

АННОТАЦИЯ

Выпускная квалификационная работа 47 с., 2 рисунка, 10 таблиц, использовано 30 источников, 15 л. графического материала.

Ключевые слова: вакуумный газойль, каталитический крекинг, катализаторы, параметры процесса, технологические расчеты.

Объектом исследования является установка каталитического крекинга АО «Сызранский нефтеперерабатывающий завод».

Цель работы – Оптимизация установки каталитического крекинга на предприятии Сызранский нефтеперерабатывающий завод.

Графическая часть выполнена на 12 листах и включает химизм превращений при каталитическом крекинге, принципиальную технологическую схему установки каталитического крекинга, расчетные таблицы и таблицы характеристика сырья и продукции.

В теоретической части рассмотрены теоретические основы каталитического крекинга, технологические условия и его факторы, а также применяемые катализаторы. Проведен поиск технических решений по теме исследования.

Также проведены расчеты материального и теплового баланса при работе установки на повышенной производительности, также проведён технологический расчёт теплообменника с повышенной Производительностью по сырью на 10%.

ABSTRACT

Final qualifying work 47 p., 2 figures, 10 tables, used 22 sources, 12 liters. graphic material.

The object of the study is the catalytic cracking unit of the Syzran Refinery.

Purpose of work - Modernization of a catalytic cracking unit at the Syzran Oil Refinery plant.

The graphic part is made on 12 sheets and includes the chemistry of optimization during catalytic cracking, the principle flow diagram of the catalytic cracking unit, the design tables and the characteristics of the raw materials and products.

In the theoretical part, the theoretical foundations of catalytic cracking, the technological conditions and its factors, and the catalysts used are considered. Search for technical solutions on the topic of research.

Material and heat balance calculations were carried out when the plant was operating at an increased capacity, and the reactor was technologically calculated.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	5
I. ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ.....	7
1.1 Физико-химические основы технологического процесса.....	7
1.2 Установка каталитического крекинга FCC и катализаторы.....	8
1.3 Патентный поиск.....	12
II. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ.....	21
2.1 Характеристика сырья и его подготовка.....	21
2.2 Технологические условия установки каталитического крекинга FCC и технические решения по повышению производительности установки.....	26
III. РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ.....	27
3.1 Материальный баланс секций "Реакторно-регенераторный блок".....	27
3.2 Технологический расчет теплообменника пластинчатого.....	36
3.3 Тепловой баланс реактора.....	38
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	43
СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ.....	45

ВВЕДЕНИЕ

Каталитический крекинг является одним из крупнотоннажных процессов, после каталитического риформинга, обеспечивающих глубокую переработку нефти и в значительной мере определяет технико-экономические показатели современных НПЗ топливного профиля.

Первые установки первичной переработки нефти были соответственно сформированы в виде кубов. В данной установке целевым продуктом являлся, всеми нами известный осветительный керосин. А другие продукты, которые были получены параллельно – сжигались. Одним из способов переработки является каталитический крекинг. В данной работе мы рассматриваем установку FCC (каталитический крекинг).

Цель данной выпускной квалификационной работы:

"Оптимизация установки каталитического крекинга на предприятии Сызранский НПЗ".

Задачи выпускной квалификационной работы:

- Изучить и рассмотреть литературный обзор по вышеуказанной теме исследования;
- Проанализировать теоретические основы процесса каталитического крекинга;
- Рассмотреть и описать принципиальную реакторно-регенераторного блока;
- Изучить физико-химические основы данного технологического процесса;
- Изучить химизм процесса и основные реакции каталитического крекинга;
- Сделать материальный расчет реакторно-регенераторного блока и тепловой баланс реактора;

- Сделать поверочный расчет теплообменника с повышенной производительностью на 10%, и проверить ее рабочую способность к данной нагрузке.
- Сделать соответствующие выводы по проделанной работе.

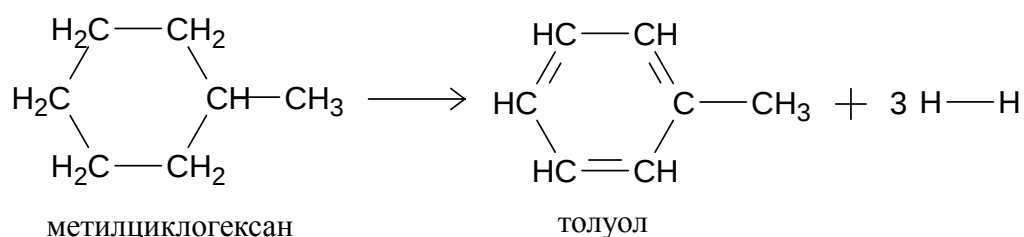
І. ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1 Физико-химические основы технологического процесса

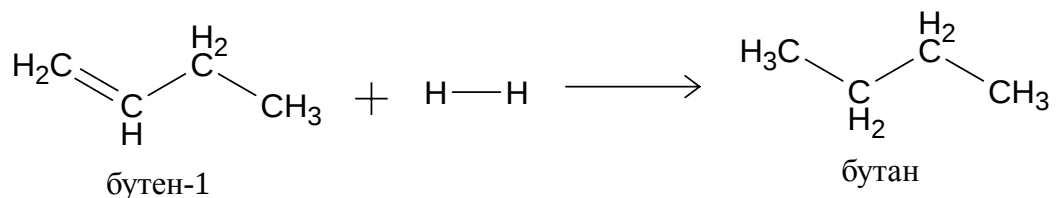
В процессе каталитического крекинга протекает большое число реакций (расщепление парафиновых углеводородов и боковых цепей нафтеновых углеводородов, дегидрогенизация нафтенных, гидрогенизация олефинов, изомеризация парафиновых углеводородов).

Ниже приведены схемы некоторых основных и побочных реакций процесса.

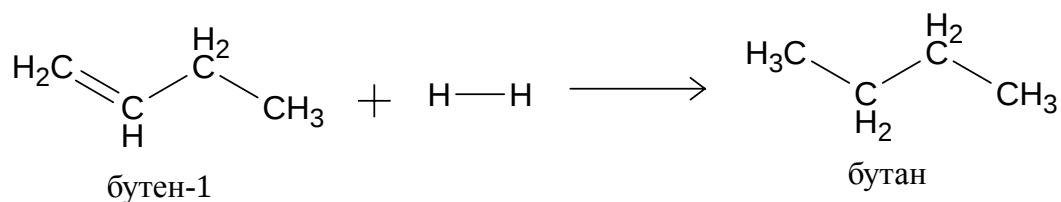
1. Дегидрогенизация нафтеновых углеводородов:



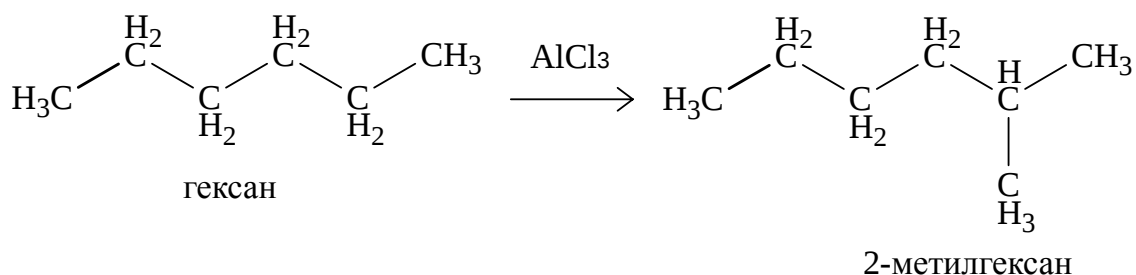
2. Гидрогенизация олефиновых углеводородов (насыщение водородом):



3. Дегидроциклизация олефиновых углеводородов:



4. Изомеризация парафиновых углеводородов:



1.2 Установка каталитического крекинга FCC и катализаторы

Сырьем установки FCC является вакуумный газойль с установок:

- гидроочистки вакуумного газойля;
- легкого гидрокрекинга Л-24/8;
- первичной переработки ЭЛОУ-АВТ.

