МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и инженерной экологии
(наименование института полностью)

Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»
(наименование кафедры)
18.03.01 Химическая технология
(код и наименование направления подготовки, специальности)
Химическая технология органических веществ
(направленность (профиль)/специализация)

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему «Установка каталитического крекинга вакуумного газойля на Сызранском НПЗ»

Студент А.В. Капкаев _____
(И.О. Фамилия) (личная подпись)

Руководитель О.С. Авдякова _____
(И.О. Фамилия) (личная подпись)

Допустить к защите

Заведующий кафедрой д.х.н., профессор Г.И. Остапенко _____
(ученая степень, звание, И.О. Фамилия) (личная подпись)

«_____» _____2019г.

Тольятти 2019

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»
Институт химии и инженерной экологии
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

УТВЕРЖДАЮ
Заведующий кафедрой
_____ Г.И. Остапенко
(подпись) (И.О. Фамилия)
«____»_____ 2019 г.

ЗАДАНИЕ

на выполнение бакалаврской работы

Студенту: Капкаеву Александру Васильевичу
1. Тема: «Установка каталитического крекинга вакуумного газойля на Сызранском НПЗ»
2. Срок сдачи студентом готовой работы 15 июня 2019 г.
3. Исходные данные к работе: установка каталитического крекинга АО «Сызранский НПЗ»
4. Содержание текстового документа (перечень подлежащих разработке вопросов): Аналитическая часть. Теоретические основы каталитического крекинга. Основная часть – описание технологии, выбор эффективной установки крекинга, расчет материального и теплового баланса, технологический расчет оборудования.
5. Перечень графического материала и иллюстрационного материала (ориентировочный): Химизм процесса крекинга вакуумного газойля. Базовая технологическая схема каталитического крекинга. Характеристика катализаторов процесса. Общий вид основного аппарата. Таблица материального баланса.
6. Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы (с указанием разделов):
_____

7. Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы
_____
Заказчик _____

Руководитель _____О.С. Авдякова
(подпись, дата)

Задание принял к исполнению _____ А.В. Капкаев
(подпись, дата)

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»
ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

УТВЕРЖДАЮ
Заведующий кафедрой
_____ Г.И. Остапенко
(подпись) (И.О. Фамилия)

«____»_____ 2019 г.

КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН

бакалаврской работы

Студента: Капкаева Александра Васильнвича

по теме: «Установка каталитического крекинга вакуумного газойля на Сызранском НПЗ»

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполне-нии	Подпись руководи-теля
Введение	28.03.2019			
Теоретическая часть	30.04.2019			
Технологическая часть	7.05.2019			
Расчетная часть	25.05.2019			
Выполнение плакатов	3.06.2019			
Заключение	7.06.2019			
Предварительная защита	8-10.06.2019			
Оформление работы	10-15.06.2019			

Руководитель выпускной квалификационной работы _____ О. С. Авдякова
(подпись) (И.О. Фамилия)

Задание принял к _____ А.В. Капкаев

исполнению (подпись) (И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Выпускная квалификационная работа 61 с., 5 рисунков, 7 таблиц, использовано 35 источников, 6 л. графического материала.

ВАКУУМНЫЙ ГАЗОЙЛЬ, КАТАЛИТИЧЕСКИЙ КРЕКИНГ, КАТАЛИЗАТОРЫ, ПАРАМЕТРЫ ПРОЦЕССА, ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ, ВЫСОКООКТАНОВЫЙ БЕНЗИН.

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

Цель работы – повышение производительности установки каталитического крекинга с получением высокооктанового бензина.

Графическая часть выполнена на 6 листах и включает химизм превращений при каталитическом крекинге, сравнительную характеристику современных катализаторов крекинга, технологическую схему установки каталитического крекинга, схемы реактора крекинга и распределительного устройства подачи сырья, таблицу параметров процесса.

В теоретической части рассмотрены теоретические основы каталитического крекинга, механизм процесса, его термодинамика, кинетика и применяемые катализаторы. Проведена сравнительная характеристика зарубежных и отечественных катализаторов, а также приеняемого в настоящее время на рассматриваемой установке каталитического крекинга и предлагаемого. Проведен поиск технических решений и определены пути интенсификации работы реактора крекинга.

Проведены расчеты материального и теплового баланса при работе установки на повышенной производительности, проведён проверосчный расчёт реактора.

Выпускная квалификационная работа выполнена в текстовом редакторе Microsoft Word 7.0 и представлена на электронном носителе.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ……..6
1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ……....8
1.1 Физико-химические основы процесса …….……...……..8
1.2 Характеристика катализаторов крекинга... ……10
1.3 Схемы и оборудование для осуществления каталитического крекинга …..14
1.4 Патентный поиск……..…….…..19
2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ……26
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции……26
2.2 Описание технологической схемы процесса……....29
2.3 Аналитический контроль процесса каталитического крекинга……..40
2.3 Технологические решения по повышению производительности установки43
3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ…….46
3.1 Материальный баланс реактора…….46
3.2 Технологический расчет реактора…….48
3.3 Тепловой баланс реактора……..52
ЗАКЛЮЧЕНИЕ……..56
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ…..……..……....57

ВВЕДЕНИЕ

Каталитический крекинг нефтяных фракций является одним из наиболее крупнотоннажных процессов и в значительной мере определяет технико-экономические показатели современного НПЗ топливного профиля.

Поскольку основное целевое назначение каталитического крекинга – производство высокооктанового бензина, а спрос на этот продукт постоянно растет, то направление по увеличению выхода и повышению качества высокооктановых бензинов является очень актуальным.

выбранной темы подтверждается и следующими данными. Тяжелые фракции неизбежных продуктов промышленности, их напрямую с первичной нефти.

из объема в (279 2017 году) 40% перерабатывается а составляют различных и гудрон, [1-9]. Для в странах США моторное 69 до 73% а её достигает 95%. Глубина нефти России составляет всего лишь

методами нефтепереработки , гидрокрекинга, и мазута утилизации позволяют – бензин дизельное

сдерживающим широкого
перечисленных на предприятиях их
капиталоемкость энергоемкость,
стоимость. технология
методом крекинга себя
дополнительные – гидроочистки
соединений газойля продуктов крекинга и
фракций), – требует
сложной и (до 200 При
на
комплекса в
более 1 [14].

По своим технико-экономическим параметрам процесс каталитического крекинга является более прелпочтительным, поэтому и взят за основу разрботки данной выпускной квалификационной работы. На вышепредставленных тему ВКР
, сформируем работы – обоснование возможности повышения производительность установки каталитического крекинга на базе существующей установки 43/102-2 Сызранского НПЗ. цели
выполнить задач:

- выполнить по теме ,

- рассмотреть данные
процесса,

- дать характеристику и продукции,
- описать технологическую схему,

- предложить мероприятия по повышению производительности установки каталитического крекинга,

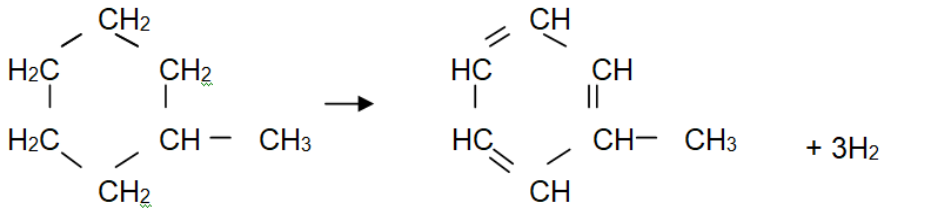
- провести расчёт материального и теплового баланса, а также поверочный расчет реактора на повышенной производительности.

1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1 Физико-химические основы процесса

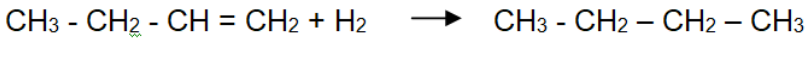
Назначение – с возможным высокооктанового газов. Получающийся газойль, качестве топочного а как для технического или электродного каталитическом протекают основ и реакции [15,16].

1 Дегидрогенизация



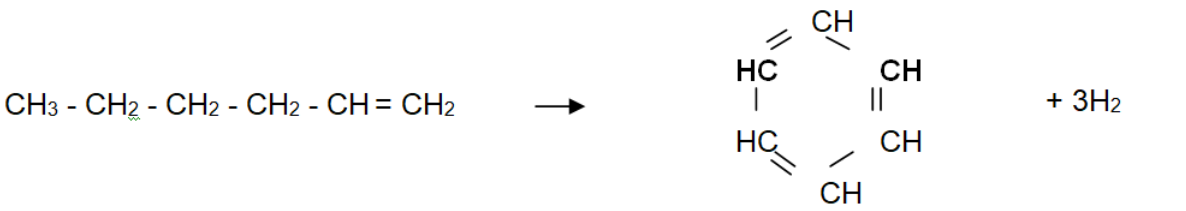
Метилциклогексан (C_7H_{14}) Толуол (C_7H_8) Водород

2 олефиновых (насыщение



н-бутен (н-C_4H_8) н-бутан (н-C_4H_{10})

3 Дегидроциклизация



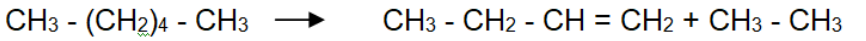
н-гексан (н-C_6H_{12}) Бензол (C_6H_6) Водород

4



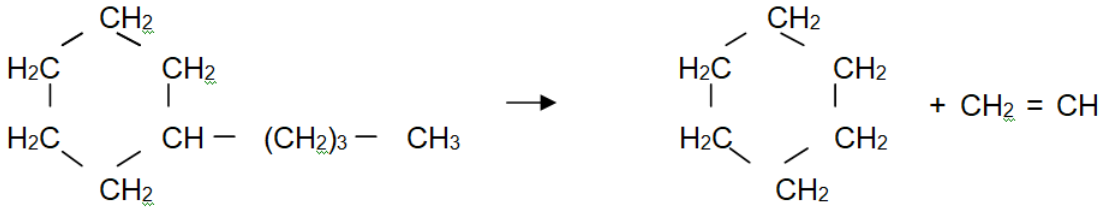
н-гексан (н-C_6H_{12}) i-гексан (i-C_6H_{12})

5 Крекинг углеводородов:



н-гексан (н-C_6H_{12}) н-бутен (н-C_4H_8) этан (C_2H_6)

6



Бутилциклогексан ($C_{10}H_{20}$) Циклогексан (C_6H_{12}) н-бутен (н-C_4H_8)

тех других эндотермический эффект

Скорость в от сырья, катализатора, режима, особенностей аппаратов.

