

Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
«Национальный исследовательский Томский политехнический университет»

На правах рукописи



КАЛИЕВ ТОЛЕУБЕК АРЫСТАНБЕКОВИЧ

**ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ
ПРОМЫШЛЕННОЙ УСТАНОВКИ ГИДРООЧИСТКИ
ВАКУУМНОГО ГАЗОЙЛЯ С ПРИМЕНЕНИЕМ МЕТОДА
МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ**

2.6.12 – Химическая технология топлива и высокоэнергетических веществ

Диссертация на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель:
доктор технических наук, профессор
Ивашкина Елена Николаевна

Томск – 2026

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	5
ГЛАВА 1. АКТУАЛЬНОЕ РАЗВИТИЕ ГИДРООЧИСТКИ ВАКУУМНЫХ ДИСТИЛЛЯТОВ	12
1.1 Перспективы развития нефтеперерабатывающей промышленности Республики Казахстан	14
1.2 Современные гидрогенизационные процессы в нефтеперерабатывающей промышленности.....	17
1.2.1 Гидроочистка вакуумного дистиллята.....	20
1.3 Постановка цели и задач исследования.....	22
ВЫВОДЫ ПО ГЛАВЕ 1.....	23
ГЛАВА 2. ХАРАКТЕРИСТИКА ОБЪЕКТА ИССЛЕДОВАНИЙ.....	24
2.1 Характеристика объекта исследования.....	24
2.2 Физико-химические характеристики вакуумного дистиллята.....	28
2.2.1 Результаты исследования физико-химических показателей вакуумного дистиллята до и после процесса гидроочистки.....	29
2.3 Описание технологической схемы гидроочистки вакуумных дистиллятов сырья каталитического крекинга.....	38
2.4 Мониторинг работы промышленной установки гидроочистки сырья каталитического крекинга.....	40
2.5 Методы исследования вакуумного дистиллята.....	49
2.6 Результаты исследований катализаторов гидроочистки вакуумного дистиллята.....	51
2.7 Изменение ключевых технологических параметров в ходе эксплуатации промышленной установки гидроочистки.....	54
2.8 Показатели качества гидроочищенного вакуумного дистиллята.....	61
ВЫВОДЫ ПО ГЛАВЕ 2.....	63
ГЛАВА 3. ФОРМИРОВАНИЕ МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА ГИДРООЧИСТКИ ВАКУУМНОГО ДИСТИЛЛЯТА.....	64

3.1 Формирование термодинамических свойств реакций процесса гидроочистки вакуумного дистиллята	65
3.2 Разработка формализованного механизма химических превращений процесса гидроочистки вакуумного газойля.....	68
3.3 Разработка уравнений математической модели и определение кинетических параметров процесса гидроочистки вакуумного газойля.....	70
3.4 Составление уравнений материального и теплового балансов реактора процесса гидроочистки вакуумного дистиллята. Результаты верификации модели.....	73
ВЫВОДЫ ПО ГЛАВЕ 3.....	77
ГЛАВА 4. РАЗРАБОТКА ТЕХНИЧЕСКИХ РЕШЕНИЙ ДЛЯ ОПТИМИЗАЦИИ РАБОТЫ ПРОМЫШЛЕННОЙ УСТАНОВКИ ГИДРООЧИСТКИ ВАКУУМНЫХ ДИСТИЛЛЯТОВ.....	78
4.1 Влияние состава сырья на содержание общей серы в продукте гидроочистки вакуумного газойля.....	78
4.2 Воздействие фактора температуры на процесс гидроочистки вакуумного дистиллята.	79
4.3 Воздействие расхода ВСГ на содержание ароматических углеводородов и серы в сырье крекинга.....	80
4.4 Разработка технических решений по повышению эффективности процесса гидроочистки вакуумных дистиллятов.....	81
ВЫВОДЫ ПО ГЛАВЕ 4.....	97
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	98
ОСНОВНЫЕ ВЫВОДЫ.....	100
СПИСОК УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ.....	102
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	104
ПРИЛОЖЕНИЕ А - Фрагмент программы.....	119
ПРИЛОЖЕНИЕ Б - Алгоритм перерасчета фракционного состава вакуумного газойля в групповой.....	121

Приложение В – Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ	122
Приложение Г – Акт о внедрении результатов научно-исследовательской работы в образовательный процесс Национального исследовательского Томского политехнического университета	123
Приложение Д – Акт о внедрении научно-исследовательской работы в учебно-образовательный процесс Инновационного Евразийского университета.....	124
Приложение Е – Справка-отчет по опытно-промышленному вовлечению компонента легкого газойля каталитического крекинга в процесс гидроочистки вакуумного газойля ПГПН ТОО «ПНХЗ»	125
Приложение Ж – Акт апробации математических моделей процессов гидроочистки и каталитического крекинга вакуумного газойля	128
Приложение З – Протокол технического совещания.....	129

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность работы

Состав и свойства нефтяного сырья определяют спектр и качество продукции нефтеперерабатывающего завода, а также набор и мощность технологических установок, обеспечивающих наиболее эффективную переработку.

Гидроочистка тяжелых нефтяных фракций, таких как вакуумный газойль, позволяет удалить соединения серы, азота, кислорода и тяжелые металлы, обеспечивая более высокую экологичность светлых нефтепродуктов, получаемых в технологиях вторичной нефтепереработки, таких как каталитический крекинг. Технология каталитического крекинга обеспечивает многотоннажное производство высококачественных автомобильных бензинов, углеводородных газов и сырья сажевого производства. Поэтому интенсификация и усовершенствование процесса являются повседневной задачей нефтеперерабатывающей промышленности.

Актуальность диссертационной работы обусловлена широким распространением процесса гидроочистки вакуумных дистиллятов – сырья каталитического крекинга – в нефтеперерабатывающей промышленности России и Казахстана, а также необходимостью совершенствования технологии с использованием метода математического моделирования.

Использование математической модели позволяет оптимизировать технологический режим работы каталитического реактора при изменении состава и свойств перерабатываемого сырья с целью достижения требуемого выхода и качества гидрогенизата.

Вместе с тем, процесс гидроочистки нефтяного сырья характеризуется наличием большого числа индивидуальных веществ, принимающих участие в десятках протекающих параллельных и последовательных реакций. Это обуславливает сложность математического моделирования такой многокомпонентной системы и необходимость создания обоснованного подхода к укрупненному описанию превращений групп углеводородов и гетероорганических веществ. Эта научная задача является актуальной.

Объектом исследования является промышленный процесс гидроочистки дистиллятов из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефтей.

Предметом исследования служат физико-химические закономерности процесса гидроочистки дистиллятов (вакуумный газойль, тяжелый газойль 330-360 °С, легкий газойль 195-340 °С установки каталитического крекинга, тяжелый газойль установки замедленного коксования гудрона) из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефтей, лежащие в основе математической модели.

Степень разработанности темы

В настоящее время исследованиями в направлении разработки, внедрения и усовершенствования технологических процессов гидроочистки нефтепродуктов, осуществляются такими ведущими компаниями, как ООО «РН-Кат» (ПАО «НК «Роснефть»), АО «Газпромнефть-Каталитические системы», Центр новых химических технологий ИК СО РАН, НПФ «ОЛКАТ», Sinopec (Китай) и т.д. Тем не менее, недостаточно изученными следует считать кинетические и термодинамические закономерности реакций процесса гидроочистки высококипящих нефтяных фракций, служащие основой прогностического математического аппарата. Применение данной стратегии обеспечивает прогнозирование выхода и состава вакуумного дистиллята, что определяет показатели работы последующей стадии – процесса каталитического крекинга.

Целью диссертационной работы повышение эффективности процесса гидроочистки высокосернистых дистиллятов из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефтей за счет поддержания оптимальных технологических условий работы промышленной установки с применением математической модели.

Для достижения цели исследования определены следующие задачи:

1. Экспериментальные исследования состава и физико-химических свойств нефтяного сырья из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефтей до и после технологического процесса гидроочистки.
2. Установление кинетических и термодинамических закономерностей реакций процесса гидроочистки нефтяного сырья из смеси Казахстанской и

Западно-Сибирской нефтей. Формирование формализованной схемы химических превращений.

3. Разработка уравнений и верификация математической модели процесса гидроочистки нефтяного сырья из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефтей.

4. Разработка научно-технических прогнозных решений по повышению глубины гидрообессеривания нефтяных дистиллятов до содержания серы не более 0,15 % мас., путем поддержания оптимальных технологических условий работы промышленной установки гидроочистки.

Научная новизна

1. Установлено, что сернистые соединения в вакуумном дистилляте, полученном из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефтей, представлены преимущественно бензо- и дибензотиофенами (1,34–1,98 % мас.), принимающими участие в реакциях гидрообессеривания (энергия Гиббса $\Delta G = - (25,29 - 112,82)$ кДж/моль при 330–380 °С).

2. Установлено, что предложенный уровень формализации механизма превращений групп углеводородов и гетероорганических соединений, учитывающий реакции гидрообессеривания бензотиофенов ($k_0 = 2,02 \cdot 10^{10}$ м³/моль·с, $E_a = 130$ кДж/моль), дибензотиофенов ($k_0 = 2,08 \cdot 10^{11}$ м³/моль·с, $E_a = 150$ кДж/моль), гидродеазотирования ($k_0 = 2,30 \cdot 10^{12} - 2,80 \cdot 10^{13}$ м³/моль·с, $E_a = 164,9 - 170,0$ кДж/моль), гидродеароматизации ($k_0 = 9,0 \cdot 10^3 - 1,26 \cdot 10^{12}$ м³/моль·с, $E_a = 54,3 - 156,1$ кДж/моль), образования смол ($k_0 = 2,64 \cdot 10^8$ с⁻¹, $E_a = 180$ кДж/моль), и коксообразования ($k_0 = 3,05 \cdot 10^{12}$ м³/моль·с, $E_a = 190$ кДж/моль), лежит в основе прогностической модели, описывающей показатели качества гидрогенизата с достоверностью не менее 93%.

3. Установлено, что вовлечение легкого газойля (до 9 % мас.) в процесс гидроочистки смеси с вакуумным дистиллятом и увеличение расхода водородсодержащего газа с ~ 86 до 90 тыс. нм³/ч обеспечивает снижение содержания серы в гидрогенизате до значений не выше 0,15 % мас., при $T = 385$ °С, $P = 4,3$ МПа, расходе сырья = 106-111 м³/ч.

Теоретическая значимость работы

Выполненные исследования физико-химических свойств сырья и продуктов гидроочистки, а также установленные термодинамические и кинетические закономерности целевых и побочных реакций расширяют теоретические представления о процессах гидропереработки высокосернистого нефтяного сырья.

Практическая значимость работы

При вовлечении сернистого сырья в технологический процесс гидроочистки вакуумных дистиллятов использование надежной математической модели позволяет прогнозировать остаточное содержание серы в сырье каталитического крекинга, а также обеспечивает повышение качества бензинов и дизельной фракции – продуктов процесса каталитического крекинга.

Разработана компьютерная программа расчета показателей гидроочистки тяжелого нефтяного сырья промышленного процесса гидроочистки вакуумных дистиллятов (свидетельство о регистрации программы № 2023611149).

Разработанная программа предназначена для расчета состава и характеристик вакуумного газойля на основании регулярных данных заводских лабораторий по фракционному составу и плотности, применяется в опытно-промышленных исследованиях на ТОО «ПНХЗ». Имеются акт апробации математической модели процесса гидроочистки, справка-отчет по опытно-промышленному вовлечению компонента легкого газойля КК ПППН ТОО «ПНХЗ». Разработанная компьютерная программа используется в учебном процессе студентами и аспирантами направления «Химическая технология» Национального исследовательского Томского политехнического университета, также в образовательном процессе подготовки студентов по направлению «Химическая инженерия и процессы» Инновационного Евразийского Университета (г. Павлодар).

Предложены научно-технические решения по повышению глубины гидрообессеривания нефтяных дистиллятов до содержания серы не более 0,15 % мас., путем поддержания оптимальных технологических условий работы промышленной установки гидроочистки. Показано, что при увеличении

температуры процесса гидроочистки на 6-12 °С остаточное содержание серы в продукте снижается на 0,027-0,030 % мас., при расходе сырья 100-131 м³/ч, расходе водородсодержащего газа 75-85 тыс. нм³/ч, давлении 4,1-4,3 МПа.

Методология и методы диссертационного исследования

В работе использована стратегия системного анализа и метод математического моделирования для исследования химико-технологического процесса гидроочистки вакуумного дистиллята.

Применение данной стратегии позволяет учесть термодинамические и кинетические закономерности ключевых реакций процесса, что обеспечивает прогнозирование выхода и состава гидроочищенного вакуумного газойля.

В работе результативно использован метод математического моделирования, а также физико-химические методы определения состава и свойств тяжелых нефтяных фракций.

Положения, выносимые на защиту

1. Впервые установленные термодинамические и кинетические закономерности реакций, протекающих в процессе гидроочистки нефтяных дистиллятов из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефтей, лежат в основе прогностической математической модели, учитывающей формализованный механизм превращений веществ и достоверно описывающей показатели качества гидрогенизата.

2. Разработанная математическая модель процесса гидроочистки нефтяного сырья позволяет прогнозировать глубину гидрообессеривания в зависимости от состава сырья и технологических условий. При увеличении температуры процесса гидроочистки вакуумного газойля с 325 °С до 385 °С содержание серы в гидрогенизате снижается с 0,124 % мас., до 0,027 % мас., при содержании серы в сырье 1,73 % мас., расходе сырья 110 м³/ч, расходе водородсодержащего газа 80 тыс. нм³/ч, давлении 4,0 МПа, относительной активности катализатора 0,85, соответствующей около 1 года работы катализатора.

3. Смешение негидроочищенного вакуумного газойля с легким газойлем 195-340 °С (9% мас.) и увеличение расхода водородсодержащего газа с ~ 86 до 90

тыс. нм³/ч обеспечивает снижение содержания серы в гидрогенизате до уровня менее 0,15 % мас.

Степень достоверности результатов при математическом моделировании оценивалась путем сравнения экспериментальных и рассчитанных значений концентраций веществ в продуктовой смеси промышленного реактора гидроочистки. Достоверность подтверждается низкой погрешностью расчетов, которая не превышает погрешности экспериментальных методов исследований, прежде всего, хроматографических.

Личный вклад состоит в определении термодинамических и кинетических параметров химических реакций, протекающих в процессе гидроочистки вакуумного газойля, разработке математической модели процесса гидроочистки вакуумного дистиллята, сопоставлении полученных результатов с экспериментальными данными, проведении численных исследований. Результаты исследований являются оригинальными и получены лично Калиевым Т.А., или при его непосредственном участии.

Апробация работы

Результаты диссертации и основные положения исследований были обсуждены и представлены на международных и республиканских научных конференциях: международном симпозиуме имени академика М.А. Усова студентов и молодых ученых «Проблемы геологии и освоения недр», (Томск, 2020-2023 гг.), международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени выдающихся химиков Л.П. Кулёва и Н.М. Кижнера «Химия и химическая технология в XXI веке» (Томск, 2020-2023 гг.), XVIII международной конференции студентов, аспирантов и молодых ученых «Перспективы развития фундаментальных наук» (Томск, 2021 г.), XXIV International Conference on Chemical Reactors CHEMREACTOR-24 (Милан, 2021 г.) и др.

Публикации

Основные результаты диссертационной работы опубликованы в 23 научных трудах, из них 2 статьи в зарубежных изданиях, индексируемых базами Scopus,

WOS, 1 статья в журнале из списка ВАК, получено одно 1 авторское свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ.

Структура и объем работы

Диссертационная работа изложена на 129 страницах машинописного текста и состоит из введения, 4 глав, заключения и списка литературы из 126 наименований, содержит 35 таблиц и 73 рисунков.

ГЛАВА 1. АКТУАЛЬНОЕ РАЗВИТИЕ ГИДРООЧИСТКИ ВАКУУМНЫХ ДИСТИЛЛЯТОВ

В удовлетворении постоянно растущих потребностей в нефтепродуктах, а также в решении насущных проблем нефтеперерабатывающей промышленности, важная роль принадлежит вторичным процессам переработки – каталитическому крекингу, гидроочистке, гидрокрекингу и т.д.

Технологии каталитического крекинга являются традиционными процессами, обеспечивающими многотоннажное производство высококачественного автомобильного бензина, углеводородных газов и сырья сажевого производства. Поэтому интенсификация и усовершенствования процесса являются актуальной задачей нефтеперерабатывающей промышленности.



Рисунок 1 – Фото установки каталитического крекинга

Развитие гидрогенизационных процессов позволяет уменьшить вред вредных веществ для окружающей среды и человека, также вносит значительной вклад в развитие глубокой переработки нефти [1-5, 6-11]. Процесс гидроочистки неразрывно связан с процессом каталитического крекинга и часто реализован в

комплексах глубокой переработки нефти, типовых комбинированных установках, таких как КТ-1, см. рисунок 2.



Рисунок 2 – Фото комплекса КТ-1

Развитие нефтеперерабатывающей отрасли Казахстана, ее переход на новый этап глубокой переработки являются важным элементом обеспечения энергетической стабильности.

Касым-Жомарт Токаев отметил в своем выступлении 05 сентября 2019 года важность дальнейшего развития нефтегазовой отрасли, которое должно идти без ущерба окружающей среде. В то же время требуется повышение информационной открытости нефтегазовых компаний и их экологической ответственности [12].

В этой связи внедрение и совершенствование технологии гидроочистки высококипящих фракций представляет собой одну из приоритетных задач отрасли.

Правительство РК в 2025 г. утвердило долгосрочную Концепцию развития нефтеперерабатывающей отрасли. На основе всего этого прогнозируется рост объемов гидроочистки ВГО [12-20].

Схемы гидрогенизационного облагораживания нефтепродуктов получили широкое распространение в связи с возросшей в последние годы потребностью в товарных продуктах улучшенной структуры и повышенного качества [21].

В качестве сырья секции гидроочистки часто используется вакуумный дистиллят (фракция 350-500 °С), поступающий с блока вакуумной перегонки мазута, см. рисунок 3.

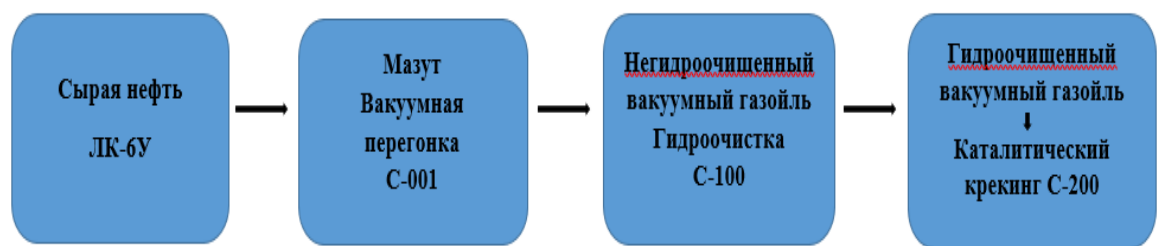


Рисунок 3 – Упрощенная схема получения вакуумного дистиллята

Гидроочистка является одним из универсальных технологических процессов глубокой переработки нефти.

Благодаря процессу гидроочистки уменьшается нагрузка вредных веществ на окружающую среду и повышает экологичность выпускаемой продукции.

1.1 Перспективы развития нефтеперерабатывающей промышленности Республики Казахстан

Развитие нефтеперерабатывающей промышленности в Республике Казахстан связано с переходом на новый этап глубокой переработки и увеличением ассортимента нефтепродуктов для нефтехимической индустрии [22-26].

В 2018 г. прошла масштабная модернизация трех нефтеперерабатывающих заводов. Страна почти полностью обеспечила себя нефтепродуктами, такими как бензин и дизельное топливо.

Результатом модернизации Павлодарского НХЗ стало обеспечение качества моторных топлив К 4,5, а также увеличение индекса Нельсона до 10,5, (рисунок 4).



Рисунок 4 – Показатели модернизации ТОО «ПНХЗ»

Однако дальнейший рост потребления требует дополнительных мощностей.

В 2026 г. планируется сохранить объемы переработки нефти в пределах 18,2 млн тонн и производства нефтепродуктов в районе 15,49 млн тонн [27-28].

После 2030 г. в РК планируется строительство четвертого НПЗ, проектная мощность которого достигнет 10 млн тонн в год. Основная концепция нового проекта заключается в создании не просто НПЗ, а полностью интегрированного нефтегазохимического комплекса.

Помимо производства моторных топлив, на новом заводе будут производиться базовые продукты нефтехимии. Такой подход повышает добавленную стоимость и диверсифицирует ассортимент продукции, что важно, учитывая потенциальное глобальное снижение спроса на бензин и дизельное топливо после 2035.

Министерство РК объявило о запуске проектов по увеличению общего объема переработки, рисунок. 5.

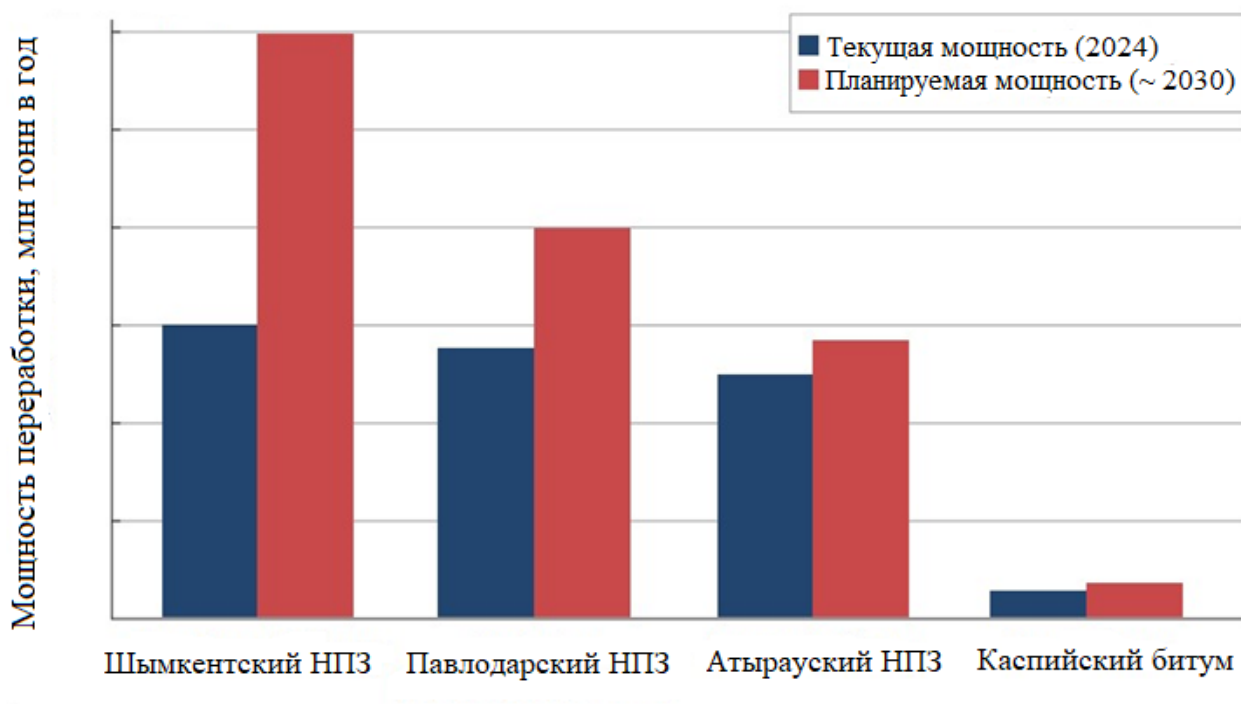


Рисунок 5 – Увеличение общего объема нефтепереработки на НПЗ Казахстана (по плану)

Ожидается, что на первом этапе объемы переработки увеличатся примерно до 6,5 млн тонн, а на втором этапе – до 8 млн., [27-28].

На сегодняшний день крупные проекты по модернизации нефтеперерабатывающих заводов в Республике Казахстан, которые позволили достичь нового уровня глубины переработки нефти, завершены [29-33].

Согласно проекту развития ПНХЗ прогнозируется увеличение глубины переработки и выхода светлых нефтепродуктов на комплексе глубокой переработки нефти путем вовлечения в переработку тяжелого газойля УЗК на установку гидроочистки вакуумного газойля. Это еще раз подчеркивает, что гидроочистка вакуумного газойля остается важнейшим базовым процессом в нефтепереработке Казахстана.

1.2 Современные гидрогенизационные процессы в нефтеперерабатывающей промышленности

Развитие переработки тяжелого углеводородного сырья имеет большую актуальность для РК.

В РФ с 2011 по 2025 гг. для углубления нефтепереработки введено значительное количество технологических установок, предназначенных для получения моторных топлив высокого качества [34-37].

Тенденция развития нефтеперерабатывающей промышленности характеризуется широким применением различных модификаций гидрогенизационных процессов [37-41], см. таблицы 1-2. Повышение эффективности переработки нефтяных остатков в светлые нефтепродукты на сегодняшний день является актуальной задачей [42-46]. Вовлечение в нефтепереработку все более тяжелых остатков нефтепродуктов обуславливает рост мощностей гидрокрекинга [47-74].

Таблица 1 – Технологические процессы гидропереработки

Компания	Процесс	Описание
Axens (IFP)	Hyvahl	Гидроочистка в реакторе со стационарным слоем катализатора
	H-Oil	Гидрокрекинг/гидроочистка в кипящем слое катализатора
	T-Star	Гидроочистка в кипящем слое катализатора
Chevron Lummus Shell	ISOCRACKING	Гидрокрекинг
	RDS	Гидроочистка атмосферных остатков
	VRDS	Гидроочистка вакуумных остатков
	OCR	Технология поточной замены катализатора
	LC-Fining	Гидрокрекинг в кипящем слое катализатора

Продолжение таблицы 1

	UFR, Upflow reactor	Подача сырья снизу вверх в движущемся слое катализатора
	Hycon, Bunker type reactor	Технология бункер-реактора в движущемся слое катализатора
ExxonMobil	LCO-fining	Гидроочистка
	GO-fining	Гидроочистка сырья для каталитического крекинга
	RESIDfining	Гидроочистка остатков
KBR	MAK Hydrotreating	Гидроочистка вакуумных газойлей и дистиллятов
	MAK Hydrocracking	Гидроочистка сырья для каталитического крекинга
UOP	Unionfining	Гидроочистка остатков, вакуумных газойлей и дистиллятов
	Unicracking	Гидрокрекинг вакуумных газойлей и дистиллятов
Eni Technologies	EST	Гидрокрекинг в суспендированном слое катализатора

Таблица 2 – Процессы переработки нефтяного сырья

Наименование технологий	Описание процессов	Прочее
Hyvahl (IFR) Переработка атмосферных и вакуумных остатков в реакторах с неподвижным слоем катализатора	Hyvahl – обеспечивает получения 80 % мас. фракции, выкипающей при $T > 350^{\circ}\text{C}$, с содержанием серы и металлов на 90 % меньше, чем в сырье.	Французский институт нефти

RDS/VRDS Гидрообессеривание атмосферных и вакуумных остатков	RDS/VRDS – Суммарный выход бензиновых и дизельных фракций при переработке мазута не превышает 15 % мас., содержание серы в котельном топливе от 0,3≈0,5 % мас.	Фирма Chevron Lummus Global (CLG)
T-Star Переработка газойля, вакуумного газойля и остаточных фракций в реакторах с кипящим слоем катализатора	T-Star установка – может работать безостановочно до четырех лет со степенью конверсии сырья 20-60% и глубиной обессеривания 93- 99%.	Компания Axens
LG-Fining гидропереработка тяжелого сырья	LG-Fining – переработка, атмосферных и вакуумных остатков, основанный на использовании реакторов с псевдоожиженным слоем катализатора и позволяющий перерабатывать сырье с содержанием Ni и V>200 м.д.	Компания CLG
H-Oil переработка тяжелых углеводородных остатков, использующую реактор с кипящим слоем катализатора	H-Oil – характеризуется широким диапазоном степени конверсии сырья и особенно подходит для работы с тяжелыми вакуумными остатками с высоким содержанием металлов и высокой коксуемостью	Компания Axens
EST гидропереработка остатков, ключевым элементом является сларри-реактор	EST – Конверсия сырья и степень деметализации в результате гидрокрекинга могут быть выше 99 % при степени гидрообессеривания более 85 % и снижении коксуемости по Кондраксону на 97 %.	Государственное нефтепромышленное объединение Италии Ente Nazionale Idrocarburi (Eni)

1.2.1 Гидроочистка вакуумного дистиллята

Гидроочистка тяжелого вакуумного дистиллята является ключевым звеном в технологии глубокой переработки нефти. Процесс гидроочистки напрямую влияет на качества нефтепродуктов, экологических показателей на окружающую среду, увеличивает выход дизельного топлива и готовит сырье для каталитического крекинга [75-87].

Технологический процесс гидроочистки включает в себя удаление гетероорганических веществ (сера, азот, кислород), путем реакций гидрогенолиза, см. рисунок 6.



Рисунок 6 – Основные типы реакций в процессе гидроочистки

В промышленности процесс гидроочистки реализуется на комплексе глубокой переработки нефти (рисунок 7): мазут поступает на вакуумную перегонку С-001, где в вакуумной колонне К-601/1, см. рисунок 8, получают фракцию 350-500 °С, затем направляется на С-100 отсюда после гидроочистки уже гидроочищенный вакуумный дистиллят поступает на С-200 каталитического крекинга, см. рисунок 7 схема комплекса ГПН. Эффективность крекинга напрямую зависит от качества предварительного гидрооблагораживания.

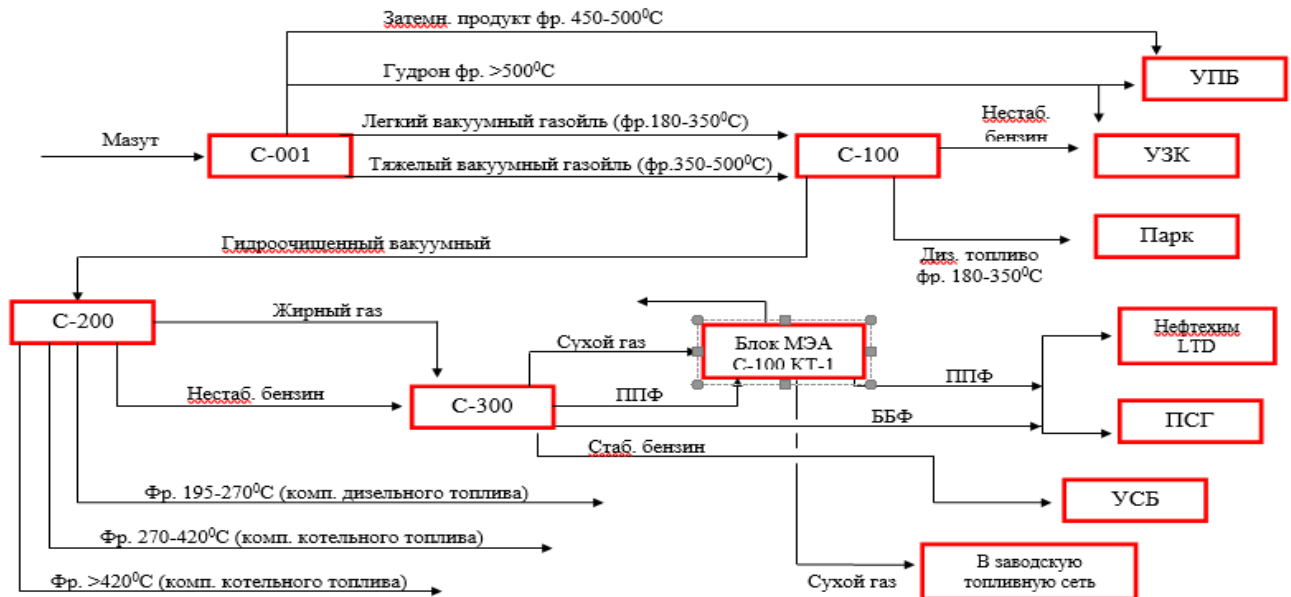


Рисунок 7 – Схема комплекса глубокой переработки нефти

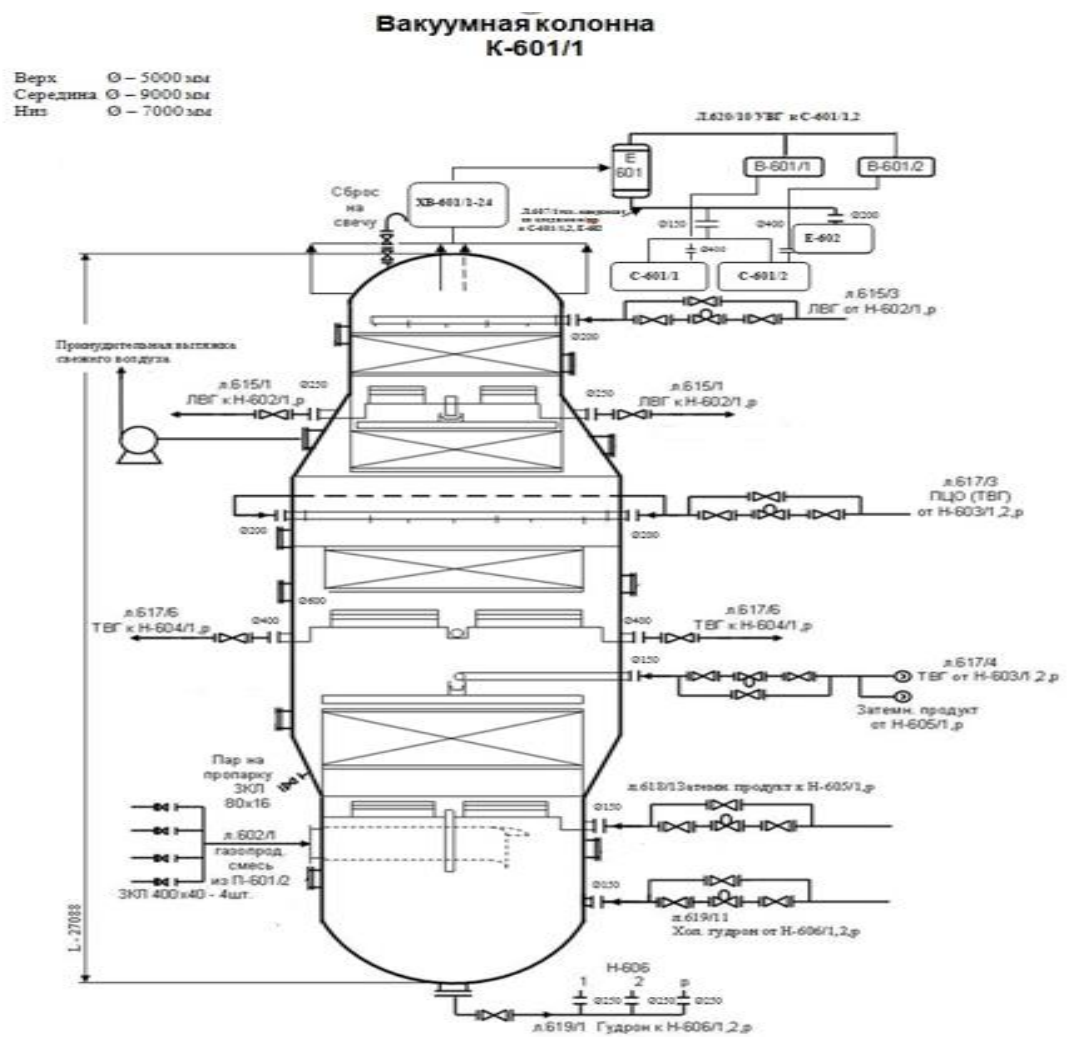


Рисунок 8 – Схема вакуумной колонны

Гидроочистка тяжелого вакуумного газойля представляет собой сложный технологический процесс, в котором необходимое качество продукта достигается путем подбора сырья, катализатора и технологического режима работы установки.