Процесс проводят на бифункциональных катализаторах, в их составе находится металл, который выполняет гидрирующую функцию, а также носитель цеолит или цеолитоподобные структуры, которые являются кислотными центрами катализатора. Он обеспечивает функцию избирательного гидрокрекинга парафинов нормального строения [1].

Также структурированные мезопористые алюмосиликаты, являются перспективными компонентами катализаторов [6]. Например, катализатор на основе мезопористых молекулярных сит типа AlSBA-15 (PtMo/AlSBA-15) проявляет лучшую активность в сравнении с платиновым катализатором на основе $\text{SiO}_2\text{Al}_2\text{O}_3$ [7].

В последнее десятилетие в процессах гидроконверсии н-парафинов были изучены мезопористые молекулярные сита, такие как ZSM-5, ZSM-23, ZSM-22, SAPO-11, MCM-22, BEA, MCM-41 [8].

В процессах гидроизомеризации распространены катализаторы превращения н-парафинов основой которых, являются высоко кремнеземные цеолиты ZSM, обладающие ярко выраженными молекулярно-ситовыми свойствами.

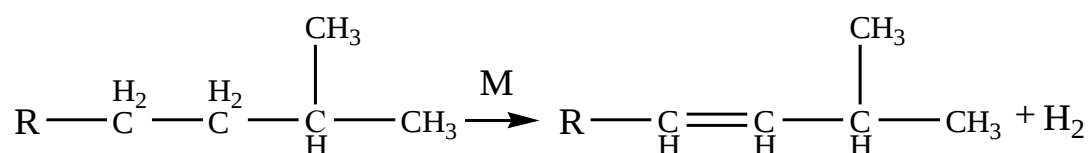
Введение платины (Pt 0,5 % мас.) на пористый носитель на основе цеолита SAPO-11, (Pt/SAPO-11) помогает повысить конверсию н-додекана и улучшить каталитическую активность, а также снизить выход продуктов крекинга, это объясняется наличием иерархической пористости и благоприятно влияет на доступ реагентов на активные центры катализатора [9]. При этом каталитическая активность SAPO-11 катализаторов, уменьшается в порядке Pt/SAPO-11 > Pd/SAPO-11 > Ni/SAPO-11 > Ru/SAPO-11

что объясняется разной гидрирующей дегидрирующей способностью этих металлов [10].

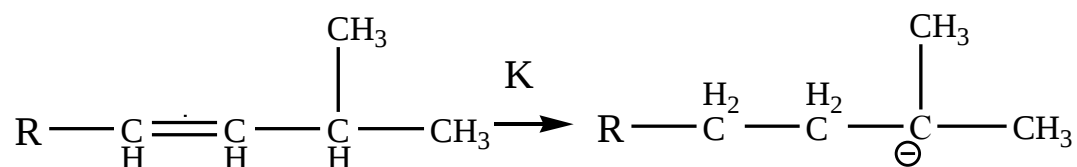
Оптимальной активности и стабильности алюмосиликатный катализатор достигается при содержании Pt 0,2 % мас., $t_{прит}=250\text{ }^{\circ}\text{C}$ и составе катализатора 12 % Ni, 10 % W и 0,2 % Pt. Степень конверсии в процессе гидроизомеризации н-декана составила 47 %.

Применяется катализатор селективного гидрокрекинга СГК-1, составом: оксид алюминия - 12,5–27,7 %; оксид магния - 2,0–5,0 %; оксид кальция; оксид бора; гидрирующий компонент - 0,9–15,1 % и цеолит НЦВМ. Также разработан катализатор депарафинизации ДЕП на основе цеолита ЦВМ, составом: оксид кремния - 62,8–63,8 %, оксид алюминия - 26,5–28,2 %, оксид молибдена - 5,0–6,0 % и промотора (Zn_2^{+} и La_2^{+}) 1,3–3,0 %. Данный катализатор помогает получить продукт, сопоставимый с продуктом, который получается при использовании катализатора СГК-1, но при более низкой температуре и с более высоким выходом дизельной фракции (90,1 %), предельная температура фильтруемости дизельной фракции составляет $-38\text{ }^{\circ}\text{C}$. Кроме того, предложена система катализаторов (гидроочистки 70 % АГКД-400 марок БК и БН и депарафинизации ДЕП 30 %) для получения дизельного топлива для холодного и арктического климата, которая соответствует современным требованиям.

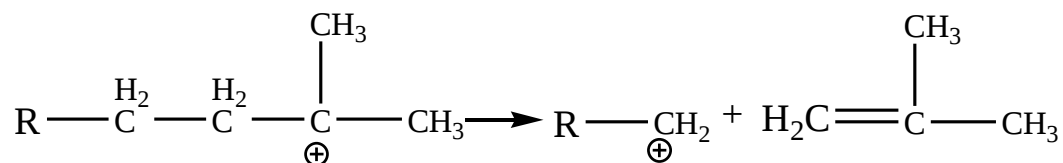
Механизм реакций на катализаторе состоит из нескольких стадий. Сначала на металлических центрах проходит дегидрирование с образованием промежуточных олефинов:



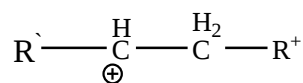
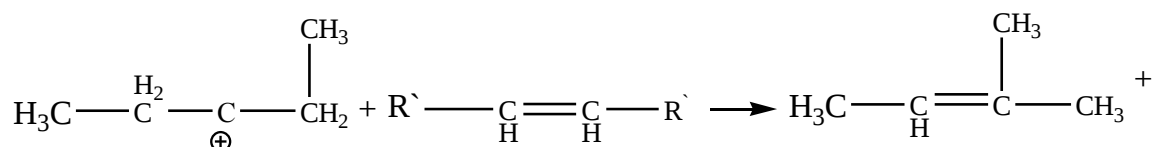
Олефины быстро присоединяют протоны на кислотных центрах, образуя при этом карбениевые ионы. После этого протекает ряд реакций изомеризации и образуются более стабильные третичные карбениевые ионы:



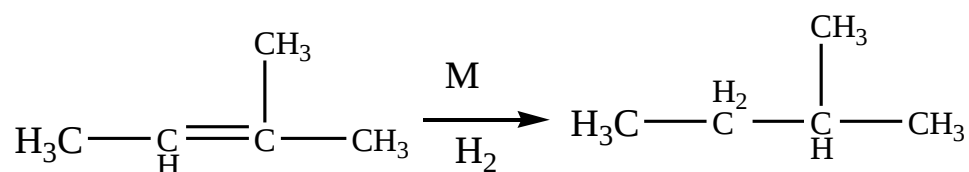
Затем крекинг до парафинов:



Карбениевый ион отдает протон и образует промежуточный олефиновый продукт:



Он гидрируется на металлических центрах или непосредственно отнимает ион водорода у компонента сырья с образованием парафина и десорбцией с поверхности катализатора [12]:



где М и К - металлический и кислотный центр катализатора соответственно.

