



МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ  
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 НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ**  
**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 Васильевича

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

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
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

\_\_\_\_\_  
 (подпись) О. С. Авдякова  
 (И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

\_\_\_\_\_  
 (подпись) А.В. Капкаев  
 (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 применяемого 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 проверочный расчёт реактора.

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

## СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	4
1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ.....	6
1.1 Физико-химические основы процесса .....	6
1.2 Характеристика катализаторов крекинга... ..	8
1.3 Схемы и оборудование для осуществления каталитического крекинга .....	12
1.4 Патентный поиск.....	17
2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ.....	24
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции.....	24
2.2 Описание технологической схемы процесса.....	27
2.3 Аналитический контроль процесса каталитического крекинга.....	38
2.3 Технологические решения по повышению производительности установки	41
3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ.....	44
3.1 Материальный баланс реактора.....	44
3.2 Технологический расчет реактора.....	47
3.3 Тепловой баланс реактора.....	50
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	54
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ.....	56

## 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.

Актуальность выбранной темы подтверждается и следующими данными. Тяжелые нефтяные фракции являются одним из неизбежных побочных продуктов нефтеперерабатывающей промышленности, а их количество напрямую связано с глубиной первичной переработки нефти. В настоящее время из всего объема перерабатываемой в России нефти (279 млн. тонн в 2017 году) всего лишь около 40% перерабатывается в моторное топливо (бензин и дизельное топливо), а остальное составляют мазут различных марок (30%) и тяжелые нефтяные остатки (главным образом: гудрон, мазут, вакуумный газойль) [1-9]. Для сравнения, в западных странах и США в моторное топливо перерабатывается от 69 до 73% нефти, а глубина её переработки достигает 95%. Глубина переработки нефти в России составляет всего лишь 72,4% [2].

Основными методами переработки тяжелых остатков нефтепереработки являются процессы висбрекинга, гидрокрекинга, термического и каталитического крекинга, которые помимо переработки мазута и утилизации тяжелых продуктов нефтепереработки позволяют получать товарную продукцию – бензин и дизельное топливо.

Главным сдерживающим фактором широкого внедрения перечисленных процессов на Российских предприятиях является их большие капиталоемкость и энергоемкость, а также высокая стоимость. Например, технология переработки вакуумного газойля методом каталитического крекинга помимо основной стадии включает в себя две дополнительные стадии – гидроочистки от соединений серы исходного вакуумного газойля и продуктов его крекинга (бензиновой и дизельной фракций), – а процесс гидрокрекинга требует использования сложной технологии и высокого давления водорода (до 200 атм.) [10-13]. При этом финансовые затраты на строительство комплекса установки гидрокрекинга оцениваются в суммы более 1 млрд. долларов США [14].

По своим технико-экономическим параметрам процесс каталитического крекинга является более предпочтительным, поэтому и взят за основу разработки данной выпускной квалификационной работы. На основании вышепредставленных данных, определяющих актуальность теме ВКР , сформируем цель работы – обоснование возможности повышения производительности установки каталитического крекинга на базе существующей установки 43/102-2 Сызранского НПЗ. Для достижения поставленной цели необходимо выполнить ряд задач:

- выполнить аналитико-информационный обзор по теме,
- рассмотреть данные по физико-химическим основам процесса,
- дать характеристику сырья и готовой 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.

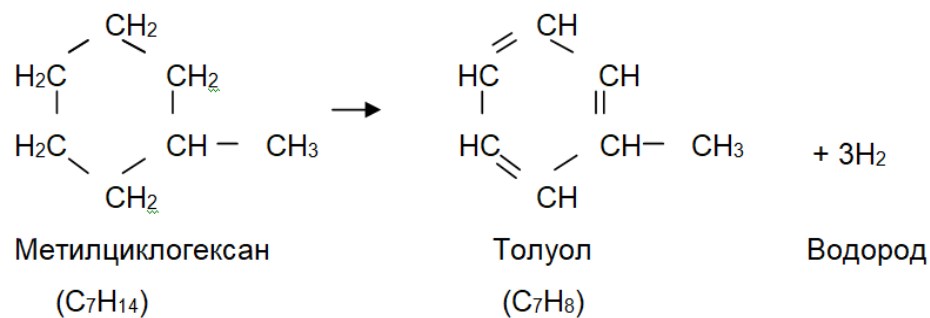
## 1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

### 1.1 Физико-химические основы процесса

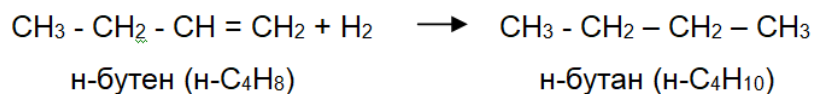
Назначение каталитического крекинга – производство с максимально возможным выходом высокооктанового бензина, легкого газойля, сжиженных газов. Получающийся в процессе тяжелый газойль, может использоваться в качестве компонента топочного мазута, а также как сырье для производства технического углерода или высококачественного электродного кокса.

При каталитическом крекинге протекают следующие основные и побочные реакции процесса [15,16].

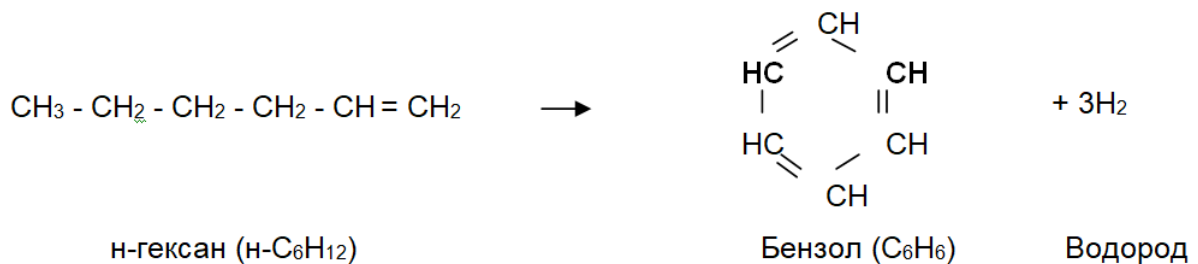
#### 1 Дегидрогенизация нафтеновых углеводородов:



#### 2 Гидрогенизация олефиновых углеводородов (насыщение водородом):

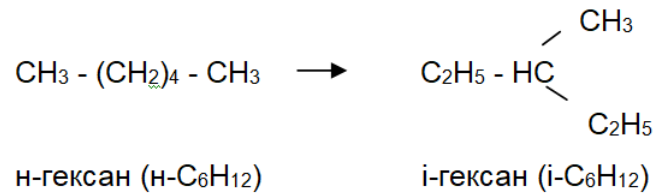


#### 3 Дегидроциклизация олефиновых углеводородов:

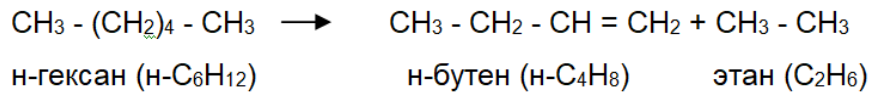




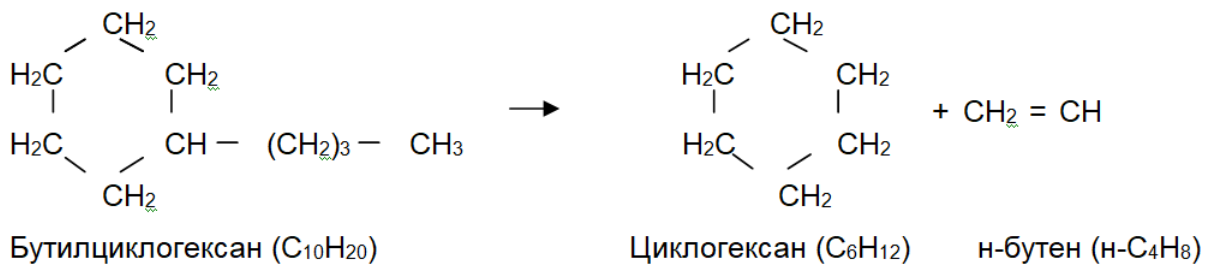
#### 4 Изомеризация парафиновых углеводородов:



#### 5 Крекинг парафиновых углеводородов:



#### 6 Крекинг боковых цепей циклических углеводородов:



Интенсивность протекания тех или других реакций определяет результирующий эндотермический тепловой эффект крекинга.

