7	122583,3	67632,17	11164,07
	0,8	-736413	335745,4	186592,3	103259,8	57366,58	-53448,92
	0,9	-736413	317629,7	167268,9	88163,37	46497,12	-116853,91
	1,0	-736413	301929,4	150964,7	75482,34	37439,24	-170597,32

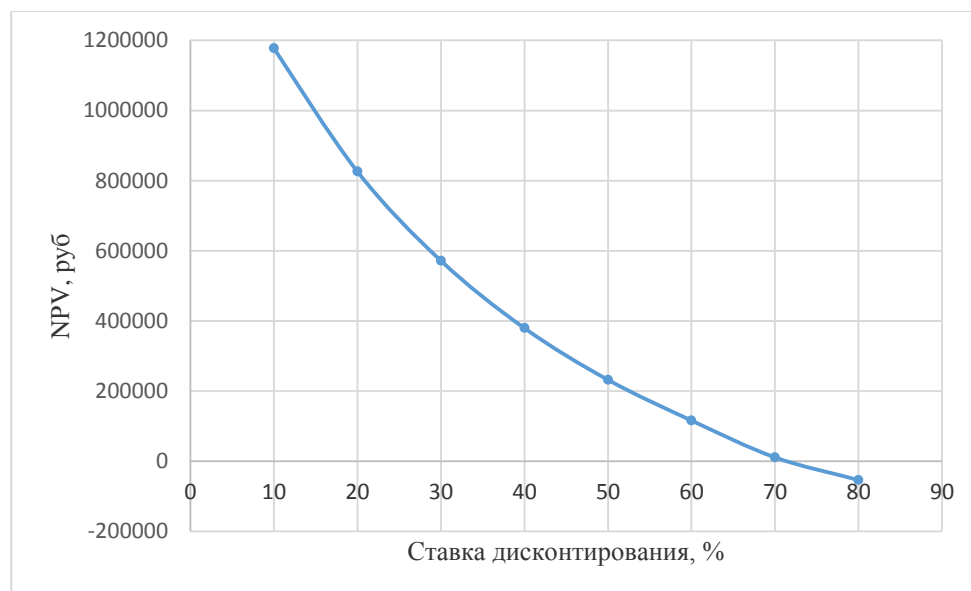


Рисунок 3 – Зависимость NPV от ставки дисконтирования

Из таблицы и графика следует, что приведенная стоимость уменьшается и становится отрицательной по мере увеличения ставки дисконтирования. Значение ставки, при которой NPV стремится к нулю, называется «внутренней нормой доходности» или «внутренней нормой доходности». Из графика видно, что IRR равен 0,72.

$IRR > i$, проект эффективен.

Запас экономической безопасности проекта: $72\% - 20\% = 52\%$

Дисконтированный срок окупаемости. Как упоминалось ранее, одним из недостатков простого индикатора окупаемости является то, что он игнорирует при расчете разную временную стоимость денег.

Этот недостаток устраняется определением дисконтированного срока окупаемости. То есть это время, за которое средства должны совершить оборот.

Наиболее приемлемым методом определения дисконтированного срока окупаемости является расчет кумулятивного (суммарно-кумулятивного) денежного потока (табл. 23).

Таблица 23 – Дисконтированный период окупаемости

№	Наименование показателя	Шаг расчета				
		0	1	2	3	4
1	Дисконтированный чистый денежный поток ($i = 0,20$), руб.	-736413,05	503014,3	419077,9	349030,3	291059,9
2	То же нарастающим итогом, руб.	-736413,05	-233398,8	185678,1	534708,4	825768,4
3	Дисконтированный срок окупаемости	$DP_{диск} = 1 + (233398,8 / 419077,9) = 1,6$ года				

Социальная эффективность научного проекта учитывает социально-экономические последствия выполнения научного проекта для общества в целом или конкретных групп населения или групп людей, включая как непосредственные результаты проекта, так и «внешние» эффекты в связанных с ними отрасли экономики: социальные, экологические и другие неэкономические эффекты (табл. 24).

Таблица 24 – Критерии социальной эффективности

ДО	ПОСЛЕ
Отсутствие технологических процессов гидроочистки нефтяных фракций в смеси с дистиллятами коксования	Усовершенствование технологического процесса гидроочистки вакуумного газойля в смеси с тяжелым газойлем УЗК, является возможным
Небольшой процент использования вторичного сырья для получения светлых нефтепродуктов	Дополнительный источник сырья в процессах вторичной нефтепереработки

5.5.2 Оценка относительной эффективности исследования

Эффективность определяется путем расчета интегрального показателя эффективности научных исследований. Его открытие связано с определением двух средневзвешенных значений: финансовой эффективности и эффективности использования ресурсов.

Интегральный показатель финансовой эффективности научных исследований получается в ходе оценки бюджета затрат трех (и более) вариантов проведения научных исследований. Для этого за основу расчета (в качестве знаменателя) берется наибольший интегральный показатель выполнения технического задания, с которым соотносятся финансовые значения по всем вариантам выполнения.

Интегральный показатель финансового развития определяется по следующей формуле:

$$I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i} = \frac{\Phi_{pi}}{\Phi_{\text{max}}}$$

где: $I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i}$ – интегральный финансовый показатель разработки;

Φ_{pi} – стоимость i -го варианта исполнения;

Φ_{max} – максимальная стоимость исследовательского проекта (включая аналоги).

Результирующее значение интегрального показателя финансового развития отражает соответствующее численное увеличение бюджета затрат на освоение в разгах (значение больше единицы) или соответствующее численное

сокращение затрат на освоение в разгах (значение меньше единицы, но больше единицы). нуль).

Интегральный показатель ресурсоэффективности вариантов осуществления предмета исследования можно определить по следующей формуле:

$$I_{pi} = \sum a_i \cdot b_i$$

где: I_{pi} – интегральный показатель ресурсоэффективности i -го версия разработки;

a_i — весовой коэффициент i -го варианта разработки;

$b_i^a \cdot b_i^p$ - рейтинг i -го варианта разработки, выставленный экспертом по выбранной рейтинговой шкале;

n — количество параметров сравнения.

Интегральный показатель ресурсоэффективности рассчитывается в виде таблицы (табл. 25).

Таблица 25 – Сравнительная оценка характеристик вариантов реализации проекта

Критерии \ ПО	Весовой коэффициент параметра	Текущий проект	Аналог 1	Аналог 2
1. Выход продукта)	0,20	5	5	4
2. Удобство в эксплуатации	0,15	5	3	3
3. Надежность	0,15	4	4	4
4. Безопасность	0,15	4	3	4
5. Простота эксплуатации	0,15	5	4	5
6. Возможность автоматизации данных	0,20	5	4	5
Итого	1	28	23	25

$$I_m^p = 5 \cdot 0,20 + 5 \cdot 0,15 + 4 \cdot 0,15 + 4 \cdot 0,15 + 5 \cdot 0,15 + 5 \cdot 0,20 = 4,7$$

$$I_1^A = 5 \cdot 0,20 + 3 \cdot 0,15 + 4 \cdot 0,15 + 3 \cdot 0,15 + 4 \cdot 0,15 + 4 \cdot 0,20 = 3,9$$

$$I_2^A = 4 \cdot 0,20 + 3 \cdot 0,15 + 4 \cdot 0,15 + 4 \cdot 0,15 + 5 \cdot 0,15 + 5 \cdot 0,20 = 4,2$$

Интегральный показатель эффективности развития $I_{финр}^p$ и аналог $I_{финр}^a$ определяются на основе интегрального показателя ресурсоэффективности и интегрального финансового показателя по формуле:

$$I_{финр}^p = \frac{I_m^p}{I_\phi^p}; I_{финр}^a = \frac{I_m^a}{I_\phi^a}$$

Сравнение интегрального показателя эффективности текущего проекта и аналогов определяет сравнительную эффективность проекта. Сравнительная эффективность проекта определяется по формуле:

$$\mathcal{E}_{cp} = \frac{I_{финр}^p}{I_{финр}^a}$$

где: \mathcal{E}_{cp} – сравнительная эффективность проекта;

$I_{финр}^p$ – интегральный показатель разработки;

$I_{финр}^a$ – интегральный технико-экономический показатель аналога.

Сравнительная эффективность разработки по сравнению с аналогами представлена в таблице 26.

Таблица 26 – Сравнительная эффективность разработки

№ п/п	Показатели	Разработка	Аналог 1	Аналог 2
1	Интегральный финансовый показатель разработки	0,18	0,16	0,16
2	Интегральный показатель ресурсоэффективности разработки	4,50	3,85	4,00
3	Интегральный показатель эффективности	23,12	22,83	23,03
4	Сравнительная эффективность вариантов исполнения	1,02	1,01	1,0

Выводы: Сравнение значений интегральных показателей эффективности позволяет понять, что разработанный вариант проекта наиболее эффективно решает поставленную в магистерской диссертации техническую задачу с точки зрения финансовой и ресурсной эффективности.

При выполнении раздела управления финансами чистая приведенная стоимость (NPV) определена в размере 825 769 руб.; Индекс доходности $PI=2,1$, внутренняя норма доходности $IRR=72\%$, срок окупаемости $PP_{дск}=1,6$ года.

Это означает, что перед нами ресурсоэффективный проект с высокой финансовой устойчивостью и коротким сроком окупаемости.

6 ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа		ФИО	
2ДМ02		Кабылбеков Боранбай Жумашкенович	
Школа	природных ресурсов	Отделение (НОЦ)	химической инженерии (ОХИ)
Уровень образования	магистратура	Направление/специальность	18.04.01 Химическая технология

Тема ВКР:

Анализ и прогнозирование работы промышленной установки гидроочистки тяжелых нефтяных фракций на Павлодарском нефтехимическом заводе	
Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:	
<p>Введение</p> <ul style="list-style-type: none"> – Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика) и области его применения. – Описание рабочей зоны (рабочего места) при разработке проектного решения/при эксплуатации 	<p><i>Объект исследования:</i> установка гидроочистки вакуумного газойля производства глубокой переработки нефти</p> <p><i>Область применения:</i> объекты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности</p> <p><i>Рабочая зона:</i> производственное помещение</p> <p><i>Размеры помещения:</i> 20*30 м</p> <p><i>Количество и наименование оборудования рабочей зоны:</i> теплообменники, сепараторы, печи, реакторы, колонны, аппараты воздушного охлаждения, насосы и компрессоры</p> <p><i>Рабочие процессы, связанные с объектом исследования, осуществляющиеся в рабочей зоне:</i> контроль технологического процесса и исправности установки гидроочистки вакуумного газойля дистанционно из операторной.</p>
Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:	
<p>1. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности при эксплуатации:</p> <ul style="list-style-type: none"> – специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства; – организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны. 	<p>ПИ-І-61.01-01 Инструкция по обслуживанию и эксплуатации установок, участков в зимних условиях</p> <p>ПИ-І-61.07-02 Инструкция Порядок оформления разрешения для выполнения земляных работ на территории ТОО «ПНХЗ»</p> <p>Трудовой Кодекс Республики Казахстан Статья 67. Рабочее время и его виды, Статья 71. Режим рабочего времени, Статья 101. Нормирование труда</p>
<p>2. Производственная безопасность при эксплуатации:</p> <ul style="list-style-type: none"> – Анализ выявленных вредных и опасных производственных факторов – Расчет уровня опасного или вредного производственного фактора 	<p>Физические опасные и вредные производственные факторы:</p> <ul style="list-style-type: none"> - движущиеся и вращающиеся машины и механизмы; - подвижные части производственного оборудования (движущиеся грузоподъемные механизмы и транспортные средства, вращающиеся части оборудования); - разрушающиеся конструкции; - повышенная загазованность воздуха рабочей зоны (взрывоопасные смеси газов и паров с воздухом, токсичные газы, агрессивные химические вещества (амин, др.реагенты); - повышенная температура поверхностей оборудования, материалов; - высокие давления в системе; - повышенная или пониженная температура воздуха рабочей зоны (тепловой удар, обморожение и т.п.); - повышенный уровень шума на рабочем месте; - повышенный уровень вибрации; - повышенное значение напряжения в электрической цепи, замыкание которой может произойти через тело человека;

	<ul style="list-style-type: none"> - повышенный уровень инфракрасной радиации; - острые кромки, заусенцы и шероховатость на поверхностях заготовок, инструментов и оборудования; <p>Химические опасные и вредные производственные факторы:</p> <ul style="list-style-type: none"> - токсические; - раздражающие; - умственные перенапряжение; -эмоциональные перегрузки. <p>Требуемые средства коллективной и индивидуальной защиты от выявленных факторов: оградительные изолирующие устройства, устройства защитного заземления, предохранительные устройства, молниеотводы, знаки безопасности, оградительные устройства, автоматический контроль, сигнализация, термоизоляция, дистанционное управление. шланговые противогазы марки ПШ-1 или ПШ-2, изолирующие противогазы ИВА-24М, ШССВ, АСВ-2, противогаз, спецодежда, спецобувь, наушники, рукавицы и беруши</p>
3. Экологическая безопасность при эксплуатации	<p>Воздействие на селитебную зону: токсичные выбросы на территории аварии</p> <p>Воздействие на литосферу: нефтешлам, отработанный катализатор гидроочистки вакуумного газойля</p> <p>Воздействие на гидросферу: производственные стоки, технологический конденсат, отработанный раствор каустической соды.</p> <p>Воздействие на атмосферу: дымовые газы от сгорания топлива в том числе, сернистый ангидрид, углерода окись, мазутная зола, азот (IV) оксид, азот (II) оксид, метан</p>
4. Безопасность в чрезвычайных ситуациях при эксплуатации	<p>Возможные аварийные ситуации: прекращение подачи свежего водородосодержащего газа, прекращение подачи электроэнергии, прекращение подачи оборотной воды, прекращение подачи пара, прекращение подачи воздуха КИПиА, останов компрессоров, перегорание труб змеевика печи, аппарата или их разрыв, прекращение подачи регенерированного раствора МЭА на установку, загазованность секции, пожар в секции, отсутствие торцевого уплотнения</p> <p>Наиболее типичная аварийная ситуация: нарушение герметичности соединений трубопроводов.</p>
Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Сечин Андрей Александрович	к. т. н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ02	Кабылбеков Боранбай Жумашкенович		

Введение

Секция 100 - секция гидроочистки вакуумных дистиллятов - входит в состав комплекса глубокой переработки мазута КТ-1 и предназначена для предварительной гидроочистки сырья каталитического крекинга - снижения

содержания серы, азота, оксигенатов, металлоорганических и полициклических соединений, ароматических соединений с одновременное снижение их коксуемости, а также очистка газов от сероводорода моноэтаноламином.

Дальнейший крекинг предварительно гидроочищенного сырья улучшает структуру выхода и повышает качество товарных продуктов крекинга, снижает отравление катализатора крекинга, дольше сохраняет его равновесный уровень активности, а также снижает выбросы соединений серы в атмосферу.

Процесс гидроочистки сырья каталитического крекинга осуществляется по традиционной для всех установок гидроочистки технологии и включает следующие блоки:

- реакторный блок, в котором осуществляется собственно процесс гидроочистки и отделения газа гидрогенизации от циркулирующего водородсодержащего и углеводородсодержащего газа;
- блок ректификации (стабилизации) гидрогенизата, где происходит последующее разделение гидрогената на бензин, дизельное топливо и гидроочищенный вакуумный дистиллят;
- блок печей, включающий печи для подогрева газовой смеси перед поступлением в реакторы и нестабильного гидрата для последующего разделения в атмосферной колонне;
- блок очистки моноэтаноламинового газа, в котором происходит удаление сероводорода из циркулирующего водородсодержащего газа, сухого газа каталитического крекинга, пропан-пропиленовой фракции и углеводородного газа для стабилизации продукта низконапорной гидрогенизации.

7.1 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности

Для работников, занятых на тяжёлых работах, работах с вредными (особо вредными) и (или) опасными условиями труда устанавливается сокращенная продолжительность рабочего времени не более 36 часов в неделю.

При пятидневной рабочей неделе продолжительность ежедневной работы (рабочей смены) не может превышать 8 часов при недельной норме 40 часов, 7 часов 12 минут при недельной норме 36 часов. При шестидневной рабочей неделе продолжительность ежедневной работы (рабочей смены) не может превышать 7 часов при недельной норме 40 часов, 6 часов при недельной норме 36 часов.

Продолжительность ежедневного (междусменного) отдыха работника между окончанием работы и её началом на следующий день (рабочую смену) не может быть менее 12 часов.

В течение ежедневной работы (рабочей смены) работнику, не занятому ведением непрерывного технологического процесса, предоставляется один перерыв для отдыха и приёма пищи продолжительностью не менее одного часа.

Перерыв для отдыха и приема пищи должен устанавливаться не ранее чем через три часа и не позднее чем через четыре часа после начала ежедневной работы (рабочей смены). Этот перерыв не включается в рабочее время и используется работником по своему усмотрению.