с тепла, называется реакции Это разрыв в тепла на его до В протекающих каталитическом получается число не в .

При реакций на коксом, не с катализатора. блокирования центров крекинга Эта так При тепло для теплового в при из водород в

самым выхода на
и его .

1.2 Характеристика катализаторов крекинга

В настоящее время для ведения процесса крекинга используются только цеолитсодержащие катализаторы (ЦСК). Чистый цеолит не применяется из-за высокой активности, непрочности и дороговизны. В то же время присутствие его в матрице дает оптимальное распределение кислотных центров, что повышает селективность, прочность и термостойкость [17,18].

Промышленные катализаторы крекинга представляют собой сложные многокомпонентные системы, состоящие из матрицы (носителя), активного компонента – цеолита, а также вспомогательных активных и неактивных добавок.

В качестве материала матрицы современных катализаторов крекинга преимущественно применяют синтетический аморфный алюмосиликат с высокой удельной поверхностью и оптимальной пористой структурой. Цеолит сособствует вторичным каталитическим превращениям углеводородов сырья с образованием конечных целевых продуктов. Насчитывается несколько десятков разновидностей природных и синтетических цеолитов, отличающихся структурой, типом катионов металлов, силикатным модулем и другими характеристиками.

В процессе каталитического крекинга наибольшее применение нашли цеолиты типа Y. Среди них более термостабильны цеолиты ReY и LaY, содержащие катионы рения или лантана, которые к тому же обладают высокой каталитической активностью.

В последние годы распространение получают высококремнеземные цеолиты с силикатным модулем более 30 (например, ZSM - ЦВМ).

Разработаны бицеолитные катализаторы крекинга, обеспечивающие выход олефинов C_3–C_4 не менее 30 мас.% и позволяющие широко варьировать состав и выход целевых продуктов реакции. В качестве добавок к катализатору крекинга предложено использовать смешанные оксиды либо модифицированные цеолиты типа Y и/или ZSM-5, это позволяет снизить содержание сернистых соединений в бензине на 35 % (по сравнению с равновесным катализатором). Для эффективного дожига CO предложена добавка на основе оксида марганца [19].

Катализаторы без вспомогательных добавок не могут полностью удовлетворять всему комплексу предъявляемых требований, поэтому предлагаются различные модификации цеолитных катализаторов [19-22]. Так, матрица и активный компонент - цеолит, обладают только кислотной активностью, в то время как для организации интенсивной регенерации закоксованного катализатора требуется наличие металлических центров, катализирующих реакции окислительно-восстановительного типа.

В качестве промотора применяют чаще всего платину, нанесенную в количестве до 0,1% масс. Применение промоторов окисления на основе Pt позволяет значительно повысить полноту и скорость сгорания кокса.

С целью улучшения качества целевых продуктов в последние годы стали применять октаноповышающие добавки на основе цеолита ZSM-5, увеличивающие октановое число бензина на 1-2 пункта;

Для снижения дезактивирующего влияния примесей в сырье на активность катализатора в последние годы применяют подачу в сырье специальных пассиваторов металлов - металлоорганических комплексов сурьмы, висмута, фосфора или олова. Подача пассиватора резко снижает выход кокса и водорода, увеличивает выход бензина и производительность установки. В настоящее время пассиваторы применяют на 80% установок каталитического крекинга остаточного сырья в США и на 50% установок в Западной Европе. В последние годы внедряются катализаторы с твердой добавкой - ловушкой ванадия и никеля, содержащей оксиды Ca, Mg,

титанат бария и адсорбирующей в 6-10 раз больше металлов, чем сам катализатор.

Подавляющую часть катализаторов крекинга производят по традиционной технологии "со связующим", используя на стадии нанесения цеолита на поверхность алюмосиликата связующий компонент. В последние годы разработано и широко внедряется новое исключительно эффективное поколение так называемых катализаторов крекинга "без связующего" фирмы "Энгельгард" (например, марки ДSP-840). По этой технологии синтез цеолита осуществляется непосредственно в порах носителя без использования связующего компонента. Характерная особенность этих катализаторов - весьма высокая их насыпная масса (0,92-0,96 г/мл), что обеспечивает устойчивое и стабильное псевдоожижение, регулируемую скорость циркуляции и перенос большого количества тепла из регенератора в реактор.

Цеолитсодержащие микросферические катализаторы крекинга разных поколений весьма многочисленны: КМЦ, КМЦР, АШНЦ-3, 6 и 12, Цеокар-2 и 2а, Микроцеокар-5 и 8, РСГ-2ц, Durabead-5, 8 и 9, XZ-36, PCZ, CCZ-22 и 44, DHZ-15 и др. Современные кристаллические катализаторы могут быть стабильны до температуры 760-780 °С. Сравнительная характеристика некоторых зарубежных и отечественных катализаторов приведена в таблице 1.1.

Таблица 1.1 – Сравнительная характеристика зарубежных и отечественных катализаторов крекинга.

Показатели	EMKAT-EXTRA Engelhard	LS-60P Engelhard	Brilliant Grace	Cobra-44 Albemarle	КМЦ-99 Газпром-нефть	Люкс-2 ИПП СО РАН	Адамант-экстра КНТ-групп
Химический состав, % мас.							
Оксид натрия	0,31	0,20-0,25	0,20-0,25	0,30-0,35	0,35-0,45	0,2-1,1	0,35
Оксид алюминия	42	46	48	45	32	15-30	48
Оксиды РЗЭ	1,8	1,8	2,2	1,8	2,5	1,2-2,2	0,5
Цеолит	20	22	22	22	17	15-20	15-25
Насыпная плотность, кг/м^3	800	920	780	760	720	765	900
Расход катализатора, кг/т сырья	0,7-1,0	0,25-0,30	0,35	0,4	0,4	0,32	0,92
Выход кокса, %	3,3	4,2-4,5	4,6-4,8	4,4-4,5	4,4-4,5	5,6	2,6
Выход бензина, %мас.	43,7	52-53	52-53	52-53	52,0-52,5	56,0	30-55
Октановое число, ИОЧ	86,6	92,0	90,5	91,5	92,0	92,3	85,8
Октановое число, МОЧ	76,0	81,0	79,5	80,5	80,5	82,0	77,8

1.3. Схемы и оборудование для осуществления процесса каталитического крекинга

Технологические рещения в оформлении процесса каталитического крекинга отличаются способами контактирования сырья с катализатором. Первоначально крекиг проводили в стационарном слое катализатора в аппаратах периодического действия с циклическим режимом работы реактора и регенератора.

данным [15,16,23-25], каталитического

типов:

- с крупногранулированного

частиц

2—5

- с катализатора диаметр 120—150 мкм);

- (лифтного) типа при пневмотранспорте катализатора.

Поскольку состав и свойства катализаторов постоянно совершенствовались, появилась возможность сокращения времени контактирования с сырьем. Если время контактирования на установках с движущим слое катализатора составляло 600-1800 с, для установок с псевдоожиженным слое 90-180 с, то для лифтов-реакторв время сократилось до 2- 6 с.