Скорость реакции крекинга и выход продуктов существенно меняются в зависимости от качества сырья, свойств катализатора, технологического режима, конструктивных особенностей реакционных аппаратов.

Каталитический крекинг протекает с поглощением тепла, которое называется теплотой реакции крекинга. Это тепло затрачивается на разрыв связей в молекулах. Дополнительное количество тепла требуется на нагрев сырья и его испарение до рабочей температуры крекинга. В результате протекающих при каталитическом крекинге разнообразных реакций получается большое число первоначально не содержащихся в сырье углеводородов.

При осуществлении реакций крекинга на катализаторах образуется углеродистый материал, называемый коксом, который не десорбируется с поверхности катализатора. Вследствие блокирования коксовыми отложениями активных центров катализатора крекинга активность

последнего снижается. Эта дезактивация является обратимой, так как после окислительной регенерации первоначальная активность практически полностью восстанавливается. При этом тепло регенерации полезно используется для обеспечения теплового баланса в системе. Также, образующейся при выводе из сырья избытка углерода водород полезен в реакциях H-переноса, тем самым увеличивая выхода бензина на сырье и повышения его химической стабильности.

## 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 способствует 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 DSP-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 псевдооживление, 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, РСZ, ССZ-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	ЕМКАТ-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 PЗЭ	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 <sup>3</sup>	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 решения в оформлении процесса каталитического крекинга отличаются способами контактирования сырья с катализатором. Первоначально крекинг проводили в стационарном слое катализатора в аппаратах периодического действия с циклическим режимом работы реактора и регенератора.

Согласно данным [15,16,23-25], современные промышленные установки каталитического крекинга, бывают следующих типов:

- с движущимся слоем крупногранулированного катализатора (средний размер частиц 2—5 мм);
- с псевдооживленным слоем порошкообразного катализатора (максимальный диаметр частиц 120—150 мкм);
- с реактором проточного (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 движущимся слоем катализатора составляло 600-1800 с, для установок с псевдооживленным слоем 90-180 с, то для лифтовых реакторов время сократилось до 2- 6 с.

При использовании активных цеолитсодержащих катализаторов в системах с псевдооживленным слоем значительная доля сырья крекируется в линии пневмотранспорта, еще не достигнув реакционной зоны. Применительно к этим новым катализаторам оказалось поэтому необходимым изменить и конструкцию реактора, заменив традиционный аппарат с псевдооживленным слоем на реактор лифтного типа. Такие установки стали преобладающими, тем более что реконструкция старых установок не представляла особых затруднений. Более сложным

оказалось применение цеолитных катализаторов в реакторах старого образца — с движущимся слоем крупногранулированных частиц; использование высокоактивных катализаторов дает и здесь определенный эффект, но не позволяет использовать все их возможности.

Основной технологический аппарат реакторного блока установки каталитического крекинга – реактор (рисунок 1). Различают установки по организации процесса: периодические (реакторы Гудри). Через нагретый стационарный слой катализатора пропускают сырье и после того, как он закоксуется реактор ставят на регенерацию; непрерывной регенерации. Из реактора выводится закоксованный катализатор, с поверхности которого выжигается кокс в отдельном аппарате и возвращается в реактор. После регенерации катализатор сильно нагрет, чего хватает для процесса крекинга, поэтому процесс каталитического крекинга не нуждается в подводе внешнего тепла.

Установки непрерывной регенерации подразделяются: реакторы с движущимся слоем катализатора; реакторы с кипящим слоем катализатора; реакторы с лифт-реактором; миллисеконд.

На данный момент наиболее совершенными являются лифт-реакторы. Так, выход бензина на них составляет 50-55% с октановым числом 91/92, тогда как у реакторов с кипящим слоем выход бензина 37% с октановым числом 90/91.

В реакторе можно выделить следующие зоны: зона воды и распределения сырья и катализатора, 3) реакционная зона, 2) сепарационная зона, 4) отпарная зона, 5) лифт-реактор

Реактор установки 43/102-2 имеет диаметр сепарационной зоны 7500 мм, отпарной зоны 3500 мм и лифт реактора 1000мм. Общая высота аппарата 61,5 м. Корпус аппарата изготовлен из стали 16ГС, внутренние устройства – из стали 08Х13. Корпус аппарата изнутри футерован слоем жаростойкого торкретбетона толщиной 150 мм. Данный ректор относится

к реакторам с непрерывной регенерацией катализатора, с лифт-реактором [15,16,23-25].

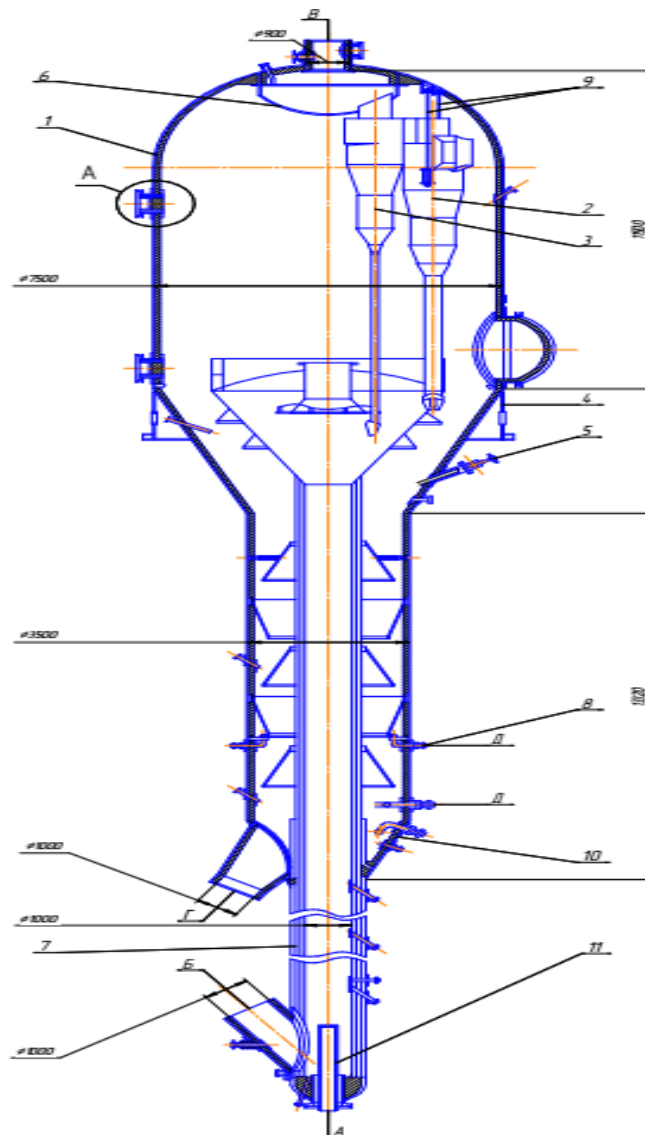


Рисунок 1 – Реактор каталитического крекинга

1 – корпус, 2 – циклон 1-й ступени; 3 – циклон 2-й ступени; 4 – опора; 5 – форсунка шламовая; 6 – камера сборная; 7 – ствол; 8 – коллектор ввода пара; 9 – тяга; 10 – конус; 11 – форсунка ввода сырья

Второй основной аппарат реакторного блока — регенератор. Регенератор имеет восемь зон; каждая зона состоит из желобов для ввода воздуха, коробов для вывода газа и размещенного между ними (начиная с третьей зоны) змеевика водяного охлаждения, входящего в систему котла-утилизатора. Катализатор проходит регенерационный объем так же,



как и в реакторе, с малой линейной скоростью; длительность регенерации от 60 до 80 мин.