1.3 Постановка цели и задач исследования

В настоящее время нефтеперерабатывающая промышленность претерпевает глубокие изменения, которые, в свою очередь, оказывают большое влияние на нефтехимическую и химическую промышленность.

Изменения эти связаны с ужесточением экологических требований, предъявляемых как к производимой продукции, прежде всего, к моторным топливам, так и, с увеличением спроса на них.

Без применения гидрогенизационных технологий невозможно получить качественные компоненты бензинов и дизельного топлива, отвечающих современным экологическим стандартам. Бензины каталитического крекинга на 40 % формируют мировой бензиновый фонд. При этом сырье технологии крекинга требует гидроблагораживания. Это является наиболее эффективным вариантом получения бензинов с высокой степенью экологической безопасности.

В силу технологической сложности оптимизация процесса гидроочистки является нетривиальной задачей. Для решения этой многофакторной задачи в современных условиях эффективно применять метод математического моделирования.

Целью диссертационной работы повышение эффективности процесса гидроочистки высокосернистых дистиллятов из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефтей за счет поддержания оптимальных технологических условий работы промышленной установки с применением математической модели.

Для достижения цели исследования определены следующие задачи:

1. Экспериментальные исследования состава и физико-химических свойств нефтяного сырья из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефтей до и после технологического процесса гидроочистки.
2. Установление кинетических и термодинамических закономерностей реакций процесса гидроочистки нефтяного сырья из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефтей. Формирование формализованной схемы химических превращений.
3. Разработка уравнений и верификация математической модели процесса гидроочистки нефтяного сырья из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефтей.
4. Разработка научно-технических прогнозных решений по повышению глубины гидрообессеривания нефтяных дистиллятов до содержания серы не более 0,15 % мас %, путем поддержания оптимальных технологических условий работы промышленной установки гидроочистки.

Выводы по главе 1

Актуальной задачей любого действующего производства является снижение энергозатрат на выпуск готовой продукции, а также уменьшение воздействия на окружающую среду.

Важным приоритетом в технологии нефти является процесс гидроочистки. Актуальность характеризуется необходимостью совершенствования технологии с использованием метода математического моделирования. Это позволяет оптимизировать режим гидроочистки и увеличить экономическую эффективность производства в целом.

Проведенный обзор литературы показывает актуальность процесса гидроочистки, а также подчеркивает, что практически не встречается научных работ, направленных на увеличение эффективности действующих производственных объектов.

ГЛАВА 2. ХАРАКТЕРИСТИКА ОБЪЕКТА ИССЛЕДОВАНИЙ

2.1 Характеристика объекта исследования

Процесс гидроочистки вакуумного дистиллята реализуется в секции С-100 ПГПН и обеспечивает получение гидроочищенного сырья установки каталитического крекинга, а также компонентов дизельного топлива и нестабильного бензина. Параметры технологического режима работы реакторов Р-101/1, Р-101/2 [88-89], а также физико-химические свойства и состав вакуумного дистиллята до и после гидроочистки представляют собой объекты настоящего исследования.

На ТОО» ПНХЗ» перерабатывается смесь Казахской и Западно-Сибирской нефтей. Изначально предприятие было спроектировано под переработку сырья с западносибирских месторождений.

Согласно 2.2.1 СТ РК 1347-2005, изм.1, поправка 5: требования к качеству нефти (класс – 2 (сера не более 0,61-1,80 % мас.), тип – 2 (плотность при 20 °С - 850-870 кг/м³), группа – 1 (по степени подготовки содержание воды – не более 0,5%, содержание хлористых – не более 100 мг/дм³).

Произведены исследования по оценке качества нефти за 2020г, см.таблица 3.

Таблица 3 – Физико-химические свойства нефти за 2020г. (усредненные значения)

Месяц	Плотность при 20°С, кг/м ³	Содержание серы, % (мас.)	Массовая доля парафина, %	Коксуемость по Конрадсону, % масс.	Содержание Ni, мг/кг	Содержание V, мг/кг
Январь	868,2	1,60	3,8	4,34	19	50
Февраль	869,4	1,60	3,9	4,48	17	48
Март	869,4	1,58	3,7	4,36	17	48

Продолжение таблицы 3

Апрель	869,1	1,58	3,5	4,23	17	49
Июнь	868,3	1,56	3,8	4,32	14	42
Июль	868,7	1,59	3,7	4,39	12	43
Август	869,1	1,54	3,5	4,41	11	38
Сентябрь	869,6	1,55	3,5	4,34	10	36

Наблюдается изменение качественного состава поставляемой на переработку нефти. Содержание серы в нефти колеблется в пределах 1,55-1,6% мас.

В структуру завода входит один из основных комплексов по глубокой переработки нефти.

В комплекс по глубокой технологической переработки нефти ПГПН входят установки, см. рисунок 9.

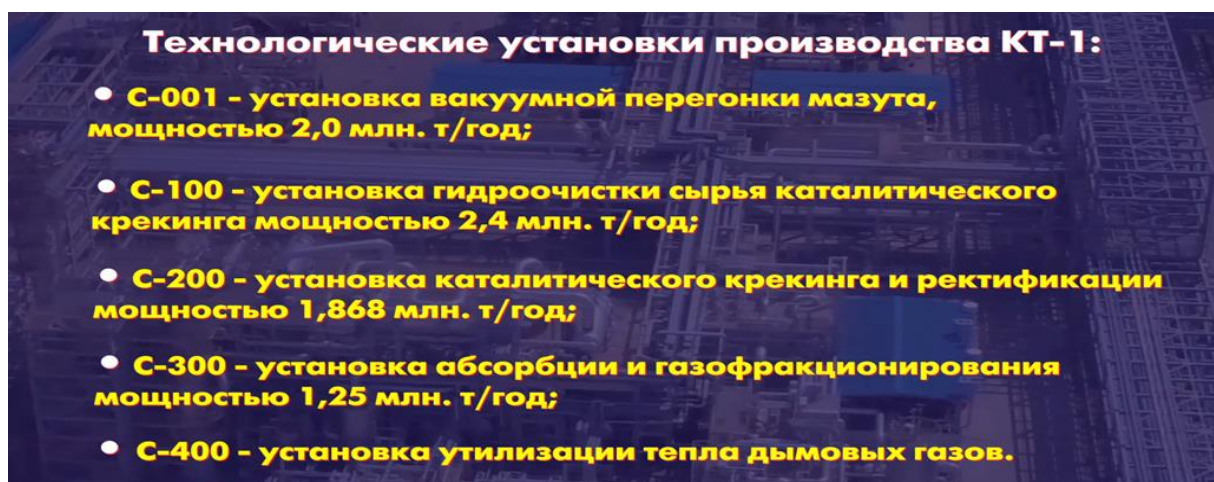
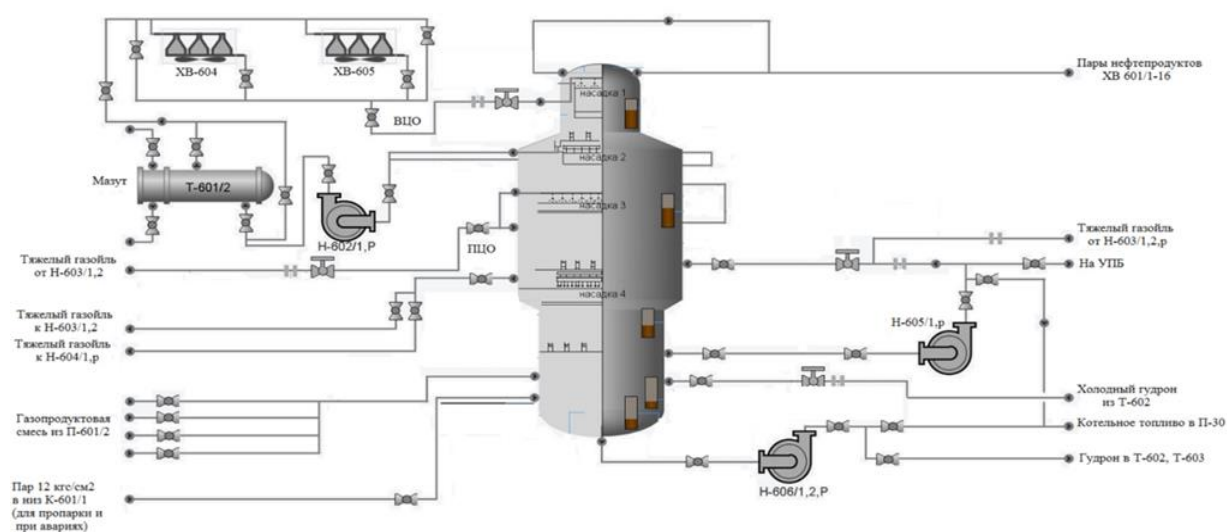


Рисунок 9 – Комплекс технологических установок ПГПН

Сырая нефть поступает на производство первичной переработки комплекса ЛК-6У в блок электрообессоливания для удаления из нее воды и растворенных в ней солей. Затем нефть проходит блок теплообменников, после направляется – в электродегидраторы ЭД 101-108. Далее обессоленная и обезвоженная нефть поступает в блок атмосферной перегонки, см. рисунок 10.

Перегонка нефти осуществляется по двухколонной схеме. Колонна К-101 служит для выделения газа и наиболее легких фракций, вторая колонна К-102 является основной атмосферной колонной. Полученная фракция мазута идет на С-001 комплекса КТ см. рисунок 11.



Из колонны К-601/1 выводятся два боковых погона – легкий и тяжелый вакуумные газойли, которые после охлаждения поступают на секцию 100 ПГПН, для гидроочистки сырья (рисунок 12).

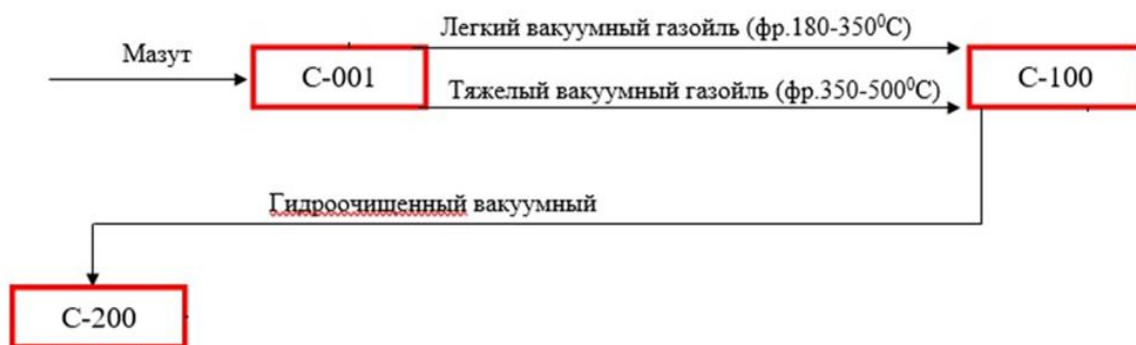


Рисунок 12 – Схема получения фр. 350-500 °С

С секции КК полученные компоненты выводятся: фракция $> 420^{\circ}$ в парки или в линию котельного топлива, далее фракция 270-420 °С подают в парки или в линию котельного топлива, бензин и жирный газ идут на секцию 300 ПГПН.

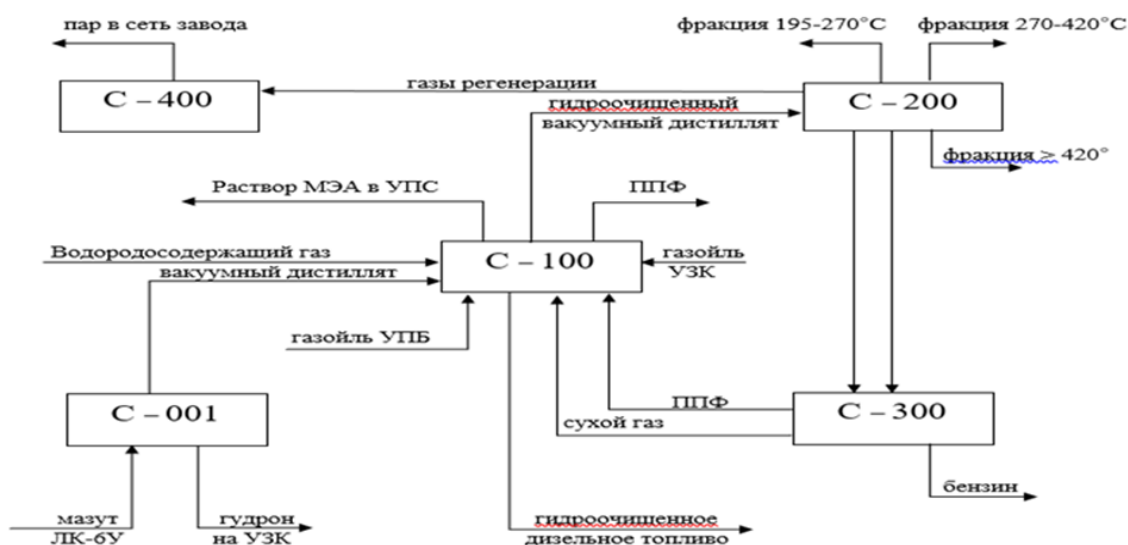


Рисунок 13 – Упрощенная схема комплекса КТ-1

На С-200 ПГПН в регенераторе полученные газы регенерации поступают на секцию С-400 ПГПН в виде дымовых газов с температурой от 500-650 °С [90]. На установке С-400 ПГПН имеются котлы-утилизаторы, в которых получают перегретый пар с $P=12$ кГс/см² с $T=250-350^{\circ}\text{C}$, часть пара идет на нужды комплекса ПГПН, избыток выводится в заводскую сеть завода, см. рисунок 13.

2.2 Физико-химические характеристики вакуумного дистиллята

Вакуумный газойль представляет смесь нефтяных углеводородов (парафиновых, нафтеновых и ароматических) и неуглеводородных соединений:

- углеводороды не менее 98 %;
- неуглеводородные соединения (сернистые, азотистые, кислородсодержащие) – не более 2%.

Температура вспышки в закрытом тигле – не ниже 31°C. Температура самовоспламенения – 350 °C. Температурные пределы воспламенения: нижний – 91 °C, верхний – 155 °C. Взрывопасная концентрация паров вакуумного газойля в смеси с воздухом 1,4 – 8,0 % [91]. Характеристики физико-химических свойств вакуумного газойля отражены в таблице 4.

Таблица 4 – Физико-химические свойства вакуумного газойля [91]

Внешний вид	Горючая жидкость от светло-желтого до темного цвета
Запах	Характерный запах углеводородов
рН- водного раствора	Не определяется
Температура вспышки в закрытом тигле, в пределах	Не ниже 61°C
По растворимости - в воде - в органических растворителях	Не растворим Хорошо растворим в органических растворителях, нефти, жирах
Концентрационные пределы взрываемости	Нет данных
Скорость распространения пламени	При обычных условиях на поверхности зеркала составляет от 10 до 15 м/с
Дополнительная информация	Пары вакуумного газойля тяжелее воздуха, летучи, скапливаются в низких участках поверхности, подвалах, тоннелях.

Результаты аналитических исследований по определению физико-химических свойств и фракционного состава сырья и продуктов С-100 представлены в таблицах 5, 6, на рисунках 23, 24.

2.2.1 Результаты исследований физико-химических показателей вакуумного дистиллята до и после процесса гидроочистки

Результаты аналитических исследований показаны в таблицах 6, 7. (исследования проведены по гостимуемым методикам).

Таблица 5 – Показатели тяжелого вакуумного дистиллята С-100 ПГПН за период с 01 января по 26 апреля 2020 г.

Наименование показателей	М.Ц.Н.	Min значение	Max значение	Усредненное значение
Анилиновая точка, °С	не нормируется	77,30	78,30	77,93
Кинематическая вязкость, мм ³ /с	не нормируется	15,88	22,08	19,60
Коксуемость, % мас.	не более 0,3	0,02	0,20	0,11
Массовая доля воды, ppm	не нормируется	167,16	1318,5	484,31
Массовая доля серы, % мас.	не более 1,8	1,16	1,71	1,60
Плотность при 15 °С, кг/м ³	не нормируется	890,20	912,80	903,38
Плотность при 20 °С, кг/м ³	не нормируется	887,00	909,60	900,42
Массовая доля азота, ppm	не нормируется	866,14	1298,50	963,30
Фракционный состав, °С:				
Начало кипения при температуре, °С	не ниже 180	240	293	263
5%, °С	не нормируется	282	339	310

Продолжение таблицы 5

10%, °C	не нормируется	308	355	331
50%, °C	не нормируется	399	423	411
90%, °C	не нормируется	473	504	495
95% перегоняется при температуре, °C	не нормируется	488	530	518
Конец кипения при температуре, °C	не нормируется	485	545	528
Выход фракции до 350 °C	не выше 25	9	23	16
Выход фракции до 500 °C	не ниже 45	89	96	92
Цвет без разбавления, ед.	не более 5	3,0	8,0	4,5

Таблица 6 – Качество вакуумного дистиллята – после гидроочистки на установке С-100 КТ 1/1 за период 01 января по 26 апреля 2020 г.

Наименование показателей	М.Ц.Н.	Min значение	Max значение	Усредненное значение
Анилиновая точка, °C	не нормируется	83,70	88,7	87,0
Кинематическая вязкость, мм ³ /с	не нормируется	18,81	22,41	21,24
Коксуемость, % мас.	не более 0,3	0,02	0,04	0,03
Коэффициент рефракции при 20°C,	1,485 ÷ 1,500	1,497	1,500	1,499
Массовая доля серы, % мас.	не более 0,15	0,09	0,14	0,12
Плотность при 15 °C, кг/м ³	не нормируется	861,3	901,5	891,1
Плотность при 20 °C, кг/м ³	880 ≈ 920	879	893	884,7
Массовая доля, азота, ppm	не нормируется	391,84	934,31	644,24
Фракционный состав, °C:				

Продолжение таблицы 6

Начало кипения, °С	не нормируется	302	336	314
5 %, °С	не нормируется	322	360	334
10%, °С	не нормируется	333	416	361
50%, °С	не ниже 400	403	456	418
90%, °С	не нормируется	469	500	486
95%, °С	не нормируется	486	531	513
Конец кипения, °С	не нормируется	515	540	529
Выход, %	не нормируется	96	99	98
Выход при 350 °С	не выше 15	2	17	11
Выход при 500 °С	не нормируется	90	98	94

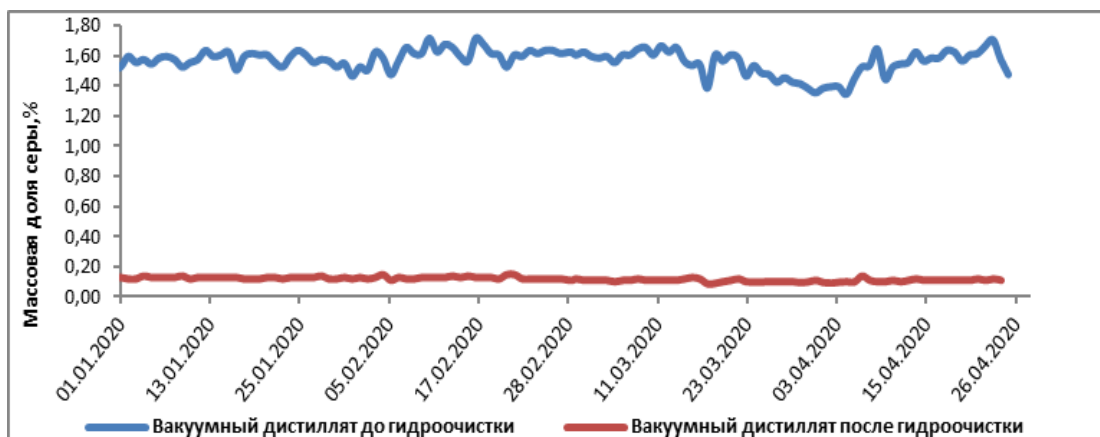


Рисунок 14 – Содержание серы в сырье и в продукте

С января по апрель 2020 г. содержание серы в продукте показывает стабильный понижающийся тренд. За четыре месяца содержание серы в продукте составило в среднем 0,12 % мас, что не превышает межцеховую норму (не более 0,150 % мас., см. рисунок 14).

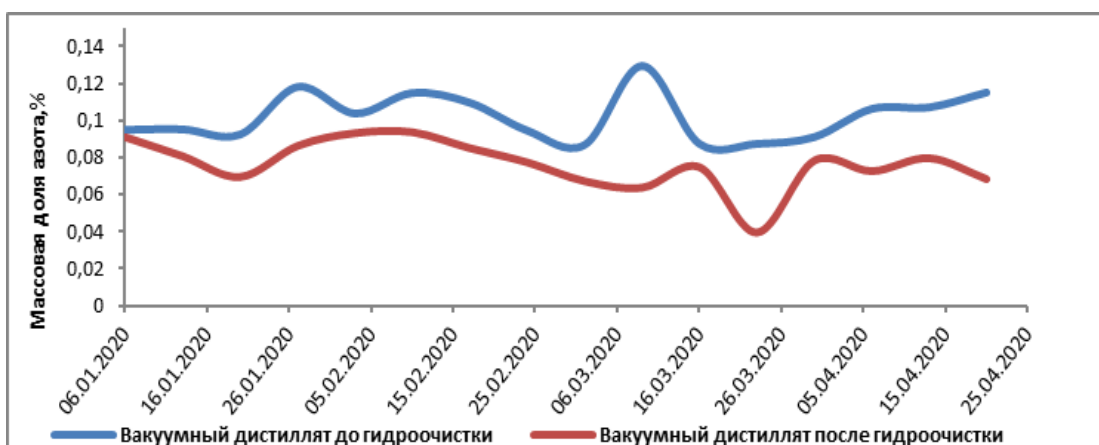


Рисунок 15 – Содержание азота в сырье и в продукте

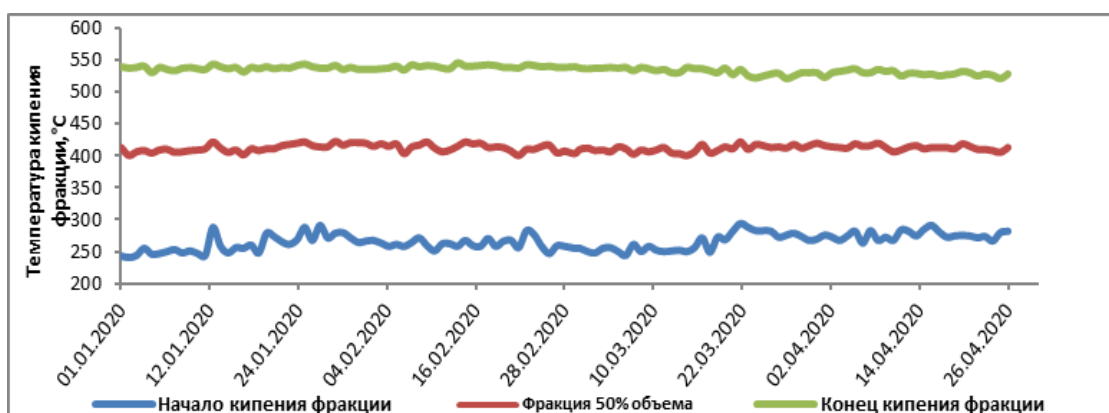


Рисунок 16 – Изменение состава сырья по фракциям

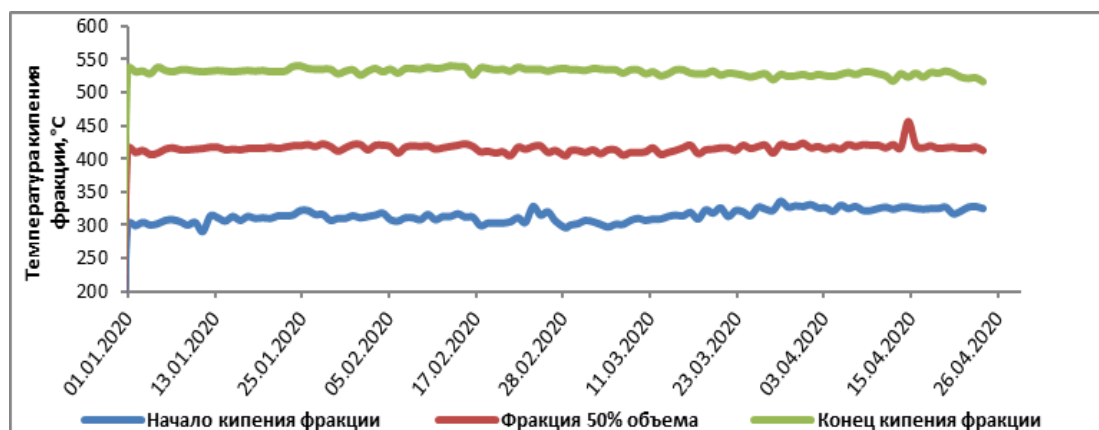


Рисунок 17 – Изменение состава сырья

В основном анализируя данные по фракционному составу, имеет положительную тенденцию. Сера в сырье по содержанию колеблется в пределах от 1,16-1,64 % мас., (в среднем, 1,56 % мас., при норме-1,8 % мас.). Коксуемость

сырья находится в пределах 0,02-0,2% мас. (среднее значение 0,10 % мас., при норме не более 0,3 % мас.).

Динамика изменения коксуемости гидроочищенного вакуумного дистиллята - сырья С-200 КТ 1/1, рисунок 18.

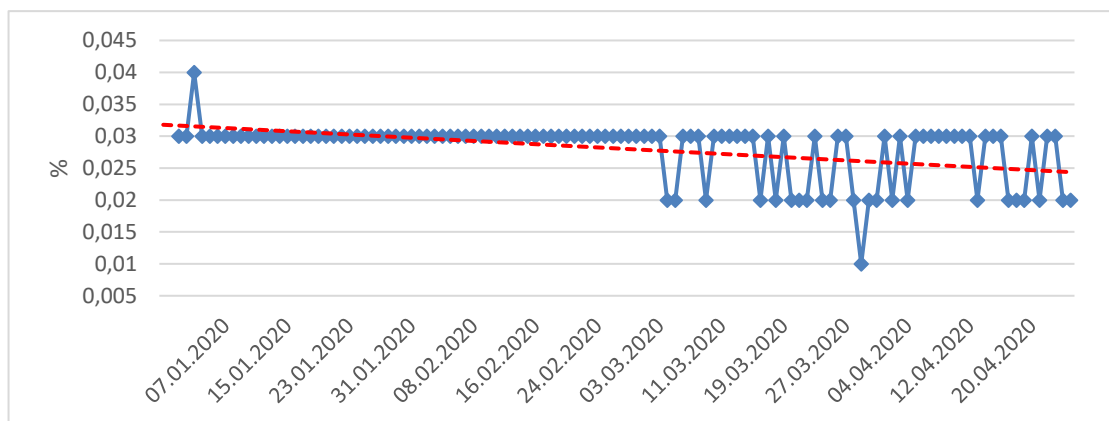


Рисунок 18 – Коксуемость гидроочищенного вакуумного дистиллята

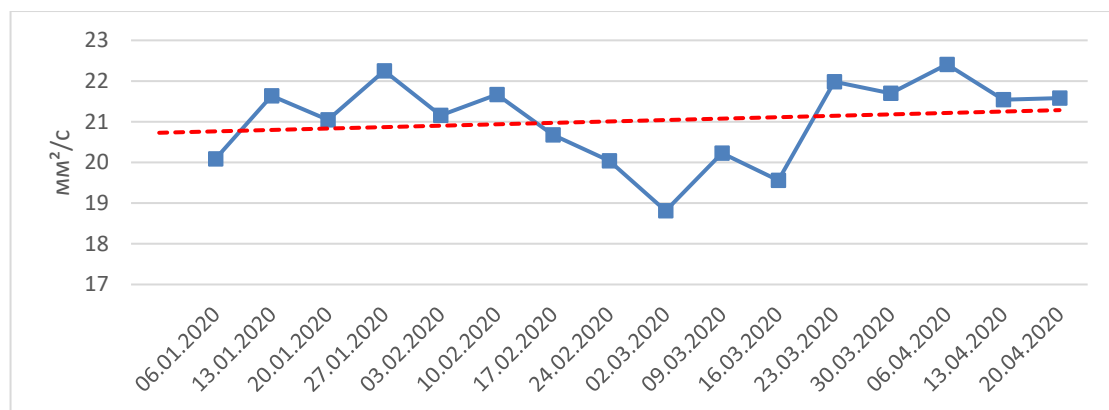


Рисунок 19 – Вязкость кинематическая при 50 °C

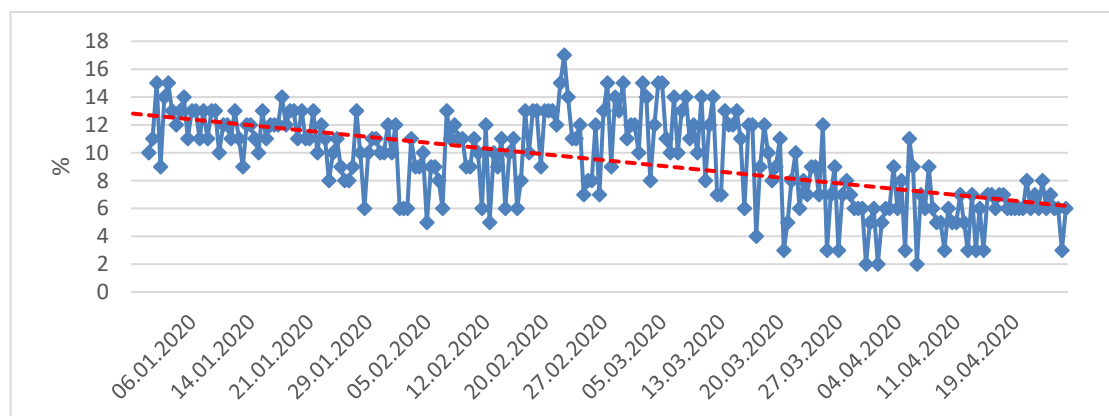


Рисунок 20 – Выход фракции 350°C

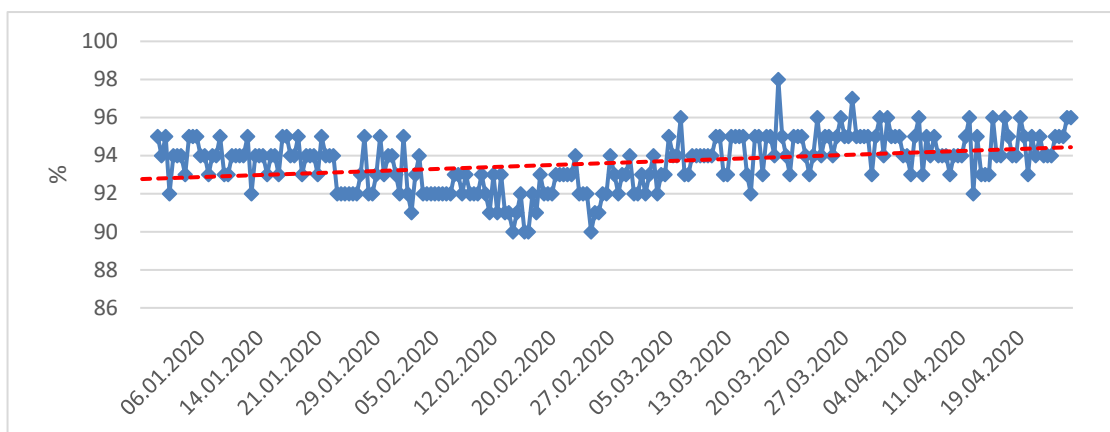


Рисунок 21 – Выход при 500°С

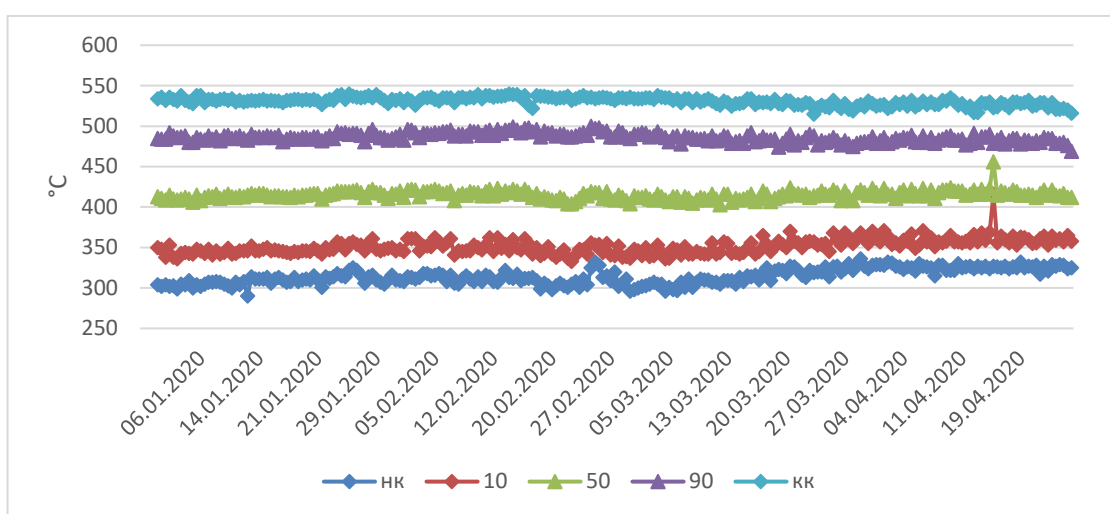


Рисунок 22 – Фр. 350-500 °С после гидроочистки

Температурные точки выкипания фр. 350-500 °С (после гидроочистки) – 10 %, 50 %, 90 % колеблются в районе: 351 °С, 415 °С, 486 °С. (рисунок 22).

Коксуемость по сырью (после гидроочистки) понизилось на 0,005 % мас., в среднем 0,025 % мас., (рисунок 18). Выход фракции 350 °С (рисунок 20) уменьшается с 13 до 6%.

На рисунках 23-24 приведены данные по фракционному составу сырья и продукта гидроочистки за длительный период работы установки (2020-2023 гг.).