Механизм целевой реакции показывает, что селективность зависит от количества водорода. Избыток водорода замедляет реакцию дегидрирования нормальных парафинов, а недостаток - смещает равновесие реакции в сторону образования олефинов.

Поэтому, при разработке схемы превращений углеводородов в процессе депарафинизации необходимо учесть промежуточные стадии образования и гидрирования олефинов с целью исследования влияния расхода водородсодержащего газа на избирательность реакций гидрокрекинга и гидроизомеризации с применением модели процесса.

1.3 Патентный поиск

Патентный поиск проведен за последние 15 лет, предметом поиска является - повышение производительности процесса каталитического крекинга и ее модернизация.

Исследуемая тема индексируется согласно международной патентной классификации (МПК) по следующим классам:

Как показал патентный поиск, исследования последних лет направлены на разработку новых катализаторов с целью увеличения каталитической активности катализатора, повышения селективности процесса и выхода продукта.

МПК B01J 21/04 Катализаторы, содержащие элементы, оксиды или гидроксиды магния, бора, алюминия, углерода, кремния, титана, циркония или гафния - оксид алюминия

МПК B01J 21/16 Катализаторы, содержащие элементы, оксиды или гидроксиды магния, бора, алюминия, углерода, кремния, титана, циркония или гафния - глины или прочие минеральные силикаты

МПК C10G11/18 - Каталитический крекинг углеводородных масел в отсутствие водорода - по способу псевдоожиженного слоя

МПК C10G11/20 Каталитический крекинг углеводородных масел в отсутствие водорода прямым контактом с инертными газами или парами.

Патентный поиск и анализ технических решений проводился для подтверждения актуальности выбранной темы.

Проведенный патентный поиск показал, что исследования по совершенствованию процесса каталитического крекинга актуальны до настоящего времени. Выявленные технические решения приведены в таблице 1.1

Как показал патентный поиск, исследования последних лет направлены на разработку новых катализаторов с целью увеличения каталитической активности катализатора, повышения селективности процесса и выхода продукта.

Интерес представляет шариковый катализатор «Адамант», описанный в патенте №2517171 [29]. Катализатор состоит из цеолита ReHY, имеющий микро- и мезопористую структуру и специфический химический состав. Катализатор термически устойчив, а также имеет высокую стойкость к каталитическим ядам. Катализаторы серии «Адамант» имеют большой объем пор и развитую пористую структуру, что позволяет снизить выход кокса и газа, но повысить выход бензина. В этой связи в данной выпускной работе принят катализатор «Адамант». Второе направление исследований связано с модернизацией установок, в частности путем улучшения устройств ввода сырья, с целью повышения производительности установок [26]. Технологическое решение, принятое в данной работе, также предусматривает замену распределительного устройства на более эффективное.

Таблица 1.1 – Патентная документация

Предмет поиска (объект исследования)	Страна выдачи, вид и номер охранного документа. Классификационный индекс	Заявитель (патенто-обладатель), страна. Номер заявки, дата приоритета, дата публикации	Название изобретения. Цель и сущность изобретения.

Продолжение таблицы 1.1

Совершенствование процесса каталитического крекинга	РФ Патент № 2412231 МПК C10G11/18	Соляр Борис Захарович (RU), Глазов Леонид Шиевич (RU), Климцева Елена Арьевна (RU), Либерзон Исаак Меерович (RU), Аладышева Элмира Зарифовна (RU) подача заявки: 2009-09-28 публикация патента: 20.02.2011	Способ каталитического крекинга углеводородного сырья и устройство для его осуществления. Согласно изобретению поток сырья из сырьевой линии подают в зону смешения по расширяющемуся коническому каналу с углом расширения 24-55° со средней линейной скоростью на входе в зону смешения 1,9-4,2 м/с, отношение средней линейной скорости потока сырья на входе в зону смешения к линейной скорости потока сырья в сырьевой линии составляет 0,2-0,6. Технический результат - улучшение селективности процесса по образованию кокса и сухого газа, увеличение выхода бензина.
---	-----------------------------------	--	--

Совершенствование процесса каталитического крекинга	РФ Патент № 2518119 МПК B01J 21/12, B01J 23/40, B01J 29/70 C10G11/18 C10G65/02 C10G69/04	Коломбо Даниеле (ИТ) Моджи Альберто (ИТ) Компания Эни С.п.А. (ИТ) подача заявки: 28.01.2010 публикация патента: 10.06.2014	Объединенный способ каталитического крекинга в псевдоожигенном слое катализатора для получения высококачественных углеводородных смесей в качестве топлива. Изобретение относится к объединенному способу, включающему стадию каталитического крекинга в псевдоожигенном слое катализатора, на которой преобразуют углеводородные фракции нефтяного происхождения в присутствии катализатора по меньшей мере с двумя компонентами, содержащего ERS-10, в смеси с высоким содержанием легкого рециклового газойля (ЛРГ), обладающие высоким качеством в показателях плотности и природы содержащихся в них ароматических соединений, которые, после стадии разделения и стадии гидроочистки, подвергают воздействию стадии повышения качества путем обработки водородом с катализатором, содержащим один или более металлов, выбранных из Pt, Pd, Ir, Ru, Rh и Re, и кислый алюмосиликат. Технический результат - получение высококачественных смесей углеводородов, увеличение конверсии.
---	--	--	--

Продолжение таблицы 1.1

Совершенствование процесса каталитического крекинга	РФ Патент № 25116847 МПК B01J 29/40, B01J 21/16, B01J 21/12 B01J 37/04 C10G11/05	Глазов Александр Витальевич (RU), Дмитриченко Олег Иванович (RU), Короткова Наталья Владимировна (RU), Горденко Владимир Иванович (RU), Гурьевских Сергей Юрьевич (RU) ОАО "Газпромнефть- Омский НПЗ" (RU) подача заявки: 2013-01-09 публикация патента: 20.05.2014	Каталитическая добавка для повышения октанового числа бензина каталитического крекинга и способ ее приготовления [28]. Предлагаемая каталитическая добавка включает цеолит ZSM-5 в водородной форме с кремнеземным модулем в диапазоне от 25 до 40 и матрицу, в качестве компонентов которой используют активированную бентонитовую глину, обработанный азотной кислотой гидроксид алюминия псевдобемитной модификации и аморфный алюмосиликат при следующем содержании компонентов, мас. %: цеолит ZSM-5 30-60; бентонитовая глина 20-40; гидроксид алюминия 10-40; аморфный алюмосиликат 10-20. Способ приготовления каталитической добавки включает проведение ионного обмена катионов натрия в цеолите ZSM-5 на катионы аммония, смешивание цеолита с компонентами матрицы, в качестве которых используют активированную бентонитовую глину, гидроксид алюминия псевдобемитной модификации и аморфный алюмосиликат, распылительную сушку и прокаливание.
---	--	--	--