Еще одним основным аппаратом на установках каталитического крекинга является топка под давлением — подогреватель воздуха (рисунок 2). В аппаратах такого типа топливо сжигают при давлении, превышающем атмосферное, так как уходящий поток инертного газа или подогретого воздуха должен преодолеть сопротивление слоя катализатора (подвергающегося транспортированию, нагреванию или регенерации), а также местные сопротивления линий пневмотранспорта, распределительных устройств регенератора и т.д.

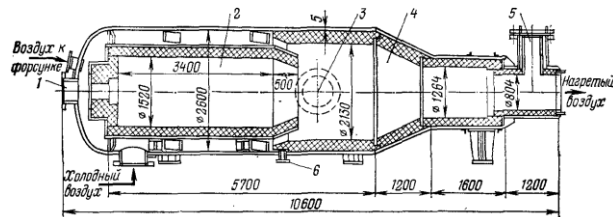


Рисунок 2 - Топка под давлением:

1 — штуцер для форсунки; 2 — камера горения; 3 — люк; 4 — камера смешения; 5 — штуцер для установки предохранительного клапана; 6 — дренажный штуцер

Если топка предназначена для производства инертного (не содержащего кислорода) газа, то топливо сжигают при расходе воздуха, близком к теоретическому; продукты сгорания смешиваются далее в камере смешения с основным потоком инертного газа, поступающим через штуцер в кольцевое пространство топки; в результате смешения вторичный поток нагревается до требуемой температуры. Если (как в процессе каталитического крекинга) топка служит для подогрева воздуха, то коэффициент его избытка в камере горения может быть принят более высоким, и дымовые газы, содержащие кислород, смешивают с подогреваемым воздухом. Корпус аппарата в целом и камеры горения изготовлен из углеродистой стали; стенки камер горения и смешения

выложены изнутри огнеупорным кирпичом. Снаружи аппарат покрыт теплоизоляцией.

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

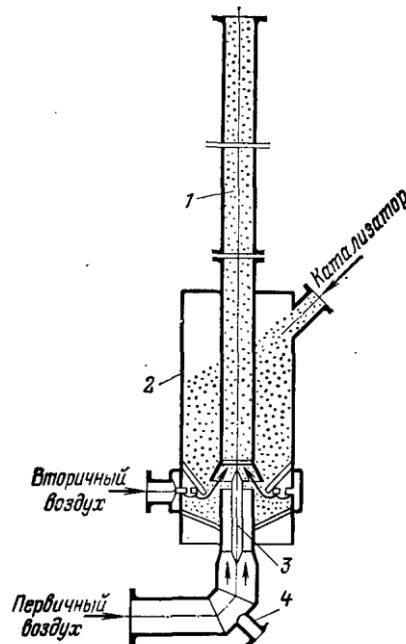


Рисунок – 3 Дозер крупногранулированного катализатора с пневматическим регулированием циркуляции:

1 – пневмоподъёмник: 2 – корпус: 3 – направляющие: 4 – дренажный штуцер.

Достоинством системы каталетического крекинга с крупногранулированным катализатором является равномерное контактирование всех катализаторных частиц с углеводородными парами в зоне реакции и с воздухом в зоне дегинирации что приводит к одинаковой закоксованности всей массе катализатора после реактора и к одинаковому содержанию остаточного кокса на катализаторе после регенирации. В результате продолжительного прибывания катализатора в реакторе и регенераторе температурный режим реакторного блока давольно стабилен и его регулирование облегчается.

Недостатком установок описанного типа являются ограниченные возможности системы пневмотранспорта крупногранулированного катализатора. Высокий удельный расход транспортирующего газа (не менее 1 кг на 20 кг катализатора) не позволяет иметь установок большой мощности: максимальная пропускная способность установок такого типа не превышает 4000-5000 т в сутки.

#### 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 псевдооживленного 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 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.
1	2	3	4
Совершенствование процесса каталитического 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	<p>Способ каталитического крекинга углеводородного сырья и устройство для его осуществления [26].</p> <p>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.</p> <p>Технический результат - улучшение селективности процесса по образованию кокса и сухого газа, увеличение выхода бензина.</p>

1	2	3	4
<p>Совершенствование процесса каталитического крекинга</p>	<p>РФ Патент № 2458102 МПК C10G11/18 C10G11/20</p>	<p>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</p>	<p>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.</p> <p>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<sub>1</sub>-C<sub>2</sub>, увеличение выхода сжиженного газа C<sub>3</sub>-C<sub>4</sub> и бензина, повышение производительности процесса по свежему сырью.</p>

1	2	3	4
<p>Совершенствование процесса каталитического крекинга</p>	<p>РФ Патент № 25116847 МПК B01J 29/40, B01J 21/16, B01J 21/12, B01J 37/04 C10G11/05</p>	<p>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</p>	<p>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.</p>

1	2	3	4
<p>Совершенствование процесса каталитического крекинга</p>	<p>РФ Патент №2517171 МПК B01J 21/04, B01J 21/16, B01J 29/16, B01J 35/08, B01J 37/00</p>	<p>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</p>	<p>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.</p>



1	2	3	4
<p>Совершенствование процесса каталитического крекинга</p>	<p>РФ Патент № 2518119 МПК В01J 21/12, В01J 23/40, В01J 29/70 С10G11/18 С10G65/02 С10G69/04</p>	<p>Коломбо Даниеле (ИТ) Моджи Альберто (ИТ) Компания Эни С.п.А. (ИТ) подача заявки: 28.01.2010 публикация патента: 10.06.2014</p>	<p>Объединенный способ каталитического крекинга в псевдооживленном слое катализатора для получения высококачественных углеводородных смесей в качестве топлива [30].</p> <p>Изобретение относится к объединенному способу, включающему стадию каталитического крекинга в псевдооживленном 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, подвергаются 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.</p> <p>Технический результат - получение высококачественных смесей углеводородов, увеличение конверсии.</p>

## 2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

### 2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Характеристика исходного сырья, материалов, реагентов, нефтепродуктов, готовой продукции, обращающихся в технологическом процессе представлена в таблице 2.1, на основании данных [31].

Таблица 2.1 - Характеристика исходного сырья, материалов, реагентов, нефтепродуктов, готовой продукции, обращающихся в технологическом процессе.