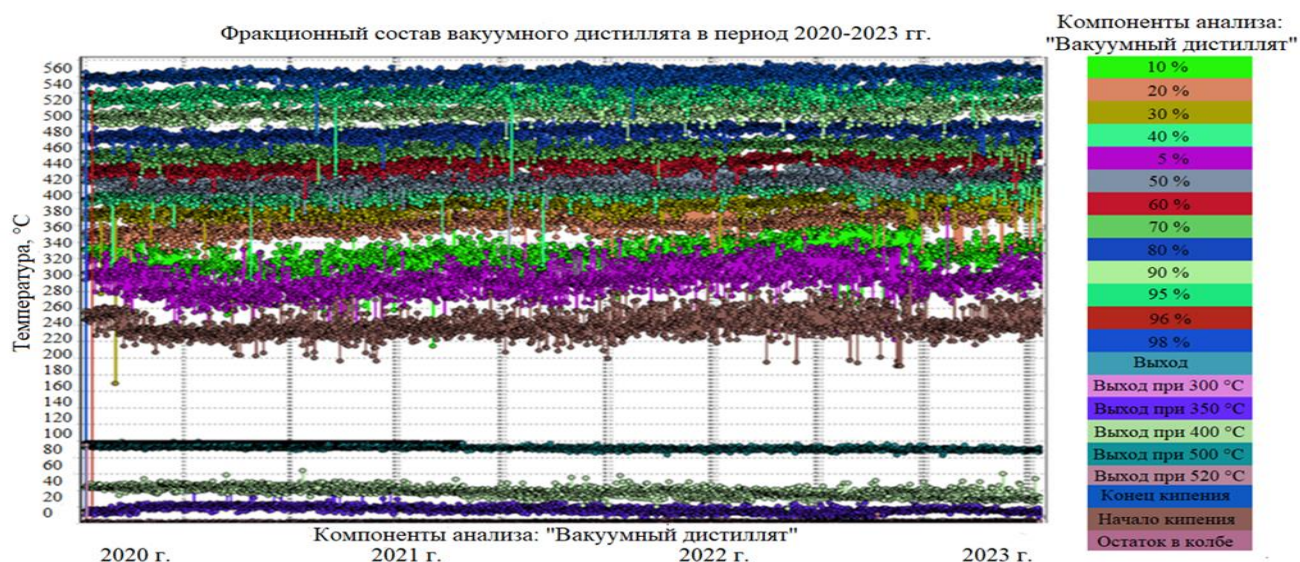


Рисунок 23 – Фракционный состав вакуумного дистиллята
в период 2020-2023 гг.

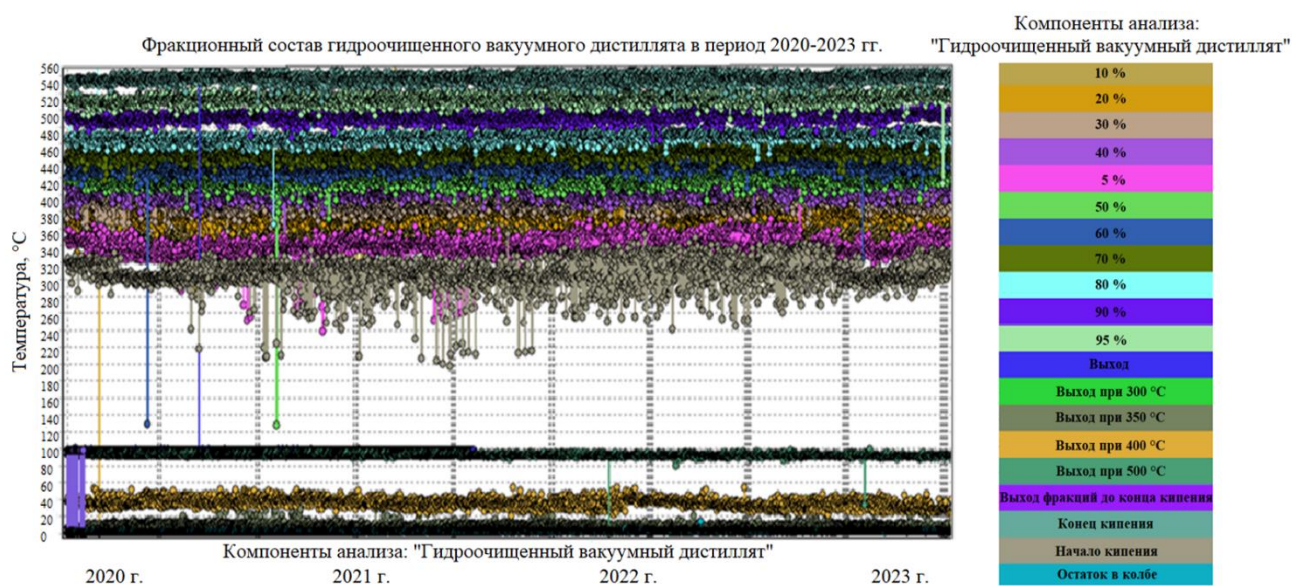


Рисунок 24 – Фракционный состав гидроочищенного вакуумного дистиллята
в период 2020-2023 гг.

Фракционный состав вакуумного дистиллята перед процессом гидроочистки, см. рисунок 23 характеризуется широким интервалом температур кипения и значительным высоким содержанием тяжелых высокомолекулярных компонентов фракций. Температура начала кипения вакуумного дистиллята колеблется в пределах с 229 – 330 °C.

Выхода компонентов вакуумного дистиллята (фр.350 °С, фр. 500 °С) в процентном соотношении колеблются в пределах 6-22 %, 90-96 % соответственно.

Фракционный состав вакуумного дистиллята после процесса гидроочистки, см. рисунок 28 показывает уменьшение доли высококипящих компонентов фракций, сырье становится более легким. Температура начала кипения компонента гидроочищенного вакуумного дистиллята, см. рисунок 24. колеблется на протяжении всего рассматриваемого периода в диапазоне от 283-338 °С. Величина температуры конца кипения гидроочищенного вакуумного дистиллята колеблется в пределах среднего значения $\sim 533^{\circ}\text{C}$. Выход компонентов гидроочищенного вакуумного дистиллята при 350 °С, 500 °С в процентном соотношении колеблются в пределах 2-17 % и 90-98 % соответственно.

В таблицах 7, 8, 9 показаны основные физико-химические свойства и состав сырья и продуктов гидроочистки.

Таблица 7 – Результаты анализа сырья и продуктов гидроочистки

Дата отбора	Содержание серы, % мас.	Дин. вязкость при 50°С, мПа·с	Плотность при 20°С, г/см³	Средняя мол. масса, г/моль	Групповой состав		
					ПУ, % мас.	АУ, % мас.	КФС, % мас.
Негидроочищенный вакуумный дистиллят							
20.01.20	1,60	16,00	0,9013	308	52,3	42,7	4,8
24.02.20	1,63	16,59	0,9016	309	50,4	42,5	6,8
16.03.20	1,53	13,93	0,8968	303	53,8	41,3	6,1
20.04.20	1,66	17,13	0,9017	310	52,6	42,8	6,8
Гидроочищенный вакуумный дистиллят							
20.01.20	0,12	18,33	0,8902	320	56,3	40,1	2,4
24.02.20	0,12	17,41	0,8887	322	57,8	36,1	3,2
16.03.20	0,13	16,92	0,8846	331	60,2	34,8	3,6
20.04.20	0,11	18,75	0,8886	327	61,4	35,3	3,2

*ПУ – парафиновые углеводороды; АУ – ароматические углеводороды;
КФС – концентрация фактических смол.

Согласно данным (таблица 7), содержание серы в сырье гидроочистки уменьшается на 85,4% - 95,3 %.

Таблица 8 – Результаты лабораторных исследований основных физико-химических свойств гидроочистки: дизельного топлива и нестабильного бензина

Дизельное топливо гидроочистки (фр. 180-350 °С)				
Дата отбора	Содержание серы, % мас.	Дин. вязкость при 20 °С, мПа·с	Плотность при 20 °С, г/см ³	Средняя мол.масса, г/моль
20.01.20	0,0266	6,74	0,8568	192
24.02.20	0,0207	5,80	0,8540	188
16.03.20	0,0261	5,69	0,8594	194
20.04.20	0,0297	6,52	0,8630	199
Нестабильный бензин (фракция. н.к.-180 °С)				
25.01.20	0,233	0,62	0,7440	99
22.02.20	0,0283	0,48	0,7372	95
14.03.20	0,253	0,64	0,7438	101
25.04.20	0,0482	0,46	0,7282	93

Согласно данным, (таблица 8) содержание серы в дизельном топливе варьируется от 0,017-0,029 % мас., в бензине от 0,165-0,364 % мас.

Таблица 9 – Групповой состав компонента нестабильного бензина гидроочистки

Дата отбора	Н-парафины, % мас.	Изо-парафины, % мас.	Олефины, % мас.	Нафтены, % мас.	Ароматические углеводороды, % мас.
25.01.20	22,73	32,83	1,27	23,78	14,72
22.02.20	21,87	30,96	7,16	25,94	14,07
14.03.20	23,84	32,74	5,32	25,48	14,89
25.04.20	22,71	31,49	5,82	25,43	15,29

Согласно данным, (таблица 9) содержание н-парафинов варьируется от 20,93-23,84 % мас., изо-парафинов от 29,73-36,53 % мас., олефинов от 21,23-23,72 % мас., ароматических углеводородов в пределах от 13,35-15,76 % мас.

Таким образом, сырье процесса гидроочистки характеризуется значительной долей высококипящих фракций, серы, азота, тяжелых металлов. В процессе гидроочистки вакуумного дистиллята происходит уменьшение доли высококипящих компонентов. При этом не всегда удастся достичь требуемых значений. Это обуславливает необходимость повышения эффективности промышленного процесса гидроочистки.

2.3 Описание технологической схемы гидроочистки вакуумных дистиллятов сырья каталитического крекинга

Негидроочищенный вакуумный дистиллят (фр. 350-500 °С), поступающий из секции вакуумной перегонки мазута, служит сырьем в технологической схеме секции гидроочистки. Процесс гидроочистки осуществляется в реакторе, входящем в состав комплекса глубокой переработки нефти (рисунок 25).

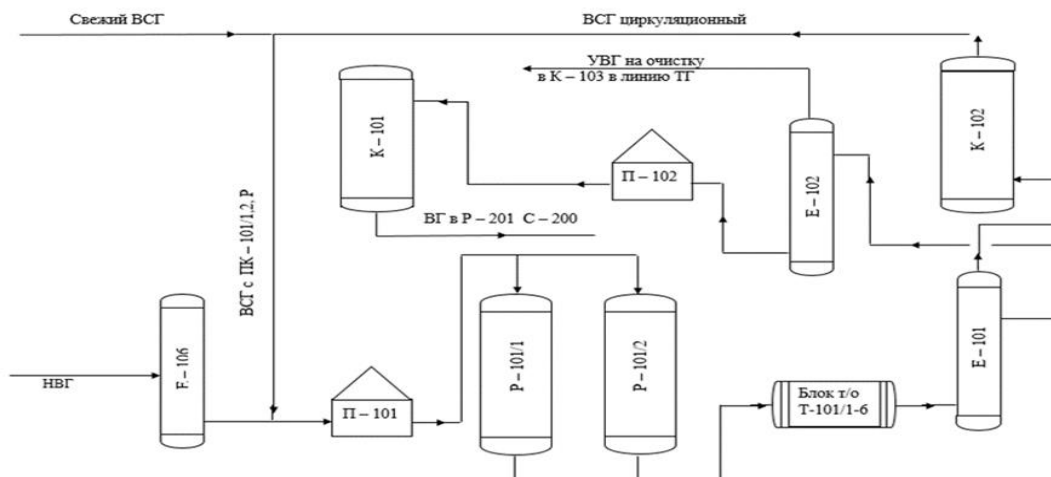


Рисунок 25 – Принципиальная технологическая схема, включающая параллельно работающие реакторы P-101/1,2 гидроочистки

НВГ из парков поступает в сырьевую емкость E-106, откуда через насосы Н-101/1,2,р, поступает в тройник смешения с ВСГ. После тройника смешения направляется в печь 101. Где нагревается и подается в реактора P-101/1,2, см. рисунок 26.

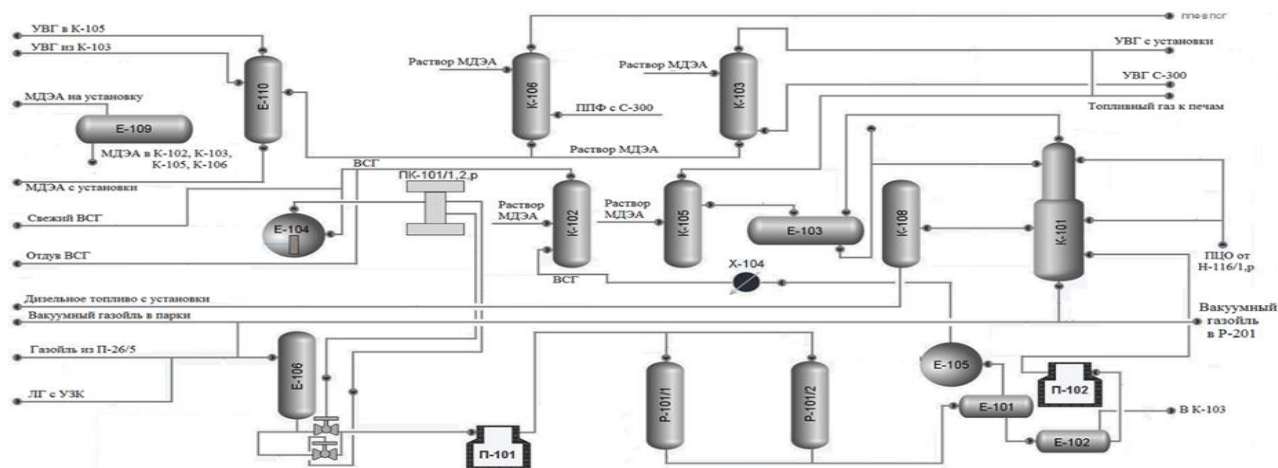


Рисунок 26 – Общая схема технологии гидрогенизации

В реакторах Р-101/1,2 происходит процесс гидрогенизации. В процессе гидрогенизации осуществляется контроль за содержанием водорода в ЦВСГ, оно должно быть не ниже 75%.

После реакторов ГВГ охлаждается в блоке теплообменников Т-101/1-6 и направляется в сепаратор Е-101, где идет процесс отделения ВСГ из ГВГ, в Е-102 идет процесс разделения УВГ из ГВГ, затем ГВГ поступает в печь П-102, где нагревается. Из печи П-102 ГВГ поступает в ректификационную колонну К-101. В К-101 происходит отделение легких фракций на дизельный компонент и бензиновый компонент) из гидроочищенного вакуумного дистиллята. Далее продукты разделяются последовательно в Е-101 – емкости высокого давления и Е-102 – емкости низкого давления. Кубовый остаток из К-101 направляется на С-200 ПППН КК (установка каталитического крекинга).

2.4 Мониторинг работы промышленной установки гидроочистки сырья каталитического крекинга

Произвели анализ материального баланса гидроочистки сырья ГПН (за период с 01 января по 26 апреля 2020 г.), таблица 10.

Таблица 10 – Материальный баланс гидроочистки сырья и режим работы установки

Наименование	Фактически %
Переработка сырья	
Вакуумный дистиллят	100,00
Итого:	100,00
Производство продукции	
Г/о вакуумный дистиллят	78,43–84,71
Компонент дизельного топлива	19,12–12,6

Продолжение таблицы 10

Компонент нестабильного бензина	0,22–0,19
Углеводородный газ	0,90–0,85
Сероводород	1,27–1,38
Потери	0,06–0,27
Сера в сырье и продукте, % мас.	1,34–1,98/0,08–0,18
Объёмная скорость сырья, ч ⁻¹	0,68–0,87
Кратность циркуляции	535–684
Расход водорода, тыс. нм ³ /ч	71–89

Показатели материального баланса гидроочистки тяжелого сырья ГПН (январь по апрель 2020 г.) приведены в таблицах 11, 12, 13, 14.

Таблица 11 – Материальный баланс гидроочистки вакуумного газойля С-100 КТ 1/1 (Январь, 2020 г.)

Наименование	План		Факт		откл. +/-		Комментарии
	тонн	%	тонн	%	тонн	%	
Вакуумный дистиллят	132 547	100,00	143 071,97	100,00			
Итого сырье	132 547	100,00	143 071,97	100,00			
250-400 °С ЛК-100	4 386	3,11	7 768,26	5,43	Справочно		
ВСГ	8 205	5,81	986,50	0,69	Справочно		
Производство продукции							
Г/О Вакуумный дистиллят	115 404	87,07	118 348,04	82,72	2 944,04	-4,35	Низкий выход Г/О вакуумного дистиллята
Углеводородный газ	848	0,64	1 091,77	0,76	243,77	0,12	Высокий выход УВГ
Нестабильный бензин	347	0,26	230,60	0,16	-116,39	-0,10	Низкий выход нестаб. бензина
Сероводород	818	0,62	1 977,27	1,38	1 159,27	0,76	Высокий выход сероводорода
Фр. 180-350 °С-100 КТ	14 848	11,20	21 695,39	15,16	6 847,39	3,96	Высокий выход Г/О ДТ
Потери	282	0,21	-271,10	-0,19	-553,1	-0,40	Погрешность КИПиА
Сера в сырье и продукте, % масс.	1,57 и 0,13 соответственно						
Кратность циркуляции	542						
WABT P-101/1 и P-101/2, °С	350,0 и 349,7 соответственно						
Расход водорода, нм3/ч	143 631,84						
Концентрация водорода в ВСГ, % об.	95,45						

Таблица 12 – Материальный баланс процесса гидроочистки вакуумного газойля С-100 КТ 1/1 (Февраль, 2020 г.)

Наименование	План		Факт		откл. +/-		Комментарии
	тонн	%	тонн	%	тонн	%	
Вакуумный дистиллят	121 620	100,00	125 353,40	100,00			
Итого сырье	121 620	100,00	125 353,40	100,00			
250-400 °С ЛК-100	8 398	6,91	5 177,75	4,13	Справочно		
ВСГ	1 158	0,95	873,62	0,70	Справочно		
Производство продукции							
Г/О Вакуумный дистиллят	108 044	88,84	106 190,97	84,71	-1853,03	-4,12	Низкий выход Г/О вакуумного дистиллята.
Углеводородный газ	781	0,64	921,72	0,74	140,72	0,09	Высокий выход УВГ
Нестабильный бензин	339	0,28	208,11	0,17	-130,89	-0,11	Низкий выход нестаб. бензина
Сероводород	755	0,62	1 798,43	1,43	1043,43	0,81	Высокий выход сероводорода
Фр. 180-350 °С-100 КТ	11 439	9,41	15 728,49	12,55	4289,49	3,14	Высокий выход Г/О ДТ-
Потери	262	0,22	505,68	0,40	243,68	0,19	Погрешность КИПиА
Сера в сырье и продукте, % масс.	1,60 и 0,13 соответственно						
Кратность циркуляции	535						
WABT P-101/1 и P-101/2, °C	349,8 и 349,7 соответственно						
Расход водорода, нм3/ч	139062						
Концентрация водорода в ВСГ, % об.	95,69						

Таблица 13 – Материальный баланс процесса гидроочистки вакуумного газойля С-100 КТ 1/1 (Март, 2020 г.)

Наименование	План		Факт		откл. +/-		Комментарии
	тонн	%	тонн	%	тонн	%	
Вакуумный дистиллят	129 562	100,00	123 281,36	100,00			
Итого сырье	129 562	100,00	123 281,36	100,00			
250-400 °С ЛК-100	8 398	6,48	4 805,99	3,90	Справочно		
ВСГ	1 158	0,89	839,98	0,68	Справочно		
Производство продукции							
Г/О Вакуумный дистиллят	115 885	89,44	100 806,79	81,77	-15078,21	-7,67	Низкий выход Г/О вакуумного газойля
Углеводородный газ	828	0,64	1 019,11	0,83	191,11	0,19	Высокий выход УВ
Нестабильный бензин	395	0,30	209,98	0,17	-185,02	-0,13	Низкий выход нестаб. бензина
Сероводород	771	0,60	1 781,49	1,45	1010,49	0,85	Высокий выход сероводорода
Фр. 180-350 °С-100 КТ	11 415	8,81	18 886,18	15,32	7471,18	6,51	Высокий выход Г/О ДТ
Потери	271	0,21	577,81	0,47	306,81	0,26	Погрешность КИПиА /
Сера в сырье и продукте, % масс.	1,54 и 0,11 соответственно						
Кратность циркуляции	591						
WABT P-101/1 и P-101/2, °С	349,3 и 349,4 соответственно						
Расход водорода, нм3/ч	141637						
Концентрация водорода в ВСГ, % об.	96,30						

Таблица 14 – Материальный баланс процесса гидроочистки вакуумного газойля С-100 КТ 1/1 (Апрель, 2020 г.)

Наименование	План		Факт		откл. +/-		Комментарии
	тонн	%	тонн	%	тонн	%	
Вакуумный дистиллят	99 618	100,00	87 979,73	100,00			
Итого сырье	99 618	100,00	87 979,73	100,00			
250-400 °С ЛК-100	0	0,00	0	0,00	Справочно		
ВСГ	859	0,86	591,44	0,67	Справочно		
Производство продукции							
Г/О Вакуумный дистиллят	83174	83,49	69 002,47	78,43	-14171,53	-5,06	Низкий выход Г/О вакуумного дистиллята
Углеводородный газ	572	0,57	853,67	0,97	281,67	0,40	Высокий выход УВГ
Нестабильный бензин	305	0,31	196,03	0,22	-108,97	-0,08	Низкий выход нестаб. бензина
Сероводород	604	0,61	1 326,06	1,51	722,06	0,90	Высокий выход сероводорода
Фр. 180-350 °С-100 КТ	14 764	14,82	16 822,02	19,12	2 058,02	4,30	Высокий выход Г/О ДТ
Потери	199	0,20	-220,52	-0,25	-419,52	-0,45	Погрешность КИПиА /
Сера в сырье и продукте, % масс.	1,53 и 0,11 соответственно						
Кратность циркуляции	684						
WABT P-101/1 и P-101/2, °С	348,5 и 348,7 соответственно						
Расход водорода, нм3/ч	140721						
Концентрация водорода в ВСГ, %	95,29						

За рассматриваемый период наблюдается:

- снижение выхода гидроочищенного вакуумного дистиллята идет в пределах с 4,12 - 7,67 %;
- увеличение выхода нецелевого продукта – углеводородного газа, в пределах с 0,09 - 0,40 %;
- увеличение фактической выработки гидроочищенного дизельного топлива, в пределах с 3,14%-6,51 %;
- снижение выхода нестабильного бензина, в пределах с 0,08 % - 0,13%; Данные для создания математической модели процесса гидроочистки выбран период стабильной работы установки с 01.01.2020 г. по 26.04.2020 г., см. таблицу 15.

Таблица 15 – Основные рабочие параметры с января по апрель 2020 г

Основные рабочие параметры	Значение (средние)
Расход сырья на смешение с ВСГ, м ³ /ч	238-281 (257)
Расход ЦВСГ на смешение с сырьем, нм ³ /ч	138232-157416 (148063)
Соотношение ЦВСГ/сырье	514-641 (577)
Содержание водорода в ЦВСГ, %	91,48-94,72 (93,52)
Температура г/с смеси на входе в реактор Р-101/1, °С	336,6-340,9 (339,6)
Температура г/с смеси на выходе из реактора Р-101/1, °С	357,4-362,5 (360,9)
Температура г/с смеси на входе в реактор Р-101/2, °С	335,9-340,4 (338,9)
Температура г/с смеси на выходе из реактора Р-101/2, °С	357,4-362,6 (360,9)
Давление на входе в реактор, кгс/см ²	40,82-42,04 (41,46)
Давление на выходе из реактора, кгс/см ²	39,58-40,66 (40,17)

Продолжение таблицы 15

Перепад температур между входом и выходом реактора Р-101/1, °С	20,8-21,6 (21,3)
Перепад температур между входом и выходом реактора Р-101/2, °С	21,5-22,2 (22,0)
Перепад давления между входом и выходом реактора Р-101/1, кгс/см ²	1,21-1,39 (1,29)
Перепад давления между входом и выходом реактора Р-101/2, кгс/см ²	1,64-1,88 (1,75)

Анализ данных о качестве сырья выполнен за период работы установки с 01.01.2020 г. по 26.04.2020г.

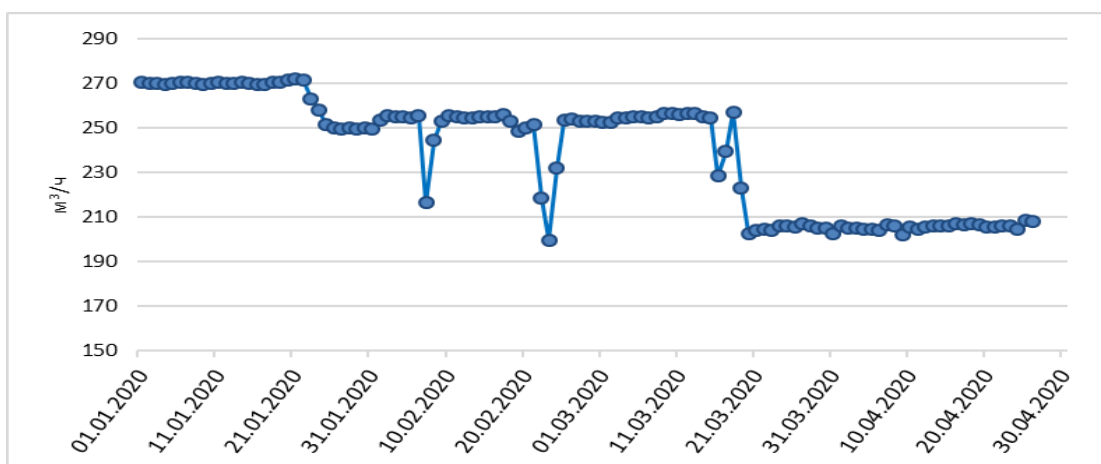


Рисунок 27 – Расход тяжелого сырья (общий)

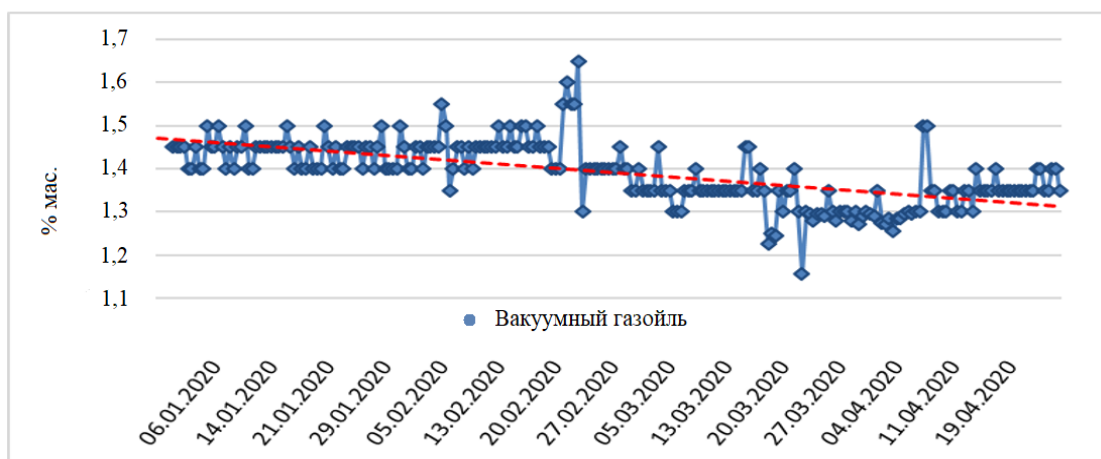


Рисунок 28 – Сера в тяжелом сырье

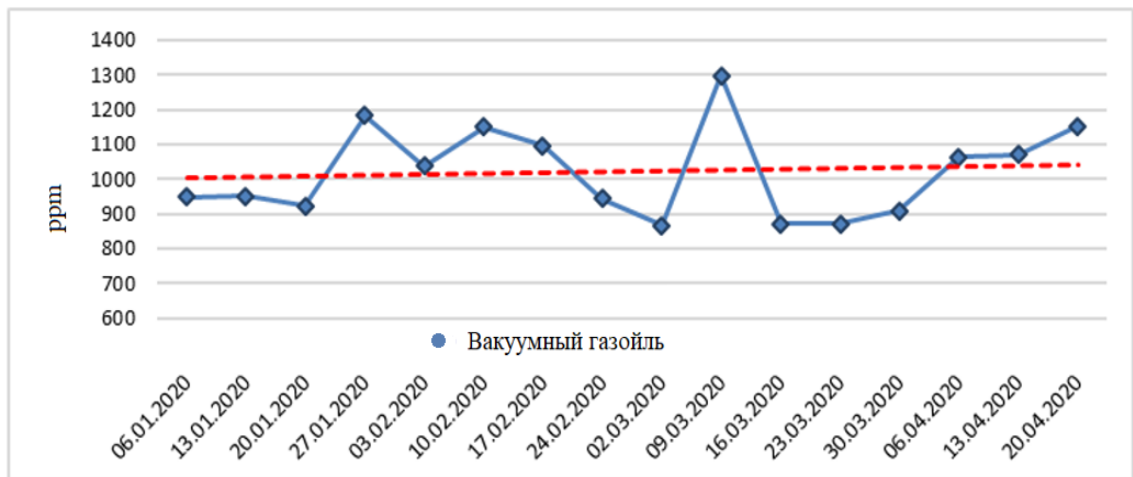


Рисунок 29 – Содержание азота в тяжелом сырье

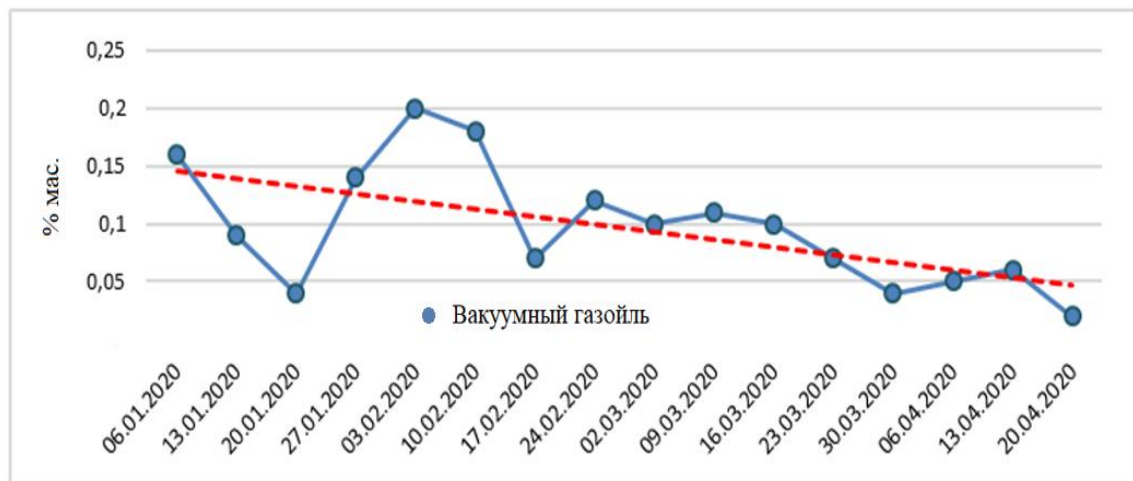


Рисунок 30 – Коксуюемость тяжелого сырья

Проанализированные данные показывают, тяжелое сырье гидроочистки (его коксуюемость) колеблется в пределах 0,02-0,2 % мас., (за средний период варьируется в диапазоне-0,10 % мас., при норме 0,3 % мас., не более), по рисунку 30. Значение серы в тяжелом сырье колебалось с 1,16-1,164 % мас., (за средний период варьировалось-1,56 % мас., норма: не более 1,8 % мас.), рисунок 28, по содержанию азота в тяжелом сырье колеблется в пределах нормы ~ 1021 ppm, рисунок 29.

2.5 Методы исследования вакуумного дистиллята

Анализ образцов вакуумного дистиллята был осуществлен с использованием следующих аналитических методов и приборов:

- 1) автоматический анализатор анилиновой точки в соответствии с ASTM D611. Модель AAR-6, Tanaka Scientific, Япония;
- 2) автоматический мультикапиллярный вискозиметр в соответствии с ASTM D445. Модель HVM 472, Walter Herzog GmbH, Германия;
- 3) автоматический анализатор коксового остатка по методу Конрадсона в соответствии с ASTM D189. Модель ACR-6, Tanaka. Япония;
- 4) рентгенофлуоресцентный анализатор для определения содержания серы в соответствии с ASTM D4294. Модель «СПЕКТРОСКАН», исполнение «СПЕКТРОСКАН SL» ООО «НПО СПЕКТРОН», Россия;
- 5) анализатор бензинов – двухканальная система DHA Fast + ASTM D6730 с системой Ice-Door и ЖКД/Модель Agilent 7890 GC, AC Analytical Control, Нидерланды;
- 6) ВЭЖХ для группового анализа ароматических углеводородов в средних дистиллятах по ASTM D6591. Модель HPLC 1260, AC Analytical Control, Нидерланды;
- 7) Автоматический цифровой плотномер в соответствии с ASTM D4052. Модель VIDA, ISL, Франция;
- 8) элементный анализатор, горизонтальная печь, N-S, 230 В, для определения серы и азота в соответствии с ASTM D5453, ASTM D6667, ASTM D4629, ASTM D5176, UOP 393, UOP 936. Модель MultiTek, горизонтальный, N-S 230 В, в комплекте роботизированный автосэмплер для жидких и твердых проб Multi-Matrix, ANTEK, США;
- 9) автоматический анализатор фракционного состава при пониженном давлении (вакуумная разгонка) в соответствии с ASTM D1160. Модель HDV 632, Walter Herzog GmbH, Германия;

10) ГОСТ 3900-85 «Нефть и нефтепродукты. Методы определения плотности»;

11) ГОСТ 33-2000 «Нефтепродукты. Прозрачные и непрозрачные жидкости».

12) ГОСТ 18995-73 «Продукты химические жидкости»;

13) ГОСТ Р 51947-2002 «Нефть и нефтепродукты»;

14) ГОСТ Р 52714-2007 «Определение индивидуального и группового углеводородного состава методом капиллярной газовой хроматографии».

2.6 Результаты исследований катализаторов гидроочистки вакуумного дистилята

Технологический процесс переработки тяжелого вакуумного дистилята оказывает существенное влияние на эксплуатационные свойства катализатора, в том числе его стабильность. На поверхности катализатора в процессе эксплуатации откладываются коксогенные соединения, содержание которых было определено в работе (рис. 33–36).