Продолжение таблицы 1.1

Обработка лигроина флюид- каталитического крекинга	USA Патент № 2387696 МПК C10G45/16, C10G65/14	Подробарак Гари Г. (US) Шори Скотт В. (US) Джудзис Арвидс мл. (US)	Изобретение относится к нефтепереработке. Изобретение касается способа обессеривания лигроина каталитического крекинга, с образованием бензина, имеющего пониженную температуру конца кипения, заключающегося в приведении в контакт лигроина каталитического крекинга и водорода в присутствии катализатора гидрообессеривания, при котором происходит реакция части содержащихся в лигроине органических соединений серы с водородом с образованием H ₂ S; разделении потока лигроина путем дистилляции на более легкую и более тяжелую фракции; отведении более легкой фракции в виде продукта верха колонны; отведении более тяжелой фракции в виде кубового продукта и контактирование более тяжелой фракции с водородом в присутствии катализатора гидрообессеривания, при котором происходит реакция части содержащихся в этой фракции органических соединений серы с водородом с образованием H ₂ S; разделении этой более тяжелой фракции путем дистилляции на вторую более легкую и вторую более тяжелую фракции; отведении второй более легкой фракции в виде продукта верха колонны; отведении второй более тяжелой фракции в виде кубового продукта; соединении части второй более тяжелой фракции со второй более легкой фракцией с получением фракции с температурой конца кипения 95 об.% по стандарту ASTM D-86 выше, чем температура конца кипения более легкой фракции,
--	--	--	--

			и ниже, чем температура конца кипения по стандарту ASTM D-86 95 об.% более тяжелой фракции. Технический результат - преобразование серы в сероводород, который удаляют из каталитической зоны, при этом минимизируется образование рекомбинантных меркаптанов и снижается гидрогенизация олефинов.
--	--	--	--

Продолжение таблицы 1.1

Способ переработки сырой нефти	ИТ Патент №2573397 C10G65/14 - только из нескольких параллельных ступеней C10G45/16 - суспендированными в масле, например шламообразными	Беллусси Джузеппе (ИТ) Рисполи Джакомо Фернандо (ИТ)	Настоящее изобретение относится к способу переработки сырой нефти, включающему установку для разделения сырой нефти, состоящую по меньшей мере из одной установки перегонки под атмосферным давлением для разделения на различные фракции, установок для конверсии полученных тяжелых фракций, установок для улучшения качества некоторых фракций, полученных посредством воздействия на химический состав их компонентов, и установок для удаления нежелательных компонентов, при этом наиболее тяжелая фракция, остаток атмосферной перегонки, направляется в установку для конверсии, содержащую по меньшей мере один реактор гидроконверсии в шламовой фазе или типа с кипящим слоем, в который водород или смесь водорода и H ₂ S вводится в присутствии нанодисперсного катализатора гидрирования и при этом указанная установка конверсии заменяет собой секцию перегонки
--------------------------------	--	--	---

			под разрежением. Техническим результатом настоящего изобретения является повышение эффективности процесса переработки сырой нефти.
--	--	--	--

Продолжение таблицы 1.1

Способ гидрообработки в кислой среде для производства дизельного топлива	USA Патент №2509142 C10G45/64 - содержащими кристаллические алюмосиликаты, например молекулярные сита C10G45/02 - для удаления гетероатомов без изменения скелета подвергаемого обработке углеводорода и без крекинга на нижекипящие углеводороды;	Новак Уильям Дж. (Us) Оливери Кристофер Г. (Us) Хилберт Тимоти Л. (Us)	Изобретение относится к улучшенному способу получения дизельного топлива. Способ включает гидроочистку сырья с интервалом температур кипения дизельного топлива, содержащего, по меньшей мере, 500 объемных частей на миллион серы, при условиях, эффективных для гидроочистки, и депарафинизацию по меньшей мере части гидроочищенного сырья в присутствии катализатора депарафинизации при условиях, эффективных для каталитической депарафинизации. При этом катализатор депарафинизации включает молекулярное сито, имеющее отношение $\text{SiO}_2:\text{Al}_2\text{O}_3$ 100 или менее, и связующее из оксида металла, и катализатор депарафинизации имеет отношение площади поверхности цеолита к внешней площади поверхности по меньшей мере 80:100. Способ позволяет получать дизельное топливо с улучшенными характеристиками, в частности с пониженной температурой помутнения, используя катализатор с высокой каталитической активностью.
--	--	--	--

	гидроочистка B01J29/00 - Катализаторы, содержащие молекулярные решетки		
--	---	--	--

II. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья и его подготовка

Каталитический крекинг «FCC» – процесс, проходящий в псевдоожиженном слое, в ходе которого происходит превращение тяжелых нефтяных фракций в более легкие и ценные продуктовые углеводороды при высокой температуре и умеренном давлении в присутствии высокодисперсного катализатора на алюмосиликатной основе.

Как говорилось выше, сырьем установки FCC является вакуумный газойль с установок:

- гидроочистки вакуумного газойля;
- легкого гидрокрекинга Л-24/8;
- первичной переработки ЭЛОУ-АВТ.

Обеспечение установки FCC оборотной водой, водяным паром, сжатым воздухом КИП, сжатым технологическим воздухом, инертным газом, теплофикационной водой, раствором МЭА осуществляется из сетей общезаводского хозяйства АО «СНПЗ».

При сохранении постоянной конверсии, установка выдерживает большие колебания расхода сырья. Во время работы с пониженной производительностью или при переработке более легкого сырья снижение выхода кокса приведет к снижению температуры в регенераторе. Если снижение температуры будет настолько большим, что будет влиять на стабильность работы, потребуется введение тяжелого каталитического газойля в реактор для увеличения выхода кокса и поддержания теплового баланса установки.

Характеристика исходного сырья приведена в таблице 2.1.

Таблица 2.1 - Характеристика исходного сырья

№ п/п	Наименование сырья, материалов, реагентов, катализаторов, полуфабрикатов, готовой продукции	Номер государственного или отраслевого стандарта, технических условий, стандарта предприятия	Показатели качества, обязательные для проверки	Норма по нормативному документу (заполняется при необходимости)	Область применения
1	2	3	4	5	6
1. Сырье установки FCC					
1.	Вакуумный газойль (гидроочищенный)		1. Плотность, при 15°C, кг/м ³	882	Используется в качестве сырья установки FCC
			2. Фракционный состав, °C:		
			- НК	338	
			- 5%	364	
			- 10%	379	
			- 20%	405	
			- 30%	428	
			- 50%	473	
			- 70%	500	
			- 80%	510	
			- 90%	524	
			- 95%	531	

№ п/ п	Наименование сырья, материалов, реагентов, катализаторов, полуфабрикато в, готовой продукции	Номер государственн ого или отраслевого стандарта, технических условий, стандарта предприятия	Показатели качества, обязательн ые для проверки	Норма по нормативно му доку- менту (заполняется при необходимос ти)	Область применени я
1	2	3	4	5	6
			- КК	535	
			3. Остаточны й кокс по Конрадсон у, % масс., не более	0,06	
			4. Содержани е серы, % масс., не более	0,04	
			5. Содержани е азота, ppm, не более	73	
			6. Содержани е металлов по методу влажной золы:		
			- никель, ppm масс.,	0,1	