Работникам, работающим в холодное время года на открытом воздухе, или закрытых необогреваемых помещениях, а также занятым на погрузочно-разгрузочных работах, предоставляются специальные перерывы для обогрева и отдыха, которые включаются в рабочее время. Аналогичные перерывы предоставляются в летнее время в целях защиты работающих от возможного перегревания при температуре воздуха свыше 28 °С.

По приказу генерального директора работники предприятия могут привлекаться к работе в выходные дни только с его согласия, за исключением случаев, предусмотренных ст. 98 ТК РК.

Работодатель освобождает работника от выполнения трудовых обязанностей на время привлечения его к государственным или общественным обязанностям в случаях предусмотренных законами РК, с сохранением за ним места работы (должности) в соответствии со ст. 149 Трудового кодекса РК.

За выполнение государственных и общественных обязанностей заработная плата работнику выплачивается по месту выполнения указанных обязанностей, но не ниже средней заработной платы по месту основной работы.

На время прохождения периодических медицинских осмотров за работником, обязанным проходить такое обследование за счёт средств работодателя, а также за донором в дни обследования и сдачи крови сохраняется место работы (должность) и средняя заработная плата.

Работникам, направляемым в служебные командировки, оплачиваются:

- суточные за календарные дни нахождения в командировке, в т.ч. за время в пути;

- расходы по проезду к месту назначения и обратно;

- расходы по найму жилого помещения.

Работодатель производит компенсационные выплаты в связи с потерей работы в случаях, предусмотренных ТК РК. Работники предприятия пользуются пособиями и льготами по обязательному социальному страхованию.

Порядок выплаты и размеры социальных пособий определяются законодательством Республики Казахстан.

Если временная нетрудоспособность связана с трудовым увечьем или профессиональным заболеванием, то социальное пособие выплачивается работодателем в размере ста процентов средней заработной платы с первого дня наступления нетрудоспособности до выхода на работу или установления инвалидности.

Работодатель возмещает работнику вред в порядке и условиях, предусмотренных нормативными правовыми актами РК, если работнику причинено увечье или иное повреждение здоровья по вине работодателя в связи с исполнением им своих трудовых (служебных) обязанностей.

За работу на тяжелых работах, работах с вредными, и (или) опасными и иными особыми условиями труда – по результатам аттестации рабочих мест и в соответствии со Списком производств, цехов, профессий и должностей, а также перечнем тяжелых работ, работ с вредными (особо вредными) и (или) опасны-

ми условиями труда, определенных уполномоченным органом в области здравоохранения, имеющих право на доплату за отклонение от нормальных условий труда устанавливаются доплаты в размере 4%, 8%, 12%, 16%, 20% и 24%.

7.2 Производственная безопасность

Эксплуатация реакторов, печей, насосов осуществляется операторами технологических установок гидроочистки вакуумного газойля. Перечень опасных и вредных факторов, присутствующих при работе оператора предоставлен в таблице 1.

Таблица 1 – Возможные опасные и вредные факторы

Факторы	Эксплуатация	Нормативные документы
1.Отклонение показателей микроклимата	+	СанПиН 2.2.4.548-96 Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений.
2.Повышенное значение напряжения в электрической цепи, замыкание которой может произойти через тело человека	+	ГОСТ 12.1.038-82 Электробезопасность. Предельно допустимые значения напряжений прикосновения и токов
3.Повышение уровня шума	+	СН 2.2.4/2.1.8.562-96 Шум на рабочих местах, в помещениях жилых, общественных зданий и на территории жилой застройки
4.Повышение уровня вибрации	+	ГОСТ 12.1.012-2004 Система стандартов безопасности труда. Вибрационная безопасность
5.Повышенние загазованности воздуха рабочей зоны	+	Экологический Кодекс Республики Казахстан
6.Недостаточное освещение	+	СанПиН 2.2.1/2.1.1.1278-03 Гигиенические требования к естественному, искусственному и совмещенному освещению жилых и общественных зданий

Средства коллективной защиты работающих от воздействия опасных и вредных факторов производства (ГОСТ 12.4.011). Коллективные средства защиты объекта КТ-1 в зависимости от их назначения подразделяются на следующие классы:

- средства нормализации воздушной среды и освещения рабочих мест;
- средства защиты от поражения электрическим током, шума,

статического электричества, от высоких и низких температур окружающей среды и от воздействия химических факторов.

К средствам нормализации воздушной среды производственных зданий и рабочих мест относятся: устройства вентиляции и очистки воздуха, обогрева, автоматического управления и сигнализации.

К средствам нормирования освещения производственных зданий и рабочих мест относятся: осветительные приборы, световые проемы.

К электрозащитным средствам относятся:

- устройства защитной изоляции, устройства защитного заземления, предохранительные устройства, громоотводы, знаки безопасности.

Заземляющие устройства являются одним из средств защиты от статического электричества.

К средствам защиты от высоких и низких температур относятся:

- ограждения, автоматика, сигнализация, теплоизоляция, дистанционное управление.

К средствам защиты от воздействия химических факторов относятся:

- устройства защиты, автоматики и сигнализации, пломбирования, телеуправления.

К средствам борьбы с шумом относятся: устройства защиты, звукоизоляции и звукопоглощения.

7.3 Экологическая безопасность

Экологическая безопасность — допустимый уровень негативного воздействия природных и антропогенных факторов экологической опасности на окружающую среду и человека.

Таблица 2 – Твердые и жидкие отходы

№ п/п	Наименование отхода	Место складирования, транспортировка	Периодичность образования	Условие (метод) и место захоронения, обезвреживания, утилизации	Количество тн/год	Примечание
1	2	3	4	5	6	7
1.	Нефтешлам	В герметичных контейнерах или вакуум-бочкой для временного хранения в шламонакопителе МОС, вывозится с учётом пожароопасных свойств	1 раз в год в период капитального ремонта	Переработка на установке переработки нефтешламов	5 (практические данные)	Выгрузку и транспортировку отхода следует производить с учетом его пожароопасных свойств
2.	Отработанный катализатор гидроочистки вакуумного газойля	Выгружается в закрывающиеся бочки на твердом покрытии	1 раз в 4 года	Передача на специализированное предприятие для переработки	66,5	До передачи на специализированное предприятие временное хранение на складе

Таблица 3 - Сточные воды

№ п/п	Наименование стоков	Количество сточных вод, м ³ /час	Условия (метод) ликвидации, обезвреживания, утилизации	Периодичность сбросов	Место сброса	Установленная норма содержания загрязнений в стоках
1	2	3	4	5	6	7
1.	Производственные стоки	62,58	Очистные сооружения завода	Постоянно	Промышленная канализация	Нефтепродукты (суммарно) - не более 1000 мг/дм ³ Сульфиды – отсутствие; рН - 6,5÷8,5;
2.	Технологический конденсат	54,9	Подвергается отдуву на С-200 КТ-1 (емкость Е-209)	Постоянно	Емкость Е-209 С-200 КТ-1	Нефтепродукты (суммарно) - не более 200 мг/дм ³ ; Сульфиды - не нормируются; Аммонийный азот – не более 500 мг/дм ³ ; Фенолы – не более 300 мг/дм ³ ; рН - 6,5÷8,5
3.	Отработанный раствор каустической соды	8÷10	Вывозится вакуум - бочкой с секции С-100	Периодически при работе блока защелачивания	На очистные сооружения завода	Не нормируется

Таблица 4 – Выбросы в атмосферу

№ п/п	Наименование выбросов	Количество выбросов по видам, т/год	Условия (метод) ликвидации, обезвреживания, утилизации	Периодичность выбросов	Установленная норма содержания загрязнений в выбросах, г/сек	Примечание
1	2	3	4	5	6	7
1.	Дымовые газы от сгорания топлива в том числе:		Выбросы через дымовую трубу, высотой 120 м.	Постоянно (при работе установки)		«Проект нормативов предельно-допустимых выбросов (ПДВ) загрязняющих веществ в атмосферу ТОО «ПНХЗ» (корректировка), Номер:KZ90VCY0001 5051 Дата: 21.08.2014 г.
	-сернистый ангидрид	943,744			32,769	
	-углерода окись	134,813			4,681	
	-мазутная зола	0,971			0,034	
	-Азот (IV) оксид (Азота диоксид)	4,790			0,166	
	-Азот (II) оксид (Азота оксид)	95,806			3,327	
	-метан	21,899			0,760	
2.	Выбросы от производственных помещений: насосная МЭА: -углеводороды предельные C ₁₂ - C ₁₉ в пересчете на углерод	5,321	Выбросы через вентиляционную трубу на высоте 8 м над землей	Постоянно (при работе установки)	0,784	«Проект нормативов предельно-допустимых выбросов (ПДВ) загрязняющих веществ в атмосферу ТОО «ПНХЗ» (корректировка), Номер:KZ90VCY0001 5051 Дата: 21.08.2014 г.

Нормы и требования, ограничивающие вредное воздействие процессов производства и выпускаемой продукции на окружающую среду. В процессе эксплуатации на установке не допускается производить сброс нефтепродуктов и реагентов в канализацию. Схема секции обеспечивает дренаж аппаратуры и трубопроводов в дренажную емкость. Для обеспечения выбросов продуктов горения в атмосферу в пределах норм и обеспечения по условиям рассеивания ПДК окиси углерода (СО) не более 5 мг/м³, печи эксплуатировать в строгом соблюдении с инструкцией, обеспечивая нормальное горение факела форсунки,

т.е. полного сжигания топлива. Обеспечивать нормальную работу узла очистки продуктов от сероводорода раствором моноэтаноламина, не допуская наличия конденсата в поступающем на очистку газе. Следить за герметичностью оборудования и трубопроводов в местах соединения. Отходы производства собираются в металлические контейнеры с крышками, установленными на твёрдое покрытие. Пролиты реагентов по мере образования локализуются песком, который помещается в соответствующие контейнеры.

7.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях

7.4.1 Возможные аварийные ситуации, мероприятия по остановке завода

При возникновении аварии, нештатной ситуации на участке оперативный персонал обязан незамедлительно принять соответствующие меры по ликвидации аварии, при этом нештатная ситуация основывается на нештатной ситуации "Планом ликвидации аварий" и сообщить об аварии, аварийной ситуации начальнику смены, диспетчеру завода, дежурным соответствующих служб (электроэнергия, пар, вода, воздух и т.п.), вызвать пожарную команду при угрозе пожара, а также газоспасательную службу, оповестить все взаимосвязанные технологические объекты, руководство секции, цеха, выполнить операции, предотвращающие взрыв, пожар и т.д. По возможности проводить работы по нормальной остановке секции, при необходимости останавливать секцию аварийно.

7.4.2 Правила аварийной остановки секции при возникновении аварии, аварийной ситуации

Аварийная остановка секции необходима для оперативной остановки секции и быстрой ликвидации аварии, аварийной ситуации. Для чего технологической схемой предусмотрены необходимые блокировки по аварийной остановке печи. Для этого необходимо повернуть ключ аварийной остановки печи при этом:

- закрываются клапаны-отсекатели на линии подачи жидкого и газообразного топлива к форсункам печи;
- закрывается задвижка выкиде насосов;
- останавливаются электродвигатели насосов и компрессоров;
- закрываются задвижки на приеме компрессоров.

7.4.2.1 Прекращение подачи свежего водородсодержащего газа

При прекращении подачи свежего ВСГ прекращается подача вакуумного дистиллята в реакторы. Необходимо потушить форсунки печи, проверить срабатывание клапанов - отсекаателей, перекрыть арматуру по подаче топлива к форсункам печи. Циркуляция ВСГ продолжается по рабочей схеме с целью продувки реакторов от нефтепродуктов. Система высокого давления отключается от системы стабилизации. Подача раствора МЭА в абсорбер прекращается. Секция каталитического крекинга переводится на не гидроочищенный вакуумный дистиллят.

7.4.2.2 Прекращение подачи электроэнергии

При прекращении подачи электроэнергии останавливаются компрессоры, насосы, вентиляторы, вентиляторы аппаратов воздушного охлаждения, электродвигатели эл. задвижек, выключаются из работы приборы КИПиА. Поэтому эта аварийная ситуация требует от обслуживающего персонала максимума внимания и оперативности по ликвидации аварийной ситуации. Необходимо поставить в известность соответствующие службы предприятия, диспетчера завода, администрацию цеха и выполнить следующие мероприятия:

- потушить форсунки печей, проверить срабатывание клапанов - отсекаателей, перекрыть арматуру по подаче топлива к форсункам печей;
- подать аварийный пар в систему паротушения печей по месту вручную открытием эл. задвижки, либо открытием байпаса эл. задвижки, при этом текущая арматура по подаче аварийного пара в систему паротушения печей, находится в открытом положении. Закрыть задвижки по подаче пара на паровые завесы печей;
- перекрыть задвижки на каждом потоке подачи сырья в печь;

- открыть арматуру по подаче аварийного пара к змеевикам, арматуру в количестве 8 (восемью) шт. по подаче аварийного пара в змеевики, расположенную у кл. сборки по ходу продукта в стабилизационную колонну, для удаления нефтепродукта из змеевика в колонну;

- перекрыть подачу водяного пара в колонны.

7.4.2.4 Прекращение подачи воздуха КИПиА

Эта аварийная ситуация приводит к нарушению работы регуляторов расхода, уровня, давления, температуры, а также отсутствию контроля за параметрами технологического режима из помещения операторной. При этом все регулирующие клапаны типа "ВО" - закрываются, а типа "ВЗ" - открываются. В этом случае необходимо выполнить:

- закрыть арматуру на входе в ресивер;

- приступить к снижению производительности и безопасной остановке секции;

- при давлении в ресиверах 2,0-2,5 кгс/см² остановку секции закончить аварийно.

7.4.2.5 Остановка компрессоров

При выходе из строя поршневых компрессоров аварийно останавливается реакторный блок. При этом автоматически отключается подача вакуумного дистиллята, срабатывает защита печи. Потушить форсунки печи, проверить срабатывание клапанов - отсекающих, перекрыть арматуру по подаче топлива к форсункам печи. Подать аварийный пар в систему паротушения печей открытием эл. задвижки, либо вручную открытием байпаса эл. задвижки, при этом текущая арматура по подаче аварийного пара в систему паротушения печей, находится в открытом положении. Закрыть задвижки по подаче пара на паровые завесы печей. Открыть арматуру по подаче пара в камеру сгорания печи, для быстрого съема температуры, дальше открыть все гляделки, лючки и настроить естественную вентиляцию, подачу пара в камеру сгорания прекратить. Для исключения закоксовывания катализатора в реакторах подачу свежего ВСГ не прекращать, осуществлять его пропуск на переток со сбросом в топ-

ливную сеть. Отключается система высокого давления от системы стабилизации.

7.4.2.6 Прогар труб змеевика печей

При прогаре труб змеевиков печей в топке возникает пожар. Для ликвидации указанной аварии выполняются следующие мероприятия:

- поворотом ключа КАО со щита операторной включить аварийную защиту печи, при этом закрываются клапаны - отсекатели на линии подачи жидкого и газообразного топлива к форсункам печи, подать пар в камеру сгорания печи, проверяется срабатывание клапана отсекателя, закрывается арматура на форсунки печи;

- подать аварийный пар в систему паротушения печей, открытием эл. задвижки со щита в операторной, тем самым осуществить дистанционную подачу пара на паровую завесу печей, при этом текущая арматура по подаче аварийного пара в систему паротушения печей, задвижки по подаче пара на паровую завесу печей находятся в открытом положении. Проверить открытие эл. задвижки, если не сработала, то открытие произвести вручную или с помощью байпаса эл. задвижки.

- Открыть задвижки по подаче пара на стояки паротушения возможного разлива нефтепродукта под печи

7.4.2.7 Нарушение герметичности соединений трубопроводов, аппаратов или их разрыв

В этом случае может произойти загорание или загазованность территории установки. Для ликвидации аварии необходимо выполнить следующее:

- сообщить диспетчеру завода, администрации цеха;
- вызвать газоспасательную службу и пожарную команду;
- подать аварийный пар в систему паротушения печей, открытием эл. задвижки со щита в операторной, тем самым осуществить дистанционную подачу пара на паровую завесу печей, при этом текущая арматура по подаче аварийного пара в систему паротушения печей, задвижки по подаче пара на паровую завесу печей находятся в открытом положении. Проверить открытие эл. задвижки

ки, если не сработала, то открытие произвести вручную или с помощью байпаса эл. задвижки. Открыть арматуру по подаче пара в камеру сгорания печей;

- установить причину аварии и, если возможно без остановки секции, остановить насос, отключить вышедший из работы участок трубопровода или аппарата;

- вывести людей из загазованной зоны;

- в случае загорания установить место, причину и ликвидировать очаг пожара всеми имеющимися средствами (огнетушителем, паром, кошмой, песком и т.д.) до прибытия пожарной команды, работать в противогазах;

- выставить посты для ограждения загазованной зоны и встречающего газоспасательную и пожарную команду;

- принять меры к устранению возможного источника воспламенения на пути движения газа;

- оповестить об аварии все взаимосвязанные технологические объекты.