№ № п.п.	Наименование сырья, материалов, реагентов, катализаторов, полуфабрикатов, готовой продукции	Номер государственного или отраслевого стандарта, технических условий,	Показатели качества, подлежащие проверке	Норма по нормативному документу	Область применения готовой продукции
1	2	3	4	5	6
I Сырье					
1.	Сырье установки каталитического крекинга	СТО П1-02.02 СП-0247 ЮЛ-039	1. Фракционный состав, °С : до 360 °С перегоняется, % об, не более	13,0	
			2. Плотность при 20 (15) °С, кг/см <sup>3</sup> , не более	920 (924)	
			3. Содержание воды	отсутствие	
			4. Коксуемость по Конрадсону, % масс., не более	0,3	
			5. Цвет в единицах ЦНТ, не более	5,5	

1	2	3	4	5	6
1.1 Компоненты сырья					
1.1.	Топливо тяжелое дизельное прямогонное ЭЛОУ-АВТ-5	СТО П1-02.02 СП-0247 ЮЛ-039	1. Температура вспышки, определяемая в закрытом тигле, °С, не ниже	65	
			2. Цвет в единицах ЦНТ, не более	2,5	
1.2.	Легкий вакуумный газойль		1. Плотность при 20 (15) °С, кг/см <sup>3</sup> , не более	910 (914)	
			2. Фракционный состав, °С, температура начала перегонки, не ниже температура конца перегонки, не выше до 360 °С перегоняется, % об, не более ЭЛОУ-АВТ-5 ЭЛОУ-АВТ-6	260 540 10 5	
			3. Коксуемость по Конрадсону, % масс., не более	0,02	
			4. Цвет в единицах ЦНТ, не более	3,0	
			5. Содержание воды	Отсутствие	
1.3.	Гидроочищенный остаток ЛГК		1. Фракционный состав: начало кипения, °С до 360 °С выкипает, % об., не более	не нормируется 10	
			2. Цвет, единицы ЦНТ, не более	4,5	
			3. Плотность при 20 (15) °С, кг/см <sup>3</sup> , не более:	910 (914)	
		4. Коксуемость, % масс., не более	0,3		
		5. Содержание воды	отсутствие		
		6. Содержание ВКЦ	отсутствие		
		7. Содержание серы, % масс., не более	0,25		

№ № п.п.	Наименование сырья, материалов, реагентов, катализаторов, полуфабрикатов, готовой продукции	Номер государственного или отраслевого стандарта, технических условий,	Показатели качества, подлежащие проверке	Норма по нормативному документу	Область применения готовой продукции
1	2	3	4	5	6
<b>2. Готовая продукция</b>					
2.1	бензин нестабильный	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 °С, 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), °С, не ниже 2. Плотность при 20 (15) °С, кг/см <sup>3</sup> , 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 С <sub>5</sub> и выше, не более  % мас.	10 35	Сырье установки КАС

В настоящее время эксплуатируется катализатор «Адамант Экстра» Ишимбайского завода катализаторов, предлагаемый 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., не более	3	3
3. Химический состав, % масс.		
Na <sub>2</sub> O, не более	0,35	0,30
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> , не менее	40	40
RE <sub>2</sub> O <sub>3</sub> , 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/см <sup>3</sup> , не менее	0,80	0,90
7. Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /г, не менее	140	100
8. Объем пор по водопоглощению, см <sup>3</sup> /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 процесса

Согласно данным [31], установка каталитического крекинга 43/102-2 предназначена для получения высокооктанового бензина и дизельного топлива из вакуумного дистиллята в присутствии шарикового/таблетированного катализатора.

Получаемые при этом продукты используются:

- жирный газ в процессе компрессии, абсорбции, стабилизации на установке КАС;
- нестабильный бензин в процессе стабилизации на установке КАС;
- легкий газойль как компонент дизельного топлива, печного топлива, топлива судового маловязкого, мазута флотского Ф-5;
- тяжелый газойль как компонент мазута топочного и сырья установок термического крекинга.

Технический проект установки выполнен ВНИПИнефть ("Гипронефтезаводы").

Проектная производительность установки - 600 тыс. в год.

Число рабочих суток - 320.

Установка принята в эксплуатацию 30 июня 1963 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 антиэрозионное 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 антиэрозионным 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.

Установка с циркуляцией шарикового катализатора для каталитического крекинга дистиллятного сырья состоит из двух основных частей:

- нагревательно - фракционирующей части (НФЧ);
- реакторного блока (РБ);

Назначение нагревательно - фракционирующей части - нагрев, испарение и смешение исходного сырья с рециркулирующим каталитическим газойлем, разделение продуктов крекинга, включая конденсацию бензина и отделение жирного газа от нестабильного бензина

Назначение реакторного блока - непрерывная подача катализатора в реактор, осуществление реакций каталитического крекинга, пневмотранспорт и регенерация закоксованного катализатора.

На установке выполняются и другие операции: подогрев воздуха; продувка отработанного катализатора водяным паром; вывод мелочи из циркулирующей массы катализатора [31].

В качестве сырья каталитического крекинга используется вакуумный дистиллят первичной переработки нефти, гидроочищенный остаток легкого гидрокрекинга (ЛГК), а также смесь указанных нефтепродуктов.

Сырье насосом Н-1(Н-1а) подается через теплообменник легкого газойля Т-2а, Т-2, где нагревается до температуры 90-100° С, и поступает в теплообменники тяжелого газойля Т-3б, Т-3, Т-3в, Т-3а, Т-3аШ, где нагревается до 200-250 ° С, и далее двумя потокам, через клапаны регулятора расхода, поз.33,39, поступает в печь П-2.

Давление на выкиде насоса Н-1(Н-1а) регистрируется прибором, поз.36. Расход сырья на установку регулируется регулятором расхода, поз.34, клапан которого расположен на линии выкида насоса Н-1, Н-1а.

Расход сырья через печь (два потока) регулируются регуляторами расхода, клапаны которых расположены на линиях загрузки в печь.

В печи продукт проходит двумя самостоятельными потоками: секцию конвекции, подовый и потолочный экраны.

Пройдя по змеевикам печи, пары сырья, нагретые до температуры 460-490 °С, по трансферной линии, направляются, через узел ввода сырья и катализатора в реактор Р-1. В реакторе Р-1 пары сырья контактируют прямотоком с катализатором, который поступает из бункера Р-1а [31].

Температура выхода продукта из печи П-2 регулируется регуляторами температуры, поз.37, 31, клапаны которых установлены на линии топливного газа к печи по потокам. Температура на перевалах печи регулируется регуляторами температуры, поз 32, 38, клапаны которых установлены на линиях топливного газа (левая и правая сторона).

В реакционной зоне реактора Р-1, при контакте сырья и катализатора, происходят реакции каталитического крекинга.

Подвергшись конверсии в зоне реакции, нефтепродукты отбираются в специальном разделительном устройстве и по трубам отводятся в нижнюю зону для вывода из реактора Р-1. Отработанный катализатор отводится по другим трубам, при этом высота труб, опущенных к низу, регулирует уровень катализатора в зоне отпарки.

Из нижней части реактора Р-1 пары продуктов крекинга вместе с перегретым паром, подаваемым в зону отпарки реактора, через клапан регулятор расхода пара, поз.27, отводятся в низ ректификационной колонны К-1.

Катализатор, отведенный из зоны контакта, подвергается в разделительной зоне пропарке перегретым паром, проходит выравнивающие три тарелки и отводится к загрузочному устройству пневмотранспорта.



С верха колонны К-1 нестабильный бензин, газ, водяные пары конденсируются и охлаждаются в аппарате воздушного охлаждения АВЗ-1, 2, конденсаторе-холодильнике Т-8 и поступают в газосепаратор Е-1.

Давление в колонне К-1 регистрируется прибором, поз.52.