При катализаторов

псевдоожиженным в пневмотранспорта, не

реакционной Применительно

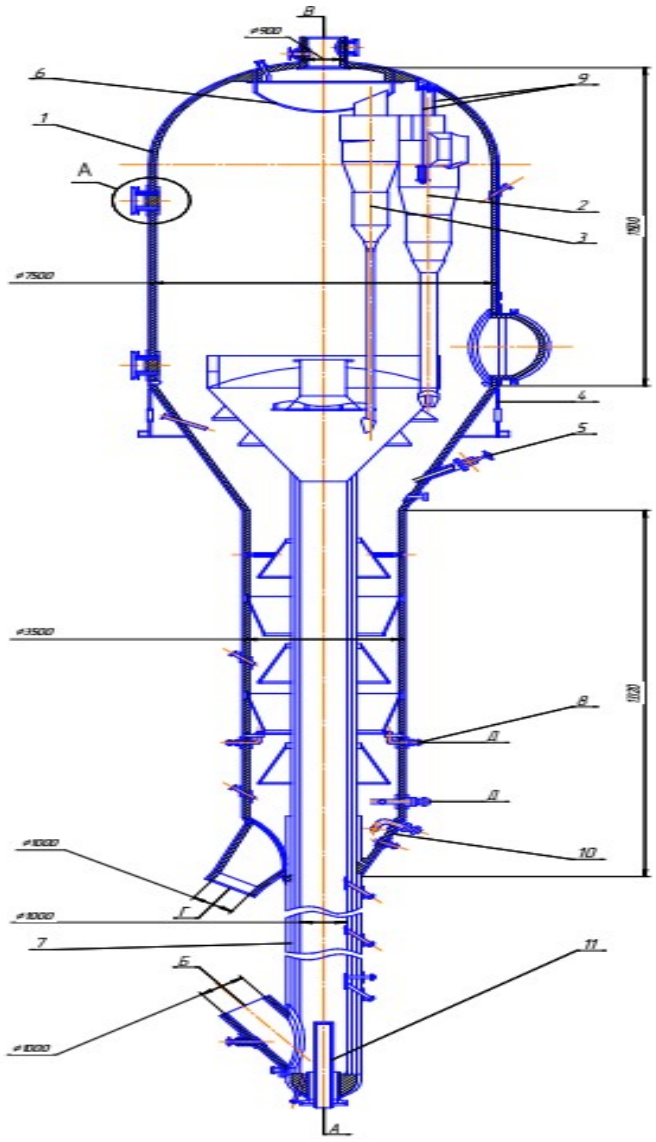
этим

конструкцию аппарат

на

тем что старых не

Более цеолитных в
старого — с
высокоактивных эффект, не
их
Основной аппарат блока
каталитического – реактор 1). по
процесса: (реакторы). Через
стационарный сырье после как
закоксуется ставят регенерацию;
с которого
и в катализатор
хватает процесса поэтому каталитического не
в
внешнего
Установки регенерации реакторы
движущимся с реакторы лифт-
реактором; .
данный наиболее являются
бензина них 50-55% с
числом 91/92, как реакторов
выход 37% с числом
распределения
и 3) 2) сепарационная 4) 5)
43/102-2 имеет сепарационной
мм, зоны и Общая
аппарата Корпус стали – из
08Х13. аппарата футерован
толщиной 150 относится реакторам
катализатора, [15,16,23-25].



1 –

1 – , 2 – 1-й 3 – ступени; 4 –

5 – 6 – камера 7 – 8 – ввода 9

– 10 – 11 –

реакторного — имеет

из для воздуха, для

газа размещенного ними с водяного

Катализатор

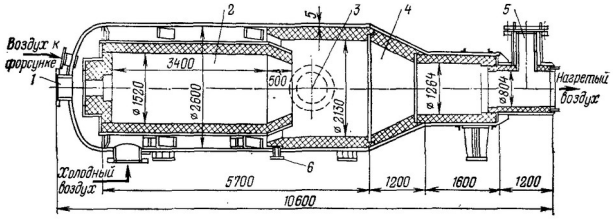
так как в с

длительность от 60 80 мин.

одним аппаратом

установках крекинга топка

— воздуха 2). В такого топливо при превышающем так инертного или преодолеть регенерации), также сопротивления пневмотранспорта, устройств и



2 - под

1 — штуцер форсунки; 2 — 3 — 4 — камера 5 —

6 —

топка для инертного

топливо при к

в смешения

штуцер

в каталитического

топка для воздуха,

коэффициент избытка

, содержащие подогреваемым

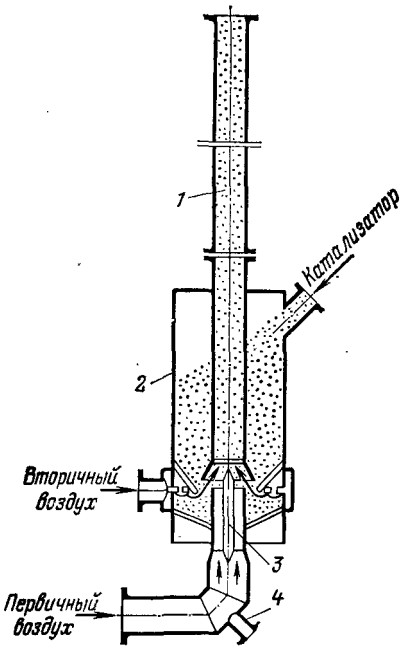
Корпус в и

горения из стали; камер и

выложены огнеупорным Снаружи

покрыт .

На рисунке 3 показан дозер крупногабаритного катализатора с пневматическим регулированием циркуляции.



3 – с

1 – пневмоподъёмник ; 2 – 3 – 4 – штуцер

системы крекинга

контактирование катализаторных с парами

зоне и воздухом

зоне что к после

и одинаковому остаточного

на после В катализатора

блока стабилен, его

.

установок

расход газа менее 1 на 20 позволяет

установок типа

превышает 4000—5000 в .

1.4. Патентный поиск

Патентный поиск проведен глубиной 10 лет, предмет поиска – повышение производительности процесса каталитического крекинга.

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

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 1.2.

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 [26,27]. Технологическое решение, принятое в данной работе, также предусматривает замену распределительного устройства на более эффективное.

Таблица 1.2 – Патентная документация

Предмет поиска (объект исследо-вания)	Страна выдачи, вид и номер охранного документа. Классифика-ционный индекс	Заявитель (патенто-обладатель), страна. Номер заявки, дата приоритета, дата публикации	Название изобретения. Цель и сущность изобретения.
1	2	3	4
Совер-шенство-вание процесса каталити ческого крекинга	РФ Патент № 2412231 МПК C10G11/18	Соляр Борис Захарович (RU), Глазов Леонид Шаевич (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 [26]. 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.

1	2	3	4
Совер-шенство-вание процесса каталити ческого крекинга	РФ Патент № 2458102 МПК C10G11/18 C10G11/20	Князьков Александр Львович (RU), Никитин Александр Анатольевич (RU), Карасев Евгений Николаевич (RU), Дутлов Эдуард Валентинович (RU), Капустин Евгений Владимирович (RU), Соляр Борис Захарович (RU), Глазов Леонид Шаевич (RU) ОАО "Славнефть-Ярославнефтеоргсинтез" (RU) подача заявки: 2011-03-23 публикация патента: 10.08.2012	Способ каталитического крекинга углеводородного сырья [27]. Изобретение касается способа каталитического крекинга углеводородного сырья на мелкодисперсном катализаторе с получением целевых продуктов, включающего предварительное и дополнительное диспергирование жидкого сырья водяным паром и распыление его в восходящий поток регенерированного катализатора через щелевые отверстия, контактирование распыленного сырья и катализатора в прямоточном реакторе. Предварительное диспергирование жидкого сырья осуществляют путем обработки в зоне смешения потока сырья, подаваемого из сырьевой линии соосно зоне смешения, высокоскоростными струями, подаваемыми из кольцевого пространства вокруг зоны смешения радиально поперечному сечению потока сырья, при этом поток сырья в зоне смешения предварительно обрабатывают высокоскоростными струями водяного пара, подаваемыми из кольцевого пространства вокруг зоны смешения в периферийную область потока сырья под углом 50-70° к радиусу его поперечного сечения, причем отношение расхода водяного пара, подаваемого в периферийную область потока сырья, к расходу водяного пара, подаваемого радиально поперечному сечению потока сырья, составляет 0,1-0,4. Технический результат - улучшение селективности процесса по образованию кокса и сухого газа C_1-C_2, увеличение выхода сжиженного газа C_3-C_4 и бензина, повышение производительности процесса по свежему сырью.

1	2	3	4
Совер-шенство-вание процесса каталити ческого 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.

1	2	3	4
Совер-шенство-вание процесса каталитич еского крекинга	РФ Патент №2517171 МПК B01J 21/04, B01J 21/16, B01J 29/16, B01J 35/08, B01J 37/00	Бодрый Александр Борисович (RU), Усманов Ильшат Фаритович (RU), Рахматуллин Эльвир Маратович (RU), Тагиров Айдар Шамилевич (RU), Илибаев Радик Салаватович (RU), Суркова Лидия Васильевна (RU), Гариева Гульназ Фаниловна (RU) ООО "Компания "Новые технологии" (RU) подача заявки: 2012-10-26 публикация патента: 27.05.2014	Шариковый катализатор крекинга "адамант" и способ его приготовления [29]. Изобретение относится к катализаторам крекинга. Описан шариковый катализатор крекинга, включающий в своем составе 10-35% масс. мелкодисперсного цеолита ReHY, 30-80% масс. каолина и 60-5% масс. оксида алюминия, источником которого являются смесь компонентов термоактивированного оксида алюминия и основного хлорида алюминия в весовом соотношении 1:(0,25-0,95). Описан способ получения указанного катализатора. Технический результат - увеличение каталитической активности катализатора.

1	2	3	4
Совер-шенство-вание процесса каталити ческого крекинга	РФ Патент № 2518119 МПК B01J 21/12, B01J 23/40, B01J 29/70 C10G11/18 C10G65/02 C10G69/04	Коломбо Даниеле (IT) Моджи Альберто (IT) Компания Эни С.п.А. (IT) подача заявки: 28.01.2010 публикация патента: 10.06.2014	Объединенный способ каталитического крекинга в псевдоожиженном слое катализатора для получения высококачественных углеводородных смесей в качестве топлива [30]. Изобретение относится к объединенному способу, включающему стадию каталитического крекинга в псевдоожиженном 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.