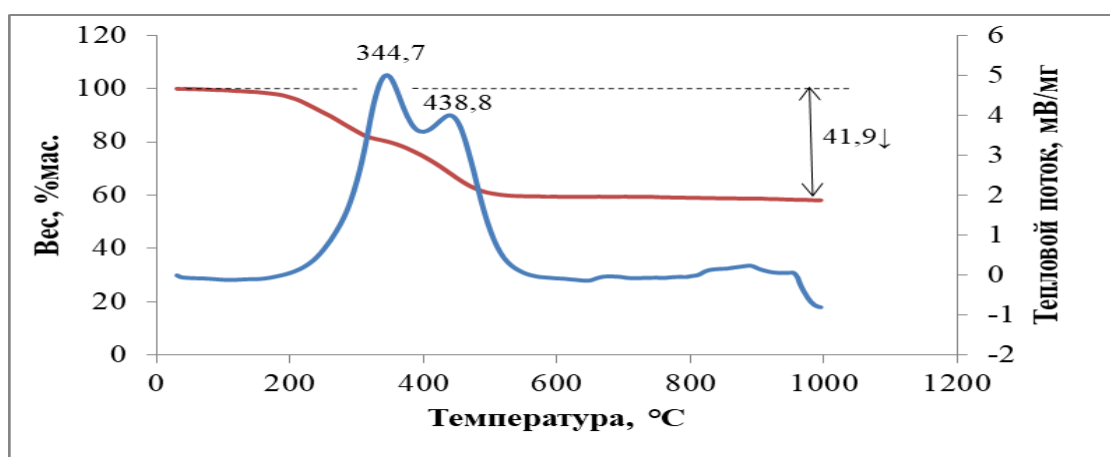


Рисунок 31 – Термограмма испытания образца 1

Анализ результатов показывает, что при температурах в районе 200-500 °C на кривых дифференциальной сканируемой калоритмии (ДСК) наблюдается бимодальный пик 344.7 / 438.8 °C.

Следовательно, необходимо проведение МС анализа, для определения на термограмме для иона $m/e = 64$ (SO_2^+), в случае повторения бимодального пика, можно сделать вывод об окисления серы до SO_2 . Масса образца уменьшается почти на 42 % мас.

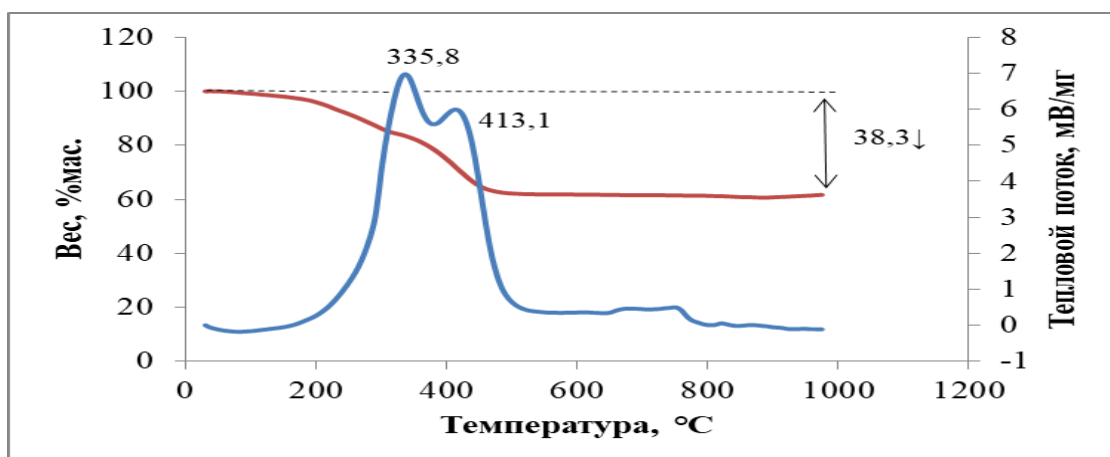


Рисунок 32 – Термограмма испытания образца 2

В диапазоне температур 200-500 °C на кривых дифференциальной сканирующей калориметрии (ДСК) исследованного образца наблюдается бимодальный экзотермический пик 335,8 / 413,1 °C (рисунок 32). Аналогично рисунку 35 необходимо провести анализ МС для определения окисления серы в образце на присутствие различных ее химически связанных состояний. Масса образца уменьшается почти на 38,3 % мас.

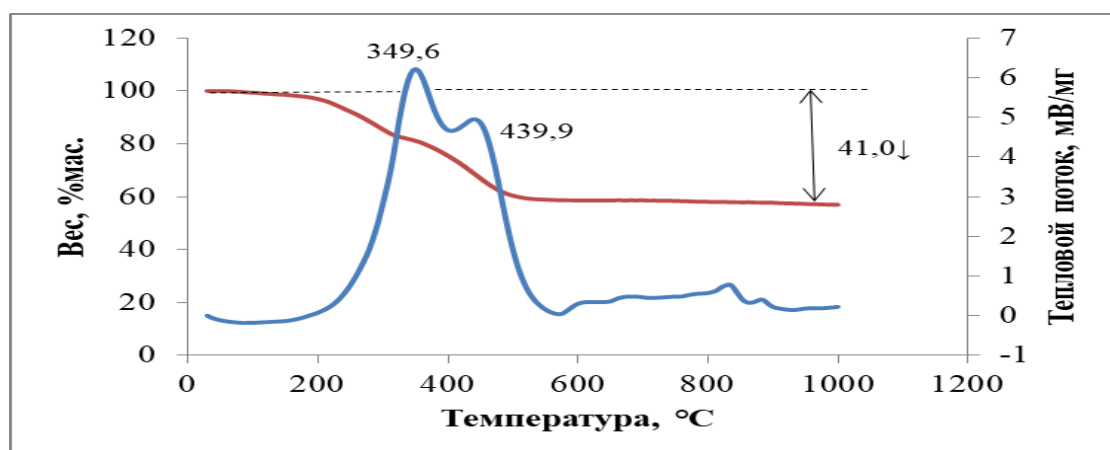


Рисунок 33 – Термограмма испытания образца 3

В диапазоне температур 200-500 °C на кривых дифференциальной сканирующей калориметрии (ДСК) исследованного образца наблюдается бимодальный экзотермический пик 349,6/ 439,9 °C (рисунок 33). Аналогично рисунку 31 необходимо провести анализ МС для определения окисления серы (SO,

SO₂ и др.) в образце на присутствие различных ее химически связанных состояний. Масса образца уменьшается почти на 41,0 % мас.

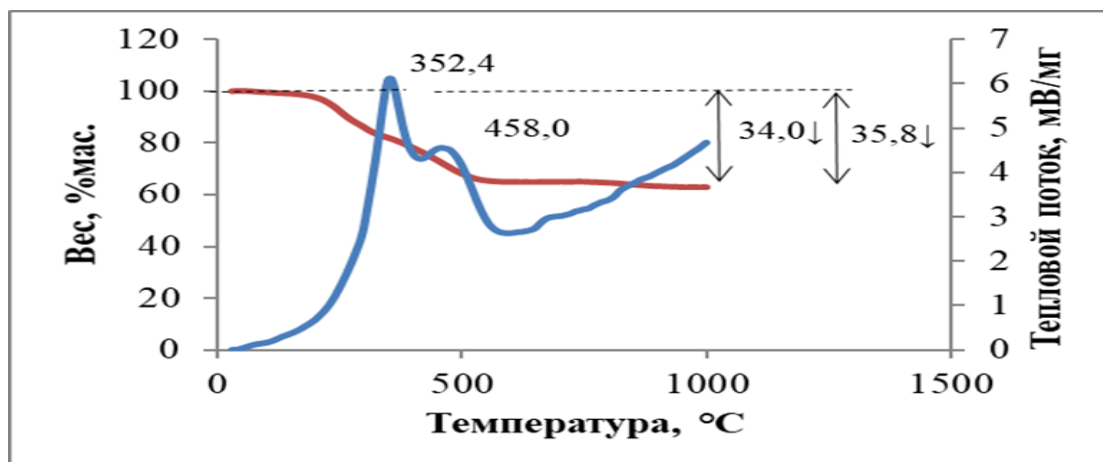


Рисунок 34 – Термограмма испытания образца 4

Аналогично рисунку 31 необходимо провести анализ МС для определения окисления серы (SO, SO₂ и др.) в образце на присутствие различных ее химически связанных состояний. Масса образца уменьшается почти на 34,0 %мас. При максимальной температуре в 1000 °C масса уменьшается на 35,8 % мас.

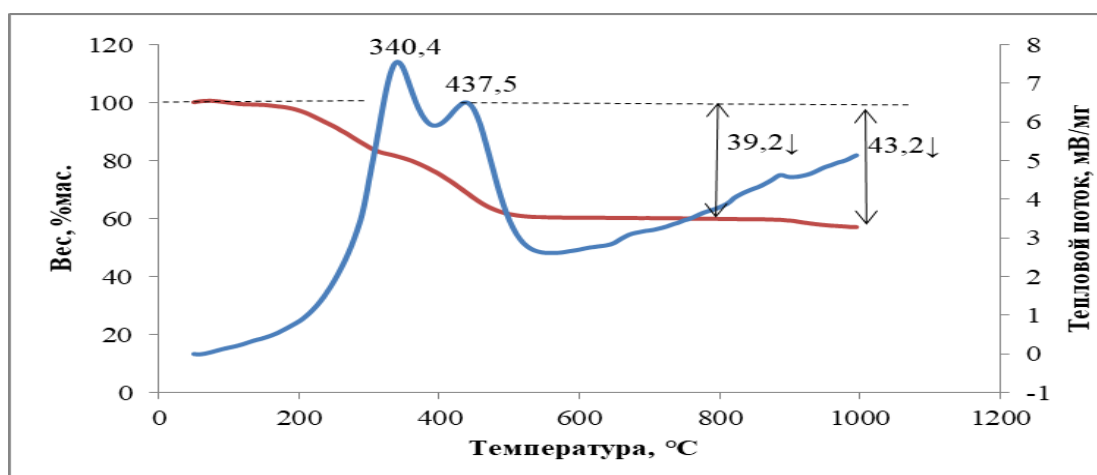


Рисунок 35 – Термограмма испытания образца 5

Аналогично рисунку 31 необходимо провести анализ МС для определения окисления серы (SO, SO₂ и др.) в образце на присутствие различных ее химически связанных состояний. Масса образца уменьшается почти на 39,2 %мас. При максимальной температуре в 1000 °C масса уменьшается на 43,2 %мас.

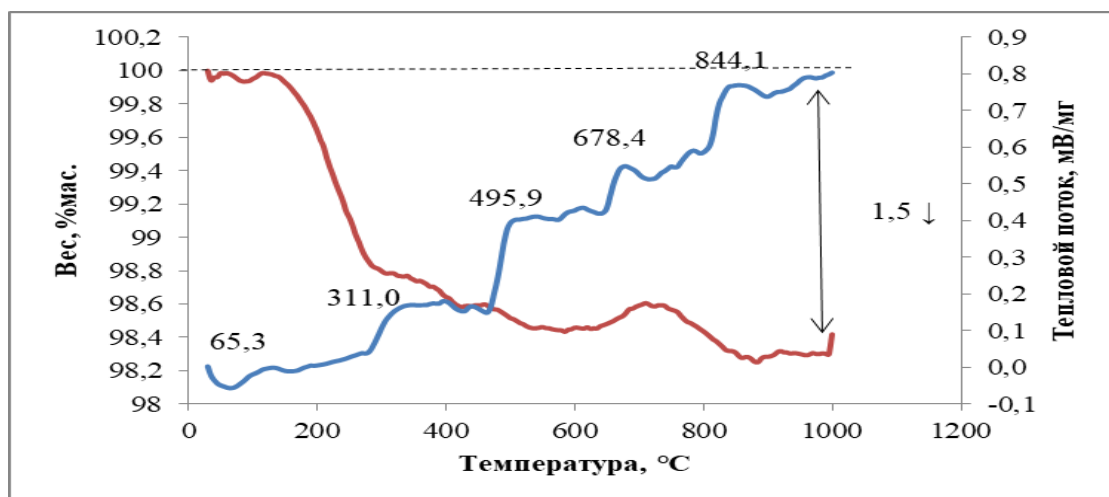


Рисунок 36 – Термограмма испытания образца 6

При температуре 311,0; 495,9; 678,4 °C (рисунок 36), наблюдаются выраженный экзотермический пик, наличие которых может служить свидетельством выделения газов (необходим анализ МС для определения m/z). Масса образца уменьшается на 1,5 % мас.

Данные по содержанию кокса на образцах катализаторов гидроочистки также использованы для разработки и верификации математической модели.

2.7 Изменение ключевых технологических параметров в ходе эксплуатации промышленной установки гидроочистки

Активность катализаторов нефтепереработки изменяются в ходе технологического процесса в результате действия множества факторов, что имеет большое практическое значение.

Рассмотрим технологические факторы, влияющие на каталитическую активность и, в конечном итоге, на срок службы катализаторов процесса гидроочистки.

Влияние температуры

Таблица 16 – Термические показатели работы реакторов Р-101/1, Р-101/2

Показатели	Январь-Апрель 2020 г.		
	Мин.	Макс.	Средн.
Реактор Р-101/1			
Т на входе, °С	335	336	336
Т на выходе, °С	352	358	356
Средневзвешенная температура реактора (WABT)	347	351	349
Реактор Р-101/2			
Т на входе, °С	335	336	335
Т на выходе, °С	353	359	357
Средневзвешенная температура реактора (WABT)	347	351	349

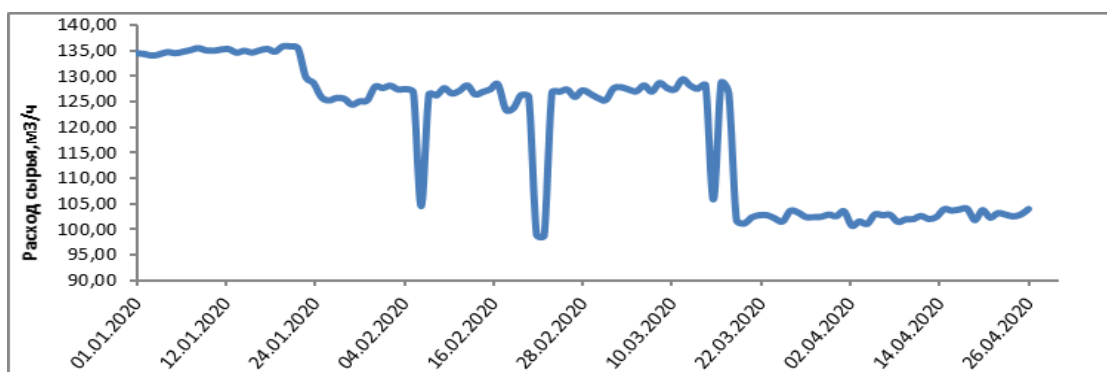


Рисунок 37 – Динамика расхода сырья в процессе гидроочистки

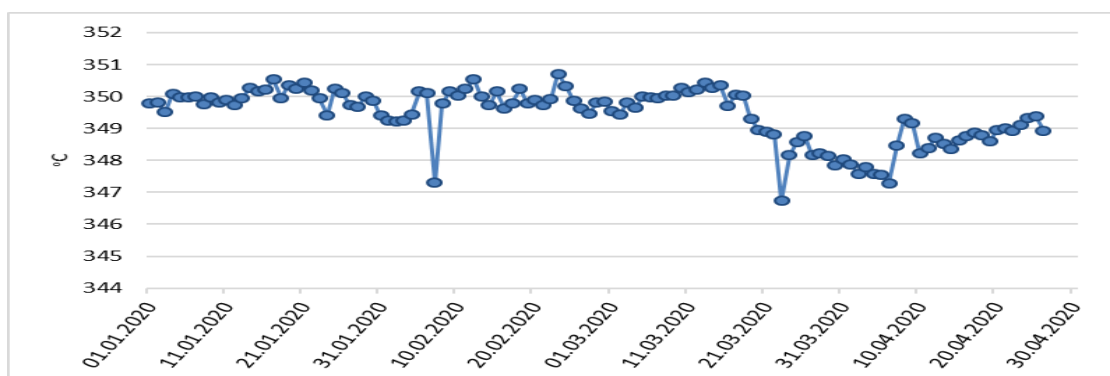


Рисунок 38 – Средневзвешенная температура Р-101/1

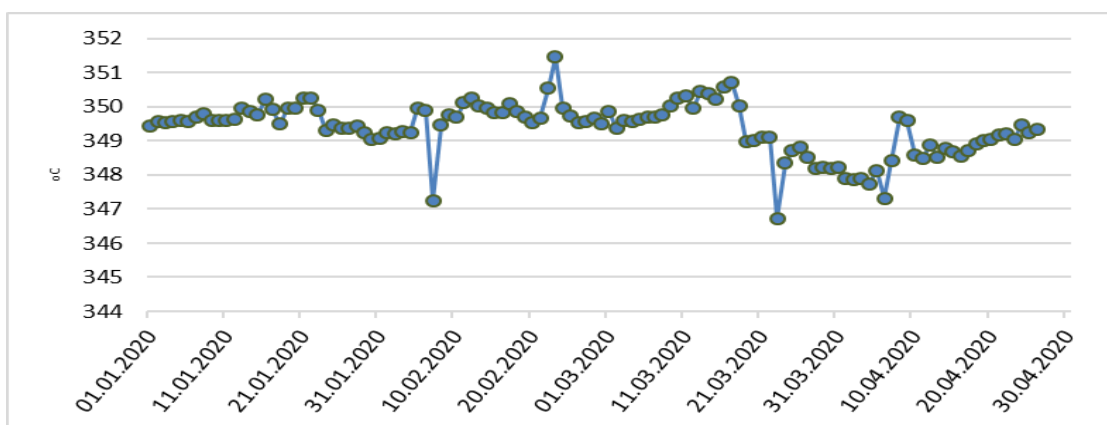


Рисунок 39 – Средневзвешенная температура P-101/2

На рисунках 38, 39 наблюдается понижение температуры в реакторах с марта месяца с постепенным ростом (с понижением смешенного сырья), см. рисунок 37. При этом не наблюдается повышения содержания серы в продукте.

Из рисунка 40 видно, что процесс гидроочистки характеризуется небольшим экзотермическим эффектом.

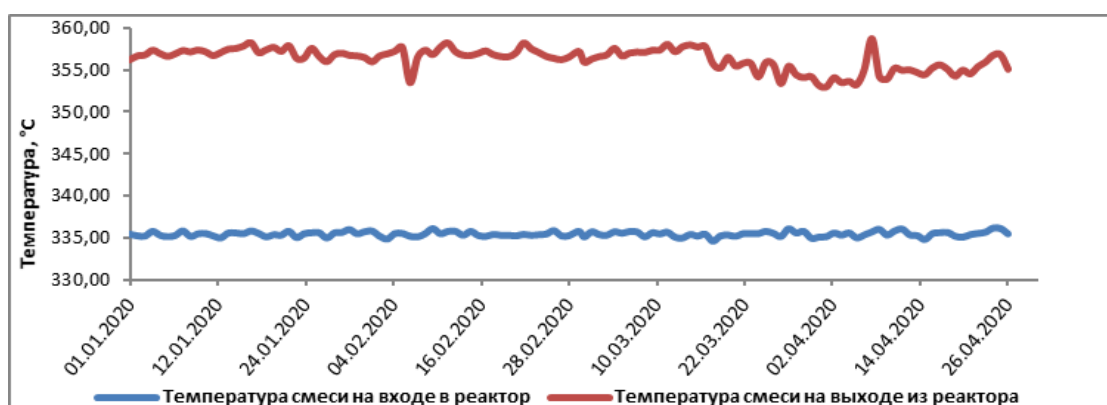


Рисунок 40 – Тенденция температуры в реакторе

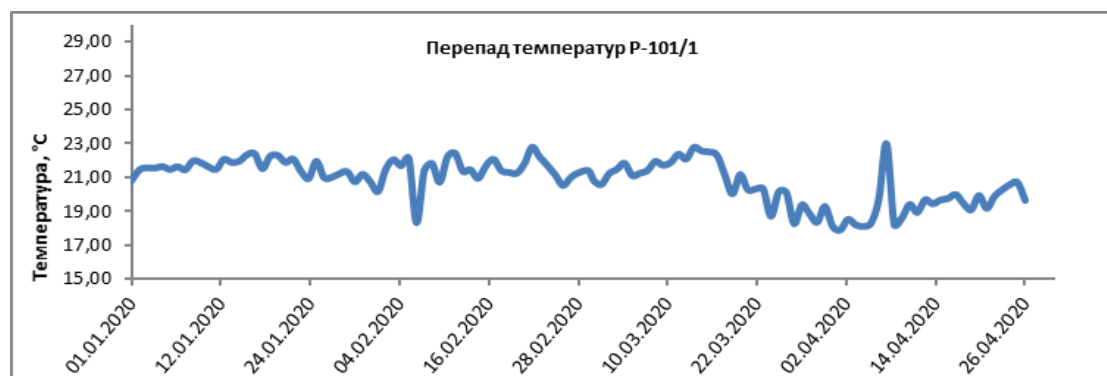


Рисунок 41 – Перепад температур P-101/1

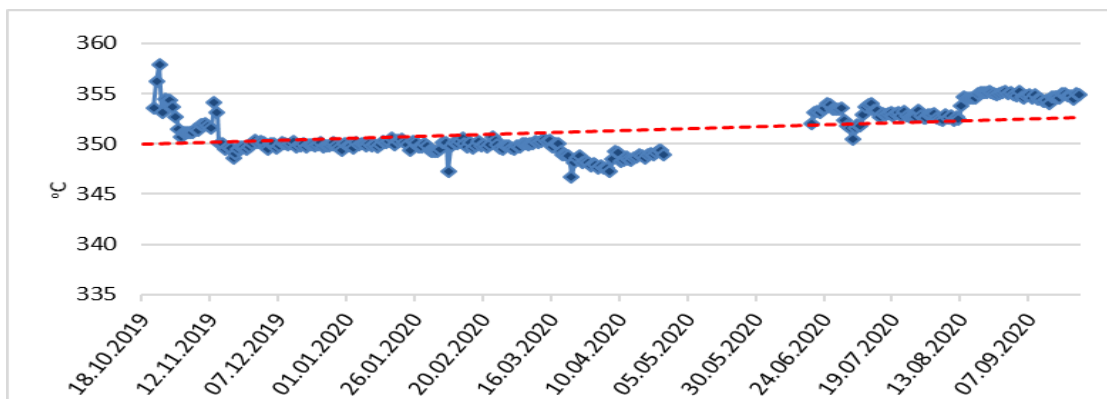


Рисунок 42 – Средневзвешенная температура Р-101/1 с октябрь месяца
(после загрузки нового катализатора)

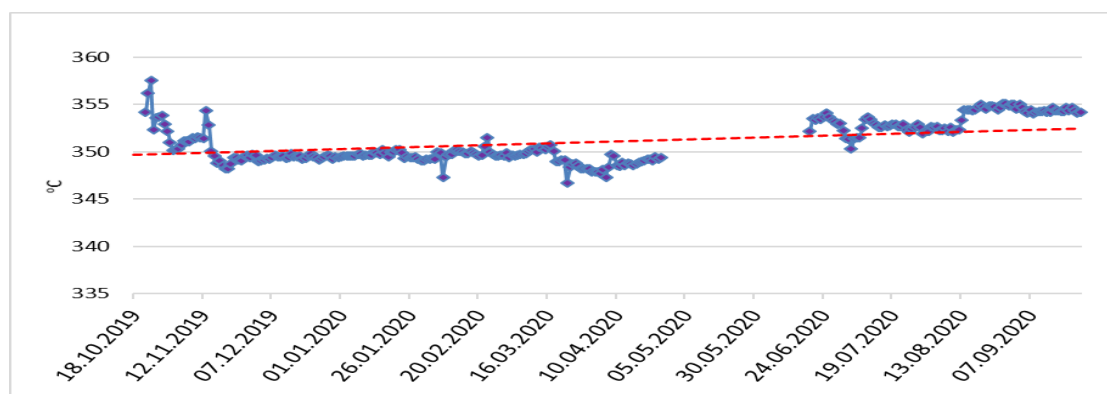


Рисунок 43– Средневзвешенная температура Р-101/2 с октябрь месяца
(после загрузки нового катализатора)

Фактическая WABT с начала года до апреля находится в интервале 347-351 °С.

Проведены экспериментальные исследования образцов закоксованных катализаторов, используемых в реакторах Р-101/1, Р-101/2 в течение 4 лет. Установлено, что содержание кокса на катализаторе гидроочистки достигает 30–40% мас. за 4-6 лет эксплуатации.

Влияние давления и циркуляции ВСГ

В таблице 17 и на рисунках 44, 45 представлены данные о динамиках изменений перепадов в реакторах Р-101/1,2.

Таблица 17 – Перепады давления в реакторах Р-101/1,2

Показатели	Январь-Апрель 2020 г.		
	Мин.	Макс.	Средн.
Реактор Р-101/1			
Перепад давления, кг/см ²	0,4	1,15	1,04
Реактор Р-101/2			
Перепад давления, кг/см ²	0,63	1,68	1,53

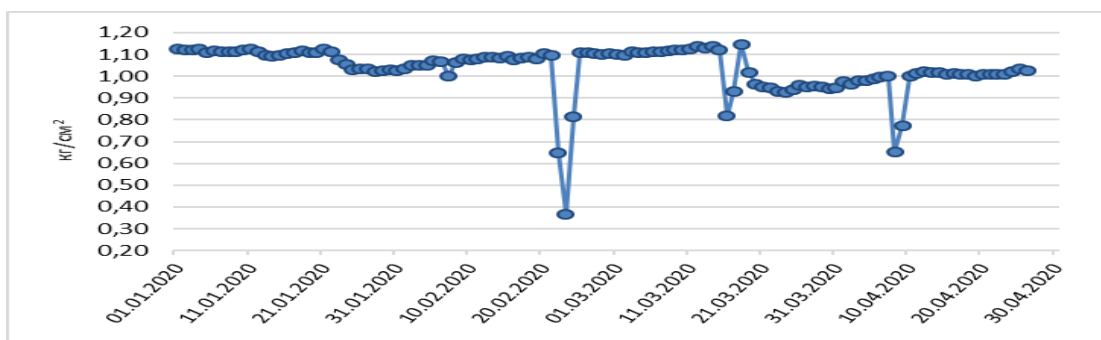


Рисунок 44 – Динамика изменений перепадов давления в реакторе Р-101/1

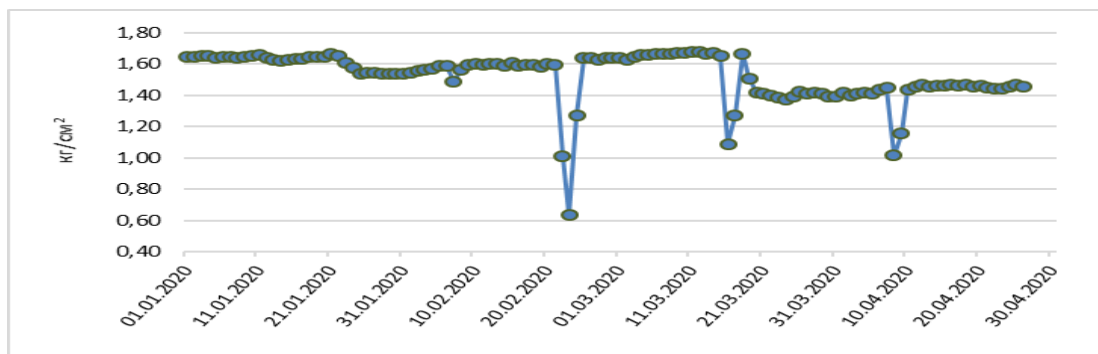


Рисунок 45 – Динамика изменений перепадов давления в реакторе Р-101/2

За январь-апрель 2020 года перепад давления по реакторам Р-101-1/2 стабильный, не превышает 1,53 кгс/см², с 19 марта перепад давления понизился до 1,43 кгс/см² и стабилизировался, в среднем за четыре месяца показывает 1,29 кгс/см² (при норме не более 2,5 кгс/см²).

Таблица 18 – Показатели реакторного блока Р-101/1,2 по давлению и ВСГ

Показатели	Январь-Апрель 2020 г.		
	Мин.	Макс.	Средн.
Реактор Р-101/1			
Давление на входе, кгс/см ²	37,62	42,09	41,12
Давление на выходе, кгс/см ²	37,25	40,97	40,08
Реактор Р-101/2			
Давление на выходе, кгс/см ²	37,84	42,49	41,51
Давление на выходе, кгс/см ²	37,21	40,85	39,99
ВСГ в тройник смешения			
Расход ЦВСГ, нм ³ /ч	78462	162344	141323
Концентрация Н ₂ в ВСГ, %	92,19	97,83	95,70
Парциальное давление Н ₂ , кгс/см ²	35,75	40,38	39,99
Кратность циркуляции ВСГ	393	754	596
Соотношение водород/сырье	373	712	571



Рисунок 46 – Динамика давления на входе в реактор

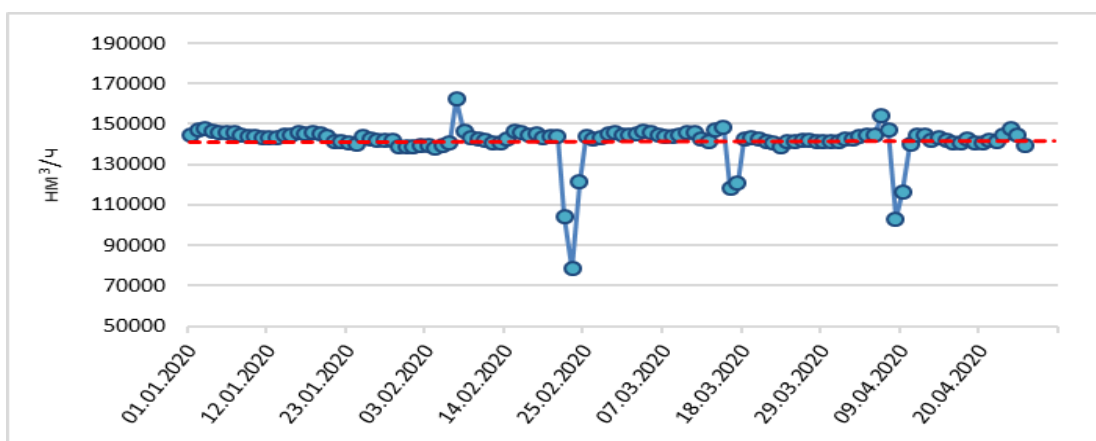
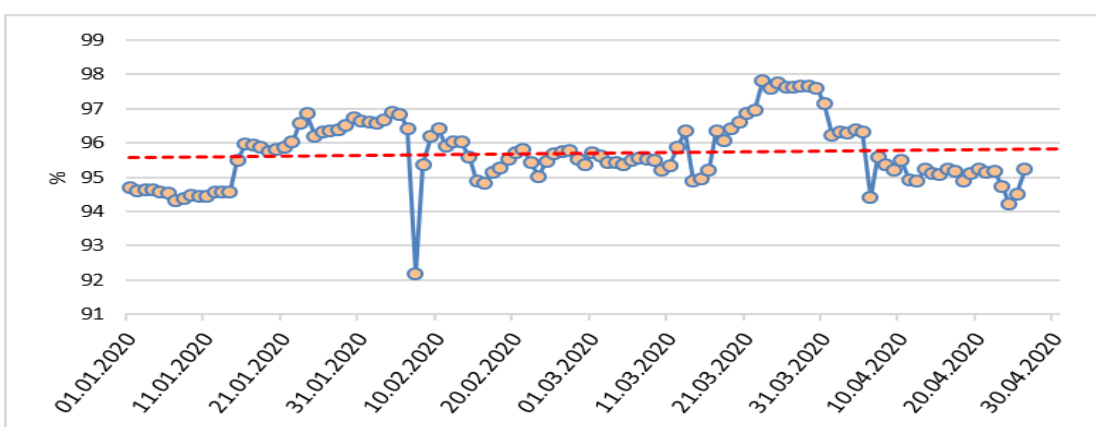


Рисунок 47 – Динамика изменения расхода ЦВСГ

Рисунок 48 – Концентрация H₂ в ВСГ

За четыре месяца концентрация водорода на высоком уровне относительно проекта - в среднем, 95,70 об. % (значение по проекту - 91,2 об. %, см., и рисунок 48).

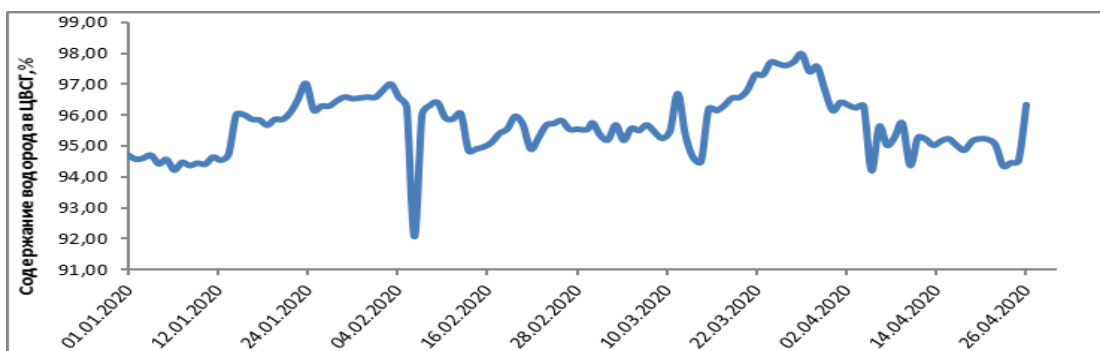


Рисунок 49 – Изменения содержание водорода в ЦВСГ

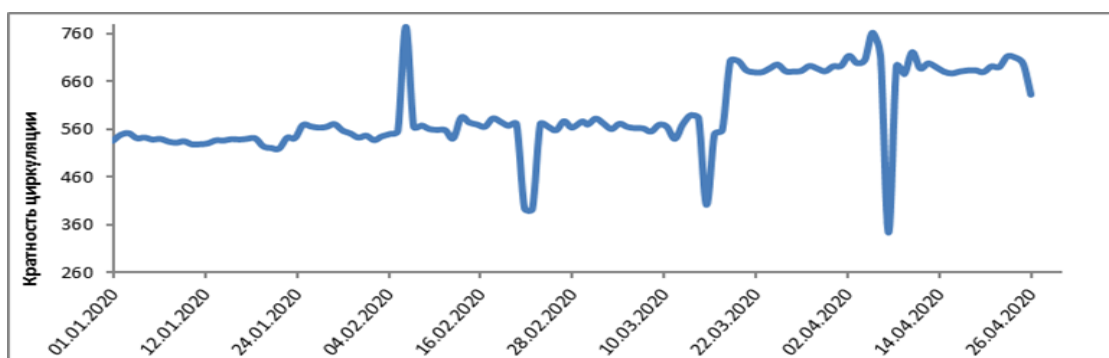


Рисунок 50 – Кратность циркуляции ЦВСГ / сырье

Другим ключевым параметром технологии гидроочистки, является *соотношение водород/сырье*.

Данный параметр эксплуатации установок гидроочистки отличается от значения кратности циркуляции (отношения общего расхода ЦВСГ к расходу сырья). Физический смысл его заключается в соотношении между фактическим количеством водорода, поступающим на катализатор, см. рисунок 49.