7.4.2.8 Прекращение подачи регенерированного раствора МЭА на установку

При прекращении подачи регенерированного раствора МЭА на установку, прекращается вывод насыщенного раствора МЭА с установки и осуществляется его циркуляция по рабочим контурам. По мере дальнейшего насыщения раствора МЭА сероводородом начнет повышаться содержание сероводорода в очищенных газах. При достижении концентрации сероводорода в отдувочном ВСГ 0,1% об. блок гидроочистки нормально останавливается, блок стабилизации переводится на не гидроочищенное сырье помимо гидроочистки. Производительность установки и возможность работы на не гидроочищенном сырье определяется в зависимости от качества товарной продукции (качество бензина, сжиженных газов).

7.4.2.9 Загазованность на секции

При загазованности на секции все работы по остановке секции и ликвидации аварии производятся в средствах индивидуальной защиты органов дыха-

ния. Работники подрядных организаций удаляются с опасной зоны. Секция аварийно останавливается.

- потушить форсунки печей проверить срабатывание клапанов - отсекающих, перекрыть арматуру по подаче топлива к форсункам печей. Подается аварийный пар в систему паротушения печей, открытием эл. задвижки со щита в операторной, тем самым осуществляется дистанционная подача пара на паровую завесу печей, при этом текущая арматура по подаче аварийного пара в систему паротушения печей, задвижки по подаче пара на паровую завесу печей находятся в открытом положении.

- проверить открытие эл. задвижки, если не сработала, то открытие произвести вручную или с помощью байпаса эл. задвижки;

- открыть арматуру по подаче пара в камеру сгорания печей;

- при необходимости производится замена водородсодержащего газа на инертный газ в системе реакторного блока;

- обслуживающий персонал совместно с газоспасательной службой выводит пострадавших, оказывает первую помощь и приступает к устранению источника загазованности.

- пожарная команда обеспечивает постоянное дежурство.

7.4.2.10 Пожар на секции

Секция аварийно останавливается. Очаг загорания по возможности отсекается от других коммуникаций. Подается аварийный пар в систему паротушения печей, открытием эл. задвижки со щита в операторной, тем самым осуществляется дистанционная подача пара на паровую завесу печей, при этом текущая арматура по подаче аварийного пара в систему паротушения печей, задвижки по подаче пара на паровую завесу печей находятся в открытом положении.

- проверить открытие эл. задвижки, если не сработала, то открытие произвести вручную или с помощью байпаса эл. задвижки.

- обслуживающий персонал до прибытия пожарной команды приступает к тушению пожара первичными средствами пожаротушения, встречает пожарную команду.

- если загорание произошло на реакторном блоке, произвести экстренную замену водородсодержащего газа в системе на инертный газ.

7.4.2.11 Пропуск торцевого уплотнения

Сделать переход на резервный насос. На вышедшем из строя насосе перекрыть арматуру на приемном и выкидном трубопроводе, подготовить насос к ремонту.

Вывод

Социальная ответственность напрямую отражает успехи экономического развития предприятия, которые позволили заводу в полной мере реализовать принятые обязательства по предоставлению всех гарантий и льгот персоналу. Между ТОО «ПНХЗ» и его трудовым коллективом подписан коллективный договор.

Неукоснительно выполняются все требования Трудового кодекса по оплате труда. Завод является предприятием с вредными условиями труда и с учетом непрерывного цикла работы предприятия.

На заводе разработаны и утверждены локальные нормативные акты, регламентирующие порядок оплаты труда и отдыха персонала, предоставление социальных льгот: Правила оплаты труда, Правила оказания социальной поддержки, Положение об отпусках.

Заключение

Выполненный мониторинг работы промышленной установки гидроочистки тяжелого нефтяного сырья показал, что в сырье установки наряду с прямогонным вакуумным газойлем могут быть вовлечены и другие потоки, такие как легкий и тяжелый газойли УЗК. При этом требуется корректировка технологического режима работы реактора гидроочистки для достижения требуемых показателей качества нефтепродуктов.

Математическая модель процесса гидроочистки позволяет выполнить прогноз материального баланса реактора и показателей качества продукции.

Так, из результатов математического моделирования очевидно, при реализации варианта 1 с использованием сырья (проба № 1) с параметрами технологического режима С-100 ПГПН будет получена продукция, соответствующая предъявляемым нормам по качеству.

При реализации варианта 2 с учетом использования сырья (проба 3) параметры технологического режима установки остаются без изменений. Но при этом полученные результаты показателей качества продукции не соответствуют требуемым нормам по содержанию серы.

При реализации варианта 3 с учетом использования сырья (проба 3) для получения требуемых норм по качеству продукции, изменив технологический режим, возможно достичь требуемых показателей качества продукции процесса гидроочистки.

Исходя из результатов данной работы можно заключить, что усовершенствование технологического процесса гидроочистки вакуумного газойля в смеси с тяжелым газойлем УЗК, является возможным. Это позволит углубить процесс переработки нефтяных остатков.

1. Агибалова, Н.Н. Технология и установки переработки нефти и газа. Свойства нефти и нефтепродуктов / Н.Н. Агибалова; – Лань: 2020. – 124 с
2. Хавкин, В.А. Развитие гидрогенизационных процессов на НПЗ России. Мир нефтепродуктов / В.А. Хавкин, Л.А. Гуляева - Вестник ВНИИ НП, 2018. – 49 с.
3. Plantanga, F.L. Nebula: a hydroprocessing catalyst with breakthrough activity / F.L. Plantanga, R.Cefortain, S.Eijsbouts van Houtert, / Stud.Sci. Catal, - 2003. – 410 p.
4. Морозова, Я.В. Катализаторы гидрооблагораживания вакуумного газойля: модификаторы, тип и способ их введения. Переработка нефти / Я.В. Морозова, Е.И. Кашкина, А.Н. Логинова / ООО «Объединенный центр исследований и разработок. – М.: - 2017. – 3- 7 стр.
5. ИТС 30 – 2017, Информационно-технический справочник по наилучшим доомтупным технологиям, Переработка нефти, Москва – Бюро НДТ, 2017
6. Годовой отчет 2020 г Казмунайгаз.
7. Максимов, Н. Глубокая гидроочистка нефтяного сырья: высокоактивные катализаторы / Н. Максимов, Н. Томина – LAP Lambert Academic Publishing, 2011. – 192 с.
8. Анчита, Х., Переработка тяжелых нефтей и нефтяных остатков. Гидрогенизационные процессы / Х.Анчита, Спейт Дж.– СПб.: ЦОП «Профессия», 2012. – 384 с
9. Анчита, Х. Переработка тяжелой нефти. Реакторы и моделирование процессов / Х. Анчита – СПб.: ЦРП «Профессия», 2015. – 592 с
10. Капустин, В.М. Технология переработки нефти: деструктивные процессы / В.М. Капустин, А.А.Гуреев. – М.: КолосС, 2007. – 334 с
11. Ахметов, С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа. Учебное пособие для вузов / С.А.Ахметов. – Уфа: Гилем, 2002. – 672 с
12. Бардки, Д.Л. Нефтехимия / Д.Л.Бардки, У.Л. Леффлер – Олимп Бизнес. – 2021. – 481 с.

13. Загидуллин, С.Х. Основное технологическое оборудование нефтеперерабатывающих заводов: учебное пособие / С.Х. Загидуллин. - Издательство Пермского государственного технического университета, 2011 – 93 с.
14. Максимов, Н. Глубокая гидроочистка нефтяного сырья: высокоактивные катализаторы / Н.Максимов, Н. Томина - LAP LAMBERT Academic Publishing, 2011 г. – 192 с.
15. Ишутенко, Д. Катализаторы селективной гидроочистки бензина каталитического крекинга / Д.Ишутенко, А.Можаев, П.Никульшин - LAP LAMBERT Academic Publishing, 2012 г. – 144 с.
16. Солодова, Н.Л. Гидроочистка топлив / Н.Л. Солодова, Н.А. Терентьева. Учебное пособие. — Казань: Изд-во Казан. гос. технол. ун-та, 2008. — 103 с.
17. Аспель, Н.Б. Гидроочистка моторных топлив / Н.Б. Аспель, Г.Г. Демкина. Л.: Химия, 1977. - 160 с.
18. Танатаров, М.А. Технологические расчеты установок переработки нефти / М.А. Танатаров, М.Н. Ахметшина, Р.А. Фасхутдинов. М.: Химия, 1987. – 352 с.
19. Рабинович, Г.Г. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки / Г.Г. Рабинович, П.М. Рябых, П.А. Хоряков.
20. Радченко, Е.Д. Промышленные катализаторы гидрогенизационных процессов нефтепереработки / Е.Д. Радченко, Б.К. Нефедов, Р.Р. Алиев. М.: Химия, 1987. — 224 с.
21. Егоров, В.В. Гидроочистка карьерного автотранспорта / В.В. Егоров. Недра, Москва, 1984 г. – 196 с.
22. ГОСТ ИСО 8754-2013. Нефтепродукты. Определение содержания серы методом энергодисперсионной рентгенофлуоресцентной спектromетрии: дата введения 2019-01-01. – URL: <https://docs.cntd.ru/document/555603373> (дата обращения - 01.05.2022). – Текст: электронный.

23. ГОСТ 3900-85. Нефть и нефтепродукты. Методы определения плотности: дата введения 198-01-01. – URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200003577> (дата обращения - 01.05.2022). – Текст: электронный.

24. ГОСТ 2177-99. Нефтепродукты. Методы определения фракционного состава: дата введения 2001-01-01. – URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200005690> (дата обращения 02.05.2022). – Текст: электронный

25. Этрилл, П. Финансовый менеджмент и управленческий учет для руководителей и бизнесменов / П. Этрилл, Э. Маклейни. М: Альпина Палбишер, 2015 г. – 400 с.

26. Хлыстова, О.В. Финансовый менеджмент. 2-е издание. Учебное пособие / О.В.Хлыстова, Е.В.Неяскина. М: Проспект, 2019 г. – 320 с.

27. Ковалев, В.В. Финансовый менеджмент в вопросах и ответах. Учебное пособие / Ковалев В.В., Ковалев Вит.В. М: Проспект, 2020 г. – 350 с.

Список сокращений и обозначений

ТОО «ПНХЗ» - Товарищество с ограниченной ответственностью;

ПППН – производство первичной перегонки нефти;

ПГПН – производство глубокой переработки нефти;

С-100 – секция установки гидроочистки вакуумного газойля;

С-200 – секция установки гидроочистки нефти;

С-300/1 – секция установки гидроочистки дизельного топлива;

РНС – реактор с неподвижным слоем катализатора;

РПС – реактор с подвижным слоем катализатора;

РКС – реактор с кипящим слоем катализатора.

УЗК – установка замедленного коксования

Приложение А
(справочное)

Part 1

Current state of the crude oil hydrotreatment processes,
specifics and directions of the heavy oil refining processes in Kazakhstan
(Literary review)

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ02	Кабылбеков Боранбай Жумашкено- вич		

Руководитель ВКР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент ОХИ ИШПР	Ивашкина Елена Николаевна	д.т.н.		

Консультант-лингвист отделения иностранных языков ШБИП

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент ОИЯ	Надеина Луиза Васильевна	к.филол.н.		

Томск – 2022

1 The current state of the processes of hydrotreatment of crude oil

Hydrogenation processes occupy a significant place in oil refining. Thus, distillate hydrotreatment processes make it possible to produce low-sulphur motor fuel in accordance with modern requirements; the process of hydrocracking simultaneously with the deepening of oil refining ensures the production of products of the highest quality level. Hydrotreatment of vacuum distillates solves the issue of catalytic cracking feedstock preparation. [1]

Hydrogenation processing of oil residues contributes to the deepening of oil refining and the increase in the production of high-quality fuel products.

Scientific developments can be divided into two groups:

- development of new types of catalysts with higher catalytic activity, increased mechanical strength, high service life.

- technological developments related to changes in the technological scheme.

The creation and development of the process of hydrotreatment of distillate motor fuels is a great success for the scientists of VNII NP. The technological level of the developed processes and catalysts is close to similar foreign processes and catalysts. [2]

Catalysts for hydrogenation processes for the processing of various types of petroleum raw materials are based on the composition - Co(Ni)Vo(W)S on a carrier, which is mainly used as aluminum oxide. Such qualities of this composition as flexibility and versatility made it possible by the end of the 20-th century to create many brands of industrial catalysts for hydrotreatment, light hydrocracking, which fully met the needs of production.

However, the tightening of fuel quality requirements stimulated the creation of new industrial catalysts for the hydrotreatment of various oil fractions, the activity of which is many times higher than that of the best catalysts of the 1980s. [3] The same can be attributed to vacuum gas oil hydrotreatment catalysts, since the requirements for the content of nitrogen and sulfur in the catalytic cracking feedstock have increased dramatically.

Considering vacuum gas oil hydrotreatment catalysts in terms of "carrier - active component", it should be noted that not all of the introduced amount of transition metals is directly involved in the interaction with the feedstock. Various models of the active phase are compared in the literature and their correspondence to the observed experimental facts is discussed, starting from the review works of the 1980s and up to the present. A group of researchers led by Henrik Topsoe experimentally found that the most active component of AKM and ANM catalysts are MoS₂ crystallites with Co or Ni atoms located on the edges. This model is called the "Co-Mo-S phase".

Industrial hydroprocessing catalysts, along with active components Co(Ni)-Mo(W) and Al₂O₃ support, contain various inorganic modifiers (Si, P, B, Mg, Mn, Ti, Cr, Li, As, Sn, halogens, zeolites) in the amount 1-20% wt. in terms of oxides. These additives improve the quality of catalysts: they increase their activity, selectivity, stability, mechanical strength, improve the formability of the catalyst mass and the thermal stability of the porous structure of the granules. [4]

Modern foreign industrial installations for the hydrodesulfurization of oil residues differ from each other mainly in the schemes of reactor blocks and, on this basis they can be divided into the following options:

a) hydrodesulfurization in one multilayer reactor using large-pore metal-intensive catalysts at the beginning of the process, and then catalysts with high hydrodesulfurizing activity;

b) hydrodesulfurization in two- or more-stage reactors with a fixed catalyst bed, of which the head (preliminary) reactor is designed for demetallization and deasphalting of raw materials on cheap metal-intensive (often non-regenerated) catalysts, and the last reactor is for hydrodesulfurization of demetallized raw materials;

c) hydrodesulfurization in a three-phase fluidized bed reactor. The fluidized bed makes it possible to provide more intensive mixing of the contacting phases, an isothermal reaction mode, maintaining the degree of conversion of the feedstock and the equilibrium activity of the catalyst at a constant level due to the continuous regeneration of the catalyst.

Axens has developed Prime-D technology, which allows you to process any raw material and get a product that meets the requirements of modern standards; ultra-low sulfur, low density, low content of polycyclic aromatic hydrocarbons, high cetane number at any feedstock quality, including secondary feedstocks that are difficult to process - gas oils from coking, catalytic cracking and visbreaking.

To meet the requirements for ultra-low sulfur content, reduction of polycyclic aromatic hydrocarbons and increase in cetane number, a one-stage process is proposed. The technology for the production of diesel fuel with a sulfur content of 350 mg/kg was adopted as the basic model of the process, but the process is carried out at a higher pressure and a lower volumetric feed rate. The dearomatization function requires an additional amount of hydrogen.

Another variation of Prime-D technology is a two-stage process that allows ultra-deep hydrodesulfurization and dearomatization to be carried out at a lower pressure than a single-stage process. At the first stage, a classical hydrodesulfurization catalyst is used, at the second stage, a catalyst based on noble metals. The difference between the two-stage scheme is that a high-pressure stripping column is installed on the line of the product coming from the first reactor to remove hydrogen sulfide and improve the reaction kinetics for the second reaction.

Prime-D technology uses the latest HR-500, HR-526 (Co-Mo), HR-538 (Ni-Mo) and HR-548 (Ni-Mo) series catalysts. The HR-526 catalyst provides ultra-deep hydrodesulfurization of diesel fuel at low hydrogen partial pressures [5].

1.1 Specifics and directions of processing heavy Kazakhstani oil

Pavlodar petrochemical plant (PPCPP LLP) is the largest enterprise in the north-east of Kazakhstan for oil refining and production of oil products and one of the three oil refineries of the republic, 100% of whose shares are owned by National Company KazMunayGas JSC.

In 2020, the volume of processing of hydrocarbon raw materials (HCR) at oil refineries in Kazakhstan (at the share of KMG) amounted to 12,849 thousand tons,

and the production of petroleum products - 11,707 thousand tons of finished products.

Raw materials for the production of petroleum products from KMG's own oil are supplied to the Atyrau Refinery and POOCR from Ozenmunaigas JSC (OMG), Embamunaigas JSC (EMG), Kazakhturkmunai LLP (KTM) and Urikhtau Operating LLP (UO). After processing, oil products are sold in bulk to the domestic market and for export.

In 2020, OMG, EMG, KTM and UO supplied 3,517 thousand tons of oil for processing, of which 2,178 thousand tons to the Atyrau Refinery and 1,339 thousand tons to the PPCR.