№ п/ п	Наименование сырья, материалов, реагентов, катализаторов, полуфабрикато в, готовой продукции	Номер государственн ого или отраслевого стандарта, технических условий, стандарта предприятия	Показатели качества, обязательн ые для проверки	Норма по нормативно му доку- менту (заполняется при необходимос ти)	Область применени я
1	2	3	4	5	6
			не более		
			- ванадий, ppm масс., не более	0,1	
			2. Содержани е воды (в жид. состоянии)	не допускается	
			3. Содержани е масла (в жид. состоянии)	не допускается	
			4. Температу ра точки росы, °С, не выше	минус 53	
			5. Содержани е твердых частиц, мг/м3, не	0,001	

№ п/ п	Наименование сырья, материалов, реагентов, катализаторов, полуфабрикато в, готовой продукции	Номер государственн ого или отраслевого стандарта, технических условий, стандарта предприятия	Показатели качества, обязательн ые для проверки	Норма по нормативно му доку- менту (заполняется при необходимос ти)	Область применени я
1	2	3	4	5	6
			более		
			6. Размер твердых частиц, мкм, не более	5	

2.2 Технологические условия установки каталитического крекинга FCC и технические решения по повышению производительности установки

На установке каталитического крекинга вакуумного газойля проектом предусмотрены следующие основные технологические решения:

-для секции «Реакторно-регенераторный блок»:

Процесс каталитического крекинга осуществляется в системах с непрерывно циркулирующим катализатором при температуре 538°C и давлении 1,68 кгс/см².

Продукты аварийного освобождения после проведения анализа насосом 401-N21 возвращаются в процесс или откачиваются в парк по линии не кондиции.

Сбросы от предохранительных клапанов, стравливание при остановке на ремонт, аварийный сброс газовой фазы из емкости 401-E02 направляются через сепаратор 401-E20 на факел.

Откачка конденсата факельного газа из сепаратора 401-E20 осуществляется насосами 401-N22 А/В в промежуточную емкость 401-E24, откуда, после проведения анализа, конденсат факельного газа насосом 401-N24 возвращается в процесс в колонну 401-K01 или откачивается с установки по линии не кондиции.

Для освобождения аппаратов, насосов и трубопроводов от остатков нефтепродуктов перед ремонтом и сбора конденсата после пропарки оборудования, на установке предусмотрена заглубленная дренажная емкость 401-E21.[2]

Нефтепродукты погруженным насосом 401-N23 возвращаются в процесс или откачиваются с установки по линии не кондиции.

Конденсат после пропарки оборудования откачивается в хим. загрязненную канализацию[13].

III. РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

3.1 Материальный баланс секции "Реакторно-регенераторный блок"

Цель расчета материального баланса - определение расходных коэффициентов продуктов и полупродуктов установки секций реакторно-регенераторного блока и основной колонны. На таблице 3.1 представлен материальный баланс секций реакторно-регенераторного блока и основной колонны. На таблице же 3.2 представлен материальный баланс секций реакторно-регенераторного блока и основной колонны в случае увеличения производительности по нефти на 10%.

Таблица 3.1 - Сводный материальный баланс секции "Реакторно-регенераторный блок"

Статья прихода	т/год	кг/ч	мас с., %	Статья расхода	т/год	кг/ч	мас с., %
Сырье - вакуумны й газойль	1118374, 9632	139796,8 704	82,8	Жирный газ	388999,9 872	48624,9 984	28,8
Абсорбер. легким газойлем углеводоро ды C ₃ -C ₄	14857,63 84	1857,204 8	1,1	Нестабиль ный бензин	321465,2 672	40183,1 584	23,8
Водяной пар	125614,5 792	15701,82 24	9,3	Тяжелый бензин	230968,7 424	28871,0 928	17,1
Технолог. вода	91847,21 92	11480,90 24	6,8	Легкий газойль	33767,36 00	4220,92 00	2,5
				Облегчен ный газойль	63482,63 68	7935,32 96	4,7
				Кубовый продукт	45923,60 96	5740,45 12	3,4
				Кислые стоки	118861,1 072	14857,6 384	8,8
				Кислая вода	86444,44 16	10805,5 552	6,4
				Кокс	47274,30 40	5909,28 80	3,5
				Потери	13506,94	1688,36	1,0

					40	80	
Итого:	1350694,4	168836,8	100,0	Итого:	1350694,4	168836,8	100,0

Нефть типа западносибирской имеет выход типичного вакуумного газойля 24,2% (350-590°C).

Режим работы установки – круглосуточный, непрерывный, с остановкой на капитальные и текущие ремонты по графику.

Число часов работы установки в первый год – 8760, во второй год работы 8000 часов.

Межремонтный пробег составляет 2 года. Время работы в среднем после первого года 8000 ч/год.

Процесс каталитического крекинга осуществляется в псевдоожиженном слое циркулирующего микросферического катализатора, одним из важных преимуществ которого является способность катализатора легко перетекать между реактором и регенератором.

Производительность установки по нефти в среднем 5.581.381,8 т/год.

Степень превращения сырья (К):

$$K = m_1/m_2,$$

где m_1 – масса сырья, превращенного в готовый продукт,

m_2 – масса сырья введенного.

Отсюда,

$$m_1 = K * m_2 = (24,2 * 5.581.381,8)/100 = 1.350.694,4 \text{ т/год (по вакуумному газойлю)}$$

Далее находим производительность для всех продуктов (П):

1. Сырье - вакуумный газойль:

82,8% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (82,8 * 1.350.694,4) / 100 = 1.118.374,9632 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (1.118.374,9632 * 1000) / 8000 = 139796,8704 \text{ кг/ч}$$

2. Абсорбированные легким газойлем углеводороды C₃-C₄:

1,1% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (1,1 * 1.350.694,4) / 100 = 14857,6384 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (14857,6384 * 1000) / 8000 = 1857,2048 \text{ кг/ч}$$

3. Водяной пар:

9,3% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (9,3 * 1.350.694,4) / 100 = 125614,5792 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (125614,5792 * 1000) / 8000 = 15701,8224 \text{ кг/ч}$$

4. Технологическая вода:

6,8% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (6,8 * 1.350.694,4) / 100 = 91847,2192 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (91847,2192 * 1000) / 8000 = 11480,9024 \text{ кг/ч}$$

5. Жирный газ:

28,8% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (28,8 * 1.350.694,4) / 100 = 388999,9872 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (388999,9872 * 1000) / 8000 = 48624,9984 \text{ кг/ч}$$

6. Нестабильный бензин:

23,8% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (23,8 * 1.350.694,4) / 100 = 321465,2672 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (321465,2672 * 1000) / 8000 = 40183,1584 \text{ кг/ч}$$

7. Тяжелый бензин:

17,1% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (17,1 * 1.350.694,4) / 100 = 230968,7424 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (230968,7424 * 1000) / 8000 = 28871,0928 \text{ кг/ч}$$

8. Легкий газойль:

2,5% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (2,5 * 1.350.694,4) / 100 = 33767,3600 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (33767,3600 * 1000) / 8000 = 4220,9200 \text{ кг/ч}$$

9. Облегченный газойль:

4,7% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (4,7 * 1.350.694,4) / 100 = 63482,6368 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (63482,6368 * 1000) / 8000 = 7935,3296 \text{ кг/ч}$$

10. Кубовый продукт:

3,4% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (3,4 * 1.350.694,4) / 100 = 45923,6096 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (45923,6096 * 1000) / 8000 = 5740,4512 \text{ кг/ч}$$

11. Кислые стоки:

8,8% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (8,8 * 1.350.694,4) / 100 = 118861,1072 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (118861,1072 * 1000) / 8000 = 14857,6384 \text{ кг/ч}$$

12. Кислая вода:

6,4% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (6,4 * 1.350.694,4) / 100 = 86444,4416 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (86444,4416 * 1000) / 8000 = 10805,5552 \text{ кг/ч}$$

13. Кокс:

3,5% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (3,5 * 1.350.694,4) / 100 = 47274,3040 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (47274,3040 * 1000) / 8000 = 5909,2880 \text{ кг/ч}$$

14. Потери:

1,0% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (1,0 * 1.350.694,4) / 100 = 13506,9440 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (13506,9440 * 1000) / 8000 = 1688,3680 \text{ кг/ч}$$

Если же производительность установки по нефти увеличиваем на 10%, то получаем следующее число, а именно, 6.139.519,98 т/год.