Соотношения водород/сырье, в среднем, $571 \text{ нм}^3/\text{м}^3$ см. рисунок 50.

Таблица 19 – Содержание каталитических ядов в сырье

Месяц	Каталитические яды							
	Fe, ppm	Cu, ppm	Ni, ppm	V, ppm	Na, ppm	Pb, ppm	As, ppm	Si, ppm
Январь	1,016	0,005	0,031	0,070	0,106	отс.	-	0,12
Февраль	1,261	отс.	0,043	0,109	0,026	отс.	-	0,36
Март	0,428	0,014	0,049	0,091	0,261	отс.	0,042	0,53
Апрель	0,796	0,006	0,043	0,080	0,029	0,006	0,051	0,53

2.8 Показатели качества гидроочищенного вакуумного дистиллята

Основное сырье, предназначенное для С-200 ПГПН, компаундируется в Е-106 на С-100 ПГПН, а затем подвергается гидрооблагораживанию.

Компонентами сырья являются: вакуумный газойль С-001 ПГПН, фракция 330-360°С, С-100 ППН, балансовое количество газойля с парков.

Таблица 20 – Качество вакуумного дистилата после гидроочистки

№ отбора	Плотность при 20°C кг/м³	Фракционный состав, °C															Массовая доля серы, %	Вязк. кинем при 50°C, сСт	Анилин овая точка, °C	Молекулярн. масса	Характер. фактор	Коксуемость, % масс	Сод. общ. азота, ppm	Ср. объем. температура, °C
		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	Не норм	Не норм	не норм	не норм	не норм	н/м 400	не норм	не норм	не норм	не норм	не норм	н/б 15	не норм	не норм	не норм	н/б 0,15	не норм	не норм.			н/б 0,3		
06.01.20	885,5	304	348	364	387	398	415	427	444	460	486	500	11	95	538	98	0,13	20,09	86,8	377	12,0	0,028	907,5	414
13.01.20	887,7	314	352	375	390	405	417	433	447	466	490	510	9	92	532	96	0,13	21,64	88,2	383	12,0	0,029	804,2	419
20.01.20	890,2	311	346	367	386	401	415	429	446	462	486	504	11	94	533	98	0,12	21,05	87,9	378	12,0	0,026	692,4	415
27.01.20	891,4	316	353	375	390	404	418	433	449	465	489	507	9	93	535	98	0,13	22,25	88,2	384	12,0	0,026	859,8	420
03.02.20	887,0	313	346	372	389	401	413	428	445	460	486	504	11	94	532	98	0,12	21,16	83,7	379	12,0	0,027	929,1	416
10.02.20	889,4	308	353	374	389	402	418	433	449	468	493	515	9	92	535	98	0,13	21,67	84,3	384	12,0	0,033	934,3	420
17.02.20	885,3	312	355	374	389	404	418	434	450	469	498	522	8	90	526	96	0,13	20,68	85,9	384	12,0	0,029	848,2	421
24.02.20	888,7	304	342	368	382	398	414	429	445	465	489	509	12	92	535	98	0,12	20,04	87,8	377	12,0	0,033	771,3	415
02.03.20	887,5	302	340	364	382	395	412	426	446	464	492	514	12	93	534	98	0,11	18,81	87,5	375	12,0	0,026	669,4	413
09.03.20	887,2	307	345	367	384	398	409	427	444	459	484	505	11	94	534	99	0,12	20,23	86,9	374	12,0	0,019	634,0	413
16.03.20	884,6	314	356	373	388	402	416	431	447	466	492	513	6	92	534	98	0,13	19,56	86,7	384	12,0	0,021	745,2	419
23.03.20	886,4	322	358	375	382	392	412	430	448	468	490	510	8	93	528	96	0,10	21,98	88,7	380	12,0	0,026	391,8	417
30.03.20	890,0	327	361	380	390	402	418	430	441	457	481	502	6	95	524	98	0,09	21,70	87,9	381	12,0	0,022	780,8	418
06.04.20	890,6	330	353	372	388	403	414	428	441	458	480	495	9	96	527	98	0,10	22,41	86,5	377	12,0	0,026	723,6	415
13.04.20	878,9	324	366	382	396	408	421	433	447	465	491	515	3	92	517	96	0,11	21,54	86,6	389	12,1	0,017	794,0	423
20.04.20	888,6	327	360	383	395	407	416	435	450	465	482	508	6	93	532	96	0,11	21,58	86,3	386	12,0	0,027	680,7	421
средние данные	887,7	315	353	374	389	402	416	431	446	464	488	508	8	93	531	98	0,12	21,24	87,0	382	12,0	0,025	767,5	418

Выводы по главе 2

Во второй главе приведена характеристика объекта исследования. Дана характеристика сырья. Представлены результаты исследований по определению свойств сырья и продуктов гидроочистки. В период производственной работы рассмотрены изменения выхода продуктов гидроочистки.

Проанализированы узкие места процесса гидроочистки вакуумного газойля на основе мониторинга работы промышленной установки.

Проведены экспериментальные исследования образцов закоксованных катализаторов, используемых в реакторах Р-101,1, Р-101/2, отработавших в течении 4-6 лет.

Таким образом, сформирован массив экспериментальных данных для построения математической модели.

ГЛАВА 3. ФОРМИРОВАНИЕ МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА ГИДРООЧИСТКИ ВАКУУМНОГО ДИСТИЛЛЯТА

Модель процесса гидроочистки тяжелого вакуумного дистиллята представляет собой совокупность фундаментальных уравнений, которые описывают химические превращения и учитывают влияние состава исходных потоков, технологических параметров, материальный баланс и свойства продуктов [92-97].

Процесс гидрогенизации протекает в реакторе со стационарным слоем Al-Co-Mo-катализатора [98-114].

Математическая модель описывает: кинетику, термодинамику, гидродинамику, учитывает параметры реактора и технологического процесса (температура, давление и т.д.), [114-115]., см. рисунок 51.

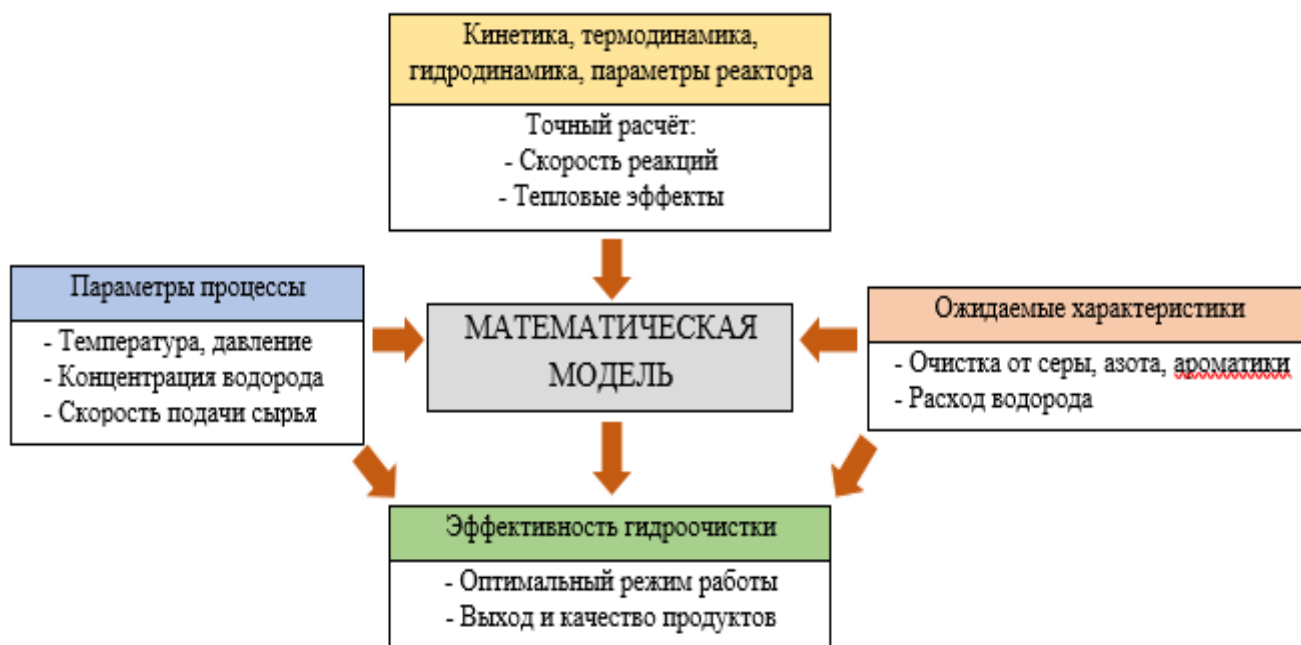


Рисунок 51 – Краткое описание математической модели

В связи с тем, что в реакционной смеси содержатся сотни соединений, которые участвуют в сотнях реакций, экспериментальное изучение каждой реакции затруднительно, этим усложняется разработка модели.

3.1 Формирование термодинамических свойств реакций процесса гидроочистки вакуумного дистиллята

Для проверки гипотезы о протекании той или иной реакции, а также с целью сокращения набора реакций выполнена оценка термодинамических параметров протекающих реакций в процессе гидроочистки вакуумного дистиллята, см. таблицы 21, 22.

Таблица 21 – Реакции, протекающие в процессе гидроочистки, на примере соединений ряда C_{15}

Группа сернистых азотистых соединений	Химические реакции
Бензотиофен	$C_{15}H_{20}S + 3H_2 \rightarrow C_{15}H_{24} + H_2S$
Дибензотиофен	$C_{15}H_{14}S + 2H_2 \rightarrow C_{15}H_{16} + H_2S$
Пиридин	$C_{15}H_{25}N + 5H_2 \rightarrow C_{15}H_{32} + NH_3$
Индол	$C_{15}H_{21}N + 3H_2 \rightarrow C_{15}H_{24} + NH_3$
Карбазол	$C_{15}H_{15}N + 2H_2 \rightarrow C_{15}H_{16} + NH_3$

Таблица 22 – Реакции, протекающие в процессе гидроочистки, на примере соединений ряда C_{28} , C_{40}

Группа сернистых и азотистых соединений	Химические реакции
Бензотиофен	$C_{28}H_{46}S + 3H_2 \rightarrow C_{28}H_{50} + H_2S$
	$C_{40}H_{70}S + 3H_2 \rightarrow C_{40}H_{74} + H_2S$
Дибензотиофен	$C_{28}H_{40}S + 2H_2 \rightarrow C_{28}H_{42} + H_2S$
	$C_{40}H_{64}S + 2H_2 \rightarrow C_{40}H_{66} + H_2S$
Пиридин	$C_{28}H_{51}N + 5H_2 \rightarrow C_{28}H_{58} + NH_3$
	$C_{40}H_{75}N + 5H_2 \rightarrow C_{40}H_{82} + NH_3$
Хинолин	$C_{28}H_{45}N + 4H_2 \rightarrow C_{28}H_{50} + NH_3$
	$C_{40}H_{69}N + 4H_2 \rightarrow C_{40}H_{74} + NH_3$
Акридин	$C_{28}H_{39}N + 3H_2 \rightarrow C_{28}H_{42} + NH_3$
	$C_{40}H_{63}N + 3H_2 \rightarrow C_{40}H_{66} + NH_3$

Составление термодинамических свойств в математической модели, для ее создания в основном будет расчет термохимических свойств молекул.

Основные расчеты термодинамических параметров реакций формировались по закону Гесса.

Расчеты термохимических свойств молекул, вовлеченных в реакциях гидроочистки, такие как энтальпия, энтропия, энергия Гиббса, проведены в программном продукте для квантово-химических расчетов: «Gaussian» (расчет реализован методом Dft-Density Theory).

Энергия Гиббса реакций гидрирования бензотиофена до этилбензола определяется значением: -112,82 кДж/моль, реакция гидрообессеривания дибензотиофена до дифенила определяется энергией Гиббса C_{15} : -25,29 [115].

Общий тепловой эффект секции гидроочистки находится в значениях ΔH : -757 кДж/моль. Энергия Гиббса реакций гидрирования пиридина до соответствующего алкана состава C_{28} определяется значением: -131,77 кДж/моль. А энергия Гиббса реакций гидрирования бензотиофенов до R-бензолов для состава C_{28} определяется значением: -109,34 кДж/моль, C_{40} : -112,56 кДж/моль. Гидрирование дибензотиофенов осуществляется до дифенилов с энергией Гиббса для состава C_{28} : -46,25 кДж/моль, C_{40} : -43,15 кДж/моль. Данные значения коррелируются с литературными данными по реакциям, которые идут в процессе гидроочистки [115-116]. Результаты по квантово-химическим расчетам (расчет методом DFT), таблица 23.

Таблица 23 – Термодинамические параметры реакций гидроочистки

Реакция гидрирования АУ	ΔH , кДж/моль	ΔG , Кдж/моль
нафтенy	- 49,33 = - 76,16	- 16,93 = - 44,98
моноциклические	- 186,27 = - 245,71	- 3,57 = - 34,98
бициклические	- 142,27 = - 153,43	- 5,01 = - 27,92
полициклические	- 69,28 = - 83,02	- 9,16 = - 29,08

Продолжение таблицы 23

Реакции гидродеазотированных азотсодержащих соединений		
Моноароматические	- 357,84 = - 329,61	- 109,18 = - 132,75
Диароматические	- 152,71 = - 215,89	- 72,85 = - 76,52
Триароматические	- 32,47 = - 129,03	- 5,16 = - 53,32
Реакции гидрообессеривания		
гидродесульфуризация бензотиофена	- 188,78 = - 190,97	- 109,34 = - 112,82
гидродесульфуризация дибензотиофена	- 54,96 = - 71,28	- 25,29 = - 46,25
Вторичные реакции		
циклизация непредельных углеводородов	- 83,25	- 33,3
крекинг алканов	242,2	2,70
деалкилирование ароматических углеводородов	164,03	1,31
Реакции, приводящие к образованию кокса		
образование смол	48,06	-
коксообразование	- 0,26 = - 77,60	- 72,42 = - 275,14

Примечание: АУ – ароматические, ΔН – изменение энтальпии, ΔG – изменение энергии Гиббса.

Реакции, для которых рассчитаны термодинамические параметры, сформированный на основе литературных данных.

3.2 Разработка формализованного механизма химических превращений процесса гидроочистки вакуумного газойля

Формирование схемы химических превращений и ее формализация считается главным этапом формирования математической модели гидроочистки вакуумного дистиллята [117]. На обоснованных термодинамических параметрах, подобранных реакций создана: «Формализованная схема химических превращений углеводородов» в процессе гидроочистки вакуумного газойля, рисунок 52.

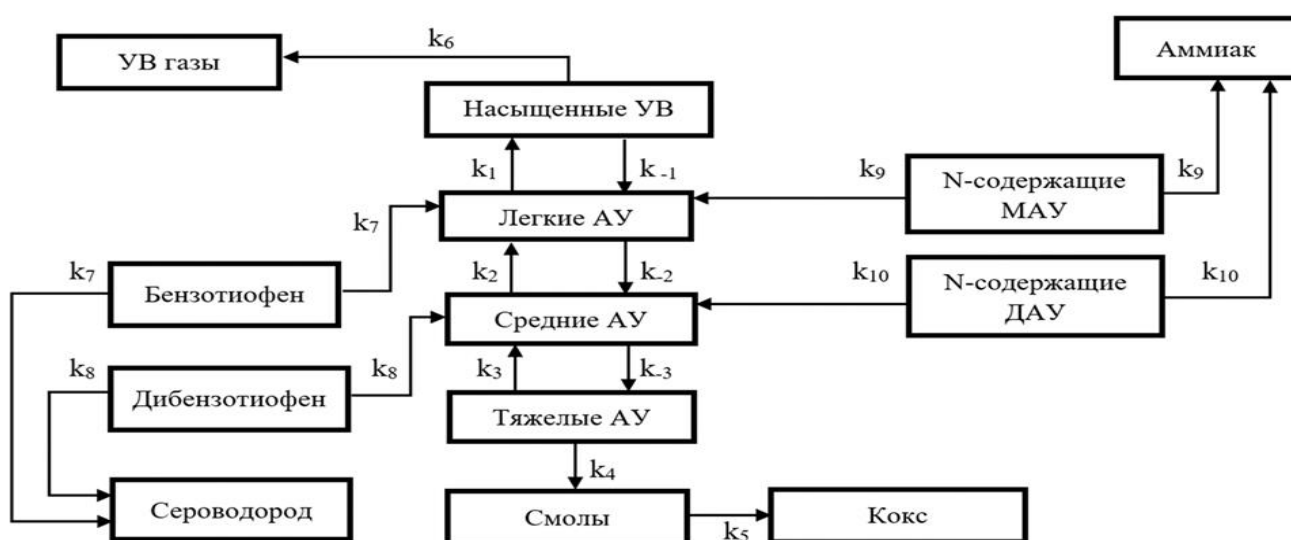


Рисунок 52 – Формализованная схема химических превращений углеводородов.

Примечание: углеводороды, легкие (УВ), моноароматические углеводороды, средние (АУ), биароматические углеводороды, тяжелые (АУ), полиароматические углеводороды (АУ), N-содержание (МАУ), N-содержание (ДАУ), k_i -константа скорости i -й прямой реакции, k_{-i} -константа скорости i -й обратной реакции

Данная схема основывается на учете различной реакционной способности серо- и азотсодержащих соединений в реакциях их гидрогенолиза [118-122]. В вакуумном газойле ключевыми серосодержащими компонентами приняты: бензотиофен, дибензотиофен и их аналоги.

Таблица 24 – Значение сернистых соединений в вакуумном газойле

Сернистые соединения	Негидроочищенный вакуумный газойль % мас.	Гидроочищенный вакуумный газойль % мас.
бензотиофены, в т.ч. сульфиды	1,318 % мас.	0,000 % мас.
дибензотиофены	0,259 % мас.	0,100 % мас.
Содержание общей серы общая *	1,577 % мас.	0,103 % мас.

Примечание: * - по результатам энергодисперсионного рентгенфлуоресцентного анализа.

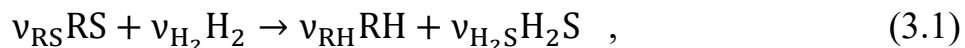
Анализ на содержание сернистых компонентов в тяжелом вакуумном дистилляте проведено на хроматографе «Кристалл-2000М» методом ГЖХ с плазменно-фотометрическим детектором.

В вакуумном дистилляте (гидроочищенном), остаточное содержание серы выражено неконвертированными аналогами дибензотиофена. Также учтена побочная реакция образования коксогенных соединений (кокса), в основном из смол.

Таким образом, для создания математической модели рассматриваются реакции гидрогенолиза сернистых соединений и азотсодержащих соединений: гидрирование, дегидрирование, конденсация ароматических углеводородов, смоло- и коксообразование.

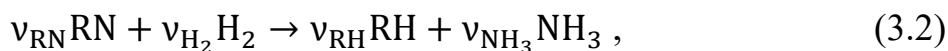
3.3 Разработка уравнений математической модели и определение кинетических параметров процесса гидроочистки вакуумного газойля

Реакция гидрообессеривания выглядит следующим образом (общий вид):



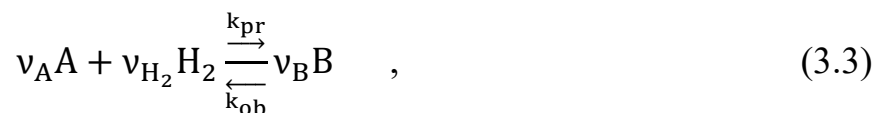
где v_{RS} , v_{H_2} , v_{RH} , v_{H_2S} – стехиометрические коэффициенты, которые характеризуют серосодержащие соединения, водород, получаемый углеводород и сероводород соответственно.

Реакции гидрирования азотсодержащих соединений смоделированы в соответствии общей схемой превращения:



где v_{RN} , v_{H_2} , v_{RH} , v_{NH_3} – стехиометрические коэффициенты, которые характеризуют азотсодержащие соединения, водород, получаемый углеводород и аммиак соответственно.

Реакция гидродеароматизации представлена обратимой реакцией первого порядка:



где v_A , v_{H_2} , v_B – стехиометрические коэффициенты, которые характеризуют ароматическое соединение, водород, получаемый углеводород соответственно.

Реакция смолообразования выглядит следующим образом:



Реакцию коксообразования можно представить следующим превращением:



Сформировали кинетическую модель процесса гидроочистки вакуумного дистиллята, таблица 25.

Таблица 25 – Описание кинетических превращений процесса гидроочистки вакуумного дистиллята

Реакция	Кинетическая модель
Гидрообессеривание	$r_S = k_7 \cdot C_{RS}^{v_{RS}} \cdot C_{H_2}^{v_{H_2}}$ $r_S = k_8 \cdot C_{RS}^{v_{RS}} \cdot C_{H_2}^{v_{H_2}}$
Гидродеазотирование	$r_N = k_9 \cdot C_{RN}^{v_{RN}} \cdot C_{H_2}^{v_{H_2}}$ $r_N = k_{10} \cdot C_{RN}^{v_{RN}} \cdot C_{H_2}^{v_{H_2}}$
Гидродеароматизация	$r_{Ar} = k_1 \cdot C_A^{v_A} \cdot C_{H_2}^{v_{H_2}} - k_{-1} \cdot C_B^{v_B}$ $r_{Ar} = k_2 \cdot C_A^{v_A} \cdot C_{H_2}^{v_{H_2}} - k_{-2} \cdot C_B^{v_B}$ $r_{Ar} = k_3 \cdot C_A^{v_A} \cdot C_{H_2}^{v_{H_2}} - k_{-3} \cdot C_B^{v_B}$
Смолообразование	$r_{sm} = k_4 \cdot C_A^{v_A}$
Коксообразование	$r_k = k_5 \cdot C_A^{v_A} \cdot C_C^{v_C}$

Из существующих исследовательских данных анализ-образцов гидроочистки вакуумного газойля по составу сырья и продуктов, для установления констант скоростей реакций решена обратная кинетическая задача, таблица 26.

Температурные зависимости констант скоростей реакций основываются уравнением Аррениуса.

Кинетические параметры реакций определены при решении обратной кинетической задачи путем минимизации отклонения расчетных и экспериментальных значений групп в продуктах гидроочистки вакуумного газойля, таблица 26.

Таблица 26 – Кинетические параметры модели процесса гидроочистки вакуумного газойля при $T=350\text{ }^{\circ}\text{C}$

Реакция	Размерность k_j, k_0	E_a , $\frac{\text{кДж}}{\text{моль}}$	k_0	k_j
гидрирование ароматических углеводородов	$\text{м}^3 / (\text{моль} \cdot \text{с})$	54,31 131,91 156,09	$9,0 \cdot 10^3$ $1,26 \cdot 10^{12}$	$1,47 \cdot 10^{-1}$ $5,20 \cdot 10^{-2}$
гидродеазотирование N-МАУ	$\text{м}^3 / (\text{моль} \cdot \text{с})$	164,94	$2,30 \cdot 10^{12}$	$1,41 \cdot 10^{-2}$
гидродеазотирование N-ДАУ	$\text{м}^3 / (\text{моль} \cdot \text{с})$	170	$2,80 \cdot 10^{13}$	$8,94 \cdot 10^{-3}$
гидродесульфуризация бензотиофена	$\text{м}^3 / (\text{моль} \cdot \text{с})$	130	$2,02 \cdot 10^{10}$	$1,16 \cdot 10^{-1}$
гидродесульфуризация дибензотиофена	$\text{м}^3 / (\text{моль} \cdot \text{с})$	150	$2,08 \cdot 10^{11}$	$2,38 \cdot 10^{-2}$
смолообразование	с^{-1}	180	$2,64 \cdot 10^8$	$8,43 \cdot 10^{-8}$
коксообразование	$\text{м}^3 / (\text{моль} \cdot \text{с})$	190	$3,05 \cdot 10^{12}$	$1,37 \cdot 10^{-4}$

Установлено, что скорость реакции гидродесульфуризации бензотиофена на порядок выше скорости гидродесульфуризации дибензотиофена. Соответствия произведенных параметров скоростей реакций, таблица 26, она сочетается с данными из источников литературных данных.

Изменения в расчетах содержания псевдокомпонетов в вакуумном газойле (гидроочищенном) формирует менее 5 %, исходя из применения значений констант скоростей реакций.

3.4 Составление уравнений материального и теплового балансов реактора процесса гидроочистки вакуумного дистиллята.

Результаты верификации модели

В виде гидродинамической модели взята модель реактора идеального вытеснения. Основывается следующими факторами: а) отношение длины промышленного реактора к его диаметру составляет несколько десятков; б) критерий Рейнолдса составляет больше 2300, что соответствует турбулентному режиму;

Расчет времени контакта производится следующим образом:

$$\tau = \frac{V_{\text{кат}}}{V_{\text{см}}}, \quad (3.8)$$

где τ – время контакта, $V_{\text{кат}}$ – объем загружаемого катализатора, $V_{\text{см}}$ – объем смеси.

При составлении математической модели, приняты следующие допущения: а) смесь сырья и продуктов находятся в жидкой фазе; б) массо- и теплоперенос осуществляется посредством конвекции; в) химические реакции протекают только на поверхности катализатора; г) скорость потока не изменяется вниз по течению в реакторе; д) наблюдается адиабатический процесс; е) используется формализованная схема превращений (рисунок 53).



Рисунок 53 – Математическая модель (допущения)

Математическая модель записывается в виде системы уравнений материальных и теплового баланса, следующим образом:

$$\begin{cases} G \cdot \frac{dC_i}{dV} = \sum_{j=1}^m a_j \cdot r_j \\ G \cdot \frac{dT}{dV} = \frac{1}{p \cdot C_p^m} \sum_{j=1}^m Q_j \cdot a_j \cdot r_j \end{cases},$$

где G – расход смеси, $\text{м}^3/\text{ч}$; C_i – молярные концентрации, $\text{моль}/\text{м}^3$; a_j – относительная активность катализатора, r_j – скорость химической реакции, $\text{моль}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$; C_p^m – теплоемкость смеси, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; p – плотность смеси, $\text{кг}/\text{м}^3$; z – объем переработанного сырья, V – объем реактора, м^3 ; Q_j – количество тепла выделяемого или поглощаемого в ходе химической реакции, $\text{Дж}/\text{моль}$; T – температура смеси, К . При этом задаются следующие начальные и граничные условия: $z = 0$; $C_i = C_{i,0}$; $T = T_0$; $V = 0$. Система дифференциальных уравнений решена численными методами.

Сформированная модель реализованна в виде компьютерной программы на языке Delphi.

В связи с этим, выполнен численный алгоритм решения системы уравнений материального и теплового балансов математической модели процесса. В модель поступают исходные параметры, рисунок 54.



Рисунок 54 – Исходные параметры для математической модели

Для решения системы дифференциальных уравнений математической модели принят метод Эйлера, потому что он представляет собой один из наиболее простых и реализует приемлемую точность расчетов. Для этого произвели расчет перерасчета фракционного состава в групповой, по специально-разработанной методике (Приложение Б).

Достоверность математической модели анализируется путем аналогии расчетных и экспериментальных данных, таблица 27.

Таблица 27 – Результаты валидации модели по составу гидроочищенного вакуумного дистиллята

№	Компонент	Концентрация (эксперимент) % мас.	Концентрация (расчет)	Погрешность	
				Абс.	Отн.
Точка отбора 1	Сера	0,103	0,107	0,004	3,88
	УВ предельные	66,5	63,6	2,9	4,36
	АУ	29,9	30,6	0,7	2,34

Продолжение таблицы 27

Точка отбора 2	Сера	0,126	0,123	0,003	2,38
Точка отбора 3	УВ предельные	66,7	66,6	0,01	0,02
	АУ	29,4	29,8	0,4	1,36
	Сера	0,106	0,111	0,005	3,97
Точка отбора 4	УВ предельные	67,4	64,0	3,0	4,58
	АУ	31,0	32,9	0,83	2,91
	Сера	0,137	0,131	0,004	2,41
Точка отбора 5	УВ предельные	68,3	68,1	0,02	0,03
	АУ	30,8	31,2	0,48	1,39
	Сера	0,126	0,123	0,003	2,38

Относительная погрешность расчета отмечается при расчете показателей процесса гидроочистки в точке отбора образцов нефтепродуктов:

№ 1 – предельные углеводороды - 4,36 % мас., серы – 3,88 % мас;

№ 2 – предельные углеводороды - 0,02 % мас., серы – 2,38 % мас;

№ 3 – предельные углеводороды - 4,58 % мас., серы – 3,97 % мас;

№ 4 – предельные углеводороды - 0,03 % мас., серы – 2,41 % мас.

При рассмотрении остаточного содержания серы в вакуумном газойле (гидроочищенный), оно показано преобладающим содержанием дибензотиофена, что он наименее реакционноспособен относительно других серосодержащих соединений в гидроочищенном вакуумном газойле.

По значениям относительной погрешности осуществляем вывод, что реализованная математическая модель адекватно описывает промышленный процесс гидроочистки вакуумного дистиллята [122-123].



Рисунок 55 – Этапы моделирования процесса гидроочистки вакуумного дистилята

Таким образом, разработанная математическая модель пригодна для проведения численных исследований по влиянию состава сырья на свойства продуктов и технологических параметров установки, на эффективность процесса гидроочистки вакуумного дистилята.

Выводы по главе 3

В третьей главе произведена проверка гипотезы о протекании той или иной реакции, а также с целью сокращения набора реакций выполнена оценка термодинамических параметров протекающих реакций в процессе гидроочистки.

Сформирована схема химических превращений в процессе гидроочистки.

Реализовали численный алгоритм решения системы уравнений материального и теплового балансов модели.

Определены температурные зависимости констант скоростей реакций, решением обратной кинетической задачи пределены кинетические параметры реакций гидроочистки.

ГЛАВА 4. РАЗРАБОТКА ТЕХНИЧЕСКИХ РЕШЕНИЙ ДЛЯ ОПТИМИЗАЦИИ РАБОТЫ ПРОМЫШЛЕННОЙ УСТАНОВКИ ГИДРООЧИСТКИ ВАКУУМНЫХ ДИСТИЛЛЯТОВ

Оптимизируемыми параметрами работы установки гидроочистки являются технологические параметры работы реактора. Инструмент – математическая модель, которая реализована в виде компьютерной программы. В результате процесса гидроочистки существенно улучшается качество продуктов каталитического крекинга. В тоже время существуют следующие направления оптимизации работы промышленных установок гидроочистки: минимизация выхода легких фракций (бензина-отгона, среднедистиллятной фракции на стадии гидроочистки при переработке сырья облегченного состава) и повышение степени гидроочистки при переработке сырья с высоким содержанием серы [124-126].

4.1 Влияние состава сырья на содержание общей серы в продукте гидроочистки вакуумного газойля

При проведении расчетов по модели в качестве исходных данных выбрано сырье с содержанием общей серы в пределах 1,16-1,64 % мас. Исследование показывает, см. рисунок 56, при повышении содержания серы в составе подаваемого сырья в пределах – 1,8 % мас., содержание серы в гидрогенизате повышается на 0,075 % мас.

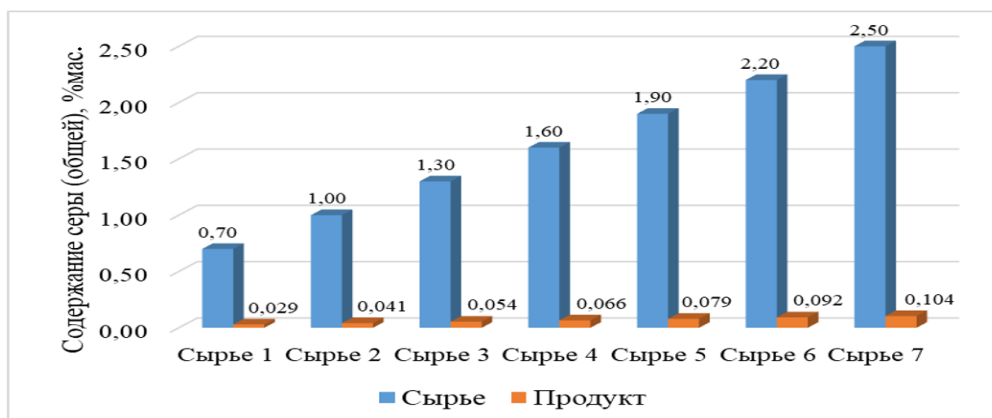


Рисунок 56 – Влияние состава сырья на содержание общей серы в продукте
(по модели расчет)

Таким образом, процесс гидроочистки позволяет минимизировать содержание серы, азота и нежелательных металлов в сырье крекинга, обеспечивая продление срока службы каталитической системы.

4.2 Воздействие фактора температуры на процесс гидроочистки вакуумного дистиллята

Проведен анализ по оценке воздействия фактора температуры на концентрацию ароматических углеводородов, общей серы и углеводородных газов. Диапазон изменения температуры 330-390 °С, см. рисунок 57, 58, 59.

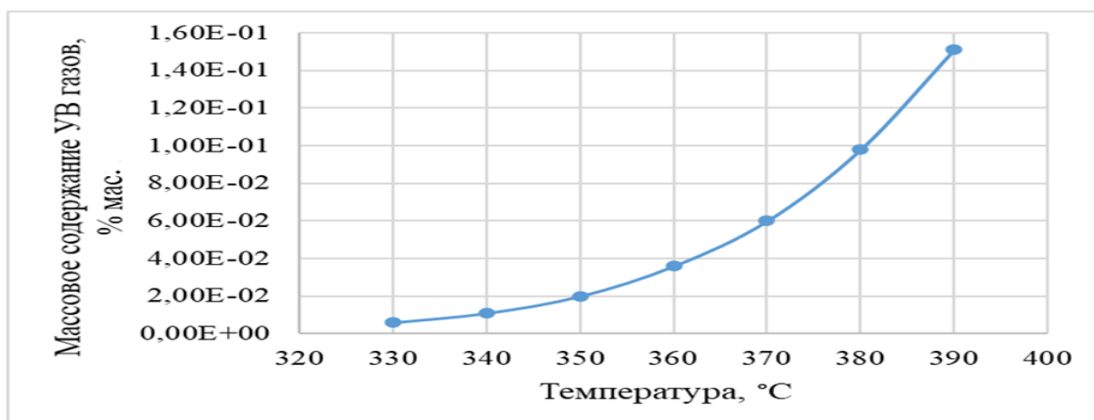


Рисунок 57 – Содержание УВ газов от температуры (расчет по модели)

При увеличении температуры с 330 °С до 390 °С, повышается содержание углеводородных газов на 0,145 % мас., за счет повышения скоростей крекинга, рисунок 57.