Both refineries produced 3,133 thousand tons of oil products, while the production of light oil products amounted to 61%, dark - 26%, petrochemicals - 4% and other oil products - 9%. After refining the oil purchased from OMG, EMG, KTM and UO, the produced oil products are sold by KMG in bulk from the Atyrau Refinery and the Petrochemical Plant.

In 2020, 3,167 thousand tons of oil products were sold, among which the main part was gasoline, diesel fuel and fuel oil (78%).

As a result of the modernization project, two new technological facilities were built and put into operation at the Petrochemical Plant in December 2017: an isomerization unit and a naphtha splitter, and a complex of sulfur production units. 12 new off-site facilities were erected for the normal functioning of the units built and put into operation.

In addition, the existing production facilities were reconstructed: the production of primary and deep oil refining, as well as the delayed coking unit. All these measures ensured the production of motor fuels of class K-4: diesel fuel, motor gasoline grades AI-92, AI-95, AI-98 and jet fuel grade RT in accordance with the requirements of the Technical Regulations of the Customs Union TR TS 013/2011 [6].

The priority for POOCR today is to ensure the production of motor fuels corresponding to environmental classes K4, K5, in the amount necessary for the needs of the country, increase the technical resource of the plant, bring it to a three-year over-

haul cycle, produce a new jet fuel for the enterprise of international standard Jet A-1, marine fuel and winter diesel fuel.

The Pavlodar petrochemical plant processes a mixture of West Siberian and Kazakhstani oil. Appendix 2 presents the property of oil.

1.2.1. Hydrotreating of gasoline fractions

The chemical reactions that occur during the hydrotreatment of gasoline can be divided into two main types:

- a) hydrotreating reactions (target reactions);
- b) hydrocracking reactions (side reactions).

During the course of hydrotreatment reactions, hydrogenation of compounds containing sulfur, nitrogen, oxygen, metals, hydrogenation of olefins, diolefins and aromatic compounds occurs.

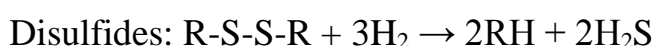
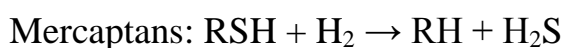
As a result of hydrogenation processes, sulfur-, oxygen-, nitrogen-containing hydrocarbons in the presence of hydrogen and a catalyst are converted into hydrocarbons with the release of hydrogen sulfide, water and ammonia; olefins are converted into more stable hydrocarbons of the paraffin or naphthenic series, depending on the nature of olefins in the feedstock [7].

Compounds containing metals in a hydrogen environment undergo hydrocracking, as a result of which the metals are deposited on the catalyst surface.

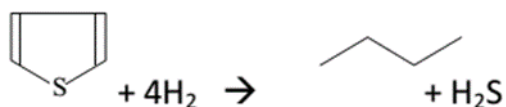
The relative speed and depth of reactions depends on the process conditions, the physicochemical properties of the raw material being processed, the catalyst used, and its condition.

Reactions of sulfur compounds.

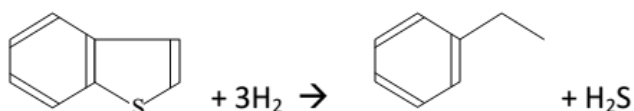
The following types of compounds enter into the reaction: mercaptans, sulfides, disulfides, thiophenes, benzothiophenes and dibenzothiophenes. As a result of such reactions, hydrogen sulfide is formed in the reactor. Examples of reactions are shown below:



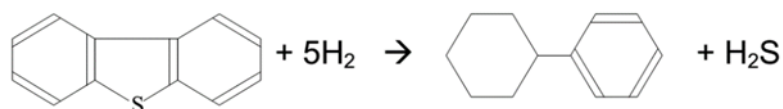
Thiophenes:



Benzothiophenes:



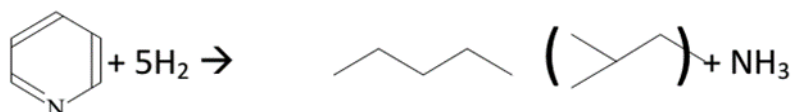
Di-benzothiophenes:



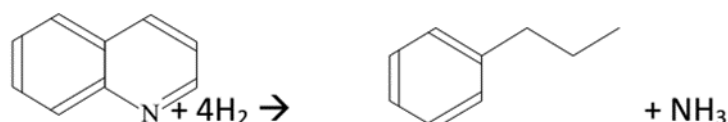
Reactions of nitrogenous compounds.

Nitrogen-containing organic compounds present in the feed partially react in the reactors, forming ammonia as a by-product. The content of nitrogenous compounds is small compared to sulfurous compounds; therefore, a small amount of hydrogen is consumed for these reactions. However, some nitrogen-containing compounds have low reactivity.

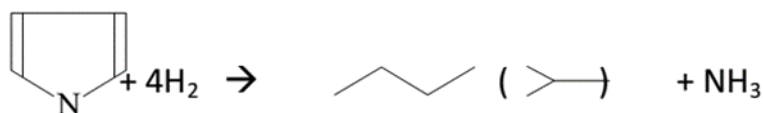
Pyridines:



Quinolines:



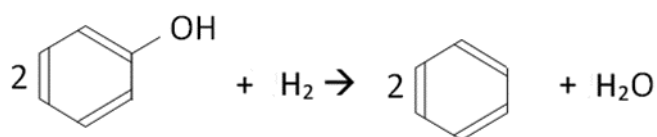
Pyrroles:



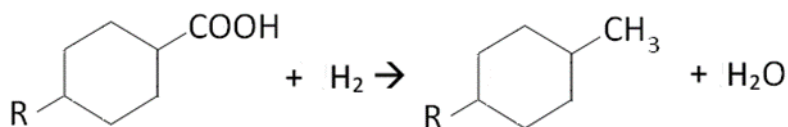
Reactions of oxygen-containing compounds

Oxygen-containing organic compounds are represented by phenols and naphthenic acids. Such compounds are hydrogenated more easily than similar nitrogen-containing compounds. As a result of hydrogenation reactions, the corresponding hydrocarbons and water are formed.

Phenol:



Naphthenic acids:

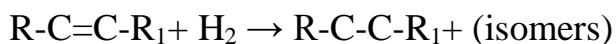


Olefin hydrogenation reactions

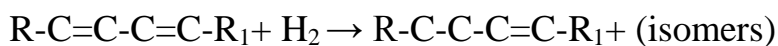
All olefins entering the desulfurization reactor participate in the hydrogenation reaction.

Examples of such reactions are shown below:

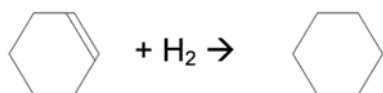
Monoolefins:



Diolefins:



Cyclic olefins:



Hydrogenation reactions of aromatic compounds

The raw material supplied to the plant contains aromatic compounds having alkyl substituents. Under operating conditions in this plant, some of the monoaromatic compounds present are hydrogenated to form the corresponding naphthenic hydrocarbons.

The reaction of hydrogen with aromatic compounds present in the raw material is reversible. At high temperatures or at low hydrogen partial pressure, the rate of the reverse reaction (dehydrogenation) increases compared to the hydrogenation reaction.

Hydrocracking reactions

A small amount of hydrocracking reactions take place in the reactor. The consumption of hydrogen for such reactions is not large.

At the beginning of the run, when the average temperature in the reactor is low, hydrocracking processes almost do not occur. As the reactor temperature rises, the rate of hydrocracking reactions also increases. Ultimately, as the catalyst ages and the temperature rises, more and more light gases (methane, ethane, propane, butane) are formed.

Kinetics of desulfurization reactions and technological parameters of the process. The main technological parameters that affect the depth of hydrotreating are:

- temperature;
- pressure;
- volumetric feed rate of raw materials;
- frequency of circulation of hydrogen-containing gas;
- catalyst activity.

Temperature

Temperature is the operating parameter that most strongly influences the rate and depth of hydrotreating reactions. The rate of desulfurization increases with increasing temperature.

The rate of hydrotreating reactions increases with increasing temperature. However, with increasing temperature, the rate of coke deposition (hydrocracking processes) on the catalyst also increases. The selected temperature range is deter-

mined by a trade-off between catalyst life, optimum amount of catalyst, and the maximum possible hydrotreatment depth [8].

At a constant value of the weighted average temperature in the catalyst bed, a small but regular decrease in activity will occur during the operation of the catalyst. This loss of activity is compensated for by a slight increase in temperature during the run of the catalyst. The temperature of the raw gas mixture at the inlet to the reactor is - 289 - 324°C, at the outlet of the reactor - 288 - 331°C.

Pressure

With an increase in the total pressure in the system, the degree of desulfurization of the raw material increases, coke formation decreases, and the service life of the catalyst increases. When studying the factors affecting the depth of hydrotreating, it was determined that hydrogenation is mainly promoted not by an increase in the total pressure in the system, but by the fact that with an increase in the total pressure in the system, the partial pressure of hydrogen increases.

Increasing the partial pressure of hydrogen increases the rate of hydrogenation reactions and reduces the rate of polymerization reactions and coke deposition. The pressure of the raw gas mixture at the inlet to the reactor is 24 kgf/cm² (g), at the outlet of the reactor it is 23.5–22.5 kgf/cm² (g).

Volumetric feed rate of raw materials

The space velocity is expressed as the ratio of the amount (in units of volume) of liquid feed processed in one hour to the amount of catalyst (in units of volume).

Hourly volumetric velocity of the liquid

The reciprocal of the liquid hourly space velocity is related to the residence time of the feedstock in the reactor. Thus, the space velocity directly affects the kinetics of hydrotreating reactions. With an increase in space velocity, the residence time of the feedstock in the reactor decreases, and vice versa, with a decrease in space velocity, the contact time of the feedstock with the catalyst increases and, consequently, the degree of purification deepens. However, with a decrease in the space velocity, the amount of raw material passed through the reactor decreases, i.e. section performance decreases. Therefore, for each type of raw material, the maximum allowable

space velocity is determined, and the hydrotreating process is carried out precisely at this raw material feed rate [9].

The frequency of circulation of hydrogen-containing gas

Thermodynamic calculations show that already in the presence of the theoretically required amount of hydrogen, hydrogenation and hydrocracking reactions can proceed to almost complete completion.

However, the rate of reactions in this case will be extremely low due to the low partial pressure of hydrogen. Therefore, the hydrodesulfurization process is carried out with an excess amount of hydrogen.

With an increase in the hydrogen content in the gas mixture, the rate of the process increases, however, a noticeable increase in the rate of reactions occurs only up to a certain limit. Increasing the volume of circulating hydrogen also reduces coking on the catalyst. The relative amount of hydrogen-containing gas supplied is expressed by the volume of circulating gas in normal cubic meters per 1 m³ of liquid feedstock.

Catalyst activity

The higher the activity of the catalyst, the higher the space velocity, the process can be carried out and a greater depth of desulfurization can be achieved. Over time, the activity of the catalyst decreases due to the deposition of sulfur and coke on its surface. The decrease in the partial pressure of hydrogen in the circulating gas and the tightening of the process mode contributes to the coking of the catalyst.

Such impurities in the raw materials as sodium, silicon, nickel, vanadium, lead and arsenic negatively affect the activity and stability of the catalyst. A catalyst poisoned by these impurities does not recover its activity, so the content of these impurities in the raw material should be at the absolute minimum possible.

Gradually, the catalyst “ages” due to recrystallization and changes in the surface structure, as well as due to the adsorption of organometallic and other substances on the catalyst surface that block active centers. In this case, the catalytic activity decreases irrevocably and the catalyst is replaced [10].

Hydrotreatment catalysts used at S-200/1 PPPN, PPCR LLP:

- TK-711 - Ni-Mo catalyst with high demetallization activity, large metal accumulation capacity and moderate hydrodesulfurization activity. It is used as a catalyst for various types of raw materials. Manufacturer - HALDOR TOPSOE, catalyst form - rings, size 3.2 or 4.8 mm, bulk density - 460 kg / m^3 , attrition loss - $<3\% \text{ wt.}$, sulfur absorption - 3.5% .

- TK-437 - Ni-Mo catalyst on alumina, has some activity in hydrodesulfurization and hydrodenitrification, designed to absorb silicon in coking gasoline hydrotreaters. Delayed coker gasoline fractions typically contain significant amounts of silicon. The catalyst has a very high specific surface area and a low metal content, which allows the accumulation of silicon compounds. Manufacturer - HALDOR TOPSOE, catalyst form - rings (1), trefoil (2), quatrefoil (3), size - 3.2 mm (1), 1.3 mm (2), 2.1 mm (3), bulk density - 450 kg/m^3 (1), 560 kg/m^3 (2), 520 kg/m^3 (3), abrasion loss - $<3\% \text{ wt.}$ (1), $<1\% \text{ wt.}$ (2, 3), sulfur absorption - $2.3\% \text{ wt.}$ (1, 2, 3).

- TK-569 HYBRIM™ - Ni-Mo alumina catalyst, belongs to the latest generation of highly active catalysts of the innovative HyBRIM™ technology, which gives exceptional activity in hydrodesulfurization and hydrodenitrogenation reactions along with activity in saturation of aromatic hydrocarbons and conversion to lighter products. The production of catalysts using HyBRIM™ technology guarantees high stability in the processing of both straight-run and cracked fractions. Manufacturer - HALDOR TOPSOE, catalyst shape - trefoil, size - 1.6 and 1.3 mm, bulk density - 720 kg / m^3 , attrition loss - $<1\% \text{ wt.}$, sulfur absorption - $10.1\% \text{ wt.}$

- TK-743 - Ni-Mo catalyst on alumina, is a demetallization catalyst with moderate activity in hydrodesulfurization for upgrading oil residues on a stationary catalyst bed. Typically it is used as the 1-st layer in composite catalyst loads to reduce metals, asphaltenes, and reduce Conradson coking [11].

The optimized pore system of the catalyst and the high pore volume make it possible to increase the level of accumulation of metals on it while maintaining the activity of the catalyst. Producer - HALDOR TOPSOE, catalyst shape - quatrefoil, size - 2.5 and 1.3 mm, bulk density - 500 kg / m^3 , attrition loss - $<2\% \text{ wt.}$, sulfur absorption - $5.3\% \text{ wt.}$

Table 1 shows the raw materials and products of the S-200 unit, PPPN of PPCR LLP.

Table 1

Raw materials and products of the S-200 naphtha hydrotreater, PPPN

Raw	Products
Straight-run gasoline from section 100 PPPN	Hydrogenizate
Gasoline from HFC section 400 HDPE	Stable hydrogenation product
Gasoline from Vacuum Gas Oil Hydrotreating Section 100 PGP	Unstable head
Stable gasoline from section 300/1 diesel fuel hydrotreatment HDF	
Gasoline coking from section 300/1 diesel fuel hydrotreatment PPPN	
Hydrogen gas	

1.2.2 Hydrotreating diesel fuel

The hydrotreating process is based on a moderate hydrogenation reaction, as a result of which sulfur, oxygen and nitrogen compounds are converted in the presence of hydrogen and a catalyst into hydrocarbons with the release of hydrogen sulfide, water and ammonia; olefins are converted into more stable hydrocarbons of the paraffin or naphthenic series, depending on the nature of the olefins in the feedstock. The relative speed and depth of reactions depends on the process conditions, the physico-chemical properties of the raw material being processed, the catalyst used, and its condition. [12]

Table 2

Raw materials and products of the S-300 diesel fuel hydrotreater, PPPN

Raw	Products
Straight-run diesel fuel of section S-100 LK-6U	Stable diesel fuel
Diesel Hydrotreated Vacuum Gas Oil	Stable Gasoline
Light gas oil from catalytic cracking unit KT-1	Unstable head
Light coking gas oil	
Coking gasoline	
Hydrogen gas	

Hydrotreatment of diesel fuel is carried out at a temperature of 400°C and a pressure of 51-59 kgf/m².

Catalysts used on S-300/1 PPPN No. 1:

- TK-709 is an alumina-based Mo catalyst with a large surface area, high demetallization activity, large metal storage capacity and low hydrodesulfurization activity. Typically it is used as a catalyst for various types of graded loadings for all types of raw materials, especially where iron deposits are found.

- TK-709 is mainly used for olefin-containing feedstocks where graded catalyst activity is needed to prevent gumming. Manufacturer - HALDOR TOPSOE, catalyst form - rings, size - 4.8 mm, bulk density - 400 kg / m³, attrition loss - <3% wt., sulfur absorption - 2.0%.

- TK-437 - Ni-Mo catalyst on alumina, has some activity in hydrodesulfurization and hydrodenitrification, designed to absorb silicon in coking gasoline hydrotreaters. Delayed coker gasoline fractions typically contain significant amounts of silicon. The catalyst has a very high specific surface area and a low metal content, which allows the accumulation of silicon compounds. Manufacturer - HALDOR TOPSOE, catalyst form - rings (1), trefoil (2), quatrefoil (3), size - 3.2 mm (1), 1.3 mm (2), 2.1 mm (3), bulk density - 450 kg/m³ (1), 560 kg/m³ (2), 520 kg/m³ (3), abrasion loss - <3% wt. (1), <1% wt. (2, 3), sulfur absorption - 2.3% wt. (1, 2, 3).