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Характеристика технологическом

2.1, [31].

2.1 - продукции, в процессе

.

№ № .	Наименование материалов, катализа- полуфабрикатов, продукции	государственного отраслевого технических	Показатели подлежащие	Норма нормативному	Область применения готовой продукции
1	2	3	4	5	6
1 Сырье					
1.	установки каталитического крекинга	П1-02.02 ЮЛ-039	состав, °: до 360 перегоняется, % не	13,0	
			2.Плотность 20 (15) °С, /см^3, более	920 (924)	
			3. воды		
			4.Коксуемость Конрадсону, % не	0,3	
			5.Цвет единицах не	5,5	

1	2	3	4	5	6
1.1 Компоненты					
1.1.	Топливо дизельное ЭЛОУ-АВТ-5		вспышки, в тигле, , не	65	
			2.Цвет единицах не	2,5	
1.2.	Легкий газойль	П1-02.02 ЮЛ-039	при 20 (15) ° кг ^{3}, не	910 (914)	
			2.Фракционный °С, начала не температура перегонки, выше 360 °С % об, более ЭЛОУ-АВТ-6	260 540 10 5	
			3. по , % масс., более	0,02	
			в ЦНТ, более	3,0	
			5. воды	тсутствие	
1.3.	Гидроочищенный остаток ЛГК		1.Фракционный начало °С	нормируется	
			360 °С % об., более	10	

1	2	3	4	5	6
			единицы не	4,5	
			3.Плотность 20 (15) °С, /см^3, более:	910 (914)	
			4. % масс., более	0,3	
			воды		
			6. Содержание	отсутствие	
			7. серы, % ., не	0,25	

№ № .	Наименование материалов, катализа-полуфабрикатов, продукции	государственного отраслевого технических	Показатели подлежащие	Норма нормативному	Область применения готовой продукции
1	2	3	4	5	6

2. Готовая продукция					
2.1	бензин нестабиль-ный	СТО П1-02.02 СП-0247 ЮЛ-039	1.Фракционный состав, °С,,конец кипения, не выше: - для летнего вида - для зимнего вида	 205 195	Сырье установки КАС
2.2	легкий газойль	СТО П1-02.02 СП-0247 ЮЛ-039	1.Температура вспышки, определяемая в закрытом тигле, °С, не ниже: - при производстве компонента СМТ - при производстве компонента ДТ 2.Температура застывания ºС, не выше	 62 55 минус 10 ÷ минус 12	Сырье установок гидроочистки дизельного топлива
2.3	тяжелый газойль	СТО П1-02.02 СП-0247 ЮЛ-039	1.Температура вспышки, определяемая в открытом тигле (для компонента топочного мазута), ºС, не ниже 2. Плотность при 20 (15) ºС, кг/см^3, не ниже	 110 905 (909)	Компонент мазута, сырье установок ТК-3, ТК-4
2.4	газ жирный	СТО П1-02.02 СП-0247 ЮЛ-039	Углеводородный состав: содержание суммы бутиленов, не менее % мас. содержание суммы C_5 и выше, не более % мас.	 10 35	Сырье установки КАС

В настоящее время эксплуатируется катализатор «Адамант Экстра» Ишимбайского завода катализаторов, предлаганмый вариант- «Адамант Супер».

Наименование показателей	Норма для марок	
	Адамант Супер	Адамант Экстра
1. Внешний вид	таблетки или гранулы	таблетки или гранулы
2. Потери при прокаливании, % масс.,	3	3

не более		
3. Химический состав, % масс.		
Na_2O, не более	0,35	0,30
Al_2O_3, не менее	40	40
RE_2O_3, не менее	1,5	0,5
4. Диаметр гранул, мм, в пределах	3,0 – 6,0	3,0 – 6,0
5. Массовая доля целевой фракции 3,0 – 6,0 мм, %, не менее	95	95
6. Насыпная плотность, г/см3, не менее	0,80	0,90
7. Удельная поверхность, $м^2$/г, не менее	140	100
8. Объем пор по водопоглощению, $см^3$/г, не менее	0,30	0,25
9. Прочность при ударно-истирающем воздействии, % масс., не менее	70	70
10. Каталитическая активность (после паростабилизации при 750 °С 6 часов), % масс., не менее	55	45

2.2 Описание технологической схемы

предназначена получения из дистиллята присутствии таблетированного

- газ абсорбции, на
- процессе на КАС;
- газойль компонент топлива, топлива, судового мазута Ф-5;
- газойль топочного сырья

установки ВНИПИнефть (" ").

Проектная - 600 в

Число суток - 320.

30 г. Однако в последующие годы постоянно модернизировалась и совершенствовалась. Так, были заменены форсунок печи П-2 на газомазутовые горелки типа ГДК-2,5 Пермского производства, проведена установка катушек дозатора, имеющих внутреннее антиэррозионное покрытие, на стволах Р-6а, Р-6, производства США и производства РФ, г. Пермь.

Кроме того, обогрев линий топливного газа на печь и топок заменен с острого пара на легкий газойль, смонтирован дополнительный теплообменник. Печь П-2а переведена на выработку пара.

Проведена замена морально устаревших насосов Н-1,1а на насосы марки 5Н – 5х4 и монтаж ствола пневмотранспорта Р-6а с антиэррозионным покрытием, производства США.

В настоящее время установка каталитического крекинга отвечает современным требованиям и может быть взята за основу для дальнейшего совершенствования.

Следует отметить, что периодически происходила замена катализаторов каталитического крекинга на более эффективные. В 1992 году начал использоваться катализатор подвижного слоя марки Эмкат, фирмы Энгельгард, США. В 2015 году начато применение катализатора марки Адамант Экстра, производитель ООО «Ишимбайский химический катализаторный завод», РФ.

с для

из основных

- нагревательно -

-

нагревательно - части -

испарение смешение сырья газойлем,

блока - в

катализатора.

и отработанного

вывод из массы

[31].

В

первичной остаток а

смесь нефтепродуктов.

подается газойля Т-2, нагревается

С, газойля Т-3,

где до С , далее

потокам, расхода, печь

прибором, Расход на

расхода, клапан расположен

насоса потока)

регуляторами клапаны линиях в

В и

по печи, сырья, до

460-490 º , по через

и в пары контактируют

с из Р-1а [31].

выхода из П-2 31, которых

на топливного к по

Температура перевалах регулируется

температуры, 32, 38, клапаны

установлены линиях и

сторона).

реактора при
катализатора, крекинга.

конверсии зоне в
разделительном и трубам в
вывода отводится при
высота опущенных низу,
уровень в отпарки .
нижней реактора
крекинга с в отпарки
регулятор пара, низ

из контакта, в
перегретым проходит три и
к
С колонны нестабильный газ,
пары и в
АВЗ-1, 2, Т-8 поступают
Давление поз.52.
К-1 клапаном 49, клапан
в К-1.
газ газосепаратора
Е-1а, установку для
от компремирования, и
бензина.
в
Сброс производится
давления факельную реактора
поз.23 [31].

в Е-1а регулятором поз.68, которого на сброса газа аппарата линию давления

из Е-1 насосом (Н-6, и Т-8а колонны а через на КАС стабилизации.

Е-1 прибором,

По в насосом (Н-6, , откачивается установку для

Уровень газосепараторе регистрируется поз.66.

в Е-1а регулятором в Е-1 при 0,6 регулятором в линию давления отбираемый 16-той колонны

Откуда теплообменники АВГ-1,2, 56, парка установок дизельного Уровень стиппинге уровня, 58, перетоке в колонну Предусмотрена подачи орошения после

газойль низа К-1, 300-360 С , на (Н-2а, и через Т-3а

Т-3а, Т-3, где
группы Т-3 тяжелого через
в 4-тую
в орошения избыток
холодильник и расхода газойля, в

Температура колонны
регулируется температуры, 55, расположен
линии в К-1. низа К-1
пробором, [31].
Отработанный из Р-1, температурой 380
С -470 С, нижнее
в Р-6. нефтепродуктов
катализатором, нижнюю
подается пар количестве 800 - 2 000
дозере .22,
расположенный линии вторичного в
Р-6.

катализатор,
воздуха -3, подается
сепараторе катализатор
катализоропроводу в Р-2а,
через поступает регенератор
для кокса поверхности Для

из П- 1. выходе
регулируется , 10, расположен линии
топлива
Температура регулируется
температуры, на

к П-3. горячего П-3
клапан
первичного в
Р-6.
в
катализатор свою
Регенерированный из Р-2,
500 С -720 С,
Для дозер из
в регулятором поз.19,
которого на вторичного
к Р-6а. горячего на
из регулятором поз.11,
которого на подачи под к
пополняется нагретым емкости
катализатора
Р-4а из в пыли
вывозится установки [31].
рисунке 4 технологическая
крекинга. для
установок только
ходе и реакторного Сырье
Н-1 Т-1 Т-2,
соответственно и из
колонны Нагретое 200—220°С
печь а в ректификационную
К-1, и газойлевых
поднимается воздуха
под Из через А-2
непрерывно в Р-2 [15 – 31].