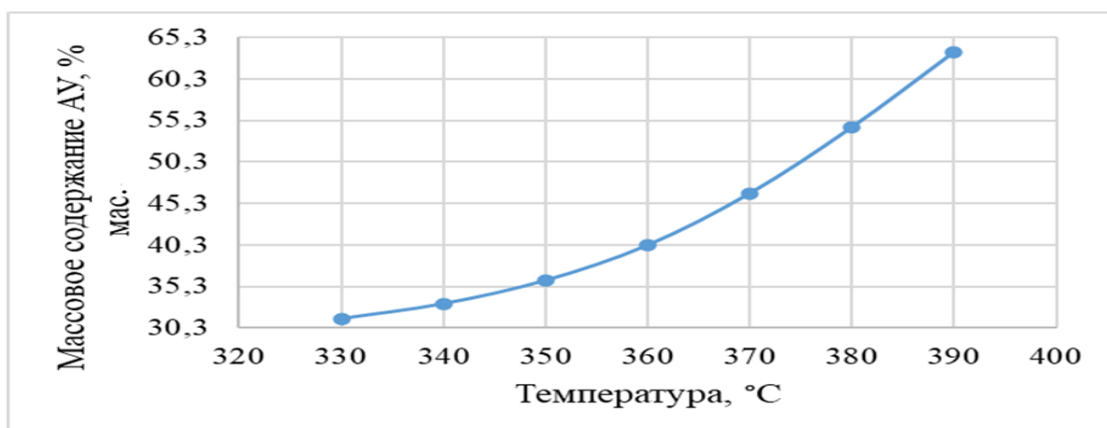


Рисунок 58 – Содержание АУ в ГВГ процесса от температуры (расчет по модели)

На рисунке 58 видно, что с повышением температуры при проведении процесса, повышается содержание ароматических углеводородов (АУ) в гидрогенизате на 32,1 % мас. При увеличении температуры с 330 °С до 360 °С, содержание ароматических углеводородов повышается на 8,8 % мас., с 360 °С до 390 °С на 23,2 % мас.

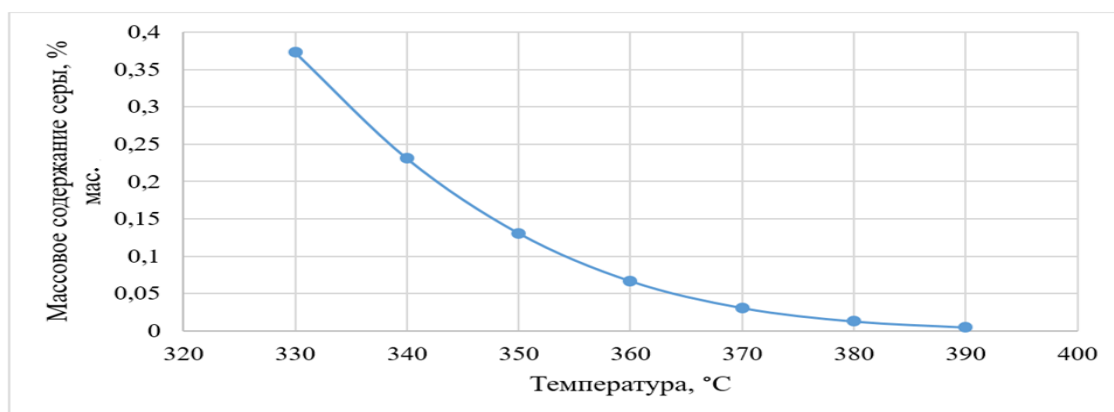


Рисунок 59 – Зависимость содержания общей серы в гидрогенизате от температуры (расчет по модели)

При увеличении температуры с 330 °С до 390°С в реакторном блоке гидроочистки, влияет на снижение содержания общей серы в ГВГ не более на 0,4 % мас. (рисунок 59).

4.3 Воздействие расхода ВСГ на содержание ароматических углеводородов и серы в сырье крекинга.

Произвели анализ по оценке воздействия расхода ВСГ на содержание ароматических углеводородов и серы в сырье крекинга, при постоянных технологических показателях, рисунок 60.

Повышение расхода ВСГ от 3000 нм³/ч до 90000 нм³/ч, содержание общей серы идет на уменьшение с 0,24 % мас., до 0,05 % мас. (рисунок 60).

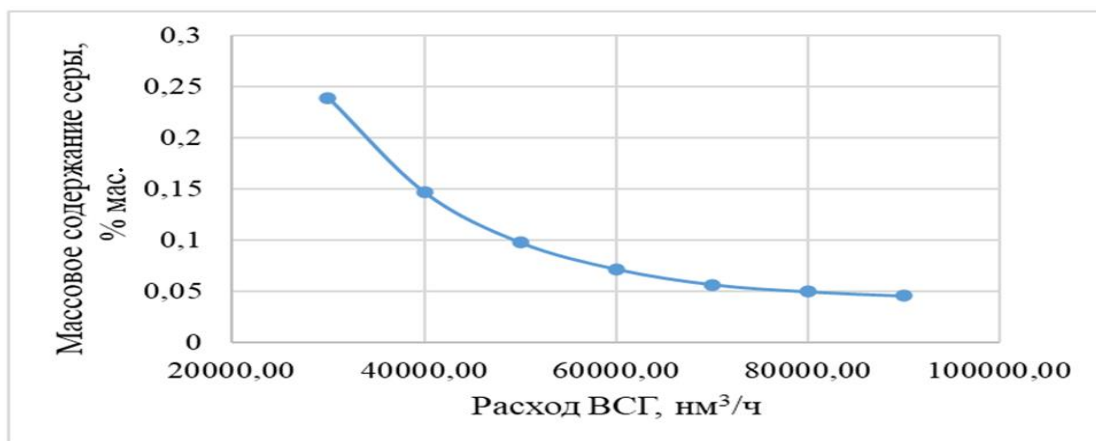


Рисунок 60 – Воздействие фактора расхода ВСГ на содержание серы в сырье крекинга (расчет по модели)

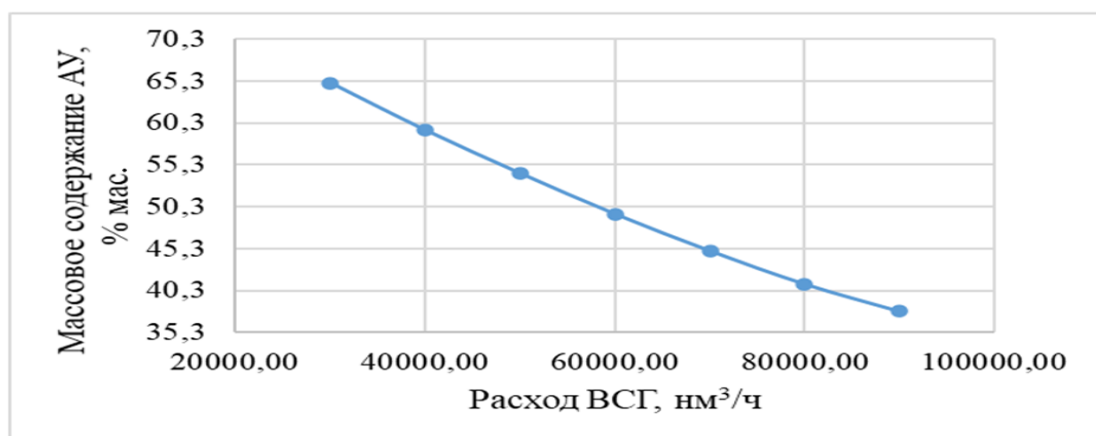


Рисунок 61 – Воздействия фактора расхода ВСГ на содержания ароматических углеводородов в сырье крекинга (расчет по модели)

При увеличении расхода ВСГ, как и в случае с содержанием серы, наблюдается снижение содержания ароматических углеводородов в продукте процесса гидроочистки на 37,2 % мас.

4.4 Разработка технических решений по повышению эффективности процесса гидроочистки вакуумных дистиллятов

Для формирования технических решений выполнен анализ технологических параметров процесса гидроочистки вакуумного газойля.

Таблица 28 – Режим процесса гидроочистки тяжелого вакуумного дистиллята.

Операционные параметры	Единица измерения	Среднее значение
Расход смесового сырья	м ³ /ч	238-281 (257)
Расход ЦВСГ (общий)	нм ³ /ч	138232-157416 (148063)
Концентрация Н ₂ в ЦВСГ	% об.	91,48-94,72 (93,52)
Кратность циркуляции ВСГ	нм ³ /м ³	514-641 (577)
Температура на вх.	°С	335-340 (338,9)
Температура на вых.	°С	357-362 (360,9)

Проведено исследование по мониторингу технологического режима действующей установки процесса гидроочистки ПГПН для проведения расчетов с использованием математической модели, таблицы 29, 30, 31.

Таблица 29 – Технологические параметры работы промышленного реактора гидроочистки

Дата	Расход сырья	Давление	Расход ЦВСГ	Содержание Н ₂ в ЦВСГ	Кратность циркуляции
	м ³ /ч	кг/м ³	нм ³ /ч	%	нм ³ /м ³
30.03.2020	102,534	793,48	71342	97,59	687
31.03.2020	102,978	805,41	70459	96,81	681
01.04.2020	102,661	797,50	72990	96,15	692
02.04.2020	103,627	795,38	71658	96,43	692
01.04.2021	85,550	822,08	79090	92,64	910
02.04.2021	86,510	818,56	78305	92,34	901
03.04.2021	87,550	816,26	77432	92,60	879

Продолжение таблицы 29

04.04.2021	87,780	814,49	74759	93,42	850
28.07.2022	12,200	941,85	89830	36,33	690
29.07.2022	81,220	806,88	76551	97,09	912
30.07.2022	67,520	825,45	73915	96,97	1060
31.07.2022	99,930	803,53	79518	96,54	768
01.06.2023	111,08	801,94	85761	80,97	860
02.06.2023	108,61	799,00	84856	81,83	870
03.06.2023	108,58	796,83	86176	81,02	884
04.06.2023	109,21	796,93	87750	79,75	898

Таблица 30 – Технологические параметры работы промышленного реактора гидроочистки

Дата	Реактора Р-101-1,2									
	г/с смеси на входе в реактор (общий п оток)		газопродукто вой смеси на выходе из реактора		переп ад темпе ратур	переп ад темпе ратур	на входе в реактор		на выходе из реактора	
	Температура						Давление			
	Р-101/1	Р-101/2	Р-101/1	Р-101/2	Р-101/1	Р-101/2	Р-101/1	Р-101/2	Р-101/1	Р-101/2
	°C						кгс/см ²			
30.03. 2020	335,80	335,66	354,12	354,39	18,31	18,72	40,06	40,44	39,11	39,05
31.03. 2020	334,96	334,96	354,23	354,21	19,26	19,24	40,28	40,66	39,29	39,23
01.04. 2020	335,10	335,76	353,17	354,47	18,07	18,72	40,35	40,72	39,38	39,31
02.04. 2020	335,15	335,89	353,02	354,12	17,86	18,23	40,24	40,62	39,26	39,20

Продолжение таблицы 30

01.04. 2021	342,12	342,11	367,6 1	368,6 6	25,49	26,55	40,46	40,83	39,32	39,20
02.04. 2021	337,85	338,07	364,0 2	365,1 0	26,18	27,03	40,32	40,69	39,20	39,08
03.04. 2021	335,26	335,36	360,5 7	361,7 9	25,31	26,43	40,23	40,61	39,12	39,00
04.04. 2021	335,59	335,49	360,6 5	361,7 6	25,06	26,27	40,23	40,60	39,11	39,00
28.07. 2022	185,91	187,69	146,4 5	145,3 1	-39,46	-42,38	13,76	13,82	8,43	8,42
29.07. 2022	324,64	324,11	335,2 2	335,2 7	10,58	11,16	36,57	36,89	35,61	35,54
30.07. 2022	302,63	300,91	318,6 9	317,9 7	16,06	17,06	30,39	30,65	29,59	29,53
31.07. 2022	335,23	335,85	352,5 3	353,9 4	17,31	18,09	40,85	41,24	39,63	39,55
01.06. 2023	381,55	381,30	396,4 5	397,0 8	14,90	15,78	42,82	43,26	41,30	41,15
02.06. 2023	381,26	381,47	395,8 5	396,8 9	14,59	15,41	42,68	43,11	41,19	41,04
03.06. 2023	381,18	381,37	395,6 6	396,6 6	14,47	15,29	42,68	43,11	41,20	41,04
04.06. 2023	381,45	381,32	395,7 4	396,5 0	14,29	15,18	42,81	43,23	41,32	41,17

Таблица 31 – Технологические параметры процесса до и после гидроочистки

Дата	Вакуумный дистиллят								Гидроочищенный вакуумный дистиллят							
	Массовая доля серы	Плотность		Фракционный состав:					Массовая доля серы	Плотность		Фракционный состав:				
		при 15°C	при 20°C	начало кипения	10%	50%	90%	конец кипения		при 15°C	при 20 °C	начало кипения	10%	50%	90%	конец кипен ия
	%, масс,	кг/м ³		°C					%, масс,	кг/м ³		°C				
30.03.2020	1,34	901,9	898,7	255	334	414	484	530	0,10	891,9	888,7	324	355	415	481	531
31.03.2020	1,38	901,3	898,1	267	346	416	488	530	0,10	890,4	887,2	329	361	418	479	525
01.04.2020	1,35	899,1	895,9	269	354	420	489	530	0,11	888,7	885,5	328	371	423	486	527
02.04.2020	1,38	897,5	894,3	275	336	416	487	523	0,09	889,8	886,6	331	354	416	481	524
01.04.2021	1,6	901,6	898,4	196	252	379	472	523	0,08	887,0	883,8	241	284	372	470	522
02.04.2021	1,57	904,8	901,6	206	258	389	486	535	0,12	889,6	886,4	268	314	399	483	533
03.04.2021	1,5	901,5	898,3	206	256	377	479	533	0,11	889,2	886,0	254	299	392,	478	530
04.04.2021	1,54	902,1	898,9	204	258	388	486	535	0,11	895,5	892,3	264	304	398	480	531
28.07.2022	1,88	911,7	908,5	280	346	425	500	541	1,91	918,2	915,0	328	375	434	502	542
29.07.2022	0,86	899,4	896,2	280	347	416	489	536	1,06	909,4	906,2	335	383	432	497	540
30.07.2022	1,56	906,7	903,5	272	342	419	497	540	0,36	896,7	893,5	317	351	417	487	537
31.07.2022	1,64	907,5	904,3	271	333	418	499	544	0,21	893,7	890,5	316	354	414	491	537
01.06.2023	1,99	912,9	909,8	264	335	428	506	550	0,18	897,6	894,1	324	353	419	503	543
02.06.2023	1,99	913,8	910,6	256	336	428	505	548	0,18	896,8	893,6	332	363	425	497	545
03.06.2023	1,98	913,2	910,0	260	333	427	506	549	0,18	895,8	892,6	32	356	423	496	546
04.06.2023	1,98	912,4	909,2	273	334	425	498	545	0,18	897,1	893,9	335	368	421	492	538

В период с 30.03. 2020 г., по 05.04.2020 г., на установку гидроочистки ПГПН подавалось сырье с низким содержанием серы в пределах 1,34-1,39 % мас., при относительно невысокой загрузке 101-103 м³/ч. Содержание серы в гидрогенизате поддерживалось на уровне 0,09-0,11 % мас. В данный период в технологический процесс не были введены дополнительные потоки (см. таблицы 30-32, рисунки 62-63).

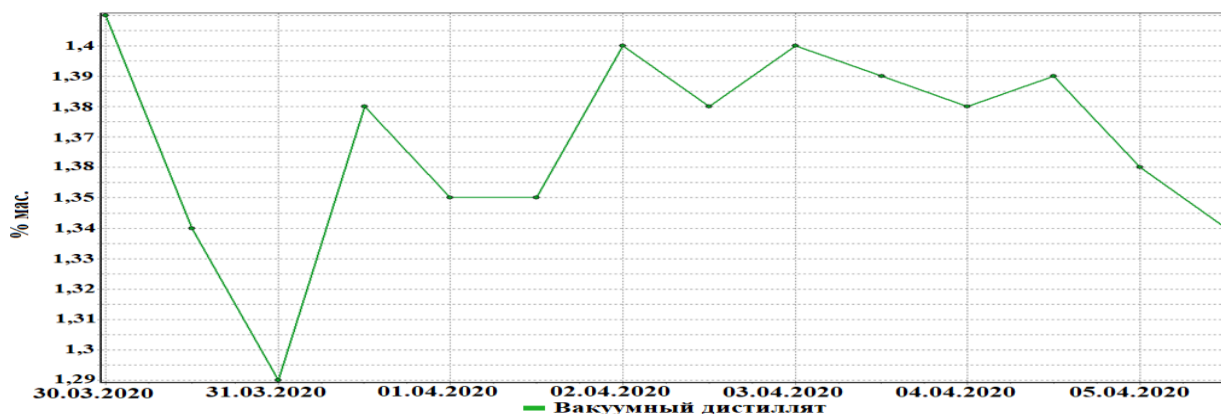


Рисунок 62 – Содержание серы в тяжелом вакуумном дистилляте

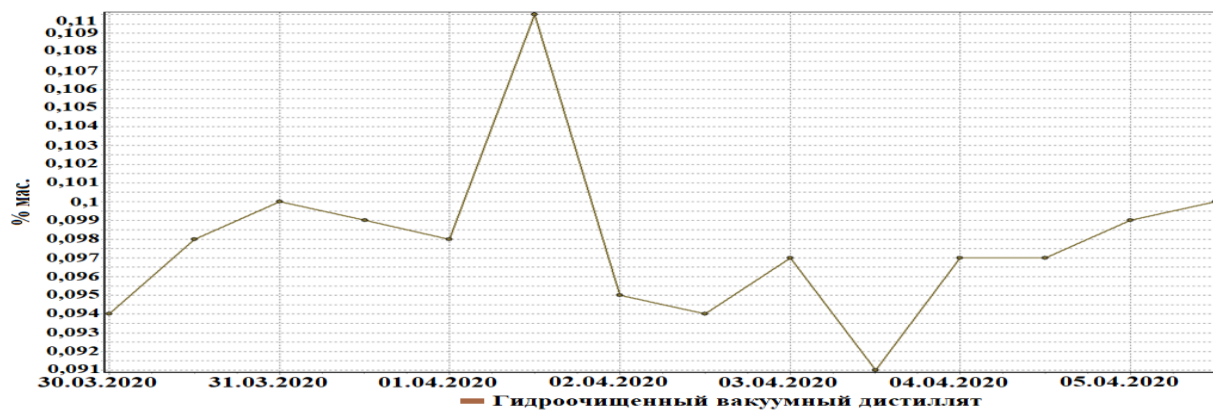


Рисунок 63 – Содержание серы в гидроочищенном вакуумном дистилляте

В процесс были вовлечены технологические потоки вторичных фракций, такие как фракция 330-360 °С (до 23,5 %), газойль коксования (в пределах до 8,4 %), фракция 195-340 °С (до 9,1 %).

Массовая доля серы в сырьевой смеси составила в пределах 1,5-1,6 % мас. Показатели работы секции гидроочистки по содержанию серы в продукте показали

снижение до уровня 0,08-0,12 % мас. При этом изменение фракционного состава сырья привело к существенному изменению свойств гидрогенизата. Так, установлено снижение начала кипения гидроочищенной вакуумной фракции (ниже 300 °С), а выход фракции, выкипающей до 350 °С, превышает норму, достигнув 21-41 % об. (см. таблицы 30-32, рисунки 64-66).

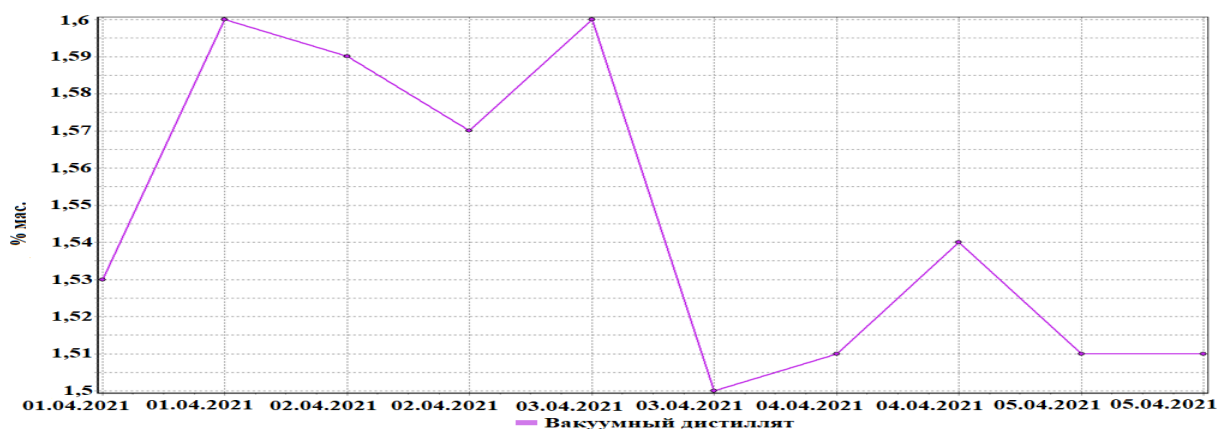


Рисунок 64 – Содержание серы в сырьевой смеси (период 01.04.2021 по 05.04.2021)

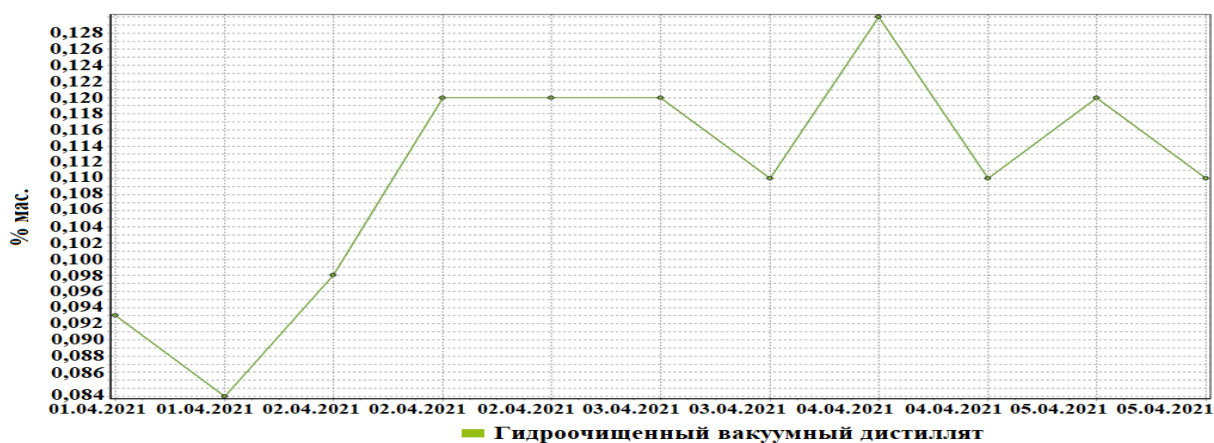


Рисунок 65 – Содержание серы в гидроочищенном вакуумном дистилляте (период 01.04.2021 по 05.04.2021)

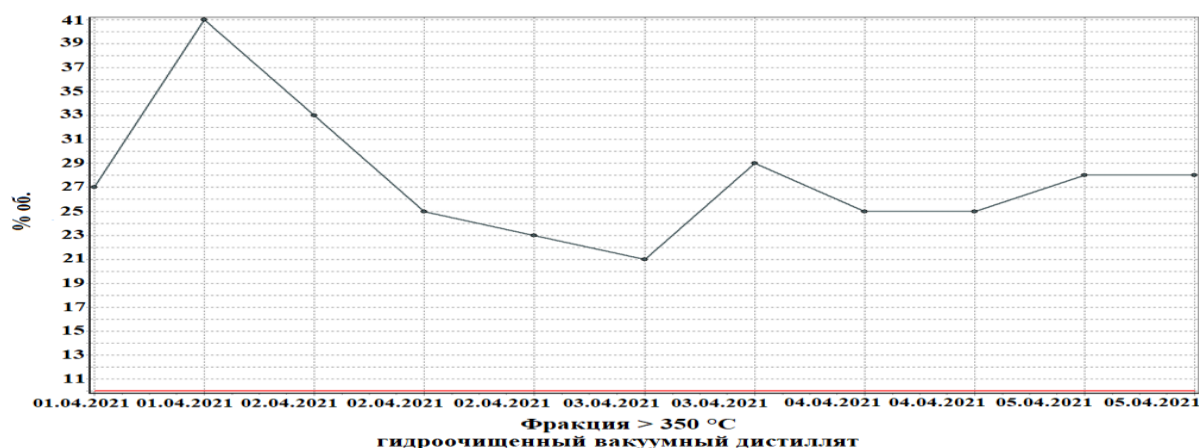


Рисунок 66 – Выход фракции, выкипающей до 350 °C (период 01.04.2021 по 05.04.2021)

Схожая тенденция по фракционному составу (выход фракции, выкипающей до 350 °C, составляет 14-19 % об) наблюдалась в период с 28.07.2022 г., по 08.08.2022 г., хотя дополнительные потоки не вводились. В этот период секция работала на сниженном расходе сырья в пределах (86-98 м³/ч), содержание в продукте составила 0,16-0,23 % мас., при исходной концентрации 1,56-1,85 % мас., (см. таблицы 30-32, рисунки 67-69).

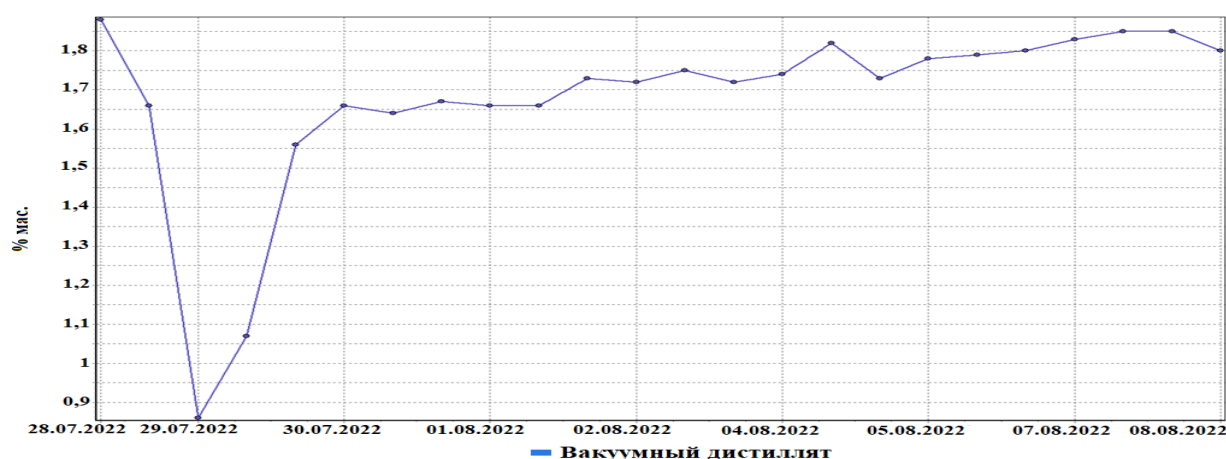


Рисунок 67 – Содержание серы в вакуумном дистилляте (период 28.07.2022 по 08.08.2022)

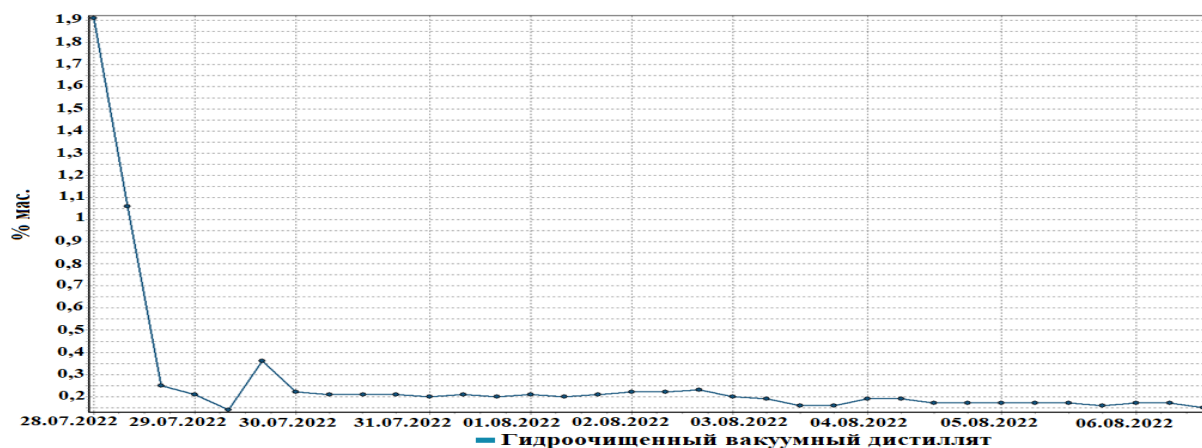


Рисунок 68 – Содержание серы в гидроочищенном вакуумном дистилляте
(период 28.07.2022 по 08.08.2022)

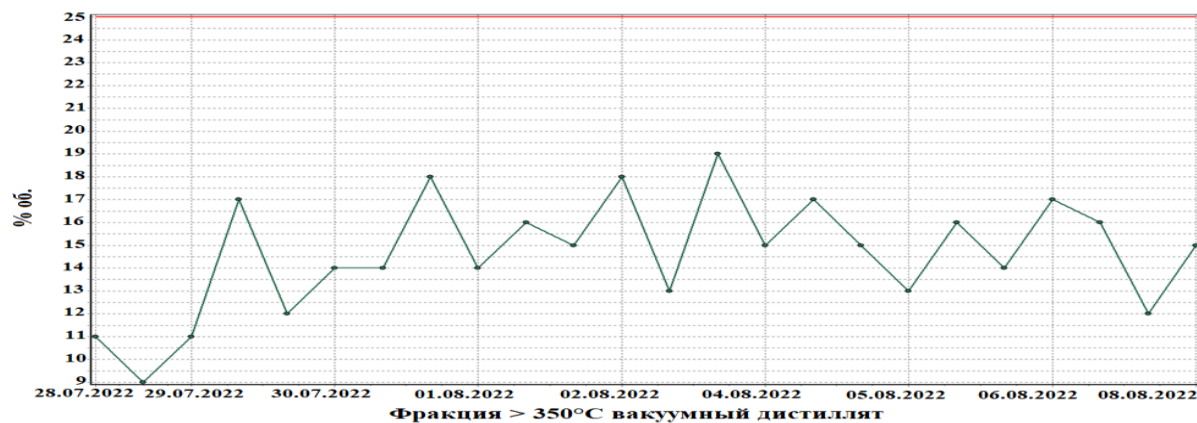


Рисунок 69 – Выход фракции, выкипающей до 350 °C (период 28.07.2022 по 08.08.2022)

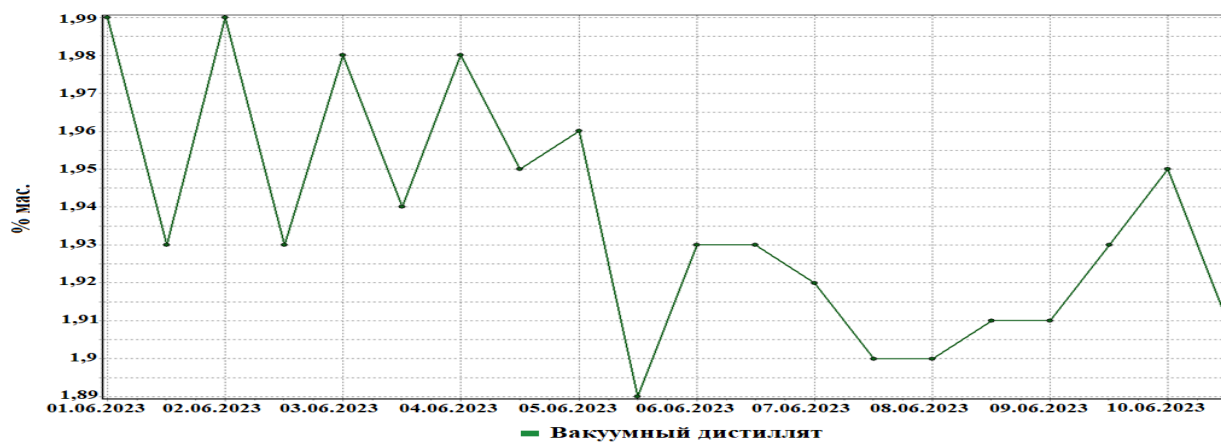


Рисунок 70 – Содержание серы в сырьевой смеси (период 01.06.2023 по 10.06.2023)

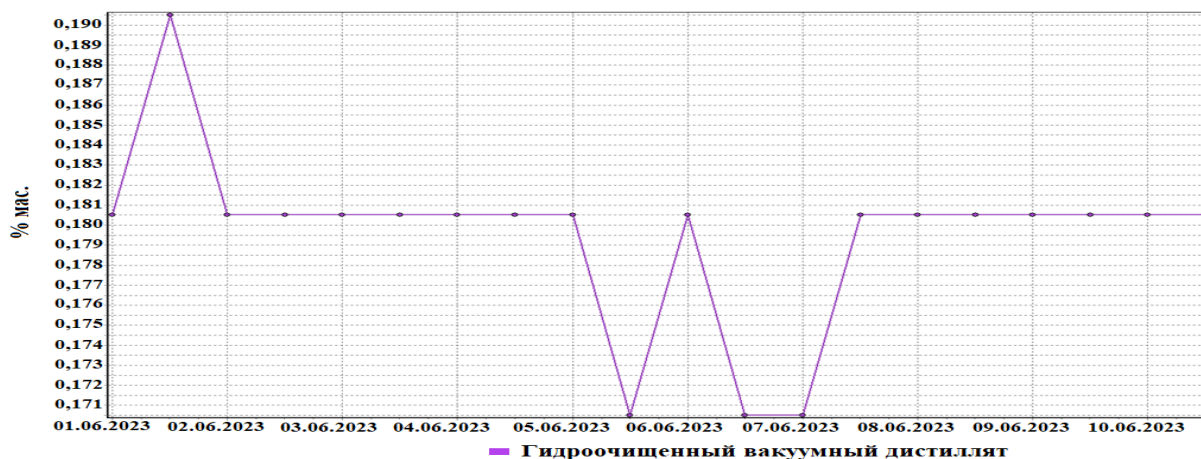


Рисунок 71 – Содержание серы в гидроочищенном вакуумном дистилляте
(период 01.06.2023 по 10.06.2023)

Высокое содержание серы в сырье, выше $>1,89$ % мас., наблюдалось в конце межрегенерационного цикла работы катализатора гидроочистки в период (01.06.2023 г., по 10.06.2023 г.). В данный период секция работала на смешевом сырье вакуумного дистиллята и тяжелого газойля коксования (до 15,5%), концентрация H_2 в ВСГ находилась в диапазоне 80-85 %, показатели по сере в продукте гидроочистки при этом выходили за пределы установленных технологических норм и составляли от 0,15 % мас до 0,18 % мас., (см. таблицы 29-31, рисунки 70-71).

Произвели расчеты с использованием математической модели. Расчеты проводились по исходным данным с действующей секции, результаты представлены в таблице 32.