- TK-570 BRIMTM - Co-Mo alumina catalyst specially designed for the production of ultra-low sulfur diesel fuel. Catalyst with exceptionally high activity in hydrodesulfurization is used for processing both straight-run and cracked distillates. Manufacturer - HALDOR TOPSOE, catalyst shape - trefoil (1), quatrefoil (2), size - 1.6 and 1.3 mm (1), 2.5 mm (2), bulk density - 670 kg/m³ (1), 630 kg/m³ (2), abrasion loss - <1% wt., sulfur absorption - 11.6% wt.

1.2.3 Hydrotreating of heavy oils

The hydrotreatment process is based on the hydrogenation reaction of sulfur compounds in the form of mercaptans, sulfides, thiophenes with the breaking of the carbon-sulfur bond and the saturation of free valence bonds with hydrogen. Along with sulfur compounds, a significant amount of olefinic hydrocarbons, resins, nitrogenous and oxygen-containing compounds is hydrogenated during hydrotreating, and organometallic compounds contained in high-boiling fractions are also destroyed [13].

Depending on the structure, sulfur compounds during catalytic hydrogenation under hydrogen pressure are converted into hydrocarbons: paraffinic, naphthenic and aromatic with the release of hydrogen sulfide.

The stability of sulfur compounds increases in the following order:

mercaptans < disulfides < sulfides < thiophenes

With an increase in the molecular weight of sulfur compounds, the rate of hydrogenation desulfurization decreases.

The hydrogenation of nitrogenous compounds is accompanied by the release of free ammonia. They are more difficult to destroy than sulfur- and oxygen-containing compounds. Oxygen compounds easily enter into a hydrogenation reaction with the formation of the corresponding hydrocarbons and water.

Simultaneously with the hydrogenation of sulfur compounds under the conditions of hydrogenation desulfurization, numerous reactions of hydrocarbons occur, which basically boil down to their splitting and redistribution of hydrogen. Such reactions include isomerization of paraffinic and naphthenic hydrocarbons, hydrogenation of hydrocarbons and their hydrogenation. The most stable in hydrogenation processes are aromatic hydrocarbons, which are not affected by hydrotreating or are saturated to a small extent.

The conditions for carrying out the hydrotreatment process depend on the fractional and chemical composition of the feedstock, on the required degree of desulfurization, the catalyst used and its condition.

The main parameters characterizing hydrotreatment are: temperature, pressure, volumetric feed rate and the frequency of circulation of hydrogen-containing gas in relation to the feed. Of all the process parameters, the most important is temperature.

In the first approximation, the rate of hydrotreatment increases with increasing temperature, but the selectivity of the process decreases, the formation of light products and the deposition of coke on the catalyst increase. Heavy, heat-resistant raw materials are cleaned at a lower temperature than light raw materials. It is most expedient to carry out the process at a minimum temperature that helps to reduce side

reactions and does not cause the formation of coke, the limit of which, depending on the conditions and nature of the raw material, is 350-450°C [14].

In order to avoid coking on the catalyst, it is not recommended to increase the temperature above 420°C for this process.

Increasing the pressure increases the rate of hydrodesulfurization and reduces coking. For the hydrotreatment process, the optimal pressure is considered to be in the range of 45-80 kgf/cm², depending on the chemical composition of the feedstock and the requirements for the quality of the hydrogenation product.

The space velocity affects the degree and selectivity of desulfurization, as well as the ratio of the intensity of hydrotreating and hydrocracking reactions. Taking into account the depth of desulfurization adopted by the project, the space velocity is considered to be optimal in the range of 0.8-1.2 h⁻¹. By choosing the most rational ratio of the listed parameters, the maximum efficiency and economy of the process is achieved. Catalyst activity is a relative value showing how much the desulfurization capacity of a given catalyst differs from the desulfurization capacity of a reference catalyst for the same oil product.

The higher the activity of the catalyst, the higher the space velocity, the process can be carried out, providing a given depth of desulfurization.

Aluminum-cobalt-molybdenum and aluminum-nickel-molybdenum catalysts are most widely used as catalysts for hydrogenation processes for processing sulfurous petroleum products. They have high activity in breaking C-S, C-N and C-O bonds, in reactions of saturation of alkene double bonds, low activity in undesirable reactions of breaking C-C bonds, and low activity in polymerization and condensation reactions, high thermal stability and almost complete insensitivity to catalytic poisons. [15]

This unit uses a package of catalysts (layer cake), consisting of several layers of the main catalyst (generally providing hydrogenation of heteroorganic, unsaturated and aromatic compounds), as well as upper and lower protective layers (serving for demetallization, reducing the coking capacity of raw materials, preventing poisoning of the main catalyst, pressure drop reduction). The active components of the catalyst

are oxides of nickel, cobalt, and molybdenum on an aluminosilicate matrix, which, after being loaded into the reactor, are converted into a sulfide form.

The activity of a fresh catalyst reaches its maximum value in the process of its activation by purging for several hours with hydrogen-containing gas at a temperature of 300-400°C. In the process of carrying out hydrotreating reactions of raw materials, coking of the catalyst and a decrease in its activity occur. With a partial loss of catalyst activity, the restoration of its active sites is carried out due to partial hydrogenation and desorption of compaction products from the catalyst surface, saturation of its surface with hydrogen by keeping the catalyst in a stream of hydrogen-containing gas at the reaction temperature. [16]

In order to reduce high molecular polymer compounds on the catalyst surface, the catalyst is washed with a solvent (gasoline or diesel fuel).

Catalysts used at S-100 PPGN No. 3:

- KF-542-5R - Nickel-cobalt-molybdenum catalyst, used in the upper layers of the catalyst system to protect the main catalyst from the accumulation of coke, because it possesses hydrogenating activity towards olefins. Producer - ALBEMARLE company, catalyst shape - rings, size - 6.1x5.4 mm, bulk density - 680 kg / m³, attrition loss - 2.6% wt., loss on ignition - 1.8%.

- KF-647-3Q - Ni-Mo catalyst, used in the upper layers of the catalyst system to protect the main catalyst from Ni, V, Na, Si, As poisoning. It has a good activity in desulfurization and denitrogenation. Producer - ALBEMARLE company, catalyst form - quatrefoil, size - 2.3x4.3 mm, bulk density - 570 kg / m³, attrition loss - 1.0% wt., loss on ignition - 0.5%.

- KF-647-1,3Q - Ni-Mo catalyst, used in the upper layers of the catalyst system to protect the main catalyst from poisoning. Producer - ALBEMARLE, catalyst shape - quatrefoil, size - 1.2x3.3 mm; bulk density – 590 kg/m³; abrasion loss - 0.3% wt., loss on ignition - 0.9%.

- KF-648-1,3Q - Ni-Mo catalyst, used in the upper layers of the catalyst system to protect the main catalyst from poisoning. Manufacturer - ALBEMARLE, size

- 1.2x2.9 mm; bulk density - 630 kg/m³, abrasion loss - 0.3% wt., loss on ignition - 1.3%.

- KF-905-1,3Q - CoNiMo catalyst, a high performance catalyst, is used as the base layer of the catalyst system. Producer - ALBEMARLE company, size - 1.2x3.2 mm, bulk density - 670 kg/m³, abrasion loss - 0.5% wt., loss on ignition - 17.9%.

- KF-905N-1,5E - CoMo catalyst, a high performance catalyst, used as the base layer of the catalyst system. Manufacturer - ALBEMARLE, size - 3.4x3.2 mm; bulk density – 770 kg/m³; abrasion loss - 0.2% wt., loss on ignition - 19.2% [17].

Table 3 shows the raw materials and products of the C-100 vacuum gas oil hydrotreater, PGPN.

Table 3

Raw materials and products of the C-100 vacuum gas oil hydrotreater, PGPN

Raw	Products
Vacuum gas oil of section 001 KT-1	Hydrotreated vacuum distillate (Fr. 350-500°C)
Fraction 180-350°C of section 001 KT-1	Hydrotreated diesel fuel (Fr.180-350°C)
Fraction 350-450°C mixed with fraction up to 350°C from E-4 with UPB	180-350°C Diesel fuel hydrotreatment(Fr .180-350°C)
Hydrogen-containing gas	Propane-propylene fraction
	Butane-butylene fraction

References

1. Agibalova, N.N. Technology and installations for oil and gas processing. Properties of oil and oil products / N.N. Agibalova; - Doe: 2020. - 124 p.
2. Khavkin, V.A. Development of hydrogenation processes at Russian refineries. World of petroleum products / V.A. Khavkin, L.A. Gulyaeva - Vestnik VNII NP, 2018. - 49 p.
3. Plantanga, F.L. Nebula: a hydroprocessing catalyst with breakthrough activity / F.L. Plantanga, R. Cefortain, S. Eijsbouts van Houtert, / Stud. Sci. Catal, - 2003. - 410 p.
4. Morozova, Ya.V. Vacuum gas oil hydrotreatment catalysts: modifiers, type and method of their introduction. Oil processing / Ya.V. Morozova, E.I. Kashkina, A.N. Loginova / Joint Research and Development Center LLC. - M.: - 2017. - 3-7 pages.
5. ITS 30 - 2017, Information and technical reference book on the best pre-complex technologies, Oil refining, Moscow - BAT Bureau, 2017
6. Annual report 2020 Kazmunaigas.
7. Maksimov, N. Deep hydrotreatment of crude oil: highly active catalysts / N. Maksimov, N. Tomina - LAP Lambert Academic Publishing, 2011. - 192 p.
8. Anchita, H., Processing of heavy oils and oil residues. Hydrogenation processes / H. Anchita, Speight J. - St. Petersburg: TsOP "Professiya", 2012. - 384 p.
9. Anchita, H. Processing of heavy oil. Reactors and Process Modeling / H. Anchita - St. Petersburg: TsRP "Professiya", 2015. - 592 p.
10. Kapustin, V.M. Oil refining technology: destructive processes / V.M. Kapustin, A.A. Gureev. - M.: KolosS, 2007. - 334 p.
11. Akhmetov, S.A. Technology of deep processing of oil and gas. Textbook for universities / S.A. Akhmetov. - Ufa: Gilem, 2002. - 672 p.
12. Bardki, D.L. Petrochemistry / D.L. Bardki, W.L. Leffler - Olymp Business. - 2021. - 481 p.

13. Zagidullin, S.Kh. The main technological equipment of oil refineries: textbook / S.Kh. Zagidullin. - Publishing House of Perm State Technical University, 2011 - 93 p.
14. Maksimov, N. Deep hydrotreating of crude oil: highly active catalysts / N. Maksimov, N. Tomina - LAP LAMBERT Academic Publishing, 2011 - 192 p.
15. Ishutenko, D. Catalysts for selective hydrotreatment of catalytic cracking gasoline / D.Ishutenko, A.Mozhaev, P.Nikulshin - LAP LAMBERT Academic Publishing, 2012 - 144 p.
16. Tomina N. Catalysts for the hydrotreatment of petroleum fractions / N. Tomina. Palmarium Academic Publishing, 212 - 218 p.
17. Roganov A., Pimerzin A., Pimerzin A. Regeneration of catalysts for hydrotreatment of petroleum fractions. Palmarium Academic Publishing, 213 - 78 p.

Качество сырья вакуумного дистиллята (Н-101)

Дата отбора	Плотность при 20°C, кг/м ³	Плотность при 15°C, кг/м ³	Фракционный состав, °C								Массовая доля серы, %	Коксуемость, %	Массовая доля воды, ppm	Массовая доля азота, ppm	Кинематическая вязкость, мм ² /с	Анилиновая точка, °C
			н. к	5% об.	10% об.	50% об.	90% об.	95% об.	Выход до 350 °C	Выход до 500 °C						
М.Ц.Н.			н/м 180						н/б 25	н/м 45	н/б 1,8	н/б 0,3				
04.01.21	900,0	903,2	226	265	298	406	499	512	23	92	1,70	0,10	519,51	644,46	16,50	77,9
11.01.21	897,3	900,5	232	275	304	400	490	513	24	92	1,70	0,09	1457,10	778,19	16,46	77,4
18.01.21	900,1	903,3	222	256	299	406	494	518	23	92	1,74	0,12	383,00	758,71	16,68	77,8
25.01.21	896,1	899,3	236	276	302	399	484	503	23	94	1,69	0,09	329,82	732,46	16,76	77,8
01.02.21	900,7	897,0	230	272	309	403	496	521	24	91	1,78	0,09	654,57	784,82	-	77,8
08.02.21	897,8	901,0	229	272	310	402	491	513	23	92	1,75	0,10	503,10	782,55	16,55	76,9
15.02.21	900,8	904,0	236	272	302	401	494	521	23	91	1,71	0,09	1371,25	710,18	17,11	77,5
22.02.21	900,9	904,1	228	275	307	401	497	518	24	91	1,81	0,13	469,05	-	16,74	77,7
01.03.21	900,2	903,4	231	275	298	401	493	517	23	92	1,80	0,11	698,42	1044,67	16,83	75,6
08.03.21	905,2	908,4	237	278	311	411	498	519	19	91	1,83	0,11	480,00	1275,30	19,30	76,4
15.03.21	903,8	907,0	226	271	301	411	498	524	20	90	1,80	0,09	464,26	1044,29	18,60	77,8
22.03.21	902,3	905,5	235	270	300	410	488	509	22	94	1,80	0,13	490,95	1104,90	18,02	76,1
29.03.21	902,2	905,4	227	277	303	410	492	512	22	90	1,76	0,03	532,69	971,73	17,50	76,6
05.04.21	892,8	889,6	196	234	253	375	479	503	42	94	1,51	0,08	282,65	782,11	9,37	75,7
12.04.21	904,2	907,4	228	281	313	418	496	521	19	91	1,78	0,13	199,78	1054,59	19,72	76,6
19.04.21	905,9	909,1	249	303	338	423	503	528	13	89	1,72	0,12	225,31	994,41	23,76	76,0
26.04.21	906,4	909,6	232	281	321	417	494	513	17	91	1,74	0,08	487,00	1085,06	21,01	76,3
03.05.21	907,2	910,4	240	286	322	414	498	514	18	91	1,80	0,14	365,00	919,68	20,74	77,3
10.05.21	906,2	909,4	245	284	312	407	491	511	19	92	1,78	0,12	400,00	1015,30	20,29	76,4
17.05.21	908,5	911,7	230	277	314	413	498	520	20	91	1,80	0,17	515,3,5	873,67	19,43	76,9
24.05.21	905,1	908,3	233	284	311	406	491	510	21	92	1,72	0,12	405,75	1036,07	18,16	77,1
31.05.21	904,2	907,4	234	268	300	407	488	510	-	-	-	-	449,00	985,36	-	77,4
Ср	902,2	904,8	231	274	306	406	493	515	22	92	1,75	0,11	507,65	922,79	17,98	76,95

Продолжение Приложения Б

Дата отбора	Плотность при 20°C, кг/м ³	Плотность при 15°C, кг/м ³	Фракционный состав, °C								Массовая доля серы, %	Коксуемость, %	Массовая доля воды, ppm	Массовая доля азота, ppm	Кинематическая вязкость, мм ² /с	Анилиновая точка, °C
			н. к	5% об	10% об.	50% об.	90% об	95% об	Выход до 350 °C	Выход до 500 °C						
М.Ц.Н.			н/м 180						н/б 25	н/м 45	н/б 1,8	н/б 0,3				
07.06.21	907,1	910,3	227	280	308	413	498	522	20	91	1,77	0,11	351,00	832,39	18,56	78,2
14.06.21	908,4	911,6	234	273	299	406	489	515	23	92	1,76	0,09	492,00	834,86	17,33	77,3
21.06.21	906,2	909,4	234	280	320	417	497	521	17	91	1,81	0,12	0,04	808,32	19,73	77,7
28.06.21	905,0	908,2	242	294	322	415	500	522	18	90	1,78	0,14	501,00	808,67	20,15	78,1
05.07.21	903,6	906,7	240	290	311	412	495	516	20	91	1,80	0,11	380,00	1068,03	19,25	77,9
12.07.21	905,2	908,4	239	290	322	413	497	519	17	91	1,84	0,12	246,10	1037,01	20,02	77,9
19.07.21	908,2	911,4	233	279	297	407	492	520	22	92	1,80	0,11	488,80	777,10	19,26	78,2
26.07.21	906,5	909,7	241	272	300	401	490	514	22	92	1,78	0,12	270,00	801,28	17,86	78,0
02.08.21	907,8	911,0	232	273	292	402	486	509	24	93	1,75	0,11	300,00	867,86	17,58	78,1
09.08.21	907,6	910,8	249	307	334	422	503	520	14	89	1,70	0,17	300,00	749,54	23,97	78,3
16.08.21	904,7	907,9	255	300	328	416	499	519	16	91	1,88	0,07	267,60	801,66	21,75	78,5
23.08.21	905,7	908,9	230	291	324	412	502	534	17	89	1,77	0,11	883,30	778,84	17,20	78,3
30.08.21	910,7	913,9	243	273	298	407	496	523	23	91	1,77	0,11	810,00	988,51	17,41	77,9
06.09.21	909,8	913,0	222	265	338	411	498	524	23	91	1,63	0,14	317,60	873,82	16,81	78,9
13.09.21	909,4	912,6	226	273	303	409	490	514	21	92	1,80	0,12	800,35	667,87	16,87	78,3
20.09.21	911,7	914,9	223	266	287	408	497	520	24	91	1,77	0,14	479,10	841,42	16,69	78,4
27.09.21	900,9	897,7	230	291	319	406	482	500	20	95	1,42	0,10	466,40	616,01	14,98	78,6
25.10.21	900,2	903,4	253	327	340	413	494	540	12	91	1,06	0,14	792,80	1153,44	21,20	77,6
01.11.21	901,5	904,7	253	303	330	411	503	525	16	93	1,50	0,14	729,60	1220,26	20,89	77,6
08.11.21	899,3	902,5	221	277	322	410	493	514	18	92	1,58	0,07	61,00	1033,83	17,52	77,5
15.11.21	899,5	902,7	229	284	317	400	491	515	21	92	1,57	0,03	0,07	975,37	17,73	78,3
22.11.21	900,4	903,6	225	301	329	409	492	512	17	92	1,55	0,08	788,32	996,82	19,92	78,0
29.11.21	892,1	895,3	232	288	312	400	485	517	21	94	1,59	0,05	819,00	-	17,79	77,8
06.12.21	902,6	905,8	241	290	321	406	489	510	19	93	1,75	0,08	818,00	-	18,79	76,5
13.12.21	902,4	905,6	246	288	325	413	499	524	18	90	1,74	0,08	310,00	925,68	18,20	76,6
20.12.21	902,6	905,8	248	295	322	408	494	517	18	91	1,82	0,10	0,04	1198,62	18,64	76,9
27.12.21	903,0	906,2	248	298	325	403	485	504	18	94	1,73	-	-	-	-	-
Ср	904,5	907,5	237	287	316	409	494	518	19	92	1,69	0,11	449	902,38	18,70	77,9