В таком случае, масса сырья, превращенного в готовый продукт (m_1) будет равна:

$$m_1 = K * m_2 = (24,2 * 6.139.519,98) / 100 = 1.485.763,84 \text{ т/год (по вакуумному газойлю).}$$

Далее находим производительность для всех продуктов (П):

1. Сырье - вакуумный газойль:

82,8% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (82,8 * 1.485.763,84) / 100 = 1230212,4595 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (1.118.374,9632 * 1000) / 8000 = 153776,5574 \text{ кг/ч}$$

2. Абсорбированные легким газом углеводороды C_3-C_4 :

1,1% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (1,1 * 1.485.763,84) / 100 = 16343,4022 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (14857,6384 * 1000) / 8000 = 2042,9253 \text{ кг/ч}$$

3. Водяной пар:

9,3% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (9,3 * 1.485.763,84) / 100 = 138176,0371 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (125614,5792 * 1000) / 8000 = 17272,0046 \text{ кг/ч}$$

4. Технологическая вода:

6,8% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (6,8 * 1.485.763,84) / 100 = 101031,9411 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (91847,2192 * 1000) / 8000 = 12628,9926 \text{ кг/ч}$$

5. Жирный газ:

28,8% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (28,8 * 1.485.763,84) / 100 = 427899,9859 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (388999,9872 * 1000) / 8000 = 53487,4982 \text{ кг/ч}$$

6. Нестабильный бензин:

23,8% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (23,8 * 1.485.763,84) / 100 = 353611,7939 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (321465,2672 * 1000) / 8000 = 44201,4742 \text{ кг/ч}$$

7. Тяжелый бензин:

17,1% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (17,1 * 1.485.763,84) / 100 = 254065,6166 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (230968,7424 * 1000) / 8000 = 1758,2021 \text{ кг/ч}$$

8. Легкий газойль:

2,5% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (2,5 * 1.485.763,84) / 100 = 37144,960 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (33767,3600 * 1000) / 8000 = 4643,0120 \text{ кг/ч}$$

9. Облегченный газойль:

4,7% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (4,7 * 1.485.763,84) / 100 = 69830,9005 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (63482,6368 * 1000) / 8000 = 8728,8626 \text{ кг/ч}$$

10. Кубовый продукт:

3,4% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (3,4 * 1.485.763,84) / 100 = 50515,9706 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (125614,5792 * 1000) / 8000 = 6314,4963 \text{ кг/ч}$$

11. Кислые стоки:

8,8% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (8,8 * 1.485.763,84) / 100 = 130747,2179 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (118861,1072 * 1000) / 8000 = 6343,4022 \text{ кг/ч}$$

12. Кислая вода:

6,4% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (6,4 * 1.485.763,84) / 100 = 95088,8858 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (86444,4416 * 1000) / 8000 = 11886,1107 \text{ кг/ч}$$

13. Кокс:

3,5% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (3,5 * 1.485.763,84) / 100 = 52001,7344 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (47274,3040 * 1000) / 8000 = 6500,2168 \text{ кг/ч}$$

14. Потери:

1,0% масс.

Производительность (П) в т/год:

$$П = (1,0 * 1.485.763,84) / 100 = 14857,6384 \text{ т/год}$$

Производительность (П) в кг/ч:

$$П = (14857,6384 * 1000) / 8000 = 1857,2048 \text{ кг/ч}$$

В итоге получаем следующий материальный баланс, представленный ниже.

Таблица 3.2 - Сводный материальный баланс секции "Реакторно-регенераторный блок" при увеличенной производительности установки по нефти на 10%

Статья прихода	т/год	кг/ч	мас с., %	Статья расхода	т/год	кг/ч	мас с., %
Сырье - вакуумный газойль	1230212, 4595	153776,5 574	82,8	Жирный газ	427899,9 859	53487,4 982	28,8
Абсорбер. легким газойлем углеводоро ды C ₃ -C ₄	16343,40 22	2042,925 3	1,1	Нестабиль ный бензин	353611,7 939	44201,4 742	23,8
Водяной пар	138176,0 371	17272,00 46	9,3	Тяжелый бензин	254065,6 166	31758,2 021	17,1
Технолог. вода	101031,9 411	12628,99 26	6,8	Легкий газойль	37144,09 60	4643,01 20	2,5
				Облегчен ный газойль	69830,90 05	8728,86 26	4,7
				Кубовый продукт	50515,97 06	6314,49 63	3,4
				Кислые стоки	130747,2 179	16343,4 022	8,8
				Кислая вода	95088,88 58	11886,1 107	6,4
				Кокс	52001,73 44	6500,21 68	3,5
				Потери	14857,63	1857,20	1,0

					84	48	
Итого:	1485763,84	185720,48	100,0	Итого:	1485763,84	185720,48	100,0

3.2 Технологический расчет теплообменника пластинчатого

Теплообменник типа COMPAВЛОССРК75-V-500

$$Q = c * G * (t_{\text{вход}} - t_{\text{выход}}),$$

где Q – тепловая нагрузка теплообмена, [Дж/ч]

c – удельная теплоемкость, [Дж/кг*°C]

$t_{\text{выход}}$ – температура на выходе, [°C]

$t_{\text{вход}}$ – температура на входе, [°C]

G – производительность того или иного вещества, [кг/ч]

Нефть западносибирская, как уже говорилось выше, имеет массовый выход сырья -вакуумного газойля 24,2% .

Как мы уже знаем, процесс каталитического крекинга осуществляется в псевдоожиженном слое циркулирующего микросферического катализатора, одним из важных преимуществ которого является способность катализатора легко перетекать между реактором и регенератором.

Производительность установки по нефти в среднем 5.581.381,8 т/год.

Из ранее полученных расчетов, мы выяснили что:

$$m_1 = K * m_2 = (24,2 * 5.581.381,8)/100 = 1.350.694,4 \text{ т/год (по вакуумному газойлю),}$$

где m_1 – масса сырья, превращенного в готовый продукт,

m_2 – масса сырья введенного.

K – степень превращения сырья.

Нестабильный бензин имеет массовый выход - 23,8% масс.

Производительность (П) в т/год: $P = (23,8 * 1.485.763,84) / 100 = 353611,7939$ т/год, а производительность (П) в кг/ч: $P = (321465,2672 * 1000) / 8000 = 44201,4742$ кг/ч

На данный теплообменник поступает нестабильный бензиновый фракционный состав – нестабильный бензин (180-230°C).