	происходит	движущегося	с
ПК-2	восемь		

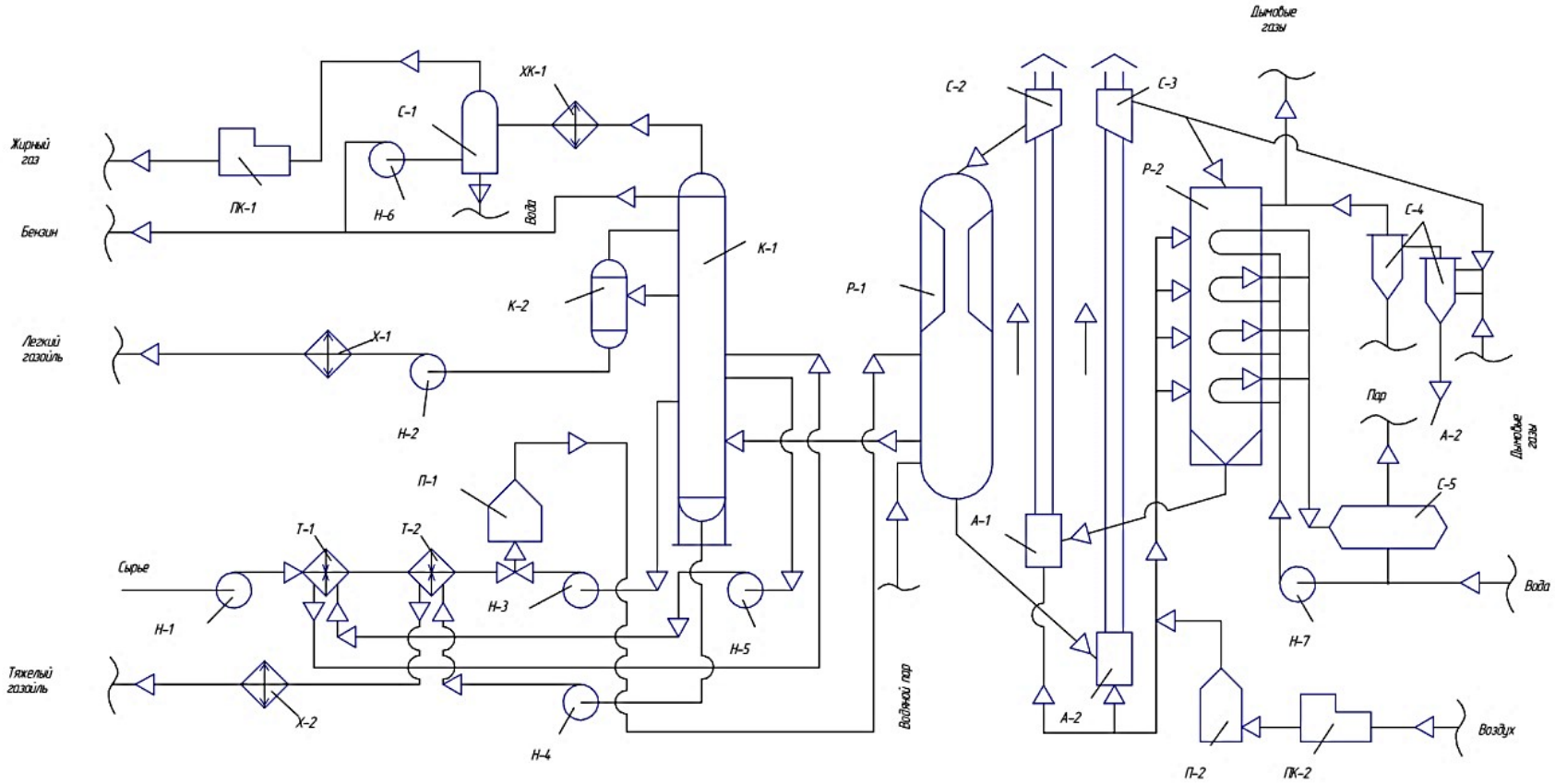


Рисунок 4 – схема движущимся крупногранулированного Н-1 — — Т-2 — Р-1 — Р-2 — С-2, — бункеры-сепараторы; А-2 — катализатора; — ректификационная К-2 — колонна; — холодильник-конденсатор; — газосепаратор ; — — П-1 — печь; — давлением

по сгорания с в трубу. избежание воздуха дымовых вмонтированы водяного объединенные системе и

в через в выходящего и в С-2, в Р-1 реактор для фазы циркуляция отвеивания образующейся его Эта состоит , сепаратора и для Регенерированный ссыпается стояк, реактор, и смонтированы по переходу переточные распределяется сечению переточных в с поскольку катализатора с Сырье в в если испарено его форсунку на катализатора [31]. движение и способствует до средней реактора поддерживают Катализатор со 4—8 мм/с, длительности его реакторе 15—20 Продукты уходят реактора серию 3, куда через колпаками, в катализатора. продуктов из через сборной основной 5 отпаривается механически и нефтяных Отпаренный

распределителя, должен частиц

и срабатываемость

Параметры технологического режима при каталитическом крекинге приведены в таблице 2.2.

Рисунок 2.2 – Нормы технологического режима для реактора крекинга.

№ пп	Показатель режима	Единица измерения	Допускаемые технологические параметры	
			от	до
1	Расход сырья на установку	м³/час	30	63
2	Расход пара в зону отпарки	кг/час	800	2000
3	Давление в реакционной зоне	кг/см^2	0,2	0,69
4	Температура в зоне реакции (середина)	^{0}C	430	485
5	Количество циркулирующего катализатора	т/час	55	100
6	Температура катализатора на выходе из реактора	^{0}C	380	470
7	Температура катализатора на входе в реактор (на входе из регенератора)	^{0}C	500	670

2.3 Аналитический контроль процесса каталитического крекинга

Аналитический контроль процесса каталитического крекинга представлен в 2.3, согласно [31].

2.3 -

№ № п.п.	Наименование стадий процесса, анализируемый продукт	Место отбора пробы (место установки средства измерения, номер позиции по схеме)	Контролируемые показатели	Нормативные документы на методы измерений (испытаний, контроля анализов	Норма	Частота контроля
1	2	3	4	5	6	7
1	Сырьё	Н-1, Н-1а	Плотность	ГОСТ 3900 (ГОСТ Р 51069)	не более 920 (924) кг /см^3)	2 раза в сутки
			Цвет	ГОСТ 20284	не более 5,5 ед ЦНТ	- " -
			Присутствие воды	визуально	отсутствие	- " -
			Фракционный состав (НК,10%,50% 70%,90%,КК)	ASTM D 1160	до 360 ^{o} С выкипает не более 13 % об	1 раз в декаду
			Коксуемость	ГОСТ 19932	не более 0,3	- " -
			Содержание серы	ГОСТ Р 51947	не нормируется	- " -
			Химический состав	ГОСТ 6994, ГОСТ 2070	не нормируется	1 раз в квартал
2. Изготавливаемая продукция:						
2.1	Бензин нестабильный	Е-22	Фракционный состав	ГОСТ 2177	конец кипения, ^{o}С, не выше: летний вид -205 зимний вид -195	1 раз в сутки
			Октановое число	ГОСТ 511	не нормируется	1 раз в декаду
			Плотность	ГОСТ 3900	не нормируется	- " -
			Содержание серы	ГОСТ Р 51947	не нормируется	- " -
2.2	Легкий газойль	Трубопровод после АВГ-1,2	Температура застывания	ГОСТ 20287	для компонента дизельного топлива: –10 ÷ -12	3 раза в сутки
			Цвет	ГОСТ 20284	не нормируется	2 раза в сутки
			Плотность	ГОСТ 3900	не нормируется	1 раз в сутки
			Температура вспышки	ГОСТ 6356	для компонента дизельного	- " -

№№ п.п.	Наименование стадий процесса, анализируемый продукт	Место отбора пробы (место установки средства измерения, номер позиции по схеме)	Контролируемые показатели	Нормативные документы на методы измерений (испытаний, контроля анализов	Норма	Частота контроля
1	2	3	4	5	6	7
					топлива не ниже 55 °С, для компонента СМТ не ниже 62 °С	
			Фракционный состав	ГОСТ 2177	не нормируется	1 раз в декаду
			Содержание серы	ГОСТ Р 51947	не нормируется	- " –
2.3	Тяжелый газойль	Т-6	Температура застывания	ГОСТ-20287	не нормируется	1 раз в декаду
			Цвет	ГОСТ 20284	не нормируется	2 раза в сутки - " -
			Плотность	ГОСТ 3900 (ГОСТ Р 51069)	не ниже 905 кг/см^3	2 раза в сутки
			Фракционный состав	ASTM D 1160	не нормируется	1 раз в декаду
			Температура вспышки	ГОСТ 4333	не ниже 110 °С	- " -
			Содержание серы	ГОСТ Р 51947	не нормируется	- " -
			Содержание сероводорода	Методика Mobil ММ 1404-85	не нормируется	- " -
2.4	Жирный газ	Е-1а	Углеводородный состав	ГОСТ10679	содержание суммы бутиленов, не менее: 10 %масс.; содержание суммы C_5 и выше, не более: 35 %масс.	1 раз в декаду
			Плотность	ГОСТ 31369	не нормируется	- " -
			Содержание сероводорода	ГОСТ 22387.2	не нормируется	- " -
3	Катализатор крекинга	Р-1,	Насыпная плотность	П1.02.03 СП -0199 ЮЛ 39	не нормируется	1 раз в сутки (средняя проба)