Качество продукта гидроочищенного вакуумного дистиллята С-100

Дата отбора	Плотность при 20°C, кг/м ³	Фракционный состав, °C														Массовая доля серы, %	Вязк. кинем при 50°C, сСт	Анилиновая точка, °C	Цвет, ед.ЦНТ	Коксумость, % масс	Коэф. фиц. рефр. при 20°C	Сод. общ. азота, ppm	
		н. к	10% об.	20% об.	30% об.	40% об.	50% об.	60% об.	70% об.	80% об.	90% об.	95% об.	Выход до, % об.		к. к. °C								Вых %об
													350 °C	500 °C									
М.Ц.Н.	880-920						н/н 400						н/б 15				н/б 0,15				н/б 0,3	1,485-1,500	
04.01.21	890,0	300	343	366	381	398	412	428	447	466	493	513	12	92	540	98	0,14	19,93	87,1	3,0	0,03	1,500	489,08
11.01.21	887,8	302	342	363	376	390	405	420	440	460	487	506	14	94	535	98	0,14	19,84	86,8	3,0	0,03	1,499	667,91
18.01.21	887,6	300	345	369	383	398	414	429	444	466	493	514	12	92	533	98	0,14	20,69	87,2	3,0	0,03	1,498	623,14
25.01.21	885,6	290	338	361	377	398	406	423	441	462	489	511	14	93	534	97	0,14	20,20	87,0	3,0	0,03	1,499	674,49
01.02.21	885,0	300	343	367	383	398	413	429	444	466	495	517	12	91	539	98	0,14	20,55	87,1	3,0	0,03	1,499	664,82
08.02.21	885,9	298	342	364	378	395	407	426	442	463	489	510	14	93	538	98	0,14	18,83	87,0	3,5	0,03	1,499	777,78
15.02.21	888,7	308	349	367	380	393	407	424	443	463	488	512	11	93	536	98	0,13	20,05	87,4	3,0	0,03	1,499	659,78
22.02.21	889,7	307	351	371	387	400	414	430	446	468	495	517	10	91	541	98	0,14	21,25	87,3	3,0	0,05	1,499	-
01.03.21	887,9	310	351	369	384	396	410	426	445	464	492	516	10	92	540	98	0,15	21,34	86,4	3,0	0,03	1,499	899,90
08.03.21	891,2	312	359	379	394	407	421	435	451	469	495	517	8	92	541	98	0,14	23,40	86,4	3,5	0,03	1,499	1245,30
15.03.21	892,6	313	355	380	395	409	422	437	452	470	496	517	8	91	542	98	0,15	24,11	87,6	4,0	0,03	1,500	932,02
22.03.21	890,2	307	351	370	386	400	412	426	442	459	484	505	10	94	534	98	0,15	22,42	86,9	3,5	0,03	1,500	830,50
29.03.21	888,4	311	357	377	391	402	417	437	446	463	487	506	7	94	535	98	0,15	21,76	87,0	3,0	0,02	1,499	609,53
05.04.21	885,9	265	303	332	356	374	394	412	433	454	480	504	28	95	528	98	0,12	14,27	86,8	2,5	0,03	1,500	706,91
12.04.21	892,6	321	362	386	470	412	425	435	453	469	494	514	6	91	542	98	0,13	25,68	87,1	3,0	0,03	1,500	785,36
19.04.21	895,2	329	366	388	403	416	429	443	457	474	500	521	4	90	544	98	0,14	27,48	86,9	3,0	0,03	1,499	664,53
26.04.21	893,5	314	357	381	395	408	423	437	452	471	495	515	7	92	545	98	0,14	24,71	87,0	3,0	0,03	1,500	899,17
03.05.21	891,3	324	368	389	402	415	428	447	457	476	503	528	6	90	543	97	0,14	26,43	87,3	3,5	0,03	1,499	678,50
10.05.21	885,9	316	353	376	391	402	414	431	447	466	492	515	8	92	341	98	0,14	23,60	86,4	4,0	0,03	1,499	650,37
17.05.21	893,4	311	360	381	396	409	423	438	454	473	498	519	7	91	543	98	0,14	23,88	86,7	3,5	0,03	1,499	819,43
24.05.21	891,5	314	358	379	392	405	419	434	449	466	492	514	7	92	542	99	0,13	23,05	86,9	3,5	0,03	1,499	921,70
31.05.21	893,3	302	352	371	386	404	412	425	441	460	481	502	8	94	536	99	0,14	23,35	86,9	3,5	0,03	1,500	810,12
Ср	889,7	307	350	372	390	401	415	431	447	466	491	513	10	92	530	98	0,14	22,13	87,0	3,2	0,03	1,499	762,40

Продолжение Приложения В

Дата отбора	Плотность при 20°С, кг/м ³	Фракционный состав, °С												Выход до, % об.	к. к. °С	Вых %об	Массовая доля серы, %	Вязк. кинем при 50°С, сСт	Анилиновая точка, °С	Цвет, ед.ЦНТ	Коксумость, % масс	Кэф. фиц. рефр. при 20°С	Сод. общ. азота, ppm	
		н. к	10% об.	20% об.	30% об.	40% об.	50% об.	60% об.	70% об.	80% об.	90% об.	95% об.	Выход до, %											
													350 °С											500 °С
М.Ц.Н.	880-920						н/н 400						н/б 15				н/б 0,15				н/б 0,3	1,485-1,500		
07.06.21	892,7	309	348	376	392	405	418	430	445	466	493	513	10	92	542	98	0,15	22,90	87,6	3,5	0,03	1,500	738,70	
14.06.21	893,2	308	350	373	387	400	413	426	443	463	488	509	10	93	537	98	0,13	23,43	87,5	3,5	0,04	1,499	322,67	
21.06.21	893,6	320	356	378	396	408	421	433	450	471	496	515	8	92	542	98	0,14	24,37	87,5	3,5	0,03	1,500	589,12	
28.06.21	892,0	320	363	380	396	409	422	437	452	470	494	514	6	91	539	98	0,14	23,58	87,7	4,0	0,04	1,500	649,71	
05.07.21	891,3	327	364	380	394	406	420	432	448	466	493	514	6	93	535	98	0,14	23,99	86,9	3,0	0,03	1,500	732,88	
12.07.21	891,9	323	365	382	398	410	423	436	453	471	495	517	6	91	541	98	0,13	24,05	87,1	4,0	0,03	1,499	719,18	
19.07.21	893,3	319	361	382	398	409	420	434	449	460	492	522	7	92	538	98	0,13	24,68	87,8	3,5	0,03	1,500	606,64	
26.07.21	892,3	315	356	380	395	409	420	432	446	462	490	512	8	92	542	98	0,13	17,70	87,5	3,5	0,03	1,500	667,59	
02.08.21	893,3	300	356	375	389	401	416	429	443	461	488	511	7	93	534	98	0,14	23,56	87,8	3,5	0,03	1,500	671,19	
09.08.21	885,5	224	311	347	375	396	410	427	444	464	493	515	22	92	535	-	0,15	14,96	87,6	3,0	0,02	1,500	565,33	
16.08.21	892,2	324	368	386	399	412	424	436	450	469	490	509	5	93	540	-	0,12	11,66	87,7	3,5	0,03	1,490	689,73	
23.08.21	890,7	312	363	382	396	408	421	435	449	467	492	514	6	92	538	-	0,11	11,76	87,7	3,0	0,03	1,499	570,86	
30.08.21	892,2	306	357	378	394	408	421	433	449	466	492	514	9	92	536	-	0,11	21,85	87,7	3,0	0,03	1,500	571,22	
06.09.21	892,4	305	354	378	393	406	420	435	449	468	494	518	9	92	539	98	0,11	21,83	87,5	3,5	0,03	1,500	477,09	
13.09.21	893,1	302	358	379	393	406	419	432	447	466	493	514	6	92	536	98	0,13	22,91	87,8	3,5	0,03	1,498	607,26	
20.09.21	894,1	302	359	379	394	408	421	433	450	469	496	515	8	92	547	98	0,13	23,49	87,9	3,5	0,03	1,500	600,69	
27.09.21	888,2	283	341	363	383	397	411	426	441	459	487	507	14	94	536	98	0,11	17,83	87,4	3,5	0,03	1,499	612,87	
25.10.21	890,5	286	350	364	377	391	404	419	435	454	481	503	10	94	522	-	0,20	-	-	3,0	0,03	-	-	
01.11.21	890,1	306	354	368	381	394	409	425	441	458	481	503	8	94	529	98	0,12	20,89	86,3	3,5	0,03	1,499	826,00	
08.11.21	888,4	308	340	363	379	391	410	424	440	457	482	504	14	94	530	98	0,10	18,48	86,5	4,5	0,03	1,499	687,06	
15.11.21	888,6	295	346	366	376	394	406	423	439	459	486	506	12	94	530	98	0,10	20,18	87,1	3,5	0,04	1,499	725,70	
22.11.21	889	312	360	375	388	401	416	431	447	465	490	511	6	93	529	98	0,11	16,98	86,9	3,0	0,04	1,499	702,77	
29.11.21	896,7	300	357	372	382	398	412	429	443	461	486	505	9	94	530	98	0,11	19,93	86,5	3,0	0,04	1,499	-	
06.12.21	888,8	285	347	368	383	395	411	427	444	460	485	503	10	94	532	98	0,11	19,99	85,2	3,0	0,04	1,498	-	
13.12.21	887,4	249	346	364	376	389	403	420	436	454	480	501	12	95	524	-	0,11	19,50	86,3	3,0	0,03	1,498	793,20	
20.12.21	888,2	311	353	371	384	398	412	429	443	463	489	509	8	93	533	98	0,11	19,93	85,8	3,0	0,03	1,500	814,71	
27.12.21	887,8	266	356	368	383	395	409	424	441	459	486	505	8	94	528	98	0,10	19,82	86,1	3,0	0,03	1,499	424,88	
Ср	891	301	353	373	388	402	415	430	445	463	489	510	9	93	535	98	0,12	20,39	87,1	3,4	0,03	1,499	640,29	

Качество продукта дизельное топливо гидроочистки С-100

Дата отбора	Плотность при 20°C, кг/м ³	Фракционный состав, °C											Конечная температура кипения, °C	Массовая доля серы, мг/кг	Температура застывания, °C	Температура помутнения, °C
		н. к	10% об.	20% об.	30% об.	40% об.	50% об.	60% об.	70% об.	80% об.	90% об.	95% об.				
М.Ц.Н.												н/б 365				
04.01.21	845,7	208	243	254	264	273	282	290	298	308	319	328	337	187	-17	-13
11.01.21	850,7	212	243	254	264	274	282	291	299	308	319	328	338	203	-17	-13
18.01.21	849,1	208	242	253	263	272	282	291	300	309	320	329	340	198	-17	-12
25.01.21	848,4	210	242	254	264	273	282	291	300	309	321	329	340	227	-19	-12
01.02.21	847,8	211	244	255	265	275	284	293	301	310	321	330	341	237	-15	-12
08.02.21	843,4	209	243	253	263	271	280	287	295	303	315	325	333	185	-21	-15
15.02.21	850,4	210	247	257	267	276	285	293	300	309	320	328	339	212	-16	-12
22.02.21	850,7	215	247	259	269	278	287	294	302	311	322	331	339	233	-16	-11
01.03.21	851,4	214	249	260	270	280	288	296	304	313	325	334	343	248	-15	-10
08.03.21	856,1	214	249	260	271	280	288	296	304	313	335	335	344	238	-	-
15.03.21	852,6	215	254	265	275	285	294	302	310	319	332	342	349	309	-	-
22.03.21	855,0	218	251	262	273	282	290	299	308	317	330	339	350	303	-	-
29.03.21	851,0	212	249	259	268	277	285	293	301	310	321	331	340	227	-	-
05.04.21	861,0	189	218	226	232	237	242	247	253	261	272	282	297	14	-	-
12.04.21	857,3	218	255	268	278	288	297	305	314	323	336	345	354	335	-	-
19.04.21	862,3	224	258	271	283	292	300	308	315	324	335	344	353	322	-	-
26.04.21	857,0	218	255	267	277	286	294	301	309	317	328	337	348	278	-	-
03.05.21	858,3	222	258	272	283	292	300	308	316	325	337	347	355	372	-	-
10.05.21	863,1	212	252	265	275	284	292	301	309	318	330	341	348	280	-	-
17.05.21	867,0	219	252	264	274	284	292	300	309	319	331	342	349	272	-	-
24.05.21	865,4	213	250	261	271	280	288	296	304	314	326	336	344	209	-	-
31.05.21	867,6	210	248	260	270	278	287	295	304	314	326	335	345	251	-	-
Ср	855,1	213	248	259	269	278	286	294	303	312	324	333	342	242	-17	-12

Дата отбора	Плотность При 20°C, кг/м ³	Фракционный состав, °C											Конец кипения, °C	Массовая доля серы, мг/кг
		н. к	10% об.	20% об.	30% об.	40% об.	50% об.	60% об.	70% об.	80% об.	90% об.	95% об.		
М.Ц.Н.												н/б 365		
07.06.21	866	219	253	264	275	284	293	301	310	319	331	341	351	314
14.06.21	873,2	219	251	260	270	279	287	296	306	316	328	339	347	278
21.06.21	862,3	219	258	270	281	291	300	308	316	325	337	346	355	381
28.06.21	859,3	218	255	268	279	287	295	302	310	318	329	340	348	278
05.07.21	861,2	206	258	272	283	292	300	307	315	324	336	347	353	379
12.07.21	861,2	214	258	273	284	294	302	310	318	327	339	350	356	317
19.07.21	868,6	215	249	264	276	286	296	305	314	325	337	349	357	303
26.07.21	867,6	216	252	265	276	287	296	306	316	326	340	351	359	301
02.08.21	872,3	214	249	261	272	282	292	302	312	323	337	347	356	264
16.08.21	864,6	218	260	275	288	298	306	314	322	332	344	355	362	340
23.08.21	874,9	214	249	262	274	284	293	302	312	322	335	346	354	246
30.08.21	884	206	245	259	269	278	287	297	307	318	331	340	350	222
06.09.21	876,3	209	243	254	262	272	280	290	301	312	325	336	348	201
13.09.21	875,6	214	246	260	271	281	291	301	312	323	337	349	359	278
20.09.21	880	208	243	255	266	275	285	295	306	318	333	344	355	234
27.09.21	858,4	212	249	263	274	284	292	300	308	317	329	339	349	240
25.10.21	863,3	215	254	270	282	292	298	305	312	318	328	338	344	256
01.11.21	859,4	206	244	257	268	277	285	292	299	306	315	322	331	163
08.11.21	852,4	194	232	245	256	265	272	280	287	295	304	312	322	93
15.11.21	858,4	211	251	266	277	287	295	302	309	316	326	334	341	177
22.11.21	856,7	209	247	262	274	282	290	297	304	312	321	328	337	164
29.11.21	854,7	204	241	257	270	280	289	297	304	312	323	331	339	170
06.12.21	856,1	205	244	260	272	281	289	297	304	311	321	328	337	174
13.12.21	853,7	204	243	258	270	279	287	295	302	310	320	328	335	154
20.12.21	855,4	204	244	260	271	281	288	296	303	311	320	328	336	165
26.12.21	858,1	209	248	262	273	282	290	297	304	312	322	329	338	165
Ср	864	210	248	262	274	283	292	300	308	317	329	339	366	239