Для нестабильного бензина $t_{\text{входа}}=140^{\circ}\text{C}$, $t_{\text{выхода}}=117^{\circ}\text{C}$,
 $G=44201,4742\text{кг/ч}$,

$c=0,003202\text{Дж/(кг}^{\circ}\text{C)}$,

отсюда следует, что:

$$Q=0,003202*44201,4742*(140-117)=3255,26\text{Дж/ч}$$

$$Q=k*F*K, \Rightarrow F=Q/(k*T_{\text{ср}}) \Rightarrow$$

где F – поверхность теплообмена, м^2 ;

$T_{\text{ср}}$ – средняя температурная разность, K ;

k – коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}(\text{м}^2*\text{K})$;

k для нестабильного бензина равна $183\text{Вт}/((\text{м}^2*\text{K}))$

$$T_{\text{вход}}=413\text{K}, T_{\text{выход}}=390\text{K}$$

$$T_{\text{ср}}=(T_{\text{вход}}-T_{\text{выход}})/(2,3*\lg(T_{\text{вход}}/T_{\text{выход}}))=(413-390)/(2,3*0,0249)=$$
$$=23*0,05727=1,31721\text{K},$$

Отсюда следует, что:

$$F=3255,26/(183*1,31721)=3255,26/241,04943=13,5\text{м}^2$$

Поверхность теплообмена для теплообменника типа COMPAVLOCCPK75-V-500 равна 30м^2 , а наше значение при повышенной производительности на 10% равна $13,5\text{м}^2$, следовательно, теплообменник способен работать при данных условиях.

3.3 Тепловой баланс реактора

Цель теплового баланса – определение тепловых нагрузок установки реактора для поддержания оптимального теплового режима.

Составим тепловой баланс реактора, из которого определим температуру сырья на входе в узел смешения с катализатором.

Уравнение теплового баланса реактора выглядит следующим образом, а именно:

$$Q_c + Q'_{кат} = Q_{пр} + Q''_{кат} + Q_{зр} + Q_{п},$$

где Q_c – тепло, поступающее с сырьем; $Q'_{кат}$, $Q''_{кат}$ – тепловые потоки, переносимые катализатором; $Q_{пр}$ – количество тепла, отходящее с продуктами; $Q_{зр}$ – тепловой эффект реакций крекинга; $Q_{п}$ – тепло, теряемое в окружающую среду.

Тепловой эффект реакций крекинга рассчитывается по формуле

$$Q_{зр} = q_{зр} \cdot (G_{сг} + G_{пшф} + G_{вф} + G_6 + G_{1к}),$$

где $q_{зр}$ – тепловой эффект реакций крекинга на 1 кг продуктов реакций, принимается

$$q_{зр} = \frac{200}{1} \text{ кДж/кг.}$$

$$Q_{зр} = 200 \cdot (4289,22 + 7877,45 + 12966,7 + 64833,5 + 5514,71) = 19096308,53 \text{ кДж/ч.}$$

Потери тепла в окружающую среду:

$$Q_{п} = 0,005 \cdot Q'_{кат};$$

$$Q_{п} = 0,005 \cdot 528786005,74 = 2643930,03 \text{ кДж/ч.}$$

Количество тепла, отводимое потоком i -го парообразного продукта крекинга, определяется по формуле

$$Q_i = G_i \cdot h_i,$$

где h_i – энтальпия паров i -го потока. Она равна:

$$h = (210 + 0,457 t + 0,000584 t^2) \cdot (4,013 - \rho_4^{20}) - 309,$$

где ρ_4^{20} – относительная плотность вещества; t – температура потока.

По правилу аддитивности и по справочным данным относительной плотности продуктов реакции рассчитывается величина энтальпии для

указанных потоков, а затем – количество тепла, переносимое этими потоками. Результаты расчетов представлены в таблицах 3.5 – 3.7.

Таблица 3.5 – Результаты расчетов энтальпии сухого газа

Компонент	$\rho_4^{\text{ж}}$	Энтальпия, кДж/кг	х, % масс.	h·х
Метан	0,162	1941,91	33,3	646,66
Этан	0,212	1912,68	33,3	636,92
Этилен	0,22	1908,00	33,4	637,27
Сумма			100	1920,85

Таблица 3.6 – Результаты расчетов энтальпии ППФ

Компонент	$\rho_4^{\text{ж}}$	Энтальпия, кДж/кг	х, % масс.	h·х
Пропан	0,225	1905,08	29,25	557,24
Пропилен	0,233	1900,41	70,75	1344,54
Сумма			100	1901,78

Таблица 3.7 – Результаты расчетов энтальпии ББФ

Компонент	$\rho_4^{\text{ж}}$	Энтальпия, кДж/кг	х, % масс.	h·х
Бутан	0,5789	1698,23	20	339,65
Изобутан	0,5573	1710,85	20	342,17
Бутилен-1	0,5945	1689,11	20	337,82
Бутен-2	0,6315	1667,48	20	333,50
Изобутилен	0,5942	1689,28	20	337,86
Сумма			100	1691,00

Количество тепла, переносимое продуктами реакций крекинга:

$$Q_{\text{пр}} = Q_{\text{г}} + Q_{\text{ППФ}} + Q_{\text{ББФ}} + Q_6 + Q_{\text{т}} + Q_{\text{п}} + Q''_{\text{к}};$$

$$Q_{\text{пр}} = (8,24 + 15 + 21,93 + 103,81 + 28,74 + 10,68 + 10,66) \cdot 10^6 = 199031496,12 \text{ кДж/ч.}$$

Количество тепла, которое должно поступать с сырьем:

$$Q_c = Q_{пр} + Q_{ар} + Q_{п} + Q''_{кат} - Q'_{кат} ;$$

$$Q_c = (199,03 + 19,1 + 2,64 + 447,7 - 528,79) \cdot 10^6 = 139687352,64 \text{ кДж/ч.}$$

По вычисленному значению энтальпии сырья определяется температура на входе в узел смешения с катализатором. Данный расчет выполняют методом двойного подбора, используя формулу: [13]

$$q_L = Q \cdot e + q \cdot (1 - e),$$

где Q и q – соответственно энтальпия паров и неиспарившейся жидкости; e – массовая доля отгона.

Рассчитанная данным методом энтальпия будет равна ранее вычисленной при следующих значениях параметров: $e = 0,85$, $t = 388^\circ\text{C}$.

Для получения из кг/ч в кг/с, делим все значения на 3600, так как в 1ч = 3600с.

Далее находим удельную теплоемкость вещества, зная энтальпию вещества и его температуру.

Все полученные данным сводим в единую таблицу 3.8.