Температура верха колонны К-1 регулируется клапаном регулятора температуры, поз. 49, клапан которого установлен на линии орошения в колонну К-1.

Жирный газ из газосепаратора Е-1 поступает в дополнительный газосепаратор Е-1а, откуда направляется на установку КАС для очистки от сероводорода, компремирования, абсорбции и стабилизации бензина.

Имеется возможность сброса жирного газа в факельную систему завода. Сброс газа производится по линии низкого давления в факельную систему через клапан регулятора давления реактора Р-1, поз.23 [31].

Давление в газосепараторе Е-1а регулируется регулятором давления, поз.68, клапан которого расположен на линии сброса жирного газа из аппарата в линию низкого давления факельной системы завода.

Нестабильный бензин из газосепаратора Е-1 забирается насосом Н-5 (Н-6, Н-6а) и подается через холодильник Т-8а на орошение верха колонны К-1, а избыток через емкость Е-22, откачивается на установку КАС для стабилизации.

Уровень низа газосепаратора Е-1 регистрируется прибором, поз.69.

По мере появления уровня в газосепараторе Е-1а, нестабильный бензин периодически насосом Н-5 (Н-6, Н-6а), откачивается на установку КАС для стабилизации.

Уровень в газосепараторе Е-1а регистрируется прибором, поз.66.

Давление в газосепараторе Е-1а регулируется регулятором давления в емкости Е-1 на установке КАС, при повышении давления в системе более 0,6 избыток давления сбрасывается клапаном регулятором поз.68, в линию сброса жирного газа в линию низкого давления факельной системы завода.

Легкий газойль, отбираемый с 16-той тарелки колонны К-1, поступает в stripping К-2. Откуда насосом Н-3(Н-3а) через теплообменники Т-4, Т-2, Т-2а, воздушные холодильники АВГ-1,2, регулятор расхода, поз. 56, выводится в резервуары товарного парка или резервуарный парк установок гидроочистки дизельного топлива. Уровень в stripping К-2 регулируется регулятором уровня, поз. 58, клапан которого расположен на перетоке из колонны К-1 в отпарную колонну К-2. Предусмотрена схема подачи циркуляционного орошения части легкого газойля после теплообменника Т-2а [31].

Тяжелый газойль с низа колонны К-1, имеющий температуру 300-360 °С, поступает на прием насоса Н-2 (Н-2а, Н-4а) и прокачивается через теплообменники Т-3а (Ш), Т-3а, Т-3в, Т-3, Т-3б, где отдает свое тепло сырью. После группы теплообменников Т-3 часть тяжелого газойля через регулирующий клапан расхода колонны К-1, поз.51 направляется в колонну К-1, на 4-тую тарелку в качестве орошения низа колонны, а избыток через холодильник Т-6 и регулятор расхода тяжелого газойля, поз.57 в резервуарный парк ТСП.

Температура низа колонны К-1 регулируется регулятором температуры, поз. 55, клапан которого расположен на линии квенчинга в колонну К-1. Уровень низа колонны К-1 регистрируется прибором, поз.54 [31].

Отработанный катализатор из реактора Р-1, с температурой 380 °С - 470°С, через нижнее распределительное устройство поступает в дозер Р-6. Для предотвращения выноса нефтепродуктов с катализатором, в нижнюю часть реактора Р-1, через регулирующий клапан, поз.27, подается перегретый пар в количестве 800 - 2 000 кг/час. Давление в дозере Р-6 регулируется регулятором давления, поз.22, через клапан, расположенный на линии подачи вторичного воздуха в дозер Р-6.

Из дозера Р-6 катализатор, транспортируемый потоком горячего воздуха из топки П -3, подается в сепаратор Р-4. Освобожденный от

мелочи и пыли в сепараторе Р-4 катализатор по катализоропроводу направляется в бункер Р-2а, откуда через распредустройство поступает в регенератор Р-2 для выжигания кокса с поверхности катализатора. Для выжигания кокса в регенератор

Р-2 подается воздух из топки П-1. Температура воздуха на выходе из топки П-1 регулируется регулятором температуры, поз. 10, клапан которого расположен на линии жидкого топлива к топке П-1. Расход горячего воздуха регистрируется прибором, поз.13 [31].

Температура на выходе из топки П-3 регулируется регулятором температуры, клапан которого расположен на линии жидкого топлива к топке П-3. Расход горячего воздуха после топки П-3 в дозер Р-6 регулируется регулятором расхода, поз.20, клапан которого расположен на линии подачи первичного воздуха в дозер Р-6.

Избыток тепла при регенерации катализатора снимается циркулирующей в змеевиках регенератора водой.

Проходя регенератор, катализатор восстанавливает свою активность.

Регенерированный катализатор из регенератора Р-2, с температурой  $500^{\circ}\text{C}$  -  $720^{\circ}\text{C}$ , с дозагруженным свежим катализатором из емкости Е-8а, поступает в дозер Р-6а. Для транспортировки катализатора в дозер Р-6а через регулирующий клапан расхода, поз.16, подается горячий воздух из топки П-3а. Давление в дозере Р-6а регулируется регулятором давления, поз.19, клапан которого расположен на линии вторичного воздуха к дозеру Р-6а. Температура горячего воздуха на выходе из топки П-3а регулируется регулятором температуры, поз.11, клапан которого расположен на линии подачи топлива под давлением к топке П-3а.

Для поддержания равновесной активности катализатора система периодически пополняется свежим катализатором, предварительно нагретым в емкости свежего катализатора Е-8а.

Пыль из сепараторов Р-4, Р-4а и из Р-9, Р-9а поступает в емкость пыли Е-9, откуда периодически выгружается и вывозится с установки [31].

На рисунке 4 изображена технологическая схема установки каталитического крекинга. Поскольку блок ректификации почти одинаков для всех установок каталитического крекинга, остановимся только на ходе сырья и работе реакторного блока. Сырье (газойль) подают насосом Н-1 через серию теплообменников Т-1 и Т-2, обогреваемых соответственно легким и тяжелым газойлем каталитического крекинга, поступающими из ректификационной колонны К-1. Нагретое до 200—220°С сырье направляют в нагревательную трубчатую печь П-1, а оттуда в реактор Р-1. Пары продуктов крекинга выводятся в ректификационную колонну К-1, где разделяются на газобензиновый погон (уходящий сверху) и два газойлевых дистиллята. Отработанный катализатор ссыпается в дозер А-2 пневмоподъемника и поднимается в сепаратор С-3 потоком горячего воздуха из топки П-2 под давлением. Из сепаратора через дозер А-2 катализатор непрерывно поступает в регенератор Р-2 [15 – 31].