Качество продукта пропан-пропиленовой фракции гидроочистки С-100

Дата отбора	Содержание сероводорода и меркаптан.серы	Компонентный состав, °С																
		этан	Сумма С2	пропан	пропен	и-бутан	н-бутан	бутен-1	изо-бутен	трас-бутен-2	цис-бутен-2	изо-пентан	3-метилбутен-1	н-пентан	сумма С3	сумма С4	сумма С4*	сумма С5 и выше
04.01.21	0,0014	0,05	0,05	21,49	77,95	0,47	0,00	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,44	0,51	0,04	0,00
11.01.21	0,0003	0,06	0,06	21,90	76,48	1,37	0,01	0,08	0,09	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	98,38	1,56	0,18	0,00
18.01.21	0,0003	0,08	0,08	22,38	76,80	0,68	0,00	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,18	0,74	0,06	0,00
25.01.21	0,0002	0,05	0,05	22,25	77,08	0,58	0,00	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,33	0,62	0,04	0,00
01.02.21	0,0002	0,09	0,09	22,46	77,20	0,23	0,00	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,66	0,25	0,02	0,00
08.02.21	0,0003	0,28	0,28	22,23	76,84	0,57	0,00	0,03	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,07	0,65	0,08	0,00
15.02.21	0,0001	0,04	0,04	22,67	76,42	0,79	0,00	0,04	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,09	0,87	0,08	0,00
22.02.21	0,0002	0,02	0,02	22,86	74,91	1,97	0,01	0,12	0,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	97,77	2,21	0,23	0,00
01.03.21	0,0002	0,05	0,05	24,27	74,22	1,32	0,01	0,06	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,49	1,46	0,13	0,00
08.03.21	0,0004	0,06	0,06	21,49	77,45	0,94	0,00	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,94	1,00	0,06	0,00
15.03.21	0,0003	0,07	0,07	21,34	77,99	0,57	0,00	0,01	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,33	0,60	0,03	0,00
22.03.21	0,0004	0,11	0,11	21,52	77,44	0,85	0,00	0,04	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,96	0,93	0,08	0,00
29.03.21	0,0004	0,10	0,10	21,31	77,09	1,33	0,01	0,08	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,40	1,50	0,16	0,00
05.04.21	0,0005	0,07	0,07	21,13	77,83	0,93	0,00	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,96	0,97	0,04	0,00
12.04.21	0,0004	0,07	0,07	21,13	77,51	1,18	0,01	0,04	0,05	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	98,64	1,29	0,10	0,00
19.04.21	0,0008	0,08	0,08	20,98	77,59	1,22	0,01	0,06	0,06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,57	1,35	0,12	0,00
26.04.21	0,0006	0,11	0,11	21,49	77,51	0,81	0,00	0,04	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,00	0,89	0,08	0,00
03.05.21	0,0003	0,28	0,28	19,45	79,39	0,83	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,84	0,88	0,05	0,00
10.05.21	0,0004	0,12	0,12	20,33	78,73	0,78	0,00	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,06	0,82	0,04	0,00
17.05.21	0,0004	0,31	0,31	20,08	78,69	0,81	0,01	0,04	0,05	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	98,77	0,92	0,10	0,00
24.05.21	0,0007	0,19	0,19	20,46	78,22	1,02	0,00	0,05	0,06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,68	1,13	0,11	0,00
31.05.21	0,0014	0,47	0,47	19,62	79,34	0,53	0,00	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,96	0,54	0,04	0,00
Ср	0,0005	0,13	0,13	21,49	77,39	0,90	0,003	0,04	0,04	0,002	0,0005	0,00	0,00	0,00	98,89	0,99	0,09	0,00

Продолжение Приложения Д

Дата отбора	Содержание сероводорода и меркаптан.серы	Компонентный состав, °С																
		этан	Сумма С2	пропан	пропен	и-бутан	н-бутан	бутен-1	изо-бутен	транс-бутен-2	цис-бутен-2	изо-пентан	3-метилбутен-1	н-пентан	сумма С3	сумма С4	сумма С4*	сумма С5 и выше
07.06.21	0,0001	0,16	0,16	20	79,62	0,2	0	0,01	0,01	0	0	0	0	0	99,62	0,22	0,02	0
14.06.21	0,0008	0,13	0,13	20,46	78,41	0,92	0	0,03	0,04	0,01	0	0	0	0	98,87	1	0,08	0
21.06.21	0,0004	0,19	0,19	20,47	77,93	1,24	0,01	0,07	0,08	0,01	0	0	0	0	98,4	1,41	0,16	0
28.06.21	0,0005	0,18	0,18	20,18	78,43	1,12	0	0,04	0,05	0	0	0	0	0	98,61	1,21	0,09	0
05.07.21	0,0014	0,6	0,6	20,15	78,76	0,45	0	0,02	0,02	0	0	0	0	0	98,91	0,49	0,04	0
12.07.21	0,0007	0,27	0,27	19,63	79,67	0,41	0	0,01	0,01	0	0	0	0	0	99,3	0,43	0,02	0
19.07.21	0,0023	0,41	0,41	19,47	77,86	1,99	0,01	0,12	0,13	0,01	0	0	0	0	97,33	2,26	0,26	0
26.07.21	0,0003	0,68	0,68	18,41	79,61	1,15	0,01	0,06	0,07	0,01	0	0	0	0	98,02	1,3	0,14	0
02.08.21	0,0005	0,27	0,27	19,04	79,19	1,34	0,01	0,07	0,07	0	0,01	0	0	0	98,23	1,5	0,15	0
09.08.21	0,0007	0,64	0,64	21,62	76,49	1,14	0,01	0,05	0,05	0	0	0	0	0	98,11	1,25	0,1	0
16.08.21	0,0009	0,59	0,59	19,79	78,05	1,4	0,01	0,07	0,08	0,01	0	0	0	0	97,84	1,57	0,16	0
23.08.21	0,0004	0,27	0,27	21,03	77,22	1,35	0	0,06	0,07	0	0	0	0	0	98,25	1,48	0,13	0
30.08.21	0,0006	0,24	0,24	19,61	78,44	1,54	0,01	0,07	0,08	0,01	0	0	0	0	98,05	1,71	0,16	0
06.09.21	0,0003	0,31	0,31	20,72	76,88	1,85	0,01	0,11	0,11	0,01	0	0	0	0	97,6	2,09	0,23	0
13.09.21	0,0021	0,17	0,17	20,66	77,4	1,57	0,01	0,09	0,09	0,01	0	0	0	0	98,06	1,77	0,19	0
20.09.21	0,0019	0,19	0,19	21,78	75,93	1,89	0	0,11	0,1	0	0	0	0	0	97,71	2,1	0,21	0
27.09.21	0,0007	0,07	0,07	20,96	75,32	3,19	0,02	0,21	0,2	0,02	0,01	0	0	0	96,28	3,65	0,44	0
27.10.21	0,0003	0	0	20,49	79,37	0,12	0	0,01	0,01	0	0	0	0	0	99,86	0,14	0,02	0
01.11.21	0,0004	0,01	0,01	20,29	78,95	0,7	0	0,02	0,03	0	0	0	0	0	99,24	0,75	0,05	0
08.11.21	0,0003	0,01	0,01	21,22	78,01	0,7	0	0,03	0,03	0	0	0	0	0	99,23	0,76	0,06	0
15.11.21	0,0004	0,01	0,01	22,38	75,79	1,57	0,01	0,11	0,11	0,02	0	0	0	0	98,17	1,82	0,24	0
22.11.21	0,0003	0,01	0,01	21,24	77,44	1,19	0	0,06	0,06	0	0	0	0	0	98,68	1,31	0,12	0
29.11.21	0,0004	0,01	0,01	22,27	76,3	1,31	0	0,06	0,05	0	0	0	0	0	98,57	1,42	0,11	0
06.12.21	0,0005	0,01	0,01	23,17	75,33	1,38	0,01	0,05	0,05	0	0	0	0	0	98,5	1,49	0,1	0
13.12.21	0,0006	0,01	0,01	22,91	75,7	1,25	0	0,06	0,07	0	0	0	0	0	98,61	1,38	0,13	0
20.12.21	0,0005	0,02	0,02	22,77	75,81	1,27	0,01	0,06	0,06	0	0	0	0	0	98,58	1,4	0,12	0
26.12.21	0,0004	0,01	0,01	23,44	75,49	0,98	0	0,04	0,04	0	0	0	0	0	98,93	1,06	0,08	0
ср	0,0007	0,20	0,20	20,89	77,53	1,23	0,01	0,06	0,07	0,004	0,0007	0	0	0	98,43	1,37	0,13	0

Анализ реальных режимов реактора гидроочистки С-100, КТ-1

№ п/п	Наименование показаний	Номер позиции	Ед. Изм.	Норма по регламенту	Дата отбора, 2021 г.																											
					04.01	11.01	18.01	25.01	01.02	08.02	15.02	22.02	01.03	08.03	15.03	22.03	29.03	05.04	12.04	19.04	26.04	03.05	10.05	17.05	24.05	31.05	ср. знач					
1	Расход сырья из п. 26/5 в Е-106	FIR-1-135	м³/ч	-	141,1	111,9	129,5	121,7	122,4	122,6	74,9	72,9	69,6	69,9	58,4	90,4	97,6	104,4	118,7	113,2	108,0	117,8	106,0	102,6	112,1	121,7	104,0					
2	Температура сырья из п. 26/5 в Е-106	TI-1-122	°С	30-120	90	102	95	83	79	51	68	66	62	61	61	79	79	75	96	93	102	98	99	102	104	99	84					
3	Расход сырья на смешение с ВСГ, 1 пот	UIRCSA-1-105/1-F	м³/ч	80±180	135,6	135,2	135,1	136,0	145,5	139,6	122,9	121,6	120	122,4	122,3	122,3	120,3	86,4	122,7	120,4	115,9	120,3	119,0	117,3	120,1	121,0	123,7					
4	Температура сырья на смешение с ВСГ, 1 пот	UIRCSA-1-105/1-T	°С	-	93	105	101	94	97	84	97	96	99	98	99	102	93	79	96	94	107	101	100	106	106	102	98					
5	Расход сырья на смешение с ВСГ, 2 пот	UIRCSA-1-105/2-F	м³/ч	80±180	135,3	136,2	136,5	136,1	145,9	140,5	122,2	121,6	125,2	122,1	122,8	122,0	121,4	86,8	121,3	121,0	115,2	120,4	118,2	117,4	120,0	121,4	121,1					
6	Температура сырья на смешение с ВСГ, 2 пот	UIRCSA-1-105/2-T	°С	-	93	105	101	94	97	84	98	96	99	98	99	102	93	79	96	94	107	101	100	106	106	102	98					
7	Расход циркулянта К-101	FIR-1-170-1	м³/ч	-	15,7	7,3	1,8	14,2	9,7	7,6	10,8	7,7	7,6	16,6	23,2	13,7	16,0	6,1	15,0	21,9	5,4	16,3	37,7	15,1	16,6	22,6	14,0					
8	Расход ЦВСГ на смешение с сырьем, 1 пот.,	FIRSA-1-106-1	мм³/ч	40000-90000	72120	71327	71448	73303	71838	69614	71688	71028	71073	72321	74487	75347	75646	73076	74197	74073	71568	69318	69910	72156	71927	74782	72375					
9	Расход ЦВСГ на смешение с сырьем, 2 пот.,	FIRSA-1-106-2	мм³/ч	40000-90000	73159	71009	70883	72372	72150	70801	72798	70283	71379	73451	73319	74106	74744	73775	74164	73868	73025	69647	70125	71744	71481	72084	72289					
10	Температура г/с смеси из печи П-101 в реактор Р-101/1 (1поток)	TIRA-0012A	°С	н/в 400	342	343	343	342	343	343	343	343	342	343	345	344	345	337	345	345	345	344	344	343	344	343	343					
11	Температура г/с смеси из печи П-101 в реактор Р-101/1 (2поток)	TIRA-0012B	°С	н/в 400	339	341	341	339	339	340	340	340	339	341	342	341	342	335	342	341	342	341	341	341	341	342	341	340				
12	Расход тяжелого газойля от С-100 ПППН №1	FIRA-0007	м³/ч	н/б 38,3	27,7	27,0	27,0	26,8	27,2	28,7	22,1	22,1	22,1	21,6	26,1	26,2	26,1	39,1	30,4	10,9	11,0	7,1	5,9	3,1	5,2	5,4	20,4					
13	Температура тяжелого газойля от С-100 ПППН №1	TIRA-0005	°С	н/б 125	104	110	112	96	112	117	97	91	97	101	105	120	70	79	76	22	57	42	40	48	41	41	81					
14	Давления верха К-101	PIRA-1-58	кгс/см2	н/в 1	0,95	0,96	0,98	0,97	0,99	0,97	0,96	0,97	0,93	0,94	0,93	0,95	0,97	0,83	0,89	0,90	0,89	0,86	0,87	0,87	0,87	0,90	0,93					
15	Температура верха К-101	TIRCA-1-2-1	°С	н/в 130	110	109	110	110	109	110	109	110	110	109	110	110	112	107	108	110	109	108	108	108	108	107	109					
16	Расход сырья в Р-201	FIRC0057	м³/ч	н/м 140	238,1	234,0	234,0	239,9	256,0	255,0	220,0	220,0	220	210	205,0	205,0	205,0	150,0	210,0	207,0	200,0	205,0	202,0	202,0	205,0	205,0	215					
17	Т сырья на входе в Р-201	TI-2-109	°С	-	298	296	295	297	295	277	291	296	294	293	293	270	268	287	282	281	284	281	275	298	288	287	288					
18	Расход УВГ из сепаратора низкого давления Е-102 в колонну К-103	FIR-1-119	м³/ч	2500	1296	1116	807	898	861	1084	878	836	878	862	861	1019	975	931	686	655	933	758	667	844	646	741	874					

Продолжение Приложения Е

№ п/п	Наименование показаний	Номер позиции	Ед. Изм.	Норма по регламенту	Дата отбора, 2021 г.													ср. знач
					07.06	14.06	21.06	28.06	05.07	12.07	19.07	26.07	02.08	09.08	16.08	23.08	30.08	
1	Расход сырья из п. 26/5 в Е-106	FIR-1-135	м³/ч	-	103,98	102,82	109,18	109,87	96,96	96,58	99,53	96,65	91,50	101,71	82,22	69,46	71,88	94,80
2	Температура сырья из п. 26/5 в Е-106	TI-1-122	°С	30-120	95,92	93,98	92,85	99,68	105,91	100,38	95,85	97,38	100,07	80,95	64,47	59,07	63,69	88,48
3	Расход сырья на смешение с ВСГ, 1 пот	UIRCSA-1-105/1-F	м³/ч	80÷180	120,81	119,70	120,78	121,01	114,02	111,78	112,59	113,84	115,27	85,88	114,53	114,86	114,22	113,79
4	Температура сырья на смешение с ВСГ, 1 пот	UIRCSA-1-105/1-T	°С	-	104,82	101,74	101,19	108,79	112,22	106,96	101,58	103,42	105,53	99,05	97,95	95,22	96,13	102,66
5	Расход сырья на смешение с ВСГ, 2 пот	UIRCSA-1-105/2-F	м³/ч	80÷180	119,37	119,42	121,72	121,15	114,78	111,81	113,24	113,70	115,16	86,51	114,50	114,72	113,04	113,78
6	Температура сырья на смешение с ВСГ, 2 пот	UIRCSA-1-105/2-T	°С	-	104,83	101,82	101,19	108,79	112,28	107,00	101,62	103,47	105,57	99,00	97,93	95,26	96,09	102,68
7	Расход циркулята К-101	FIR-1-170-1	м³/ч	-	15,98	9,88	29,72	26,18	21,22	17,07	14,39	11,25	14,98	19,29	22,87	14,52	25,79	18,70
8	Расход ЦВСГ на смешение с сырьем, 1 пот.,	FIRSA-1-106-1	нм³/ч	40000-90000	73764,09	77499,94	75489,99	72892,24	76521,28	74472,51	77455,22	75355,01	75084,58	76559,40	76415,11	74378,9	73489,4	75336,74
9	Расход ЦВСГ на смешение с сырьем, 2 пот.,	FIRSA-1-106-2	нм³/ч	40000-90000	73304,61	75735,44	73523,70	71626,26	75808,66	74437,79	76071,99	75079,88	74267,15	74092,83	74908,95	75367,82	75585,05	74600,78
10	Температура г/с смеси из печи П-101 в реактор Р-101/1 (1поток)	TIRA-0012A	°С	н/в 400	343,57	343,01	344,44	343,98	343,56	348,35	347,78	347,14	347,93	352,04	351,42	350,82	352,40	347,42
11	Температура г/с смеси из печи П-101 в реактор Р-101/1 (2поток)	TIRA-0012B	°С	н/в 400	343,08	343,16	342,80	343,40	343,19	347,77	347,58	346,72	346,35	349,31	349,41	351,05	350,76	346,51
12	Расход тяжелого газойля от С-100 ПППН №1	FIRA-0007	м³/ч	н/б 38,3	5,88	5,64	4,68	4,43	5,21	6,34	11,63	7,34	7,17	0,00	3,35	4,64	4,38	5,44