Таблица 32 – Результаты математического моделирования реактора гидроочистки

Исходные данные								Сера в продукте, % мас. (расчет)
Фр.состав потока, °C	Хар-ка потока	Сера в сырье, % мас.	Расход сырья, м³/ч	Расход ЦВСГ, нм³/ч	Конц-я Н ₂ в ЦВСГ, % об.	Т, °C	р, кгс/см ₂	
н.к. 255 10 % 334 50 % 414 90 % 484 к.к. 530	ВГ	1,34	103	71343	98	336	40	0,093
н.к. 275 10 % 336 50 % 416 90 % 487 к.к. 523	ВГ	1,38	104	71658	96	335	40	0,093
н.к. 274 10 % 337 50 % 412 90 % 487 к.к. 534	ВГ	1,34	101	72683	96	335	40	0,093
н.к. 196 10 % 252 50 % 379 90 % 472 к.к. 523	ВГ+22% ТГ+9% ЛГ+ 8%ТГК	1,6	86	79090	93	342	40	0,085
н.к. 206 10 % 256 50 % 377 90 % 479 к.к. 533	ВГ+23% ТГ+8% ЛГ+ 6%ТГК	1,5	88	77433	93	335	40	0,107
н.к. 200 10 % 263 50 % 388 90 % 482 к.к. 530	ВГ+22% ТГ+5% ЛГ+ 6%ТГК	1,51	87	73499	94	335	40	0,107

Продолжение таблицы 32

н.к.	269								
10 %	337								
50 %	414	ВГ	1,66	100	75333	93	350	41	0,196
90 %	487								
к.к.	542								
н.к.	243								
10 %	322								
50 %	419	ВГ	1,73	131	84932	90	350	43	0,180
90 %	503								
к.к.	547								
н.к.	248								
10 %	343								
50 %	414	ВГ	1,85	131	83926	85	357	43	0,169
90 %	496								
к.к.	537								
н.к.	264								
10 %	335								
50 %	428	ВГ+ТГК	1,99	111	85761	81	381	43	0,180
90 %	506								
к.к.	550								
н.к.	260	ВГ+ТГК							
10 %	339								
50 %	428		1,96	110	88618	79	381	43	0,179
90 %	504								
к.к.	548								
н.к.	266								
10 %	342								
50 %	428	ВГ+ТГК	1,96	106	85590	81	381	43	0,179
90 %	507								
к.к.	550								

ВГ – вакуумный газойль; ТГ – тяжелый газойль фр. 330-360 °С с установки ЛК-6У, ЛГ – легкий газойль фр.195-340 °С с установки каталитического крекинга; ТГК – тяжелый газойль с УЗК.

Относительная погрешность расчетов по содержанию серы в продукте не превышает 7 %.

Расчеты проводились в диапазоне рабочих температур и разной концентрации H_2 в ВСГ. При прочих условиях: расход сырья – 110 м³/ч, расход ЦВСГ – 80000 нм³/ч, давление – 4,0 МПа, относительная активность катализатора 0,85 (соответствует около 1 года работы катализатора). Результаты представлены в таблице 33, на рисунках 72, 73.

Таблица 33 – Результаты математического моделирования реактора гидроочистки при варьировании параметров

Влияние температуры			Влияние содержания H_2 в ЦВСГ		
Сера в сырье, % мас.	T, °C	Сера в продукте, % мас. (расчет)	Сера в сырье, % мас.	H_2 , % об.	Сера в продукте, % мас (расчет)
1,73	325	0,124	1,73	80	0,127
	335	0,116		85	0,121
	355	0,082		90	0,101
	375	0,041		93	0,082
	385	0,027		95	0,073
1,85	325	0,154	1,85	80	0,151
	335	0,146		85	0,145
	355	0,110		90	0,128
	375	0,073		93	0,110
	385	0,056		95	0,101
1,99	325	0,185	1,99	80	0,175
	335	0,177		85	0,169
	355	0,140		90	0,154
	375	0,106		93	0,140
	385	0,089		95	0,132

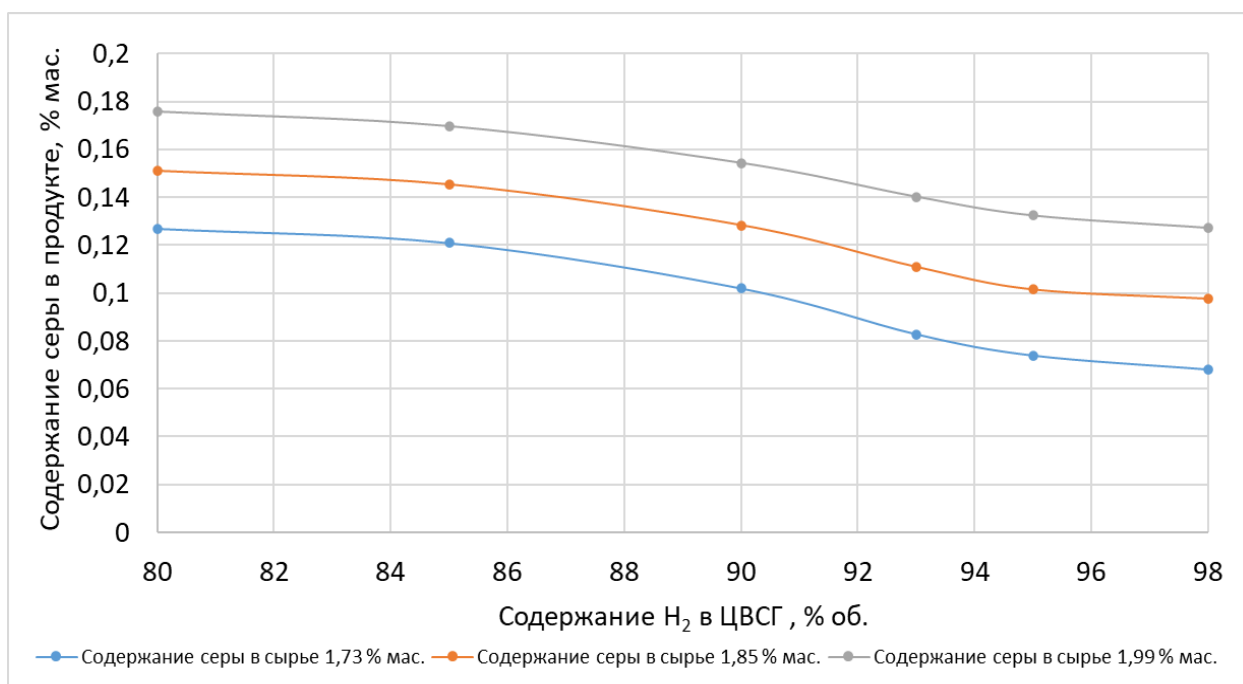


Рисунок 72 – Зависимость содержания серы в продукте от содержания H_2 в ЦВСГ

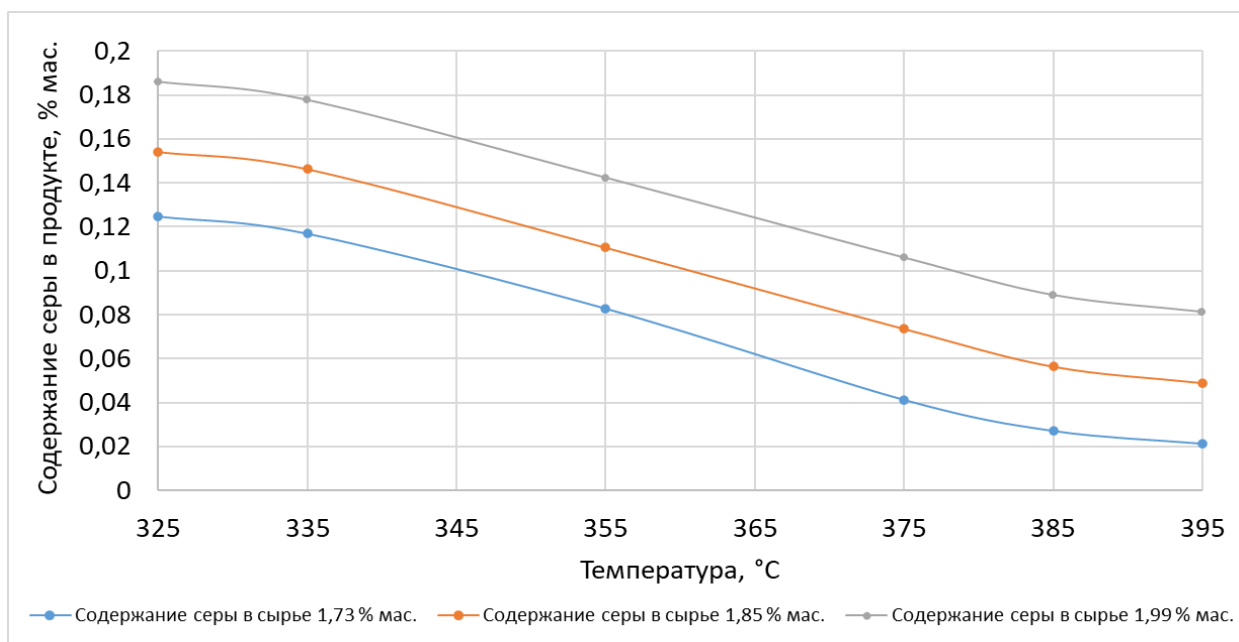


Рисунок 73 – Зависимость содержания серы в продукте от температуры процесса

Оптимизационные расчеты проводились с целью приведения показателей качества продукта (содержание серы) в соответствие с требованиями

техрегламента (не более 0,15 % мас.) в условиях переработки высокосернистого сырья. Результаты представлены в таблице 34.

Таблица 34 – Результаты оптимизационных расчетов содержания серы в продукте при варьировании технологических параметров

Сера в сырьевой смеси, % мас.	Расход ЦВСГ, нм ³ /ч		Температура, °С		Сера в продукте, % мас.	
	Без оптимизации	С оптимизацией	Без оптимизации	С оптимизацией	Без оптимизации	С оптимизацией
1,66	75333		350	356	0,177	0,150
1,73	84932		350	362	0,180	0,150
1,85	83926		357	365	0,169	0,150
1,99	85761	90000	381	385	0,181	0,166
1,96	88618	90000	381	385	0,179	0,165
1,96	85590	90000	381	385	0,179	0,164

В качестве управляющих воздействий рассматривались температура процесса и расход ЦВСГ.

В период стабильной работы катализатора на секции (август 2022 г.), соответствующий относительной активности катализатора 0,5, за счет повышения температуры в реакторном блоке удалось снизить содержание серы до требуемых значений. Однако в конце рабочего цикла катализатора (июнь 2023 г.), при относительной активности катализатора 0,13, даже при установлении максимально возможного расхода ЦВСГ 90000 нм³/ч (с содержанием Н₂ 79-81 % об.) и достижении температуры 385 °С, остаточное содержание серы составило 0,150-0,164 % мас., что превышает установленную норму. Для снижения нагрузки на катализатор и обеспечения необходимого гидрогенизата в данных условиях можно рекомендовать вовлекать в сырьевую смесь малосернистые потоки, такие как легкий газойль установки каталитического крекинга с содержанием серы 0,226-0,233 % мас., (см. таблицу 35).

Таблица 35 – Результаты оптимизационных расчетов содержания серы в продукте при варьировании технологических параметров в смеси с легким газойлем установки каталитического крекинга

Хар-ка потока	Сера в сырьевой смеси, % мас.	Расход ЦВСГ, нм ³ /ч		Температура, °С		Сера в продукте, % мас.	
		Без оптимизации	С оптимизацией	Без оптимизации	С оптимизацией	Без оптимизации	С оптимизацией
ВГ+9%ЛГ	1,83	85761	90000	381	385	0,175	0,15

Так, за счет вовлечения легкого газойля (9%) в технологический процесс гидроочистки смеси с вакуумным дистиллятом достигается снижение содержания серы в гидрогенизате до удовлетворительных значений (0,15 % мас.).

В заключении, по результатам выполненного исследования, сформулированы научно-технические прогнозные решения по повышению глубины гидрообессеривания нефтяных дистиллятов до содержания серы не более 0,15 % мас., путем поддержания оптимальных технологических условий работы промышленной установки гидроочистки, а также за счет вовлечения легкого газойля КК (9 %) в процесс гидроочистки смеси с ВД достигается снижение содержания серы в гидрогенизате до удовлетворительных значений.

Выводы по главе 4

Определены научно-технические прогнозные решения по повышению глубины гидрообессеривания нефтяных дистиллятов до содержания серы не более 0,15 % мас., путем поддержания оптимальных технологических условий работы промышленной установки гидроочистки.

Произвели оптимизационные расчеты с целью приведения показателей качества продукта (содержание серы) в соответствие с требованиями техрегламента (не более 0,15 % мас.) в условиях переработки высокосернистого сырья.

Определены условия, что для снижения нагрузки на катализатор и обеспечения необходимого качества гидрогенизата в данных условиях можно рекомендовать вовлекать в сырьевую смесь малосернистые потоки, такие как легкий газойль установки каталитического крекинга с содержанием серы 0,226-0,233 % мас.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В нефтегазопереработке и нефтегазохимии сегодня активно внедряются и используются различные цифровые инструменты для повышения эффективности как действующих, так и вновь создаваемых производств. Широко распространено использование математических моделей процессов нефтепереработки для получения исходных данных для календарного планирования производства, а также с целью оптимизации работы действующего оборудования.

В силу технологической сложности оптимизация процесса гидроочистки является нетривиальной задачей. Для решения этой многофакторной задачи построена математическая модель на физико-химической основе, учитывающая групповые превращения углеводородов и гетероорганических соединений высококипящих фракций нефти, термодинамику и кинетику химических превращений. В качестве исходных данных при моделировании использовались, как производственные данные с действующего объекта, так и результаты выполненных в лаборатории аналитических исследований. Математическая модель представлена системой дифференциальных уравнений материального и теплового балансов, решение которых осуществляется численными методами. Сформированная модель реализована в виде компьютерной программы на языке Delphi. Достоверность математической модели подтверждена путем сопоставления расчетных и экспериментальных данных по содержанию серы в гидрогенизате. Поскольку погрешность расчета по основным показателям не превышает 5–7 %, можно сделать вывод о том, что разработанная математическая модель адекватно описывает промышленный процесс гидроочистки нефтяного сырья и может быть использована для проведения численных исследований и оптимизационных прогнозных расчетов.

Путем проведения численных исследований сформированы практические рекомендации по повышению эффективности работы промышленной установки гидроочистки, включающие в себя поддержание оптимальных технологических условий работы реактора, а также вовлечение легкого газойля крекинга (9 %) в

процесс гидроочистки смеси с вакуумным дистиллятом. При этом достигается снижение содержания серы в гидрогенизате до удовлетворительных значений (не более 0,15 % мас.).

Достигнутые подходы и результаты могут быть перенесены на аналогичные промышленные объекты – установки гидроочистки вакуумного газойля с учетом соответствующих корректировок параметров математической модели, вызванных свойствами сырья и составом катализаторов, а также спецификой технологии.

ОСНОВНЫЕ ВЫВОДЫ

1. Выполненная оценка термодинамических параметров реакций процесса гидроочистки вакуумного газойля: гидродеазотирования азотсодержащих соединений ($\Delta G = -5,2 \div -132,7$ кДж/моль), гидродесульфуризации бензотиофена ($\Delta G = -109,3 \div -112,8$ кДж/моль), гидродесульфуризации дибензотиофена ($\Delta G = -25,3 \div -46,2$ кДж/моль), гидрирования ароматических углеводородов и нафтенов ($\Delta G = -3,6 \div -45,0$ кДж/моль), образования смол ($\Delta G = -71$ кДж/моль), коксообразования ($\Delta G = -72,4 \div -275,1$ кДж/моль), позволила сформировать формализованную схему превращений веществ и построить на ее основе прогностическую математическую модель, надежно описывающую показатели промышленного процесса гидроочистки высокосернистого сырья (ошибка расчетов содержания серы в гидрогенизате не превышает 7% отн.)

2. Экспериментальные исследования показали, что сернистые соединения в вакуумном дистилляте, полученном из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефтей, представлены преимущественно бензо- и дибензотиофенами, суммарное содержание которых до гидроочистки составляет 1,34-1,98 % мас., после гидроочистки – не превышает 0,08-0,18 % мас. Глубина гидрообессеривания вакуумного дистиллята составляет 85-95 % при $T=335-381$ °С, $P=4,0-4,3$ МПа, расходе сырья 86-131 м³/ч, расходе водородсодержащего газа = 71-89 тыс. нм³/ч.

3. Предложены научно-технические прогнозные решения по повышению глубины гидрообессеривания нефтяных дистиллятов до содержания серы не более 0,15 % мас., путем поддержания оптимальных технологических условий работы промышленной установки гидроочистки. Показано, что при увеличении температуры процесса на 6-12 °С остаточное содержание серы в продукте снижается на 0,027-0,030 % мас., при расходе сырья 100-131 м³/ч, расходе водородсодержащего газа 75-85 тыс. нм³/ч, давлении 4,1-4,3 МПа, относительной активности катализатора 0,5.

4. Расчетами по модели подтверждено, что при увеличении температуры процесса с 325 до 385 °С и содержании серы в сырье 1,73 % мас., остаточное содержание серы в гидрогенизате снижается на 0,027 % мас., при прочих равных условиях: расход сырья 110 м³/ч, расход ЦВСГ 80000 нм³/ч, давление 4,0 МПа, относительная активность катализатора 0,85.

5. Численные исследования позволили определить оптимальную долю вовлечения легкого газойля (до 9 % мас.) в процесс гидроочистки смеси с вакуумным дистилятом и расход водородсодержащего газа около 90 тыс. нм³/ч, которые обеспечивают снижение содержания серы в гидрогенизате до значений менее 0,15 % мас., при T=385 °С, P=4,3 МПа, расходе сырья: 106-111 м³/ч.

СПИСОК УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ

АУ	-	ароматические углеводороды
ББФ	-	бутан-бутиленовая фракция
БТ	-	бензотиофен
ВГ	-	вакуумный газойль
ВД	-	вакуумный дистиллят
ВСГ	-	водородсодержащий газ
ГВД	-	гидроочистка вакуумного дистиллята
ГО	-	гидроочистка
ГК	-	гидрокрекинг
ДАУ	-	диароматические углеводороды
ДБТ	-	дибензотиофен
ДТ		дизельное топливо
КК	-	каталитический крекинг
ЛКГ	-	легкий гидрокрекинг
ЛГ	-	легкий газойль
МАУ	-	моноароматические углеводороды
МДЭА	-	метилдиэтаноламин
НПЗ	-	нефтеперерабатывающий завод
ППФ	-	пропан-пропиленовая фракция
ПГПН	-	производство глубокой переработки нефти

ПППН	- производство первичной переработки нефти
ППТНО	- производство переработки тяжелых нефтяных остатков
СС	- сероорганические соединения
ТГ	- тяжелый газойль
УВС	- углеводородное сырье
УВ	- углеводороды
УПБ	- установка производства битума
УЗК	- установка замедленного коксования
ЦВСГ	- циркуляционный водородсодержащий газ
WABT	- средневзвешенная температура слоя катализатора

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Свейти, Т.Е. Тенденции в развитии нефтеперерабатывающей промышленности: состояние и перспективы / Т.Е. Свейти // Нефтегазовые технологии. – 2006. – №1. – С. 59-66.
2. Плешакова, Н.А. Гидрооблагораживание тяжелого вакуумного газойля на модифицированных алюмоникельмолибденовых катализаторах / Н.А. Плешакова, И.И. Занозина, О.Е. Шабалина, Е.Н. Рохманько, Т.В. Мишустина // Нефтехимия. – 2012. – Том 52. – С. 262-269.
3. Ахметов, С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов / С.А. Ахметов // Уфа: Гилем. – 2002. – С. 672.
4. Хаджиев, С.Н. Крекинг нефтяных фракций на цеолитсодержащих катализаторах / Под ред. С.Н. Хаджиев. – М.: Химия, 1982. – С. 11.
5. Stratiev, D.S. Fluid Catalytic Cracking feed hydrotreatment and its severity impact on product, yields and quality [Текст] / D.S. Stratiev, I.K. Shishkova, D.S. Dobrev. // Fuel Processing Technology. – 2012. – Vol. 94. – P. 16-25.
6. Логинова, А.Н. Разработка катализатора гидрооблагораживания вакуумного газойля с высокой гидрообессеривающей способностью / А.Н. Логинова, Я.В. Морозова, И.А. Баканев, В.В. Фадеев // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2019. – № 10. – С. 3-11.
7. Chuzlov, V. Increasing the economic efficiency of gasoline production: Reducing the quality giveaway and simulation of catalytic cracking and compounding / V. Chuzlov, G. Nazarova, E. Ivanchina, E. Ivashkina // Fuel Processing Technology. – 2019. Vol. 196. № 106193.
8. Ivanchina, E.D. Mathematical modelling of catalytic riser reactor / E. D. Ivanchina, E.N. Ivashkina, G.Y. Nazarova // Chemical Engineering Journal. – 2017. Vol. 176-177. P. 134-143.
9. Nazarova, G. Testing of cracking catalysts using mathematical model / G. Nazarova, E. Ivashkina, E. Ivanchina, T. Shafran, V. Stebeneva, G. Seytenova // AIP Conference Proceedings. – 2016. Vol. 1772. № 060013.

10. Nadeina, K.A. Influence of hydrotreatment depth on product composition of fluid catalytic cracking process for light olefins production / / A.K. Nadeina, O.V. Potapenko, M.O. Kazakov, V.P. Doronin, A. V. Saiko, T.P. Sorokina, A.V. Kleimenov, O.V. Klimov, A.S. Nozkov // *Catalysis Today*. – 2021. Vol. 378. P. 2-9.

11. Мейерс, Р.А. (ред.). Основные процессы нефтепереработки. Справочник: пер. с англ. 3-го изд./ [Р. А. Мейерс и др.]; под ред. О.Ф. Глаголевой, О. П. Лыкова. – СПб.: ЦОП «Профессия», – 2011. – С. 944.

12. Официальный сайт Президента Республики Казахстан [Электронный ресурс] / Глава государства провел расширенное совещание по вопросам развития нефтегазовой отрасли 5 сентября 2019 года. Режим доступа: http://akorda.ru/ru/events/astana_kazakhstan/working_trips/glava-gosudarstva-provel-rasshirennoe-soveshchanie-po-voprosam-razvitiya-neftegazovoi-otrasli.

13. Ссылка: Разработана Концепция развития нефтеперерабатывающей отрасли на 2024-2050 гг.

14. Шигабутдинов, А.К. О получении малосернистых топлив с использованием процесса каталитического крекинга / А.К. Шигабутдинов, В.В. Пресняков., А.А. Бабынин, А.К. Калимуллин, В.А. Хавкин, В.М. Капустин, В.А. Маненков // *Переработка*. – Экспозиция 26 (46) ноябрь. – 2007. – № 13. – С. 52-55.

15. Жумагулов, Р.Б. Качество нефти – важный фактор развития перерабатывающей отрасли / Р.Б. Жумагулов // *Нефть и газ*. – 2006. – № 2. – С. 75-82.

16. Нефтяная энциклопедия Казахстана. – Алматы, 2005. – С. 578.

17. Оразова, Г.А. Вариант переработки нефтей месторождений Кенкияк и Жанажол / Г. А. Оразова // *Вестник АГТУ*. – 2008. – № 2 (43). – С. 232-235.

18. Ергожин, Е.Е. Современное состояние нефтеперерабатывающей промышленности и рынка нефтепродуктов в Казахстане. / Е.Е. Ергожин, Т.К. Чалов, Т.В. Ковригина, Е.А. Мельников – Алматы: АО «Институт химических наук им. А.Б. Бектурова». – 2019. – № 3 (67). – С. 38.

19. Модернизация НПЗ РК. [Электронный ресурс] / Ожидания, итоги и реальность. Режим доступа:

https://forbes.kz//life/opinion/modernizatsiya_npz_rk_ojidaniya_itogi_i_realnost/

20. Отраслевая рамка квалификаций по направлению «Переработка и реализация нефти и газа» Нур-Султан. – 2019 г. – С. 49.

21. [Электронный ресурс] Годовой отчет АО НК «КазМунайГаз» за 2020 г. Режим доступа: <https://ar2020.kmg.kz/ru>.

22. Об утверждении Государственной программы индустриально-инновационного развития Республики Казахстан на 2020-2025 годы (изменения на 31 декабря 2019 года). Постановление правительства Республики Казахстан от 31 декабря 2019 года №. 1050.

23. ГОСТ 12.1.007-76 ССБТ. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности.

24. Елшин, Р.Р. Особенности осуществления процесса гидроочистки вакуумного газойля / Р.Р. Елшин, Р.Р. Алиев // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2015. – № 1. – С. 8-10.

25. Jimenez, F. Modeling of industrial reactor for hydrotreating of vacuum gas oil: Simultaneous hydrodesulfurization, hydrodenitrogenation and hydrodearomatization reactions / F. Jimenez, V. Kafarov, M. Nunez // Chemical Engineering Journal. – 2007. Vol. 134. P. 200-208.

26. Esmaeel, S.A. 5-Lumps kinetic modeling, simulation and optimization for hydrotreating of atmospheric crude oil residue / S.A. Esmaeel, S.A. Gheni, A.T. Jarullah // Applied Petrochemical Research. – 2016. Vol. 6. P. 117-133.

27. Планы Минэнерго РК на 2026 год 18,2 млн тонн переработки и 15,5 млн тонн нефтепродуктов.

28. Headings - PETROLEUM-Analytical journal Modernization of Kazakhstan's Refineries: Capacity Expansion or Construction of a New Plant? Askar Ismailov, Independent Expert.

29. Glazov, N. Effect of Experimental Data Accuracy on Stochastic Reconstruction of Complex Hydrocarbon Mixture / N. Glazov, P. Dik, A. Zagoruiko // Catalysis Today. – 2021. Vol. 378. P. 202-210.

30. Окунев, А.Г. Каталитическая гидропереработка тяжелого нефтяного сырья. / А.Г. Окунев, Е.В. Пархомчук, А.И. Лысиков, П.Д. Парунин, В.С. Семейкина, В.Н. Пармон // Успехи химии. – 2015. Т.84 № 9. С. 981-999.

31. Каминский, Э.Ф. Глубокая переработка нефти: технологический и экологический аспекты. / Э.Ф. Каминский, В.А. Хавкин. – М.: Изд. «Техника», ООО Тума Групп, 2001. – С. 384.

32. Хавкин, В.А. Гидрогенизационные процессы моторных топлив. Библиотека нефтепереработчика / В.А. Хавкин, Е.А. Чернышева, Л.А. Гуляева. – Уфа, ГУП ИНХП РБ, 2013. – С. 259.

33. Хавкин, В.А. О подготовке сырья для процесса каталитического крекинга вакуумных дистиллятов / В.А. Хавкин, Л.А. Гуляева, Н.Я. Виноградова // Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний. – 2012. № 11. – С. 27-31.

34. ГОСТ 12.1.044-89 ССБТ. Пожаровзрывоопасность веществ и материалов. Номенклатура показателей и методы их определения.

35. Галиуллин, Э.А. Новые технологии тяжелых нефтей и природных битумов // Вестник технологического университета / Э.А. Галиуллин, Р.З. Фахрутдинов // Вестник технологического университета. – 2016. – Т.19. – № 4. – С. 47-51.

36. Логинова, А.Н. Импортзамещение катализаторов для процессов получения топлив, соответствующих требованиям стандарта Евро / А.Н. Логинова, Я.В. Морозова, С.А. Свидерский, К.Б. Рудяк // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. – 2017. – № 9. – С. 3-8.

37. Луганский, А.И. Основы технологии инициированного крекинга гудрона. дисс. ... канд. хим. наук: 05.17.04. / Луганский Артур Игоревич. – 2015 г. – С. 122.

38. Нигметов, Р.И. Современные направления каталитической гидропереработки высокосернистых остатков атмосферной и вакуумной перегонки

/ Р.И. Нигметов, А. Ф. Нурахмедова, Н.В. Попадин // Технические науки. Вестник АГТУ. – 2016. – №2. – С. 30

39. Хавкин, В.А. Варианты процесса гидрокрекинга вакуумных дистиллятов / В.А. Хавкин, Л.А. Гуляева, Е.А. Чернышева // Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний. – 2014. – № 4. – С. 8.

40. Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. / Учредители: ЦНИИТЭнефтехим. // Материалы Ассоциации нефтепереработчиков и нефтехимиков России (2009-2013 гг).

41. Хавкин, В.А. О расходе водорода в гидрогенизационных процессах / В.А. Хавкин, Л.А. Гуляева, Н.Я. Виноградова // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. – 2019. – № 8. – С. 3-6.

42. Хавкин, В.А. Место гидрогенизационных процессов в модернизации нефтеперерабатывающей промышленности России / В. А. Хавкин, Л.А. Гуляева, Б.В. Винокуров // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. – 2014. – № 7. – С. 8-11.

43. Kressmann, S. Recent developments in fixed-bed catalytic residue up- grading / S. Kressmann, F. Morel, V. Harle, S. Kasztelan // Catalysis Today. – 1998. – Vol. 43, iss. 3-4. P. 203-215.

44. Threlkel, R. Increase Flexibility to Upgrade Residuum Using Recent Advances in RDS/VRDS-RFCC Process and Catalyst Technology / R. Threlkel, C. Dillon, U.G. Singh, M. Ziebarth // Journal of the Japan Petroleum Institute. – 2010. – Vol. 53, № 2. – P. 65-74.

45. Жуков, В.Ю. Установка гидрокрекинга Т-Star ООО «Лукойл – Пермнефтеоргсинтез» / В.Ю. Жуков, В.И. Якунин, В.М. Капустин, В.Н. Семенов // Химия и технология топлив и масел. – 2009. № 1. – С. 17-19.

46. Bellussi, G. Hydroconversion of heavy residues in slurry reactors: Developments and perspectives / G. Bellussi, G. Rispoli, A. Landoni, R. Millini, D. Molinari, E. Montanari, D. Moscotti, P. Pollesel // Catalysis Science & Technology. – 2013. – № 308. – P. 189-200.

47. Справочник процессов нефтепереработки, 2002: указатель процессов // Нефтегазовые технологии. 2003. № 3. С. 86-114.
48. Ancheyta, J. Modeling of Processes and Reactors for Upgrading of Heavy Petroleum. CRC Press, Taylor & Francis Group, New York. / J. Ancheyta. – 2013. – P. 524.
49. Энергетическая стратегия России на период до 2035 г. – С. 98.
50. Sadeghbeigi, R. Fluid Catalytic Cracking Handbook (Third Edition) / R. Sadeghbeigi // Amsterdam and et al.: Butterworth – Heinemann is an imprint of Elsevier. – 2012. – P. 352.
51. Альбом технологических процессов переработки нефти и газа: учебное пособие для вузов / под ред. Бондаренко Б.И. [Текст] // М.: Химия, 1983. – С. 128.
52. Патент. 2626400 РФ, 2017. МПК ВЦЫ 31/22, ВОЫ 23/882, 45/08. Способ получения малосернистого сырья каталитического крекинга / Климов О.В., Казаков М.О., Надеина К.А., Будуква С.В., Дик П.П., Уваркина Д.Д., Перейма В.Ю., Олейник А.А., Ватутина Ю.В., Столярова Е.А., Носков А.С.; заявитель и патентообладатель. Акционерное общество «Газпромнефть – Омский НПЗ». N22016143890 заявл. 09.11.2016; опубл. 27.07.2017.
53. Агафонов, А.В. Нефть, процессы и продукты ее углубленной переработки. / А.В. Агафонов, И.Т. Козлов, А.Л. Ботников, А.Н. Чаговец – М.: ЦНИИТЭнефтехим. – 1983. – С. 53.
54. Чаговец, А.Н. Каталитические процессы глубокой переработки нефти. / А.Н Чаговец, Осипов Л.Н, Ботников А.Я, Лебедев Б.Л. – М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1980. – С. 57.
55. Nour Shafil El-Gendy. Handbook of refinery desulfurization / Nour Shafil El-Gendy, James G. Speight. – CRC Press, – 2016. – P. 476.
56. Левинтер, М.Е. Глубокая переработка нефти: [учебное пособие для вузов] / Левинтер М.Е. [и др.]. – М.: Химия, 1992. – С. 224.
57. Behbehani, H. Determination of organic sulfur compound types in vacuum gas oil using GC-FID-SCD method / H. Behbehani, M.K. Andari // Petroleum science and technology. – 2000. – Vol. 18. – P. 51-61.

58. Al-Hajji, A.A., Characterization of nitrogen and sulfur compounds in hydrocracking feedstocks by fourier transform ion cyclotron mass spectrometry / A.A. Al-Hajji, H. Muller, O.R. Koseoglu // Oil & gas science technology. – 2008. – Vol. 63. – P. 115-128.
59. Сюняев, З. И. Нефтяной углерод / З. И. Сюняев – М.: Химия, 1980. – С. 271.
60. Радченко, Е. Д. Промышленные катализаторы гидрогенизационных процессов нефтепереработки / Е. Д. Радченко, Б. К. Нефедов, Р. Р. Алиев. – М.: Химия, 1987. – С. 224.
61. Клим, О. В. Приборы и методы контроля качества продукции на предприятиях ТЭК, нефтехимической и пищевой промышленности: [учебное пособие] / О. В. Клим. – СПб.: НИУ ИТМО, 2012. – С. 81.
62. Албердина, М. А. Модифицированные биметаллические катализаторы реакций гидрогенолиза / М. А. Албердина, В. Д. Стыценко // Вестник Астраханского Государственного Технического Университета. – 2004. – № 4. – С. 82-87.
63. Францина, Е.В. Прогнозирование увеличения сырьевой базы процесса каталитической депарафинизации методом математического моделирования / Е.В. Францина, Д.А. Афанасьева, Э.Д. Иванчина, Е.Н. Ивашкина, Н.С. Белинская // Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний. – 2017 – № 3. – С. 33-41.
64. Дик, П.П. NiMo катализаторы гидрокрекинга вакуумного газойля, обеспечивающие высокий выход дизельной фракции: дисс. ... канд. хим. наук: 02.00.15. / Дик Павел Петрович. – Новосибирск, 2017 г. – С. 136.
65. Pogorelovsky, M.A. To the question of mathematical modeling of multicomponent processes of oil refining and petrochemistry-based continuous approach: preparation of input data / M.A. Pogorelovsky, V.S. Mikshina, N.B. Nazina, P.V. Zaikin // International Scientific and Practical conference «Information Innovative Technologies». – Prague. – 2017.