Таблица 3.8 – Тепловой баланс реактора

Поток	Агрегатное состояние	t, °C	Удельная теплоемкость, Дж/кг*°C	Энтальпия, кДж/кг	Количество, кг/с	Количество тепла, Дж/с
Приход:						
Сырье вакуумный газойль		388	0,002938	1139,85	34,0414	38,8020424
Катализатор	т	640	0,001641	1049,95	139,8971	146,8850016
Итого:						185,687044
Расход:						
Сухой газ	г	500	0,003842	1920,85	1,1915	2,2886000
ППФ		500	0,003804	1901,78	2,1881	4,1614336
ББФ		500	0,003382	1691,00	3,6019	6,0907280
Бензин		500	0,003202	1601,15	18,0093	28,8355165
Легкий газойль	п	500	0,003009	1504,70	5,3061	7,9840365

Тяжелый газойль		50 0	0,002904	1452,10	2,0425	2,9658875
Кокс	т	50 0	0,003865	1932,50	1,5319	2,9603248
Катализатор	т	50 0	0,001778	888,95	139,8971	124,36156 21
Тепловой эффект реакций	-	-	-	-	-	5,3045301
Тепловые потери	-	-	-	-	-	0,7344250
Итого:						185,68704 4

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Актуальность темы выпускной квалификационной работы обусловлена необходимостью увеличения выпуска наиболее качественного бензина (с более высоким октановым числом), а также качественной органической продукцией. Тем самым повысить качество Российского топлива на мировом рынке. В данной работе приведены физико-химические основы каталитического крекинга. Описаны наиболее часто используемые катализаторы каталитического крекинга. Показаны схемы и описано оборудование для осуществления каталитического крекинга.

Проведен патентный поиск, который показал актуальность разработок по повышению эффективности процесса каталитического крекинга, то есть его модернизации.

Приведены количественно-технологические параметры сырья и готовой продукции. Описана технологическая схема каталитического крекинга АО «Сызранский нефтеперерабатывающий завод». Также предложены технические решения по повышению эффективности работы установки, путем увеличения ее производительности. Проведен расчет материального баланса на увеличенную на 10% производительность по сырью.

Технологический расчет реактора доказал, что существующая установка справится с увеличенной производительностью. Тепловой баланс реактора подтвердил возможность работы установки на повышенной производительности.

Таким образом, можно сделать вывод о том, что наши поставленные задачи выполнены, а именно:

- Изучили и рассмотрели литературный обзор по вышеуказанной теме исследования;
- Проанализировали теоретические основы процесса каталитического крекинга;

- Рассмотрели и описали принципиальную реакторно-регенераторного блока;
- Изучили физико-химические основы данного технологического процесса;
- Изучили химизм процесса и основные реакции каталитического крекинга;
- Сделали материальный расчет реакторно-регенераторного блока и тепловой баланс реактора;
- Сделали поверочный расчет теплообменника с повышенной производительностью на 10%, и проверить ее рабочую способность к данной нагрузке.
- Сделали соответствующие выводы по проделанной работе.

Следовательно, Цель выпускной квалификационной работы – «Оптимизация установки каталитического крекинга на предприятии Сызранский НПЗ – достигнута».

СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Федеральный закон РФ «О промышленной безопасности опасных производственных объектов», №116-ФЗ от 21.07.1997г. с изменениями, в редакциях от 10.01.2003 №15-ФЗ, от 22.08.2004 №122-ФЗ, от 09.05.2005 №45-ФЗ, от 18.12.2006 №232-ФЗ, от 30.12.2008 №309-ФЗ, от 30.12.2008 №313-ФЗ;
2. Технологический регламент ПАО "СНПЗ", г. Сызрань. - 2012г.
3. Owens P.J., Amberg C.H., Adv. Chem. Ser., 33, 182 - 1961.
4. Owens P.J., Amberg C.H., Can. J. Chem., 40, 941 - 1962.
5. Desikan P., Amberg C.H., Can. J. Chem., 41, 1966 - 1963.
6. Kolboe S., Amberg C.H., Can. J. Chem., 44, 2623 - 1966.
7. Givens E.S., Venuto P.B., Prep. Am. Chem. Soc. Div. Pet. Chem., 16(4) - 1970. 8
8. Bartach R., Tanielian C, J. Catal., 36, 353 (1974). Ba.Houalla M., NagN.K., Sapre A.V., Broderic D.H., Gates B.C., to be published. 9. Satterfield C.H., Roberts G.W., Am Insu Chem.Eng. J., 14, 159 - 1968.
9. Frye C.G., liosby J.F., Chem. Eng. Prog., 63(9), 66 - 1967.
10. Jaroszewska K., Masalska A., Marek D. Effect of support composition on the activity of Pt and Pt Mo catalysts in the conversion of n-hexadecane // Catalysis Today. -2014- Vol.223-P.76-86.
11. Eswaramoorthi I., Sundaramurthy V., Lingappan N. Hydroisomerisation of C₆-C₇ n-alkanes over Pt Loaded zirconium containing Al-MCM-41 molecular sieves // Microporous and Mesoporous Materials/ -2004. Vol.71/ -Issue 1-3. P. 109-115.
12. Liu Y., Qu W., Chang W., Pan S., Tian Z. Catalytically active and hierarchically porous SAPO-11 zeolite synthesized in the presence of polyhexamethylenebiguanidine // Journal of Colloid and Interface Science.- Vol.418. -2014. P.193-199.
13. Gong S., Chen N., Nakayama S., Qian E. Isomerization of n-alkanes derived from jatropha oil over bifunctional catalysts // Journal Molecular Catalysis,

Chemical-2013. Vol.370.-P.14-21

14. Mihalyi R.M., Lonyi F., Beyer H.K., Szegedi A., Kollar M., n-Hertanehydroconversion over nickel-loaded aluminum-and/or boron-containing BEA zeolites prepared by recrystallization of magadiite varieties// Journal Molecular Catalysis, Chemical-Vol.367.-2013.-P.77-88
15. ГОСТ 12.1.004-91 Пожарная безопасность. Общие требования;
16. ГОСТ 12.2.063-81 Арматура промышленная трубопроводная. Общие требования безопасности;
17. ГОСТ 1510-84 Нефть и нефтепродукты. Маркировка, упаковка, транспортировка и хранение;
18. ГОСТ Р 51330.13-99 Электрооборудование взрывозащищенное. Часть 10. Классификация взрывоопасных зон;
19. ВНТП 81-85 Нормы технологического проектирования предприятий по переработке нефти и производству продуктов органического синтеза;
20. Авторский коллектив РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина под руководством к.т.н. Л.Н. Багдасарова, Популярная нефтепереработка, «Газпром нефть», 2017, -17 с.
21. Ахметов С.А., Физико-химическая технология глубокой переработки нефти, ч.1, Уч.пос. - Уфа: УГНТУ, 1997. - 304 с.
22. Ахметов С.А., Органическая химия, ч.1, Уч.пос. - Уфа: УГНТУ, 2001. - 507 с.
23. Баринова З.Н., Дриацкая З.В., Жмыхова Н.М. и др. Нефти СССР. Справочник. Том 2. Нефти среднего и нижнего Поволжья. –М.: Химия, 1972 г., 392 стр.
24. Белинская Н.С. Совершенствование работы сопряженной системы «реактор – колонна стабилизации» процесса каталитической депарафинизации дизельных фракций нефти методом математического моделирования/Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук. Томск, 2015.
25. Гутник С.П. Расчеты по технологии органического синтеза. М: Химия,

1988. – 272 с.

26. Кретинин М.В. Проектирование установок замедленного коксования. – М.: Химия, 1982 г.

27. Крылов О.В., Гетерогенный катализ, «Академкнига», 2004. – 679 с.

28. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. Под ред. Ю.И. Дытнерского М: Химия 1991. – 423 с.

29. Танатаров М.А, Ахметшина М.Н., Фасхутдинов Р.А. Технологические расчеты установок переработки нефти. – М.: Химия, 1987.

30. Технологический регламент установки Л-24-10/2000 "Установка гидродепарафинизации смеси атмосферного газойля с бензином висбрекинга"-2013г.-531с.