Регенерация происходит путем контакта медленно движущегося катализатора с воздухом, подаваемым воздуходувкой ПК-2 в восемь точек

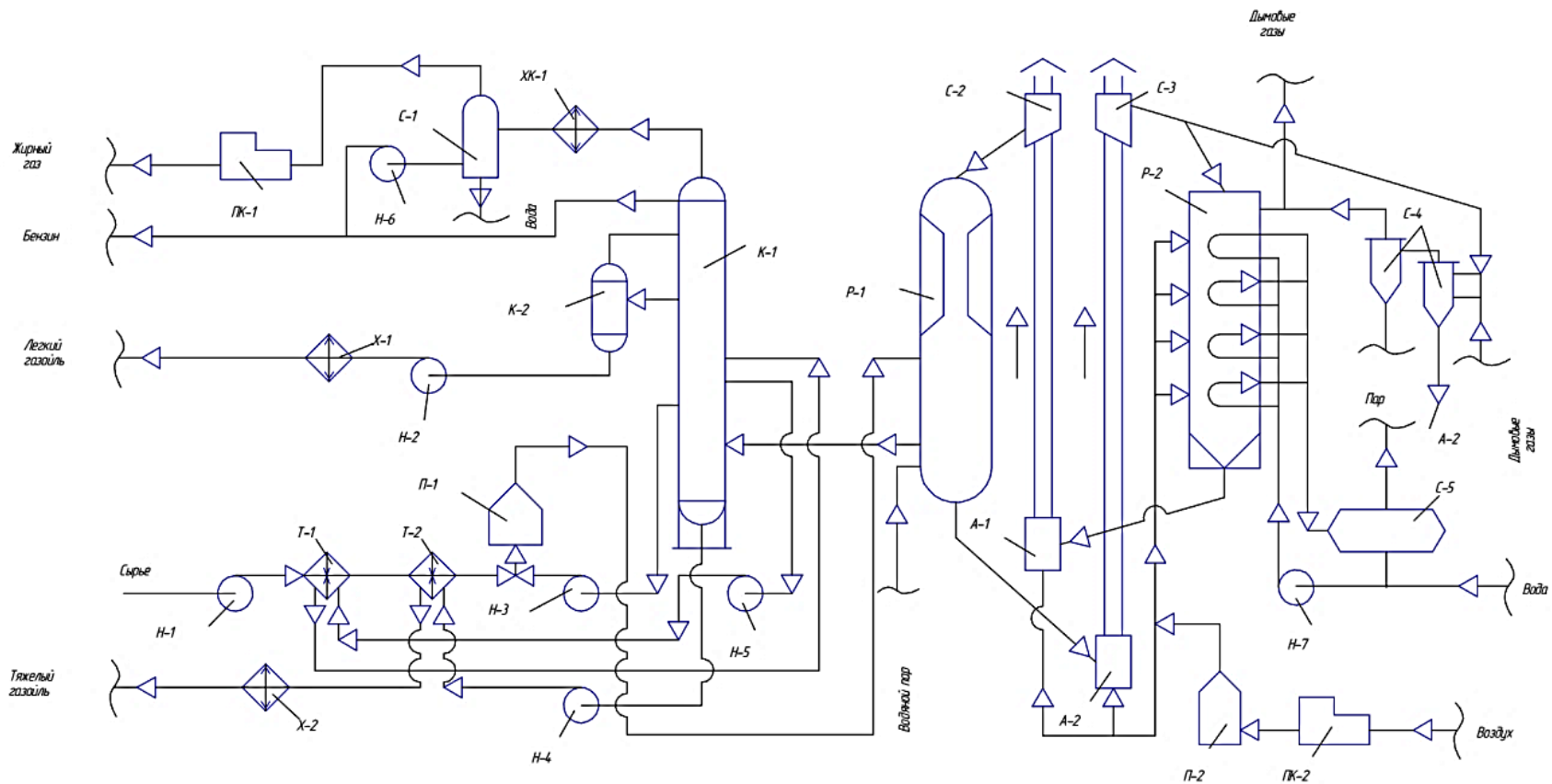


Рисунок 3 – Технологическая схема каталитического крекинга с движущимся слоем крупногранулированного катализатора:

Н-1 — Н-7 — насосы; Т-1, Т-2 — теплообменники; Р-1 — реактор; Р-2 — регенератор; С-2, С-3 — бункеры-сепараторы; А-1, А-2 — дозеры катализатора; К-1 — ректификационная колонна; К-2 — отпарная колонна; ХК-1 — холодильник-конденсатор; С-1 — газосепаратор; ПК-1 — газовый компрессор; ПК-2 — турбовоздуходувка; П-1 — трубчатая печь; П-2 — топка под давлением

по высоте регенератора. Продукты сгорания выводят с девяти сечений регенератора в дымовую трубу. Во избежание перегрева катализатора в секции регенератора (между коллекторами воздуха и дымовых газов) вмонтированы змеевики водяного охлаждения, объединенные в системе из котла-утилизатора С-5 и водяного насоса Н-7 [31].

Регенерированный катализатор попадает в дозер А-1, проходит через пневмоподъемник в потоке горячего воздуха, выходящего из топки П-2, и поступает в сепаратор С-2, а оттуда снова в реактор Р-1 через стояк, соединяющий реактор с бункером и являющийся затвором для углеводородной фазы реакционного объема.

Предусмотрена циркуляция некоторого количества катализатора через систему отвеивания пыли, образующейся при его истирании. Эта система состоит из отвеивателя, циклонного сепаратора С-4 и бункера для пыли. Регенерированный катализатор сыпается в реактор из бункера через стояк, причем реактор, бункер и стояк смонтированы в общем корпусе. Катализатор, перемещаясь по коническому переходу через переточные трубы, распределяется по сечению реактора. Перед пуском установки можно отрегулировать длину переточных труб в соответствии с заданным реакционным объемом, поскольку уровень катализатора совпадает с сечением среза труб. Сырье поступает в реактор в виде паров. В случае тяжелого сырья и, если оно испарено только частично, жидкую его часть распыляют через форсунку непосредственно на поверхность катализатора [31].

Прямоточное движение катализатора и сырья способствует быстрому нагреванию сырья до температуры реакции (в средней зоне реактора обычно поддерживают 440—460°C). Катализатор движется со скоростью 4—8 мм/с, что соответствует средней длительности пребывания его в реакторе 15—20 мин. Продукты крекинга уходят из реактора через серию патрубков 3, куда проникают через прорези, размещенные под колпаками, чтобы предотвратить попадание в них катализатора. Пары продуктов выходят из

реактора через штуцеры сборной камеры. Отработанный катализатор, отделившийся от основной массы углеводородных паров, высыпается через патрубки 5 и водяным паром, вводимым через распределительное устройство, отпаривается от механически увлеченных и адсорбированных нефтяных паров. Отпаренный катализатор стекает через сборные воронки распределителя, который должен обеспечивать равномерное поступательное частиц по высоте реактора и тем самым одинаковую срабатываемость всех порций катализатора [31].

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	м <sup>3</sup> /час	30	63
2	Расход пара в зону отпарки	кг/час	800	2000
3	Давление в реакционной зоне	кг/см <sup>2</sup>	0,2	0,69
4	Температура в зоне реакции (середина)	°С	430	485
5	Количество циркулирующего катализатора	т/час	55	100
6	Температура катализатора на выходе из реактора	°С	380	470
7	Температура катализатора на входе в реактор (на входе из регенератора)	°С	500	670

## 2.3 Аналитический контроль процесса каталитического крекинга

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

Таблица 2.3 - Аналитический контроль производства

№ № 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 <sup>3</sup>	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 °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, °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 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 <sup>3</sup>	2 раза в сутки
			Фракционный состав	ASTM D 1160	не нормируется	1 раз в декаду
			Температура	ГОСТ 4333	не ниже 110 °С	- " -



№ № 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
			вспышки			
			Содержание серы	ГОСТ Р 51947	не нормируется	- " -
			Содержание сероводорода	Методика Mobil MM 1404-85	не нормируется	- " -
2.4	Жирный газ	E-1a	Углеводородный состав	ГОСТ10679	содержание суммы бутиленов, не менее: 10 %масс.; содержание суммы C <sub>5</sub> 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	P-1,	Насыпная плотность	П1.02.03 СП -0199 ЮЛ 39	не нормируется	1 раз в сутки (средняя проба)
			Мелочь	ОСТ 38.01176	не нормируется	- " -
		P-2	Кокс	П1.02.03 СП -0199 ЮЛ 39	не более 0,6 % масс. после регенерации катализатора	- " -
4	Питательная вода	на входе в котел-утилизатор E-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 <sup>3</sup>	- " -
			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 <sup>3</sup>	- " -
			Содержание нефтепродукта	ОСТ 34.70-953.18-90	не более 1 мг/дм <sup>3</sup>	- " -
pH	Инструкция к прибору И-500	не менее 8,5	- " -			
5	Котловая вода	котел-утилизатор E-4	Солесодержание	Инструкция к прибору СКВ	2 500-2 000 мг/ дм <sup>3</sup>	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 %	- " -

№ № 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
6	Топливо газообразное	Е-6	1. Углеводородный состав	ГОСТ 10679	Содержание углеводородов суммы C <sub>5</sub> не более 2,4 % мас.	3 раза в месяц
			2. Плотность при 0 <sup>0</sup> С	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 аппаратного 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 катализатор 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 закоксованию 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.