№№ п.п.	Наименование стадий процесса, анализируемый продукт	Место отбора пробы (место установки средства измерения, номер позиции по схеме)	Контролируемые показатели	Нормативные документы на методы измерений (испытаний, контроля анализов	Норма	Частота контроля
1	2	3	4	5	6	7
		Р-2	Мелочь	ОСТ 38.01176	не нормируется	- " -
			Кокс	П1.02.03 СП -0199 ЮЛ 39	не более 0,6 % масс. после регенерации катализатора	- " -
4	Питательная вода	на входе в котел-утилизатор Е-4	Содержание растворенного кислорода	ОСТ 34.70-953.23-92	не более 50 мКГ /л	2 раза в сутки
			Прозрачность по шрифту	РД 24.03201-91	не менее 40 см	- " -
			Жесткость общая	РД 24.032.01-99-88	не более 10 мКГ-экв/дм^3	- " -
			Щелочность общая	РД 24.37.523.7-88	не нормируется	- " -
			Щелочность по фенолфталеину	РД 24.37.523.7-88	не нормируется	- " -
			Солесодержание	Инструкция к прибору СКВ	не нормируется	- " -
			Содержание железа	ОСТ 34.70-953-4-88	не более 100 мкг/дм^3	- " -
			Содержание нефтепродукта	ОСТ 34.70-953.18-90	не более 1 мг/дм^3	- " -
			pH	Инструкция к прибору И-500	не менее 8,5	- " -
5	Котловая вода	котел-утилизатор Е-4	Солесодержание	Инструкция к прибору СКВ	2 500-2 000 мг/дм^3	2 раза в сутки
			Щелочность общая	РД 24.37.523.7-88	не нормируется	- " -
			pH	Инструкция к прибору И-500	не менее 9,5	- " -
			% продувки	Расчетный метод	не более 3-5 %	- " -
6	Топливо	Е-6	1. Углеводородный состав	ГОСТ 10679	Содержание углеводородов суммы C_5 не	3 раза в месяц

№№ п.п.	Наименование стадий процесса, анализируемый продукт	Место отбора пробы (место установки средства измерения, номер позиции по схеме)	Контролируемые показатели	Нормативные документы на методы измерений (испытаний, контроля анализов	Норма	Частота контроля
1	2	3	4	5	6	7
	газообразное				более 2,4 % мас.	
			2. Плотность при 0 ^{0}C	ГОСТ 31369	не нормируется	
			3. Массовая доля сероводорода	ГОСТ 22387.2	Не более 1,0 % мас.	
			4. Низшая теплота сгорания	ГОСТ 22667	не нормируется	
7	Топливо жидкое	Трубопровод после Н-7 (Н-8)	Массовая доля воды	ГОСТ 2477	отсутствие	по требованию

2.4 Технологические решения по увеличению производительности установки

Анализируя тенденции развития процесса каталитического крекинга, можно сделать вывод, что дальнейшее совершенствование процесса каталитического крекинга возможно путем применения более эффективного катализатора и модернизацией аппаратурного оформления. [32].

В данной выпускной квалификационной работе предлагается использование катализатора «Адамант Супер» с более высокой каталитической активностью вместо катализатора «Адамант Экстра».

Используемый катализатор состоит на 15-25 % масс. из цеолита REUSY и матрицы, состоящей на 40-70 % масс. из каолина, и около 48 % масс. оксида алюминия. Предлагаемый каиализатор состоит на 10-35 % масс. из мелкодисперсного цеолита ReHY и матрицы, состоящей на 30-80 % масс. из каолина и около 50 % масс. оксида алюминия.

Цеолит REHY более устойчив к воздействию высоких температур и каталитических ядов, имеет низкую селективность по выходу кокса и сухого газа и высокую - по выходу бензина. Матрица Адамант Супер содержит специальный оксид алюминия, обеспечивающий большой объем и оптимальное распределение пор по размерам, что обеспечивает большую удельную поверхность.

Кроме того, в работе предлагается изменить конструкцию реактора, в частности модернизировать распределительное устройство подачи катализатора.

Из верхнего бункера через стояк катализатор самотеком поступает в верхнее распределительное устройство, представляющее собой цилиндрическую обечайку. Для равномерного распределения потока катализатора в зоне реакции аппарата устройство снабжают распределительными трубами, изогнутыми таким образом, чтобы нижние

концы их были расположены по трем или четырем концентрическим окружностям, равномерно по сечению реакционной зоны.

Такая конструкция позволяет изменять объем указанной зоны путем наращивания длины труб установкой специальных труб – удлинителей. В зоне ввода сырья обеспечивается равномерное распределение его по сечению реакционной зоны.

Конструкция этой зоны зависит от качества и состояния сырья, поступающего в аппарат. Необходимо, чтобы шарики катализатора равномерно опыливались жидкой фазой сырья.

В случае тяжелого сырья конструкция ввода может привести к закоксования верхней части аппарата, поэтому трубы распределительного устройства защищают от контакта с сырьем завесой из катализатора.

Для этого распределитель сырья помещают под средним корпусным распределителем катализатора.

Реакции каталитического крекинга происходят в пустотелой части аппарата, называемой реакционной зоной, и сопровождаются поглощением тепла.

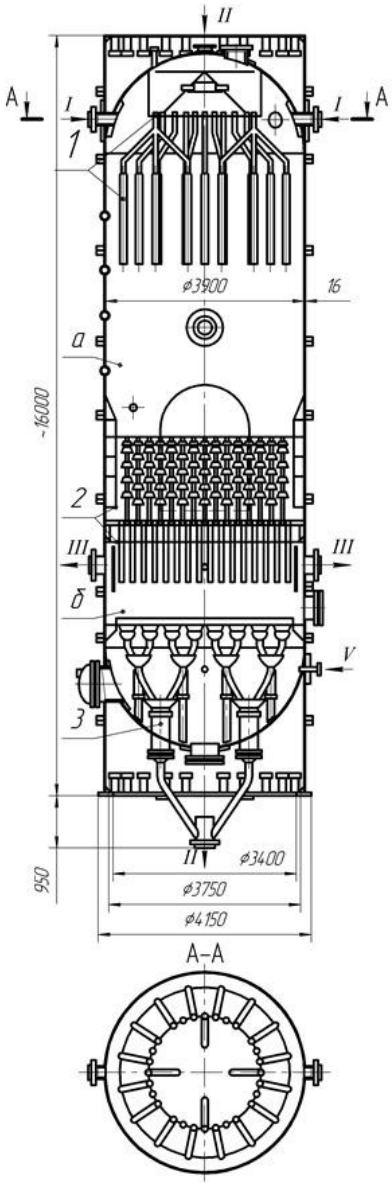


Рисунок 5 - Реактор каталитического крекинга с шариковым движущимся катализатором:

I – сырье, ***II*** – катализатор, ***III*** – продукты крекинга, ***IV*** – катализатор закоксованный, *V* – пар водяной;

1- верхнее распределительное устройство; **а** - реакционная зона;

2- сепарационное устройство; **б**- зона отпарки.

Распределительное устройство за счет обеспечения более однородного и тонкого диспергирования сырья приводит к улучшению селективности процесса по образованию кокса и сухого газа и увеличению выхода целевых продуктов. На основе исследовательских данных показана возможность значительного повышения мощности установок 43-102 в по сырью без коренной реконструкции реакторного блока.

3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

3.1 Материальный баланс реактора

Расчетная часть проведена с использованием источников [33-35] и справочной литературы. Проектная производительность установки 43/102 2 блок по сырью 435,2 тысяч тонн/год. Число рабочих дней по проекту – 320 суток. Проведем расчет на увеличение производительности на 14,0 %.

Плотность сырья

$\rho_{сырья}$=900 кг/м^3 (по заводским данным).

Производительность по заданию на 14 % выше проектной производительности.

Реактор – аппарат вертикальный цилиндрический со сферическими днищами

Диаметр	3 900 мм
Высота	16 350 мм
Объем	167м^3
Толщина	14 мм
Давление	1,0 кгс/см^2
Температура	530 ^{o}C
Объем реакционной зоны	32 м^3

Рассчитываем материальный баланс установки с учетом увеличения проектной производительности по сырью. Материальный баланс установки 43/102 приведен в таблице 3.1.

Таблица 3.1. Материальный баланс технологической установки 43/102 2 блок с учетом увеличенной производительности на 14,0 %

Взято на переработку					**Получено**				
Наименованние	отбор, %	т/год	т/сут.	кг/час.	Наименование	отбор, %	т/год	т/сут	кг/ч
Прямогонное диз. топливо	57,7	286265,86	917,52	38229,95	Бензин нестабильный	27,30	135442,94	434,11	18088,00
Легкий вакуумный газойль	9,8	48620,544	155,84	6493,13	Газойль легкий	40,20	199443,46	639,24	26635,08
					Сумма светлых	67,50	334886,4	1073,35	44723,08
Остаток ЛГК (гидроочищенный)	32,50	161241,60	516,80	21533,33	Газойль тяжелый	21,30	105675,26	338,70	14112,62
					Жирный газ	8,10	40186,36	128,80	5366,77
					Кокс	1,80	8930,30	28,62	1192,62
					Потери	1,30	6449,66	20,67	861,33
ИТОГО	**100,0**	**496128,00**	**1590,15**	**66256,41**	**ИТОГО**	**100,0**	**496128,0**	**1590,15**	**66256,41**

Объемную скорость подачи сырья определим по формуле:

$$V_0 = \frac{V_з}{V_{кат}}, \text{ ч}^{-1};$$

где $V_{кат}$ – объем катализатора, находящегося в реакционной зоне, м^3, по заводским данным он составляет 32,0 м^3.

$$V_0 = \frac{73,6}{32} = 2,30 \text{ ч}^{-1}.$$

Определим количество катализатора, входящего и уходящего из реактора.