66. Арушанян, О.Б. Решение систем обыкновенных дифференциальных уравнений методами Рунге – Кутты: учеб. Пособие / О.Б. Арушанян, С.Ф. Залеткин. – М., 2014. – С. 58.
67. Боресков, Г.К. Расчет каталитических процессов в промышленных реакторах / Г.К. Боресков, М.Г. Слинько // Химическая промышленность. – 1960. – № 3. – С. 17-25.
68. Рябов В.Д. Химия нефти и газа / В.Д. Рябов. – М.: Техника, 2004. – С. 288.
69. Сваровская, Н.А. Математическое моделирование процесса пиролиза бензиновых фракций Н.К.-150° С: дисс. ... канд. хим. наук: 05.17.08 / Сваровская Наталья Алексеевна. – Томск, 1980. – С. 127.
70. Смоликов, М.Д. Технология глубокой переработки нефти. Учебное пособие для студентов, обучающихся по направлению подготовки магистров 240100.68 «Химическая технология и биотехнология» / М.Д. Смоликов, О.Н. Бакланова; Мигобрнауки России, ФГБОУ высш. проф. образования «Омский гос. Технический ун-т», Сибирское отд-ние РАН, ФГБУ науки «Ин-т проблем перераб. углеводов». Омск, 2011.
71. Танатаров, М.А. Производство неэтилированных бензинов. Переработка нефти: тем. обзор. / М.А. Танатаров [и др.] – М.: ЦНИИТЭ Нефтехим, 1981. – С. 76.
72. Дорохов, А.Г. Химия и технология топлив и масел. / Дорохов А.Г. – 1972. – № 11. – С. 6-9.
73. Капустин, В.М. Химия и технология переработки нефти. / В.М. Капустин, М.Г. Рудин. – М.: Химия, 2013. – С. 496.
74. Хавкин, В.А. гидрогенизационные процессы на НПЗ России // Мир нефтепродуктов / В.А. Хавкин, Л.А. Гуляева, Н.Я. Виноградова, О.И. Шмелькова – 2010. – № 3. – С. 15-21.
75. Хавкин, В.А. О гидрогенизационной переработке нефтяных остатков / Мир нефтепродуктов / В.А. Хавкин, Р.Г. Галиев, Л.А. Гуляева, И.А. Пугач – 2009. – № 3. – С. 15-19.

76. Анчита, Х. Переработка тяжелых нефтей и нефтяных остатков. Гидрогенизационные процессы. / Х. Анчита, Дж. Спейт – СПб.: Профессия, 2012. – С. 384.
77. Хаджиев, С.Н. Будущее глубокой переработки нефти: Сделано в России / С.Н. Хаджиев, Х.М. Кадиев // The Chemical Journal. – сентябрь, 2009. – С. 34-37.
78. Кадиев, Х.М. Особенности гидроконверсии нефтяных дисперсных систем / Х.М. Кадиев, Э.Э. Магомадов, М.Х. Кадиева, С.Н. Хаджиев // Сб. Матер. IV Российской конференции «Актуальные проблемы нефтехимии». – М., 2012. – С. 69.
79. Хавкин, В.А. Перспективы развития процесса гидрокрекинга на НПЗ России / В.А. Хавкин, Л.А. Гуляева // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2016. – № 2. – С. 8-15.
80. Капустин В.М. Технология переработки нефти. Часть вторая. Деструктивные процессы. Учебники и учебное пособие для студентов высших учебных заведений / В.М. Капустин, А.А. Гуреев. – М.: КолосС. 2008. – С. 334.
81. Голубев, А. Б. О катализаторах и технологии мягкого гидрокрекинга вакуумных дистиллятов / А. Б. Голубев, И. В. Усков, Ю. Н. Пушкарёв, В. И. Барков, В. А. Хавкин, Л. А. Гуляева // Технология нефти и газа. – 2006. – № 5. – С. 6.
82. Хавкин, В.А. Современные технологии производства дизельных топлив / В.А. Хавкин, Л.А. Гуляева, Н.Я. Виноградова и др. // Мир нефтепродуктов. – 2013. – № 4. – С. 17-25.
83. Белинская, Н.С. Кинетическая модель процесса производства дизельных топлив / Н.С. Белинская // Модели, системы, сети в экономике, технике, природе и обществе. – 2013. – № 2. (6). – С. 145-149.
84. Петров, П.А. Разработка универсальной модели каталитического риформинга бензинов / Петров П.А. // Записки горного института. – 2007. – № 173. – С. 141-143.
85. Разяпова, Н.Ю. Разработка технологии получения базовых масел из остатков гидрокрекинга: дисс. канд. хим. наук: 05.17.07. / Разяпова Неля Юлаевна. – Москва, 2016. – С. 131.

86. Kasian, N. Decane Hydroisomerization Test Probing Catalytic Activity and Selectivity of Aluminum and Boron Substituted Extra – Large Pore UTL Zeolite / N. Kasian, T.I. Koranyi, G. Vanbutsele, K. Houthoofd, J. A. Martens, C.E.A. Kirschhock // *Top. Catal.* – 2010.

87. Mouli, K.C. Effect of pore diameter of Ni-Mo/Al-SBA-15 catalysts on the hydrotreating of heavy gas oil / K.C. Mouli, K. Soni, A. Dalai, J. Adjaye // *Applied Catalysis A: General.* – 2011.

88. Wang, D. Hierarchical, core-shell meso-ZSM-5@mesoporous aluminosilicate-supported Pt nanoparticles for bifunctional hydrocracking / D. Wang, L. Xu, P. Wu // *J. Mater. Chem. A.* – 2014.

89. Sazegar, M.R. High activity of aluminated bifunctional mesoporous silica nanoparticles for cumene hydrocracking and measurement of molar absorption coefficient / M.R. Sazegar, S. Triwahyono, A.A. Jalil, R.R. Mukti, S. Mohammad, S. Mohadhegh, M. Aziz // *New J. Chem.* – 2015.

90. Технологический регламент комбинированной установки гидроочистки сырья каталитического крекинга ТОО «ПНХЗ». – 2018. – С. 253.

91 СТ РК 3338-2018 Вакуумный газойль. Технические условия.

92. Zhao, Q. Core – shell structured zeolite – zeolite composites Y zeolite cores and nano- β zeolite shells: Synthesis and application in hydrocracking of VGO oil / Q. Zhao, B. Qin, J. Zheng, Y. Du, W. Sun, F. Ling, X. Zhang, R. Li // *Chemical Engineering Journal.* – 2014.

93. Bo, Q. Synthesis, characterization and catalysis properties of Y- β zeolite composites / Q. Bo, Z. Xiwen, Z. Zhizhi, L. Fengxiang, S. Wanfu // *Pet.Sci.* – 2011.

94. Назарова, Г.Ю., Разработка формализованной схемы превращений углеводородов в процессе каталитического крекинга для прогнозирования индивидуального состава газов / Г.Ю. Назарова, Е.Н. Ивашкина, А.А. Орешина, Т.А. Калиев, С.Б. Аркенова, А.В. Антонов // материалы для опубликования статьи в рамках международного симпозиума X Международной научно-технической конференции «Техника и технология нефтехимического и нефтегазового производства 2020». – 2020. – С. 43-44.

95. Аркенова С.Б., Разработка алгоритма расчета группового состава сырья в математической модели гидроочистки вакуумного газойля / С.Б. Аркенова, Д.А. Афанасьева, Т.А. Калиев, Е.Н. Ивашкина, Н.С. Белинская // Химия и химическая технология в XXI веке. Материалы XXII Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени выдающихся химиков Л.П. Кулёва и Н.М. Кижнера, посвященной 125-летию со дня основания Томского политехнического университета. Томск. – 2021. – С. 26-17.

96. Афанасьева, Д.А., Разработка трехфазной математической модели процесса гидроочистки сырья каталитического крекинга / Д.А. Афанасьева, Т.А. Калиев // Перспективы развития фундаментальных наук. Сборник научных трудов XVIII Международной конференции студентов, аспирантов и молодых ученых. В 7-ми томах. Под редакцией И.А. Курзиной, Г.А. Вороновой. Томск. – 2021. – С. 26-28.

97. Afanasyeva, D.A. Thermodynamic analysis of Sulphur-containing compounds' reactions in the vacuum distillation hydrocracking / D.A. Afanasyeva, T.A. Kaliyev, N. S. Belinskaya, E.N. Ivashkina // Topical issues of rational use of natural resources: Scientific Conference Abstracts. Saint-Peterburg Mining University. St. Peterburg, 2020. P. 463. (XVI International Forum-Contest of Students and Young Researchers. 17-19 June 2020). – P. 128-130.

98. Хомякова Ю.В. Гидроочистка вакуумных дистиллятов / Ю.В. Хомякова, П.В. Гладыш, С.Б. Аркенова, Т.А. Калиев // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XXIII Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени выдающихся химиков Л.П. Кулева и Н.М. Кижнера: в 2 т., Томск, 16-19 Мая 2022. – Томск: ТПУ. –2022. – Т. 2. – С. 108-109.

99. Аркенова, С.Б. Разработка модели реактора процесса гидроочистки вакуумного газойля / С.Б. Аркенова, Е.Н. Ивашкина, Т.А. Калиев, Д.А. Афанасьева, Н.С. Белинская // Химия нефти и газа: материалы XII Международной конференции (26 сентября – 30 сентября 2022 г.) – Томск: Изд-во ИХН СО РАН. – 2022. – С. 254-255.

100. Ивашкина, Е.Н. Прогнозирование работы установки каталитического крекинга вакуумного дистиллята с применением нестационарной математической модели / Е.Н. Ивашкина, Г.Ю. Назарова, Э.Д. Иванчина, А.М. Воробьев, А.В. Антонов, Т.А. Калиев, Г.Р. Бурумбаева, М.Ю. Межова // Мир нефтепродуктов. – 2021. – № 6. – С. 12-21.

101. Ивашкина, Е.Н. Прогнозирование эффективных режимов эксплуатации промышленной установки каталитического крекинга / Е.Н. Ивашкина, Э.Д. Иванчина, Г.Ю. Назарова, А.А. Орешина, Т.А. Калиев // Деловой журнал Neftegaz. RU. – 2020. – № 10 (106). – С. 50-56.

102. Назарова, Г.Ю. Моделирование работы промышленной установки каталитического крекинга вакуумного газойля из смеси казахстанской и западно-сибирской нефти / Г.Ю. Назарова, Е.Н. Ивашкина, Э.Д. Иванчина, А.А. Орешина, Е.К. Вымятин, Т.А. Калиев, Р.Д. Попов, А.В. Антонов, Г.Ж. Сейтенова // Мир нефтепродуктов. – 2020. – № 3. – С. 6-14.

103. Nazarova, G. Development of a formalized scheme of hydrocarbon transformations in the catalytic cracking for forecasting the individual composition of gases / G. Nazarova, A. Oreshina, T. Kaliyev, S. Arkenova, G. Nazarova, A. Antonov, E. Lemeshko // AIP Conference Proceedings. – DOI: 10.1063/5.0026683. – 2020.

104. Vorobev, A. Development of a two-fluid hydrodynamic model for a riser reactor / A. Vorobev, A. Antonov, G. Nazarova, E. Ivashkina, E. Ivanchina, V. Chuzlov, T. Kaliyev // Chemical Engineering and Technology. – 2022. – Т. 45 – № 4. – P. 709-716.

105. Kaliev, T. Macroscopic Two-Dimensional Two-Fluid Eulerian-Eulerian Model for Tracking the Evolution of Solid and Gaseous Phases in a FCC Riser Reactor / A. Vorobev, A. Antonov, G. Nazarova, E. Ivashkina, E. Ivanchina, V. Chuzlov, T. Kaliev // Petroleum and Coal. – 2022. – 64 (2). – P. 374-386.

106. Сгадов, С.А. Учет отклонения химического равновесия при термодинамическом моделировании гетерогенных систем / С.А. Сгадов // Сложные системы и процессы. – 2006. № 1. – С. 32-36.

107. Patil, R.C. Effect of reactor configuration on performance of vacuum gas oil (VGO) hydrotreater: Modelling studies / R.C. Patil, P. Patra, A. Gupta, A. Das // Computers and Chemical Engineering. – 2017. – Vol. 104. – P. 89-106.

108. Ivanchina, E.D. Mathematical modeling of multicomponent catalytic processes of petroleum refining and petrochemistry / E.D. Ivanchina, E.N. Ivashkina, I.O. Dolganova, N.S. Belinskaya // Reviews in Chemical Engineering. – 2021. – Vol. 37 (1). – P. 163-191.

109. Иванчина, Э.Д. Разработка кинетической модели процесса каталитического крекинга / Э.Д. Иванчина, Е.Н. Ивашкина, Г.Ю. Назарова, В.И. Стебенова, Т.А. Шафран, С.В. Киселева, Д.В. Храпов, Н.В. Короткова, Р.В. Есипенко // Катализ в промышленности. – 2017. – 17(6). – С. 477-486.

110. Белинская, Н.С. Исследование закономерностей превращения углеводородов в реакторах риформинга и гидродепарафинизации с целью увеличения ресурса перерабатываемого сырья методом математического моделирования / Н.С. Белинская, Г.Ю. Силко, Э.Д. Иванчина, Е.Н. Ивашкина, Е.В. Францина, С.А. Фалеев // Фундаментальные исследования. – 2013. – № 8-3. – С. 534-538.

111. Александров П.В. Получение низкосернистого дизельного топлива при гидропереработке газойлевых фракций и рапсового масла на сульфидных $\text{Co}(\text{Ni})\text{Mo}/\text{Al}_2\text{O}_3$ катализаторах: дис. ... канд, хим. наук: 02.00.15 / Александров Павел Васильевич. – Новосибирск: ИК СО РАН, 2019. – С. 151.

112. Анчита Х. Переработка тяжелой нефти. Реакторы и моделирование процессов. Перевод с англ. под. ред. О.Ф. Глаголевой, В.А. Винокурова. СПб.: ЦОП «Профессия», 2015. – С. 592 .

113. Калиев, Т.А. Математическое моделирование процесса гидроочистки вакуумного газойля / Т.А. Калиев, А.Д. Афанасьева, С.Б. Аркенова // Проблемы геологии и освоения недр. Труды XXV Международного симпозиума имени академика М.А. Усова студентов и молодых ученых, посвященного 120-летию горно-геологического образования в Сибири, 125-летию со дня основания Томского политехнического университета. Томск, 2021. С. 248-249.

114. Новый справочник химика и технолога. Сырье и продукты промышленности органических и неорганических веществ. Ч.I. – СПб.: Изд-во НПО «Профессионал». – 2002. – С. 988.

115. Афанасьева, Д.А. Термодинамический анализ реакций серосодержащих соединений в процессе гидроочистки вакуумного газойля / Д.А. Афанасьева, Н.И. Кривцова, Т.А. Калиев // Сборник материалов конференции Химия и химическая технология в XXI веке. – 2020. – С. 343-344.

116. Белинская, Н.С. Совершенствование работы сопряженной системы «реактор – колонна стабилизации» процесса каталитической депарафинизации дизельных фракций нефти методом математического моделирования: дис. ... канд, техн наук: 05.17.08 / Белинская Наталия Сергеевна. Томск, 2015. – С. 170.

117. Александров П.В. Процессы гидроочистки дизельных дистиллятов и вакуумного газойля на CoMo- и NiMo- катализаторах и их оптимизация с использованием метода математического моделирования: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / Александров Павел Васильевич. Томск, 2017. – С. 129.

118. Mederos, F.S. Dynamic modeling and simulation of hydrotrating reactors / F.S. Mederos, M.A. Rodriguez, J. Ancheyta, E. Arce // Energy & Fuels. – 2006. – Vol. 20. – P. 936-945.

119. Korsten, H. Three-phase reactor model for hydrotreating in pilot trckle-bed reactors / H. Korsten, U. Hoffman // AIChE Journal. – 1996. – Vol. 42. № 5. – P. 1350-1360.

120. Об утверждении Государственной программы индустриально-инновационного развития Республики Казахстан на 2020-2025 годы (изменения на 31 декабря 2019 года). Постановление правительства Республики Казахстан о 31 декабря 2019 года № 1050.

121. Ссылка: Отчеты генерального директора ТОО «ПНХЗ» перед трудовым коллективом.

122. Казаков, М.О. «Катализаторы гидрокрекинга вакуумного газойля ИК СО РАН – ПАО «Газпром нефть» / М.О. Казаков, Третья ежегодная конференция «PRO

Катализ Форум»: Российские катализаторы – статус «АКТИВЕН», 24 октября 2019 года г., Санкт-Петербург.

123. Пат. 2626402 РФ, МПК В01J 37/00, В01J 23/883, В01J 32/00, В01J 21/02, В01J 21/04, В01J 35/00, С10G 45/08. Способ приготовления катализатора гидроочистки сырья гидрокрекинга [Текст] / Климов О.В., Данилевич В. В., Корякина Г.И., Казаков М.О., Надеина К.А., Ватутина Ю.В., Столярова Е.А., Носков А.С.; патентообладатель Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Институт катализа им. Г.К. Борескова Сибирского отделения Российской академии наук (ИК СО РАН). – № 2016143898; заявл. 09.11.2016; опубл. 27.07.2017.

124. Пат. 2626401 РФ, МПК С10G 45/08, В01J 31/22, В01J23/883. Способ гидроочистки сырья гидрокрекинга [Текст] / Климов О. В., Казаков М. О., Надеина К.А., Будуква С. В., Дик П. П, Увакина Д. Д., Перейма В. Ю., Олейник А. А., Носков А. С.; патентообладатель Федеральное государственное бюджетное учреждения науки Институт катализа им. Г.К. Борескова Сибирского отделения Российской академии наук (ИК СО РАН). – № 2016143896; заявл. 09.11.2016; опубл. 27.07.2017.

125. Самойлов, Е.Р. Расчет показателей гидроочистки тяжелого нефтяного сырья / Е.Р. Самойлов, Е.Н. Ивашкина, Н.С. Белинская, С.Б. Аркенова, Т.А. Калиев // Свидетельство о регистрации программы для ЭВМ 2023611149, 17.01.2023. Заявка № 2022686500 от 29.12.2022.

126. Кузьмина Р.И. Гидрокрекинг – процесс глубокой переработки нефтяных остатков / Р.И. Кузьмина, В.Т. Ливенцев, Т.В. Аниськова, С.Б. Ромаденкина // Учебное пособие для студентов Института химии. – Саратов: Амирит, 2019. – С. 79.

Приложение А
(Справочное)
Фрагмент программы

```
Procedure Euler;  
  
var  
  
i:integer;  
  
begin  
  
    tkGO:=3600*VkatGO/Vsm; //время контакта, с  
  
    tkGO:=Round(tkGO);  
  
    for i:=1 to 13 do  
  
        begin  
  
            Hr[i]:=StrToFloat(Form2.SG1.Cells[2,i]);  
  
            dG[i]:=StrToFloat(Form2.SG1.Cells[3,i]);  
  
            E[i]:=StrToFloat(Form2.SG1.Cells[4,i]);  
  
            k0go[i]:=StrToFloat(Form2.SG1.Cells[5,i]);  
  
        end;  
  
    A_katGO:=StrToFloat(Form2.SG2.Cells[1,1]);  
  
    alfaGO:=StrToFloat(Form2.SG2.Cells[1,2]);  
  
    C1:=C0v;  
  
    C2:=C0[1];  
  
    C3:=C0[2];  
  
    C4:=C0[3];  
  
    C5:=C0[4];
```

```

C6:=C0[9];

C7:=0;

C8:=0;

C9:=C0[5];

C10:=C0[6];

C11:=C0[7];

C12:=C0[8];

C13:=0;

C14:=0;

t:=0;

repeat

t:=t+h;

akt_katGO:=A_katGO*exp(-alfaGO*Ck);

for i:=1 to 13 do kpr[i]:=akt_katGO*StrToFloat(Form2.SG1.Cells[5,i])*exp(-
(StrToFloat(Form2.SG1.Cells[4,i]))*1000/R/Tem);

for i:=1 to 13 do Ke[i]:=exp(-(StrToFloat(Form2.SG1.Cells[3,i]))*1000/R/Tem);

for i:=1 to 13 do kob[i]:=kpr[i]/Ke[i];

Form1.Edit1.Text:=Form2.SG1.Cells[6,i];

kpr1:=kpr[1]; kob1:=kob[1];

kpr2:=kpr[2]; kob2:=kob[2];

kpr3:=kpr[3]; kob3:=kob[3];

kpr4:=kpr[4]; kob4:=kob[4];

```

Приложение Б

(Справочное)

Алгоритм перерасчета фракционного состава вакуумного газойля в групповой

Алгоритм перерасчета фракционного состава в групповой:

1. Осуществляется расчет содержания ароматических углеводородов по следующему выражению:

$$w_{Ar} = 0,1715 * Tv_{50} - 78.945$$

где Tv_{50} – температура выкипания 50% фракции

2. Производится распределение легкой, средней и тяжелой ароматики в соотношении 32:17:51 соответственно

3. Осуществляется расчет содержания смол по следующему выражению:

$$w_{смол} = 4 * 10^{-20} * e^{(0.0566 * Tv_{кк})}$$

4. Содержание предельных углеводородов рассчитывается как разница содержания смол, ароматических соединений и гетеросоединений от 100.

Корреляции и соотношения определялись по экспериментальным данным. Погрешность полученных корреляций составляет менее 7%.

Приложение В

(Справочное)

Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



СВИДЕТЕЛЬСТВО

о государственной регистрации программы для ЭВМ

№ 2023611149

Расчет показателей гидроочистки тяжелого нефтяного сырья

Правообладатель: *федеральное государственное автономное образовательное учреждение высшего образования «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (RU)*

Авторы: *Самойлов Евгений Романович (RU), Ивашкина Елена Николаевна (RU), Белинская Наталия Сергеевна (RU), Аркенова Саня Болатовна (RU), Калиев Толеубек Арыстанбекович (KZ)*



Заявка № 2022686500

Дата поступления 29 декабря 2022 г.

Дата государственной регистрации

в Реестре программ для ЭВМ 17 января 2023 г.

Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности

документ подписан электронной подписью
Сертификат 68b50077c14c49f0a94edfbd24145d5c7
Владелец: **Зубов Юрий Сергеевич**
Действителен с 20.03.2022 по 26.05.2023

Ю.С. Зубов

Приложение Г

(Справочное)

Акт о внедрении результатов научно-исследовательской работы в образовательный процесс Национального исследовательского Томского политехнического университета

УТВЕРЖДАЮ**И.о.директора ИИШПР ТПУ****Д.В. Сон**«01»  2026 г.**АКТ О ВНЕДРЕНИИ**

**результатов научно-исследовательской работы в образовательный процесс
Национального исследовательского Томского политехнического университета**

Настоящий акт подтверждает внедрение результатов научно-исследовательской работы аспиранта ОХИ ИИШПР ТПУ Калиева Т.А., в образовательный процесс подготовки бакалавров, магистров и аспирантов по направлению «Химическая технология».

В рамках образовательной программы магистратуры «Химическая инженерия» с использованием разработанной Калиева Т.А., математической модели процесса гидроочистки вакуумного газойля реализуются лабораторные работы и практические занятия по дисциплинам: «Современные химические технологии», «Научно-исследовательская работа в семестре». Разработанная математическая модель используется при реализации дисциплин «Учебно-исследовательская работа студентов», а также при выполнении ВКР магистров и бакалавров отделения химической инженерии.

Использование математической модели процесса гидроочистки вакуумного газойля обеспечивает:

- обучение бакалавров и магистрантов в направлении оптимизации и прогнозирования промышленного процесса гидроочистки вакуумных дистиллятов с применением математической модели;
- получение навыков численных и экспериментальных исследований физико-химических свойств вакуумного дистиллята до и после процесса гидроочистки;
- получение навыков проведения численных исследований по оценке влияния состава сырья на остаточное содержание гетероатомных компонентов в продуктах гидроочистки.

Заведующий кафедрой - руководитель
Отделения химической инженерии на правах кафедры, д.х.н.



Короткова Е.И.

Приложение Д

(Справочное)

Акт о внедрении научно-исследовательской работы в учебно-образовательный процесс Инновационного Евразийского университета

Қазақстан Республикасының
Ғылым және жоғары білім
министрлігі



Министерство науки и высшего
образования
Республики Казахстан

«ИННОВАЦИОННО-ЕВРАЗИЙСКИЙ
УНИВЕРСИТЕТ»

«ИННОВАЦИОННЫЙ
ЕВРАЗИЙСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

ЕНГІЗУ ТУРАЛЫ АКТ

АКТ О ВНЕДРЕНИИ

2026 ж.

№ 1

Павлодар қ.

Ректор:  **Р. С. Мәкенов**
«15» 2026 г.

[О внедрении результатов научно-исследовательской работы в учебно-образовательный процесс: «Математической модели расчета показателей гидроочистки тяжелого нефтяного сырья промышленного процесса гидроочистки вакуумных дистиллятов»]

Мы, нижеподписавшиеся, члены комиссии:

1. Андрищенко О.К., начальник управления по Академическим вопросам
2. Красноперова Е.Ф., декан факультета Экономики и Инжиниринга
3. Харченко С.П., заведующая кафедрой «Инженерия и промышленные технологии»;

Составили настоящий акт о подтверждении внедрении результатов научно-исследовательской работы старшим преподавателем Калиевым Т.А., кафедры «Инженерия и промышленные технологии». Разработанная математическая модель гидроочистки тяжелого нефтяного сырья, используется в образовательном процессе по направлению «Химическая инженерия и процессы».

Свидетельство о государственной регистрации программ для ЭВМ № RU2023611149 от 17.01.2023г.

Использование математической модели промышленного процесса гидроочистки вакуумных дистиллятов обеспечивает:

- обучение технологическим основам процесса гидроочистки вакуумного газойля с использованием цифрового двойника технологии;
- получение навыков прогнозирования работы промышленного реактора гидроочистки с использованием математической модели;
- получение навыков по регулированию оптимизации технологического режима вакуумного газойля промышленного процесса гидроочистки;
- получение навыков проведения численных исследований по влиянию состава сырья и технологических параметров на показатели процесса с учетом дезактивации катализатора.

Настоящий акт составлен в 3-х экземплярах.

Члены комиссии:



О.К. Андрищенко

Е.Ф. Красноперова

С.П. Харченко

Приложение Е

(Справочное)

Справка-отчет по опытно-промышленному вовлечению компонента легкого газойля каталитического крекинга в процесс гидроочистки вакуумного газойля

ПГПН ТОО «ПНХЗ»

СПРАВКА-ОТЧЕТ

по опытно-промышленному вовлечению компонента легкого газойля каталитического крекинга (ЛГКК) в процесс гидроочистки вакуумного газойля ПГПН ТОО «ПНХЗ»

Общая характеристика работы

Диссертационная работа аспиранта ОХИ ИШПР ТПУ Калиева Т.А., посвящена «Повышению эффективности работы промышленной установки гидроочистки вакуумного газойля с применением метода математического моделирования» 26.04. 2023 года.

Актуальность в современных условиях приобретает применение инструментов математического моделирования для повышения эффективности процесса гидроочистки вакуумного газойля, т.к. это дает возможность анализировать влияние технологических факторов на глубину очистки и выход целевых продуктов без проведения большого количества производственных испытаний.

Цель работы

Целью опытно-промышленных испытаний является оценка технологической возможности, устойчивости и эффективности вовлечения компонента легкого газойля каталитического крекинга (фракция 195–340 °С) в сырьевой поток установки гидроочистки вакуумного газойля, а также обоснование технологического режима процесса на основе математической модели без нарушения эксплуатационной надежности оборудования и качества целевых продуктов.

Объект исследования

Объектом исследования является промышленная установка гидроочистки вакуумного газойля производства глубокой переработки нефти ТОО «ПНХЗ».

Методы исследования

В работе использованы:

- промышленный эксперимент на действующей установке;
- физико-химический анализ сырья и продуктов;
- математическая программа расчета показателей гидроочистки тяжелого нефтяного сырья промышленного процесса гидроочистки вакуумных дистиллятов;
- сравнительный анализ расчетных и экспериментальных данных.

Методика проведения работ

Опытно-промышленные испытания проведены в условиях действующего производства без остановки технологического процесса и без изменения базовой аппаратурно-технологической схемы.

Вовлечение ЛГКК осуществлялось поэтапно с контролем основных технологических параметров процесса, включая температурный режим реакторного блока, давление и кратность циркуляции водородсодержащего газа, перепад давления в реакторной системе, показатели качества гидроочищенного продукта, стабильность работы катализатора.

Дополнительно осуществлялся сравнительный анализ расчетных значений, полученных на основе математической модели процесса, и фактических данных промышленной эксплуатации.

Технологическое обоснование режима на основе математической модели

Технологический режим обоснован на основе математической модели гидроочистки вакуумного газойля, учитывающей влияние изменения состава сырья при вовлечении ЛГКК.

Модель используется для прогнозирования изменения ключевых технологических показателей при варьировании доли вовлекаемого ЛГКК и определения области устойчивой работы установки.

Сопоставление расчетных и экспериментальных данных показало положительную динамику, что свидетельствует об адекватности модели реальному промышленному процессу. Модель корректно воспроизводит тенденции изменения показателей процесса и позволяет надежно оценивать влияние состава сырья на устойчивость процесса гидроочистки вакуумного газойля.

Результаты проведения испытаний

В ходе опытно-промышленных испытаний установлено:

- обеспечена стабильная работа установки гидроочистки вакуумного газойля при вовлечении ЛГКК;
- не выявлено ухудшения работы реакторного блока и вспомогательных систем;
- параметры процесса находятся в пределах регламентных значений;
- качество гидроочищенного продукта соответствует установленным требованиям;
- подтверждена адекватность математической модели процесса.

Отмечено, что расчетные прогнозы математической модели согласуются с фактическими промышленными данными, что подтверждает ее применимость для анализа и управления процессом.

Выводы

1. Вовлечение легкого газойля каталитического крекинга в процесс гидроочистки вакуумного газойля является технологически осуществимым в условиях действующего производства.
2. Процесс сохраняет устойчивость при изменении сырьевой композиции и не приводит к ухудшению эксплуатационных характеристик оборудования.
3. Разработанная математическая модель адекватно описывает влияние состава сырья на показатели гидрогенизационного процесса.
4. Модель может быть использована для прогнозирования и обоснования технологических режимов в промышленной эксплуатации.

Заключение

Диссертационная работа на тему: «Повышение эффективности работы промышленной установки гидроочистки вакуумного газойля с применением метода математического моделирования», представляет собой законченное научно-техническое исследование, направленное на совершенствование процесса гидроочистки вакуумного газойля за счет вовлечения легкого газойля каталитического крекинга.

Подтверждена промышленная реализуемость предложенного решения, его технологическая эффективность и устойчивость в условиях действующего производства.

Разработанная математическая модель признана адекватной и может использоваться для анализа, прогнозирования и оптимизации режима процесса гидроочистки вакуумного газойля.

Реализация предложенного решения способствует повышению глубины переработки нефтяного сырья, улучшению интеграции технологических потоков производства глубокой переработки нефти и повышению эффективности использования вторичных дистиллятных фракции.



Аспирант
(ОХИ ИШПР ТПУ)

Калиев Т.А.

Научный руководитель
профессор, д.т.н.
(ОХИ ИШПР ТПУ)

Ивашкина Е.Н.

Приложение Ж

(Справочное)

Акт апробации математических моделей процессов гидроочистки и каталитического крекинга вакуумного газойля



Акт апробации

математических моделей процессов гидроочистки и каталитического крекинга вакуумного газойля

Мы, нижеподписавшиеся представители ТОО Павлодарского нефтехимического завода и Национального исследовательского Томского политехнического университета 10.12.2023 года составили настоящий Акт апробации **математических моделей процессов гидроочистки и каталитического крекинга вакуумного газойля** на установке КТ-1 в **научно-производственных целях**. Комплекс моделей предназначен для определения оптимальных технологических параметров процессов каталитического крекинга и гидроочистки вакуумного газойля путем расчета остаточного содержания сернистых и азотистых соединений в вакуумном газойле после гидроочистки, а также выхода и содержания непредельных углеводородных газов в продуктах лифт-реактора при изменении состава сырья процессов каталитического крекинга и гидроочистки.

Разработанные модели позволяют:

- проводить прогнозные расчеты остаточного содержания сернистых и азотистых соединений в вакуумном газойле после гидроочистки с учетом состава перерабатываемого сырья и технологических условий;
- проводить прогнозные расчеты выхода и состава продуктов каталитического крекинга вакуумного газойля при изменении параметров технологического режима (кратность циркуляции катализатора, температура и расход потоков сырья и шлама, температура процесса) и состава сырья;
- рассчитывать оптимальные режимные параметры работы установки гидроочистки и каталитического крекинга в зависимости от состава перерабатываемого сырья;
- рассчитывать показатели работы системы лифт-реактор-регенератор.

Использование математических моделей процессов гидроочистки и каталитического крекинга вакуумного газойля позволяет повысить ресурсоэффективность технологий гидроочистки и каталитического крекинга вакуумного газойля путем определения оптимальных режимов эксплуатации оборудования с учетом состава перерабатываемого сырья.

От ТОО

«Павлодарский нефтехимический завод»

Начальник производства
глубокой переработки нефти

Мухамедиев А.О.



От ТПУ

Ивашкина Е.Н.

Назарова Г.Ю.

Аркунова С.Б.

Калиев Т.А.

Антонов А.В.

Приложение 3

(Справочное)

Протокол технического совещания

Қазақстан Республикасы
«ПАВЛОДАР
МҰНАЙХИМИЯ
ЗАУЫТЫ»
ЖАУАПҚЕРШІЛІГІ
ШЕКТЕУЛІ
СЕРІКТЕСТІГІ



КазМунайГаз
ПАВЛОДАР МҰНАЙХИМИЯ ЗАУЫТЫ

Республика Казахстан
ТОВАРИЩЕСТВО
С ОГРАНИЧЕННОЙ
ОТВЕТСТВЕННОСТЬЮ
«ПАВЛОДАРСКИЙ
НЕФТЕХИМИЧЕСКИЙ
ЗАВОД»

ХАТТАМА

ПРОТОКОЛ

Протокол № 11-05/0043 Город Павлодар 	Техническое совещание Заслушивание работы аспиранта Томского политехнического университета Калиева Т.А. по теме «Повышение эффективности работы промышленной установки гидроочистки вакуумного газойля с применением метода математического моделирования» 30.12.2022 г. г. Павлодар
Председатель: Секретарь:	Мухамедиев А.О. – начальник ПГПН Каирбергенов А.Е. – начальник установки С-400
Участники:	Ниязбеков Р.К. – начальник установки С-001 Сабиров А.Т. – ведущий инженер-механик Баткенов Б.Р. – начальник установки С-100 Кожаметов С.С. – начальник установки С-200

Повестка заседания:

Заслушивание работы аспиранта Томского политехнического университета Калиева Т.А. по теме «Повышение эффективности работы промышленной установки гидроочистки вакуумного газойля с применением метода математического моделирования».

Общий вывод:

1. Данная работа выполнена на высоком уровне, с применением современных методов анализа. Полученные результаты имеют научную и практическую значимость;
2. Обобщены исследования в направлении оптимизации и прогнозирования промышленного процесса гидроочистки вакуумных дистиллятов с применением математической модели, пригодной для расчета остаточного содержания серы в вакуумном газойле, а также технологических условий проведения промышленного процесса гидроочистки вакуумного газойля.
3. Проведены исследования физико-химических свойств показателей вакуумного дистиллята до и после процесса гидроочистки, в зависимости от перерабатываемого сырья.
4. Отличительной особенностью данной работы и основным ее достоинством является то, что она сочетает в себе исследования, как экспериментального характера, так и выполненные с применением метода математического моделирования.

Начальник управления
глубокой переработки нефти
ТОО «ПНХЗ»
ПГПН
МТӨӨ
ЗАВОД.
Мухамедиев