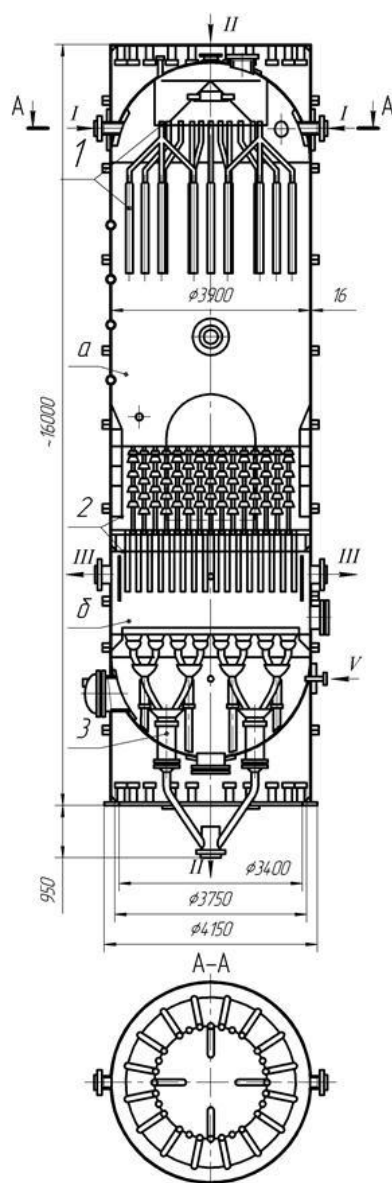


Рисунок 5 - Реактор каталитического крекинга с шариковым движущимся катализатором:

*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

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

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 <sup>3</sup>
Толщина	14 мм
Давление	1,0 кгс/см <sup>2</sup>
Температура	530 °С
Объем реакционной	32 м <sup>3</sup>

зоны

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				
Наименование	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	27,30	135442,94	434,11	18088,00
					нестабильный				
Легкий вакуумный газойль	9,8	48620,544	155,84	6493,13	Газойль легкий	40,20	199443,46	639,24	26635,08
					Сумма светлых				
Остаток ЛГК (гидроочищенный)	32,50	161241,60	516,80	21533,33	Газойль тяжелый	21,30	105675,26	338,70	14112,62
					Жирный газ				
					Кокс				
					Потери				
<b>ИТОГО</b>	<b>100,0</b>	<b>496128,00</b>	<b>1590,15</b>	<b>66256,41</b>	<b>ИТОГО</b>	<b>100,0</b>	<b>496128,0</b>	<b>1590,15</b>	<b>66256,41</b>

Объемную скорость подачи сырья определим по формуле:

$$V_0 = \frac{V_3}{V_{кат}}, \text{ ч}^{-1};$$

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

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

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:

$$G_p = G_ч + G_к$$

Количество регенерированного катализатора  $G_p$  при циркуляции известно  $84420 \text{ кг/ч}$ .

Количество кокса на нем определим:

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

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

Определяем объем и массу слоя катализатора в реакторе.

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

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

Определяем массу циркулирующего катализатора.

$$G_{кц} = \frac{(G_ч * X_k)}{X_k} = \frac{66256,41 * 4,76}{4} = 78845,12 \text{ кг}.$$

Находим продолжительность пребывания катализатора в реакторе.

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

$$G_{кц} = 78845,12$$

Определяем высоту слоя катализатора в реакторе:

$$H_k = 60 * T * U = 60 * 9,8 * 0,008 = 4,7 \text{ м}.$$



### 3.2 Технологический расчет реактора

Для расчета реактора нужны данные из технологического регламента:

Условия крекинга;  $t$  °С - 460 - 480

Объемная скорость;  $\tau^{-1}$  – 1,6.

Кратность циркуляции катализатора и сырья - 4,5:1

Таблица 3.2 - Характеристика сырья и продуктов

Наименование	$\rho_4^{20}$	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	Мо льный состав	$M_i$	$M_i \cdot y_i$
$CH_4$	13,5	0,13	16	2,16
$C_2H_{4/6}$	14	5	29	4,06
$C_3H_{6/8}$	34,5	0,14	43	14,8
n,i- $C_4H_8$	20	0,34	56	11,2
n,i- $C_4H_{10}$	18	5	58	10,44
		0,2		
		0,18		
ИТОГО	100	1		43

Характеристика катализатора.

Насыпная плотность	940	кг/м <sup>3</sup>
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:

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

Количество кокса из таблицы материального баланса:

$$G_{\text{кокса}} = 1192,62 \text{ кг/час.}$$

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/т,

$G_p$  – 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:

$$t_{\text{кат.}} = [(V_{\text{кат.}} \cdot \rho_{\text{кат.}}) : G_p] * 60$$

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

$\rho_{\text{кат.}}$  – насыпной вес (1,015 т/м<sup>3</sup>);

$V_{\text{кат.}}$  – объем катализатора в зоне реакции, равный объему реакционной зоны 26,24 м<sup>3</sup>.

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

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

Объем холодного сырья:

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

Необходимый объем реакционного пространства:

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

Объем циркулирующего катализатора:

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

Объем паров на выходе из реакционной зоны реактора:

$$\begin{aligned} V_H &= \left( \frac{Z}{18} + \frac{G_z}{M_z} + \frac{G_o}{M_o} + \frac{G_{л.з.}}{M_{л.з.}} + \frac{G_{м.з.}}{M_{м.з.}} \right) \frac{22,4 T \pi_0}{273 \pi} = \\ &= \left( \frac{1200}{18} + \frac{5366,77}{43} + \frac{23537,1}{131} + \frac{26635,08}{259} + \frac{14112,62}{333} \right) \frac{22,4 \cdot 753}{273 \cdot 1,47} = \\ &= 66,6 + 159,79 + 179,67 + 38,7 + 102,83 \cdot \frac{16867}{401} = 525,9 \cdot 42 = 22087,8 \text{ м}^3 / \text{ч} \end{aligned}$$

Линейная скорость движения катализатора:

$$\omega_k = \frac{V_k}{3600 S} = \frac{220,9}{3600 \cdot 11,9} = 0,00523 \text{ м / сек}$$

Сечение:

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

Высота рабочей зоны реактора:

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

Время пребывания катализатора в зоне реакции:

$$\tau_k = \frac{V_p}{V_H} = \frac{35 \cdot 60}{220,9} = 9,6 \text{ мин}$$

Пористость слоя катализатора при кажущейся плотности  $Q_k=1150$  кг/м<sup>3</sup>:

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

Объем паров сырья в верхней части реактора:

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

Средний объем паров:

$$V = \frac{V_u + V_n}{2} = \frac{10972,3 + 11160}{2} = 11066 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Условное время пребывания паров в реакционной зоне определяется по формуле :

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

где  $V_p$  – общий объем реакционной зоны ( $\text{м}^3$ ),

$V$  – средний объем реагирующих веществ ( $\text{м}^3/\text{ч}$ )

$\lambda$  – пористость слоя катализатора

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

Проектная производительность реактора 30 – 63  $\text{м}^3/\text{ч}$ .