13	Температура тяжелого газойля от С-100 ПППН №1	TIRA-0005	°C	н/б 125	44,34	43,10	28,80	34,96	44,51	57,38	86,68	59,78	59,06	33,49	40,90	38,70	32,08	46,44
14	Давления верха К-101	PIRA-1-58	кгс/см ²	н/в 1	0,88	0,89	0,88	0,93	0,92	0,93	0,90	0,78	0,78	0,10	0,88	0,91	0,86	0,82
15	Температура верха К-101	TIRCA-1-2-1	°C	н/в 130	107,31	112,53	107,32	109,15	107,38	108,28	106,47	104,94	104,35	20,27	106,08	107,52	104,95	100,50
16	Расход сырья в Р-201	FIRC0057	м ³ /ч	н/м 140	205,01	200,05	200,02	205,01	190,00	187,01	186,97	186,97	186,36	169,85	192,83	190,02	185,02	191,16
17	Т сырья на входе в Р-201	TI-2-109	°C	-	290,42	287,34	283,02	290,66	301,90	302,93	301,33	304,91	299,23	210,39	284,49	274,81	269,39	284,68
18	Расход УВГ из сепаратора низкого давления Е-102 в колонну К-103	FIR-1-119	м ³ /ч	2500	764,26	1019,09	801,99	1098,42	731,11	937,50	1130,88	1140,39	967,75	701,75	928,05	958,57	1002,74	937,12
19	Расход УВГ из Е-103 в К-105	FIR-1-120	м ³ /ч	4000	629,83	660,03	655,75	532,15	617,97	595,76	1176,37	1115,77	1106,79	0,00	434,91	597,03	539,73	666,31
20	Расход нестабильного бензина из Е-103	UIR-1-121-Fv	м ³ /ч	н/в 16	2,49	2,89	2,11	1,40	1,55	1,49	2,88	2,00	2,08	0,00	2,21	2,26	2,26	1,97
21	Температура нестабильного бензина из Е-103	UIR-1-121-T	°C	-	40,76	42,90	38,30	43,26	41,86	39,96	37,27	37,03	34,99	19,54	35,41	34,63	32,18	36,78
22	Расход фр.180-350 с установки	UIR-1-141-Fv	м ³ /ч	-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
23	Температура фр.180-350 с установки	UIR-1-141-T	°C	н/в 80	42,74	47,41	38,09	43,27	54,52	51,56	47,21	48,34	54,27	17,39	41,72	45,31	33,16	43,46
24	Кратность циркуляции водорода	-	нм ³ /м ³	-	612	641	614	597	666	666	680	661	648	874	661	652	656	663,69

Продолжение приложения Е

№ п/п	Наименование показаний	Номер позиции	Ед. Изм.	Норма по регламенту	Дата отбора, 2021 г.														ср. знач
					06.09	13.09	20.09	27.09	25.10	01.11	08.11	15.11	22.11	29.11	06.12	13.12	20.12	25.12	
1	Расход сырья из п. 26/5 в Е-106	FIR-1-135	м³/ч	-	93,41	101,79	104,62	89,11	116,90	90,91	89,02	62,17	86,32	88,48	77,47	85,27	90,83	81,65	89,85
2	Температура сырья из п. 26/5 в Е-106	TI-1-122	°С	30-120	79,38	78,37	78,72	74,97	113,28	83,92	84,53	73,49	99,05	71,81	63,87	77,10	80,33	79,73	81,33
3	Расход сырья на смешение с ВСГ, 1 пот	UIRCSA-1-105/1-F	м³/ч	80±180	115,31	115,38	117,26	99,84	81,31	119,89	136,34	140,00	137,83	138,50	129,75	130,04	130,41	126,58	122,75
4	Температура сырья на смешение с ВСГ, 1 пот	UIRCSA-1-105/1-T	°С	-	88,49	82,86	82,08	84,10	100,58	112,52	115,31	102,62	111,04	95,01	96,42	97,79	101,49	96,73	97,65
5	Расход сырья на смешение с ВСГ, 2 пот	UIRCSA-1-105/2-F	м³/ч	80±180	115,46	115,24	117,62	99,78	82,50	118,86	136,47	139,91	138,44	138,36	129,73	130,31	130,07	126,31	122,79
6	Температура сырья на смешение с ВСГ, 2 пот	UIRCSA-1-105/2-T	°С	-	88,51	82,81	82,08	84,14	100,63	112,46	115,30	102,65	110,99	95,05	96,43	97,77	101,48	96,76	97,65
7	Расход циркулята К-101	FIR-1-170-1	м³/ч	-	17,15	4,55	10,69	38,34	0,00	22,58	33,24	43,54	42,18	45,40	13,05	19,45	8,26	2,54	21,50
8	Расход ЦВСГ на смешение с сырьем, 1 пот.,	FIRSA-1-106-1	нм³/ч	40000-90000	79698,06	79108,10	81354,35	74195,33	71349,39	80362,30	83254,64	82200,75	84982,43	83703,45	78939,57	77324,64	77869,58	77871,07	79443,83
9	Расход ЦВСГ на смешение с сырьем, 2 пот.,	FIRSA-1-106-2	нм³/ч	40000-90000	81077,47	77861,63	79163,82	72982,06	71533,11	77555,13	82109,81	81315,54	83931,10	82777,85	78338,70	76896,86	76914,58	75980,97	78459,9
10	Температура г/с смеси из печи П-101 в реактор Р-101/1 (1поток)	TIRA-0012A	°С	н/в 400	351,76	352,30	351,91	351,90	347,42	352,61	359,62	359,94	359,35	359,63	359,25	359,89	359,78	359,72	356,0771
11	Температура г/с смеси из печи П-101 в реактор Р-101/1 (2поток)	TIRA-0012B	°С	н/в 400	350,47	351,77	351,82	352,54	347,10	351,83	359,09	358,90	358,31	359,27	358,61	358,79	359,22	359,87	355,54
12	Расход тяжелого газойля от С-100 ПППН №1	FIRA-0007	м³/ч	н/б 38,3	10,52	11,12	11,24	5,37	0,00	0,00	7,25	14,98	14,31	14,41	14,32	12,70	13,21	12,37	10,13
13	Температура тяже-	TIRA-0005	°С	н/б 125	78,81	75,89	69,14	33,06	21,33	20,22	93,28	97,49	79,27	71,84	77,85	63,00	77,97	64,73	65,99

	лого газойля от С-100 ПППН №1																		
14	Давления верха К-101	PIRA-1-58	кгс/см ²	н/в 1	0,89	0,89	0,88	0,90	0,75	0,92	0,94	0,95	0,97	0,98	0,97	0,95	0,97	0,98	0,92
15	Температура верха К-101	TIRCA-1-2-1	°С	н/в 130	106,46	106,12	105,09	106,09	103,60	107,60	106,27	104,30	104,84	104,58	105,73	105,33	105,55	106,79	105,60
16	Расход сырья в Р-201	FIRC0057	м ³ /ч	н/м 140	195,00	189,99	190,00	160,02	67,27	180,04	209,99	210,01	210,01	219,97	219,99	220,01	219,99	219,94	193,73
17	Т сырья на входе в Р-201	TI-2-109	°С	-	273,68	269,26	271,12	257,05	296,77	280,18	281,96	284,75	283,61	266,50	283,65	284,47	285,27	281,42	278,5
18	Расход УВГ из сепаратора низкого давления Е-102 в колонну К-103	FIR-1-119	м ³ /ч	2500	905,64	801,12	766,74	953,83	1028,94	1087,15	1088,95	1009,74	889,21	859,24	781,79	875,40	882,99	870,35	914,36
19	Расход УВГ из Е-103 в К-105	FIR-1-120	м ³ /ч	4000	447,25	443,12	471,29	295,71	251,96	527,74	624,85	668,07	724,73	776,90	711,24	614,77	693,97	710,79	568,74
20	Расход нестабильного бензина из Е-103	UIR-1-121-Fv	м ³ /ч	н/в 16	2,56	2,59	2,27	1,20	1,41	1,99	2,20	2,28	2,12	2,10	2,48	2,49	2,62	2,82	2,22
21	Температура нестабильного бензина из Е-103	UIR-1-121-T	°С	-	34,51	33,17	33,70	36,18	45,32	47,23	41,84	40,29	46,30	41,66	45,65	37,93	44,09	44,09	40,85
22	Расход фр.180-350 с установки	UIR-1-141-Fv	м ³ /ч	-	0,00	0,00	0,00	0,000	0,00	22,61	19,68	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	21,15
23	Температура фр.180-350 с установки	UIR-1-141-T	°С	н/в 80	38,49	40,24	38,39	28,59	13,61	29,08	24,20	35,74	39,40	37,86	38,35	31,32	37,42	31,13	33,13
24	Кратность циркуляции водорода	-	нм ³ /м ³	-	697	681	683	737	872	661	606	584	611	601	606	592	594	608	652

Экономические показатели работы установки гидроочистки вакуумного газойля

Дата	Наименование потока											
	Сырье		Продукты									
	Вакуумный дистиллят		Гидроочищенный вакуумный дистиллят (фр.350-500°С)		Нестабильный бензин гидроочистки (фр.н.к.180°С)		Дизельное топливо гидроочистки (фр.180-350°С)		Углеводородный газ после Е-103		Расход сероводорода расчетным методом	
	т/сут	%	т/сут	%	т/сут	%	т/сут	%	т/сут	%	т/сут	%
04.01.21	5113,41	100	4092,26	80,03	32,96	0,64	893,66	17,48	37,01	0,72	74,60	1,46
11.01.21	5074,97	100	4093,60	80,66	36,31	0,72	833,16	16,42	32,50	0,64	73,62	1,45
18.01.21	5112,22	100	4095,30	80,11	32,95	0,64	860,76	16,84	31,53	0,62	77,55	1,52
25.01.21	5065,06	100	4074,38	80,44	33,62	0,66	840,50	16,59	35,37	0,70	75,50	1,49
01.02.21	5472,92	100	4429,54	80,94	32,13	0,59	890,06	16,26	38,43	0,70	80,48	1,47
08.02.21	5315,38	100	4433,69	83,41	30,84	0,58	709,96	13,36	35,24	0,66	80,02	1,51
15.02.21	4528,00	100	3779,32	83,47	30,97	0,68	636,66	14,06	30,09	0,66	72,94	1,61
22.02.21	4654,15	100	3764,62	80,89	31,57	0,68	736,64	15,83	30,60	0,66	80,79	1,74
01.03.21	4875,79	100	3758,24	77,08	37,50	0,77	944,82	19,38	27,79	0,57	69,40	1,42
08.03.21	4467,80	100	3607,35	80,74	36,42	0,82	713,26	15,96	28,23	0,63	86,22	1,93
15.03.21	4400,12	100	3520,86	80,02	34,98	0,79	734,93	16,77	31,99	0,73	74,16	1,69
22.03.21	4341,51	100	3551,61	81,81	33,05	0,76	644,54	14,85	31,60	0,73	68,15	1,57
29.03.21	4445,57	100	3557,76	80,03	43,49	0,98	739,87	16,64	35,22	0,79	75,04	1,69
05.04.21	3311,84	100	2565,32	77,46	32,70	0,99	595,08	17,97	23,92	0,72	46,86	1,41
12.04.21	4512,98	100	3620,88	80,23	38,70	0,86	768,89	17,04	30,16	0,67	35,71	1,46
19.04.21	4341,04	100	3575,37	82,36	36,58	0,84	630,52	14,52	31,14	0,72	69,21	1,59
26.04.21	4173,61	100	3446,94	82,59	33,01	0,79	605,06	14,50	25,58	0,61	70,55	1,69
03.05.21	4416,87	100	3534,11	80,01	36,05	0,82	758,78	17,18	27,99	0,63	73,49	1,66
10.05.21	4287,13	100	3473,21	81,01	35,08	0,82	673,34	15,71	26,90	0,63	69,71	1,63
17.05.21	4295,04	100	3482,79	81,09	36,31	0,85	692,11	16,11	28,11	0,65	72,22	1,75
24.05.21	4389,66	100	3523,60	80,27	35,43	0,81	731,27	16,66	26,31	0,60	74,26	1,69
31.05.21	4476,11	100	3527,73	78,81	34,78	0,78	803,27	17,95	27,76	0,62	75,74	1,69
средние данные	4594,15	100	3704,93	80,61	34,79	0,77	747,14	16,28	30,61	0,67	71,65	1,60

Продолжение Приложения Ж

Дата	Наименование потока											
	Сырье		Продукты									
	Вакуумный дистиллят		Угледородный газ после Е-103		Нестабильный бензин гидроочистки (фр.н.к.180°С)		Дизельное топливо гидроочистки (фр.180-350°С)		Гидроочищенный вакуумный дистиллят (фр.350-500°С)		Расход сероводорода расчетным методом	
	т/сут	%	т/сут	%	т/сут	%	т/сут	%	т/сут	%	т/сут	%
07.06.21	4 395,88	100	27,91	0,63	35,40	0,81	749,05	17,04	3 496,36	79,54	78,93	1,80
14.06.21	4 405,69	100	32,33	0,73	40,60	0,92	802,91	18,22	3 445,32	78,20	76,14	1,73
21.06.21	4 324,62	100	28,39	0,66	36,51	0,84	729,56	16,87	3 446,90	79,70	77,28	1,79
28.06.21	4 282,49	100	27,66	0,65	29,98	0,70	630,45	14,72	3 517,48	82,14	74,58	1,74
05.07.21	4 151,37	100	27,67	0,67	30,59	0,74	776,06	18,69	3 238,87	78,02	74,72	1,80
12.07.21	4 101,29	100	19,94	0,49	35,47	0,86	785,90	19,16	3 188,99	77,76	69,51	1,69
19.07.21	4 188,11	100	50,51	1,21	37,76	0,90	837,28	19,99	3 197,08	76,34	65,64	1,57
26.07.21	4 239,86	100	48,18	1,14	39,87	0,94	883,85	20,85	3 190,71	75,26	74,08	1,75
02.08.21	4 031,25	100	42,03	1,04	28,41	0,70	687,66	17,06	3 010,45	74,68	69,79	1,73
09.08.21	3 163,51	100	8,21	0,26	0,00	0,00	0,00	0,00	3 104,02	98,12	52,74	1,67
16.08.21	4 105,60	100	22,53	0,55	36,16	0,88	691,18	16,84	3 272,61	79,71	63,59	1,55
23.08.21	4 259,94	100	30,74	0,72	38,38	0,90	846,40	19,87	3 278,02	76,95	63,86	1,50
30.08.21	4 127,17	100	26,20	0,63	38,48	0,93	798,17	19,34	3 203,55	77,62	75,28	1,82
06.09.21	4 287,20	100	24,85	0,58	42,63	0,99	860,57	20,07	3 293,92	76,83	70,21	1,64
13.09.21	4 427,47	100	22,09	0,50	43,31	0,98	994,19	22,46	3 293,10	74,38	74,42	1,68
20.09.21	4 457,46	100	22,90	0,51	39,39	0,88	1 025,06	23,00	3 293,18	73,88	72,02	1,62
26.09.21	3 727,14	100	21,48	0,58	32,76	0,88	650,74	17,46	2 952,84	79,23	65,20	1,75
27.10.21	4 274,86	100	20,42	0,48	25,49	0,60	325,25	7,61	3 089,74	72,28	60,50	1,42
01.11.21	4 506,08	100	30,35	0,67	35,18	0,78	475,95	10,56	3 332,60	73,96	54,28	1,20
08.11.21	4 424,25	100	31,24	0,71	39,65	0,90	531,22	12,01	3 263,55	73,77	60,73	1,37
15.11.21	4 580,40	100	32,98	0,72	41,33	0,90	823,37	17,98	3 598,93	78,57	65,84	1,44
22.11.21	4 541,23	100	32,95	0,73	39,88	0,88	731,28	16,10	3 604,52	79,37	65,65	1,45
29.11.21	4 625,94	100	33,20	0,72	43,56	0,94	765,79	16,55	3 802,16	82,19	72,36	1,56
06.12.21	4 693,60	100	31,51	0,67	42,69	0,91	733,15	15,62	3 774,56	80,42	71,55	1,52
13.12.21	4 613,67	100	30,47	0,66	43,24	0,94	691,08	14,98	3 766,75	81,64	74,66	1,62
20.12.21	4 698,45	100	32,40	0,69	41,86	0,89	736,94	15,68	3 770,99	80,26	74,69	1,59
25.12.21	4 775,40	100	31,52	0,66	47,54	1,00	786,59	16,47	3 770,04	78,95	74,23	1,55
Ср	4311,48	100	29,28	0,68	36,52	0,84	716,65	16,49	3377,68	78,51	69,35	1,61