Качество регенерированного катализатора, поступающего в реактор с содержанием кокса 0,2 %, складывается из количества свежего катализатора $G_ч$ и кокса $G_к$, находящегося на его поверхности:

$G_р = G_ч + G_к$

Количество регенерированного катализатора $G_р$ при циркуляции известно 84420 кг/ч.

Количество кокса на нем определим:

$$G_к = (84420 * 0,2)/100 = 168,8 \text{ кг/ч}$$

Таким образом, $G_ч = 84420-168,8 = 84251, 2$ кг/ч.

Определяем объем и массу слоя катализатора в реакторе.

$$V_{кр} = \frac{V}{w} = \frac{73,6}{4} = 18,4 \text{ м}^3$$

$G_{rh} = V_{кр} * P_{нас.} = 18,4 * 700 = 12880$ кг.

Определяем массу циркулирующего катализатора.

$$G_{КЦ} = \frac{(G_с * X_k)}{X'' k} = \frac{66256,41 * 4,76}{4} = 78845,12 \text{ кг.}$$

Находим продолжительность пребывания катализатора в реакторе.

$$T = \frac{G_{kp} * 60}{G_{kц}} = \frac{12880 * 60}{78845,12} = 9,8 \text{ мин}$$

Определяем высоту слоя катализатора в реакторе:

$H_к = 60*T * U = 60 * 9,8 * 0,008 = 4,7$ м.

3.2 Технологический расчет реактора

Для расчета реактора нужны данные из технологического регламента:

Условия крекинга; t °C - 460 - 480

Объемная скорость; τ^{-1} – 1,6.

Кратность циркуляции катализатора и сырья - 4,5:1

Таблица 3.2 - Характеристика сырья и продуктов

Наименование	ρ_4^{20}	Мол. Вес
Сырье	0,900	270
Газ	-	43
Бензин	0,770	131
Легкий каталитический газойль	0,879	359
Тяжелый каталитический газойль	0,906	333

Таблица 3.3 - Характеристика газов крекинга

Состав газа	% объем	Мольный состав	M_i	$M_i \cdot y_i$
CH_4	13,5	0,135	16	2,16
$C_2H_{4/6}$	14		29	4,06
$C_3H_{6/8}$	34,5	0,14	43	14,8
n,i-C_4H_8	20	0,345	56	11,2
n,i-C_4H_{10}	18		58	10,44
		0,2		
		0,18		
ИТОГО	100	1		43

Характеристика катализатора.

Насыпная плотность	940	кг/м^3
Средний диаметр частиц	3,5	Мм
Теплоёмкость	0,2	ккал/кг
Доля отгона сырья в этих условиях	0,9	Е

Расход водяного пара 800 кг/час

Определяем количество катализатора, необходимого на переработку 66356,41 тонну сырья:

$G_{k=}K_y \cdot C_c$= 4,7 * 66256,41= 311405,12 кг/час

Количество кокса из таблицы материального баланса:

$G_{кокса}$ = 1192,62 кг/час.

Определяем массовую кратность циркуляции катализатора по формуле:

$$n = \frac{G_P}{G_c} = \frac{61,4}{50,4} = 1,$$

n – массовая кратность циркуляции катализатора, т/г,

G_p –количество регенерируемого катализатора, поступающего в реактор, кг/т.

G_c- количество сырья, поступающего в реактор, т/ч.

Определяем время пребывания катализатора в зоне реакции по формуле:

$t_{кат.} = [(V_{кат.} y_{кат.}) : G_p]* 60$

где $t_{кат.}$ - время пребывания катализатора в реакционной зоне мин.;

$y_{кат.}$ – насыпной вес (1,015 т/м);

$V_{кат.}$ – объем катализатора в зоне реакции, равный объему реакционной зоны 26,24 м^2.

G_p – количество регенерированного катализатора, поступающего в ректор, т/ч.

$t_{кат.}$ = [(26,24*1,015)/80]*60 = 19,97 мин.

Объем холодного сырья:

$$V_c = \frac{G_c}{\rho_c} = \frac{66256,4}{900} = 73,61 м^3/ч$$

Необходимый объем реакционного пространства:

$$V_P = \frac{Vc}{\nu} = \frac{73,61 м^3/ч}{1,6 ч^{-1}} = 46,01 м^3$$

Объем циркулирующего катализатора:

$$V_c = \frac{G_K}{g_H} = \frac{139387,5}{750} = 186 м^3/ч$$

Объем паров на выходе из реакционной зоны реактора:

$$V_н = \left(\frac{Z}{18} + \frac{G_г}{M_г} + \frac{G_б}{M_б} + \frac{G_{л.г.}}{M_{л.г.}} + \frac{G_{т.г.}}{M_{т.г.}} \right) \frac{22,4 T \pi_0}{273 \pi} =$$

$$= \left(\frac{1200}{18} + \frac{5366,77}{43} + \frac{23537,1}{131} + \frac{26635,08}{259} + \frac{14112,62}{333} \right) \frac{22,4 \cdot 753}{273 \cdot 1,47} =$$

$$= (66,6 + 159,79 + 179,67 + 38,7 + 102,83) \frac{16867}{401} = 525,9 \cdot 42 = 22087,8 \ м^3/ч$$

Линейная скорость движения катализатора:

$$\omega_K = \frac{V_K}{3600 S} = \frac{220,9}{3600 \cdot 11,9} = 0,00523 \ м/сек$$

Сечение:

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 3,9^2}{4} = 11,9 \ м^2$$

Высота рабочей зоны реактора:

$$H = \frac{V_P}{S} = \frac{35}{11,9} = 3 \ м$$

Время пребывания катализатора в зоне реакции:

$$ч_к = \frac{V_p}{Vн} = \frac{35 \cdot 60}{220,9} = 9,6 \ мин$$

Пористость слоя катализатора при кажущейся плотности Q_k=1150 кг/м^3:

$$\lambda = 1 - \frac{Q_H}{Q_k} = 1 - \frac{920}{1150} = 0,2$$

Объем паров сырья в верхней части реактора:

$$V_в = \left(\frac{Z}{18} + \frac{G_c}{M_c} \right) \frac{22,4 \cdot T \pi_0}{233 \pi} = \left(\left(\frac{1200}{18} + \frac{66256,41}{270} \right) \frac{22,4 \cdot 792}{285 \cdot 1,77} \right) = 10972,3 м^3/ч$$

Средний объем паров:

$$V = \frac{V_и + V_н}{2} = \frac{10972,3 + 11160}{2} = 11066 \ м^3/ч$$

Условное время пребывания паров в реакционной зоне определяется по формуле :

$$\tau_n = \frac{3600 \cdot V_p \cdot \lambda}{V} = \frac{3600 \cdot 35 \cdot 0{,}2}{11066} = 2{,}27\ сек$$

где V_p – общий объем реакционной зоны ($м^3$),

V – средний объем реагирующих веществ ($м^3/ч$)

λ – пористость слоя катализатора

Условное время пребывания паров в реакционной зоне реактора находится в допустимых пределах.

Проектная производительность реактора 30 – 63 $м^3/ч$.

Вывод: температура катализатора на входе в реактор Р- 1 – $501{,}4^0$ С , по регламенту 500 – 670^0С, т.е. находится в допустимых пределах. Проектная производительность реактора 30 – 63 $м^3/ч$., согласно расчета она составляет – 46,1 $м^3/$, следовательно, реактор Р-1 с повышенной производительностью справится.

3.3 Тепловой баланс реактора

Количество тела, входящее в реактор:

1) с катализатором:

$$G_k \cdot C_k \cdot t_k = 311405{,}12 * 0{,}23 * t_r = 66256{,}41 * t_к$$

2) с сырьём:

$G_c[eI_c+(1\text{-}e)i_c] = 66256{,}41 * [0{,}9 * 343{,}22+0{,}1 * 302{,}49] = 66256{,}41 * 339{,}15 = 22470861{,}45$ ккал/ч

3) с водяным паром:Z [Iн +C (tп- tн)]

Z = 1200 * [637,8+ 0,5(470- 96)] = 989760 ккал/ч

Количество тепла, вводимое в реактор:

$66256{,}41 * t_{кат.} + 22470861{,}45 + 989760 + 2650256{,}40 = 66256{,}41 * t_{кат} + 26110877{,}85$

Выходит:

1) с катализатором и коксом:

$(G_r + \Delta g)\ C_k \cdot t_k = (283050+1688) * 0{,}23 * 450 = 29470383$ ккал/ч

2) с жирным газом:

$G_г I_г$= 5366,77 т * 380= 2039372,:6 ккал/ч

3) с бензином:

$G_б I_б$= 18088,0 * 338 ≈ 6113744 ккал/ч

4) с легким газойлем:

$G_{л.г.} I_{л.г}$=26635,08 * 325 =8656401 ккал/ч

5) с тяжелым газойлем:

$G_{т.г.} I_{т.г}$=14112,62 * 322 =4 544263,64 ккал/ч

6) с водяным паром:

800 * [630,3+ 0,5(470- 78)] = 661040 ккал/ч

7) тепловой эффект реакции:

$G_{с*} q_р$ = 66256,4 * 40 ккал/кг = 2 650 256,40 ккал/ч,

где $q_р$ – тепловой эффект реакции

2650256,40 ккал/ч

8) потери тепла в окружающую среду:

тепловой эффект реакции 2650256,40 ккал/ч

потери тепла в окружающую среду:

2650256,40 – 100 %

х ккал/ч – 1,5 %

х = 176683,76 ккал/ч

Из равенства прихода и расхода тепла находим температуру входящего катализатора:

23460621,45+66256,41*$t_{кат.}$=29470383+6113744,0+8656401+ 2039272,60 + 4544263,64 + 661040 + 176683,76 + 2650256,40 = 33220964,8 : 66256,41 = 501,4^0 С

Температура катализатора на выходе из регенератора – 500 – 670^{0}С, процесс каталитического крекинга протекает в интервале температур: 460 – 480^{0}С.