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

### 3.3 Тепловой баланс реактора

Количество тела, входящее в реактор:

1) с катализатором:

$$G_k \cdot C_k \cdot t_k = 311405,12 \cdot 0,23 \cdot t_r = 66256,41 \cdot t_k$$

2) с сырьём:

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

3) с водяным паром:  $Z [I_n + C (t_n - t_n)]$

$$Z = 1200 \cdot [637,8 + 0,5(470 - 96)] = 989760 \text{ ккал/ч}$$

Количество тепла, вводимое в реактор:

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

Выходит:

1) с катализатором и коксом:

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

2) с жирным газом:

$$G_{rI} = 5366,77 \text{ т} \cdot 380 = 2039372,6 \text{ ккал/ч}$$

3) с бензином:

$$G_{bI_b} = 18088,0 \cdot 338 \approx 6113744 \text{ ккал/ч}$$

4) с легким газойлем:

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

5) с тяжелым газойлем:

$$G_{т.г.} I_{т.г.} = 14112,62 \cdot 322 = 4544263,64 \text{ ккал/ч}$$

б) с водяным паром:

$$800 \cdot [630,3 + 0,5(470 - 78)] = 661040 \text{ ккал/ч}$$

7) тепловой эффект реакции:

$$G_c \cdot q_p = 66256,4 \cdot 40 \text{ ккал/кг} = 2650256,40 \text{ ккал/ч},$$

где  $q_p$  – тепловой эффект реакции

$$2650256,40 \text{ ккал/ч}$$

8) потери тепла в окружающую среду:

тепловой эффект реакции 2650256,40 ккал/ч

потери тепла в окружающую среду:

$$2650256,40 - 100 \%$$

$$x \text{ ккал/ч} - 1,5 \%$$

$$x = 176683,76 \text{ ккал/ч}$$

Из равенства прихода и расхода тепла находим температуру входящего катализатора:

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

Температура катализатора на выходе из регенератора –  $500 - 670^{\circ}\text{C}$ , процесс каталитического крекинга протекает в интервале температур:  $460 - 480^{\circ}\text{C}$ .

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

Тепловой баланс реактора приведен в таблице 3.4.

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

Таблица 3.4 - Тепловой баланс реактора Р – 1

Приход тепла					Расход тепла				
Наименование	t, °C	Кол-во, ккал/ч	Энтальпия	Q, кВт	Наименование	t, °C	Кол-во, ккал/ч	Энтальпия	Q, кВт
С катализатором	465,6	30851522	12204	46649	С катализатором и коксом	450	29470383	488	26555
					<b>С продуктами крекинга, в том числе</b>				
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
<b>ИТОГО</b>		<b>54312143</b>		<b>93792</b>	<b>ИТОГО</b>		<b>54312143</b>		<b>93792</b>

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

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

Приведены данные по физико-химическим основам технологии каталитического.

Описаны современные катализаторы каталитического 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 с движущимся слоем 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 сырья и готовой продукции.

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

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 материального 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 Федерации: <https://minenergo.gov.ru/>
- 2 Официальный сайт Аналитического центра при Правительстве Российской Федерации: <http://ac.gov.ru/>
- 3 Официальный сайт Федеральной службы государственной статистики Российской Федерации: <http://www.gks.ru/>
- 4 Энергетическая стратегия России до 2030 года.
- 5 Анализ рынка мазута в России, Сайт: rbc.ru
- 6 Новак А.В. Итоги работы ТЭК России в 2014 году. Задачи на среднесрочную перспективу. 13 марта 2015 г.
- 7 Галлеев Р. Г. Хавкин В. А., Данилов А. М. О задачах российской нефтепереработки // Мир нефтепродуктов — 2009. — № 2. — с. 3—7.
- 8 Капустин В. М. Роль отечественных компаний в модернизации российских нефтеперерабатывающих заводов // Мир нефтепродуктов — 2007. — № 7. — с. 18—20.
- 9 Современные технологии производства компонентов моторных топлив / Козин В. Г., Солодова Н. Л., Башкирцева Н. Ю., Абдуллин А. И. Казань 2009. 328 с.
- 10 Refining Processes // Hydrocarbon Processing, 2004, Сайт: Analytical Instrumentation & Maintenance Systems
- 11 Refining Processes // Hydrocarbon Processing, 2008, Сайт: Hydrocarbon Processing
- 12 Каминский Э.Ф., Хавкин В.А. //Глубокая переработка нефти: технологический и экологический аспекты. – Москва: Техника. – 2001. – 384с.
- 13 Капустин В.М., Гуреев А.А. Технология переработки нефти. Ч.2. – Деструктивные процессы. – М.: КолосС, 2007 год – 334с.

- 14 Гидрокрекинг на НПЗ в Бургасе обойдется «ЛУКОЙЛу» в \$1,1 млрд., Сайт: Новости и обзоры нефтегазохимической отрасли RSC.ru
- 15 Ахметов А.С. Технология глубокой переработки нефти и газа: учебное пособие для вузов. – Уфа: Гилем, 2002.- 672 с.
- 16 Смидович Е.В. Технология переработки нефти и газа. Часть 2. Крекинг нефтяного сырья и переработка углеводородных газов. 3-е изд., пер. и доп.— Москва: Химия, 1980. — 328 с.
- 17 Алиев Р.Р. Катализаторы и процессы переработки 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 zeolite 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 Кравцов А.В., Ивашкина Е.Н., Юрьев Е.М. Теоретические основы каталитических процессов переработки нефти и газа. Учебное пособие. – Томск: ТПУ, 2009. – 146 с.

24 Лихтерова Н.М. Технология глубокой переработки нефти. Часть 1. Термокаталитические процессы. Учебное пособие. - Москва, МИТХТ им. М.В. Ломоносова, 2004. – 64 с.

25 Пильщиков В.А., Пимерзин Ал., Пимерзин А.А. Каталитическая изомеризация легких парафиновых углеводородов и легких бензиновых фракций. Учебно-методическое пособие. — Самара: 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 псевдооживленном слое катализатора для получения высококачественных углеводородных смесей в качестве топлива. Коломбо Даниеле, Моджи Альберто./Эни С.п.А. (ИТ). Публ. 10.06.2014

31 П1-02.02 ТО ТР-0011-2016 ЮЛ-039. Технологический регламент АО «СНПЗ». Установка каталитического крекинга 43/102 - 2 Блок цеха № 5. Сызрань 2016 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 Загидуллин С.Х., Ложкин И.Г., Беляев А.В. Основное технологическое оборудование нефтеперерабатывающих заводов: Учебное пособие / Перм. гос. техн. ун-т – Пермь, 2010. – 117 с.

34 Скобло А.И., Трегубова И.А., Молоканов Ю.К., Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности,

35 Абрамова, Л.И., Наволокина Р.А., Данов С.М. Материальные расчеты технологических процессов переработки природных энергоносителей. Химические процессы. Учеб. пособие для студентов высших учебных заведений, обучающихся по направлению подготовки «Химическая технология». — Нижний Новгород: Нижегород. гос. техн. ун-т им. Р.Е. Алексеева., 2015. — 204 с.