Рассчитанная температура катализатора на входе в реактор Р-1 находится в допустимых температурных пределах.

Тепловой баланс реактора прмведен в таблице 3.4.

Вывод: температура катализатора на входе в реактор Р- 1 – 501,4^0 С , по регламенту 500 – 670^{0}С, т.е. находится в допустимых пределах.

Таблица 3.4 - Тепловой баланс реактора Р – 1

Приход тепла					**Расход тепла**				
Наименование	t,℃	Кол-во, кал/ч	эЭтальпия	Q, кВт	Наименование	t,℃	Кол-во, ккал/ч	Энтальпия	Q, кВт
С катализатором	465,6	30851522	12204	46649	С катализатором и коксом	450	29470383	488	26555
					С продуктами крекинга, в том числе				
С сырьем	480	22470861	583	35667	С бензином нестабильным	460	6113744	1016	7070
С водяным паром	460	989760	956	11476	С легким газойлем	460	8656401	1104	7080
					С жирным газом		2650256	2585	14 959
					С тяжелым газойлем	460	4544263	1997	24046
					С водяным паром	460	661040	630	8348
					Потери		176683		767
					Тепловой эффект реакции		2039373		4967
ИТОГО		**54312143**		**93792**	**ИТОГО**		**54312143**		**93792**

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Актуальность темы выпускной квалификационной работы обусловлена необходимостью увеличения выпуска высокооктанового бензина.

Приведены данные по каталитического.

Описаны современные катализаторы каталического крекинга. Показано, что отечественные цеолитсодержащие катализаторы не уступают по качеству и эффективности зарубежным катализаторам.

Даны схемы и оборудование для осуществления каталитического крекинга. Выбранная схема каталитического крекинга движущимся крупногранулированного отвечает современным требованиям.

Проведен патентный поиск, который показал актуальность разработок по повышению эффективности процесса каталитического крекинга.

Исследования направлены на разработку новых катализаторов с целью увеличения каталитической активности катализатора, повышения селективности процесса и выхода продукта или на модернизацию внутреннего устройства реактора крекинга с целью повышения производительности установок.

Приведены количественно-технологические параметры и готовой продукции.

Описана технологическая схема каталитического крекинга АО «Сызранский нефтеперерабатывающий завод», взятая за основу для дальнейшего совершенствовангия.

Предложены технологические решения по повышению эффективности работы установки. Применение более эффективного катализатора и установка усовершенствованного распределительного устройства подачи катализатора позволяет увеличить производительность установки.

Проведен расчет материальрого баланса на увеличенную на 14% производительность по сырью.

Технологический расчет реактора доказал, что существующая установка справится с увеличенной производительностью

Тепловой баланс реактора подтвердил возможность работы установки на повышенной производительности.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1 Официальный сайт Министерства энергетики Российской https://minenergo.gov.ru/

2 сайт Аналитического центра при Правительстве Федерации: http://ac.gov.ru/

3 Официальный сайт Федеральной службы государственной статистики Российской Федерации: http://www.gks.ru/

4 Энергетическая до 2030

5 Анализ рынка в

6 Новак Итоги работы ТЭК в году. на среднесрочную 13 2015 г.

7 Галлеев Р. Г. В. А., А. М. О российской // Мир нефтепродуктов — — № 2. — с.

8 Капустин В. М. Роль компаний в нефтеперерабатывающих // Мир — — № 7. — с. 18—20.

9 Современные технологии топлив / В. Г., Н. Л, Башкирцева Н. Ю., Абдуллин А. И. Казань 2009. 328 с.

10 Refining Processes // Hydrocarbon , Сайт: Instrumentation & Maintenance Systems

11 Refining // Hydrocarbon Processing, 2008, Hydrocarbon

12 Хавкин //Глубокая переработка нефти: технологический и аспекты. – – – 384с.

13 Капустин Технология переработки нефти. Ч.2. – – М.: , год – 334с.

14 на НПЗ в Бургасе «ЛУКОЙЛу» в млрд., Сайт: и обзоры нефтегазохимической RCC.ru

15 Ахметов А.С. Технология глубокой переработки нефти и газа: учебное пособие для вузов. – Уфа: Гилем, 2002.- 672 с.

16 Е.В. нефти и газа. Часть 2. и переработка углеводородных газов. 3-е изд., пер. и Москва: 1980. — 328 с.

17 Катализаторы и нефти. М.: 2010. — 398 с.

18 Гильмутдинов А.Т., Хисамова Л.З. Обзор современных катализаторов, используемых в процессе каталитического крекинга.// Вопросы науки и образования. Химическая технология. Химическая промышленность. – 2019. – С.10-15.

19 Доронин В.П., Липин П.В., Потапенко О.В., Сорокина Т.П., Короткова Н.В., Горденко В.И. Перспективные разработки: катализаторы крекинга и добавки к ним. Катализ в промышленности. 2014, №5. – С. 82-87.

20. Xue N, Chen X. Understanding the enhancement of catalytic performance for olefin cracking: hydrothermally stable acids in P/HZSM-5. // Journal of Catalysis. – 2007. - V. 24 - №8 P. 8.

21. Rahimi N, Karimzadeh R. Catalytic cracking of hydrocarbons over modified ZSM-5 zeolited to produce light olefins: a review. // Applied Catalysis A: General. – 2011. – V. 39 - №:11 P. 17.

22. Salmasi M, Fatemi Sh, Taheri A. Improvement of light olefins selectivity and catalyst lifetime in MTO reaction; using Ni and Mg-modified SAPO-34 synthesized by combination of two templates. // Journal of Industrial Engineering Chemistry. – 2011. – V. 17 - №7 P. 61.

23 А.В., Е.М. Теоретические основы переработки и Учебное пособие. – Томск: ТПУ, 2009. – 146 с.

24 Н.М. Часть 1. процессы. Учебное пособие. - Москва, МИТХТ им. 2004. – 64 с.

25 В.А., Ал., Пимерзин изомеризация легких углеводородов и легких бензиновых фракций. — Самар.гос.техн .ун-т, 2016. — 55 с.

26 Патент РФ № 2412231. Способ каталитического крекинга углеводородного сырья и устройство для его осуществления. Соляр Б.З., Глазов Л. Ш., Климцева Е. А. и др. . Публ. 20.02.2011.

27 Патент РФ № 2458102. Способ каталитического крекинга углеводородного сырья. Князьков А.Л., Никитин А. А., Карасев Е. Н. и др./ ОАО "Славнефть-Ярославнефтеоргсинтез". Публ.10.08.2012.

28 Патент РФ № 25116847. Каталитическая добавка для повышения октанового числа бензина каталитического крекинга и способ ее приготовления. Глазов А. В., Дмитриченко О.И., Короткова Н.В./ ОАО "Газпромнефть-Омский НПЗ". Публ. 20.05.2014.

29 Патент РФ №2517171. Шариковый катализатор крекинга "адамант" и способ его приготовления. Бодрый А. Б., Усманов И. Ф., Рахматуллин Э. М. и др./ ООО "Компания "Новые технологии". Публ. 27.05.2014.

30 Патент РФ № 2518119. Объединенный способ каталитического крекинга в псевдоожиженном слое катализатора для получения высококачественных углеводородных смесей в качестве топлива. Коломбо Даниеле, Моджи Альберто./Эни С.п.А. (IT). Публ. 10.06.2014

31 ТО ТР-0011-2016 ЮЛ-039. Технологический регламент АО «СНПЗ». Установка каталитичексого крекинга - 2 Блок цеха № 5. г.

32 Ершов Д.С., Хафизов А.Р., Мустафин И.А., Станкевич К.Е., Ганцев А.В., Сидоров Г.М. Современное состояние и тенденции развития процесса каталитического крекинга// Фундаментальные исследования. – 2017. – № 12-2. – С. 282-286.

33 С.Х., И.Г., Беляев оборудование нефтеперерабатывающих / . . ун-т – Пермь, 2010. – 117 с.

34 А.И., Трегубова И.А., Ю.К., и нефтеперерабатывающей и

35 Л.И., Наволокина Р.А., Данов Материальные процессов Химические процессы. Учеб. пособие для высших учебных заведений, обучающихся по направлению «Химическая — Нижний Нижегород . гос. . ун-т им. — 204 с.