

**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН**

**Казахский национальный исследовательский технический университет
имени К.И. Сатпаева**

Институт химической и биологической инженерии

Кафедра химической технологии органических веществ и полимеров

Аугалиев Дияр Болатканович

**Проект установки каталического крекинга мощностью 1,5 млн. тонн в год с
оптимизацией технологического режима**

**ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА
к дипломному проекту**

специальность 5В072100 – Химическая технология органических веществ

Алматы 2019

КАЗАХСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ
ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ
УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ К.И. САТПАЕВА



ИНСТИТУТ ХИМИЧЕСКОЙ И
БИОЛОГИЧЕСКОЙ ИНЖЕНЕРИИ

КАФЕДРА ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ
ОРГАНИЧЕСКИХ ВЕЩЕСТВ И ПОЛИМЕРОВ

«Допущен к защите»

Заведующий кафедрой

Г.Ж.Елигбаева

ДИПЛОМНАЯ РАБОТА

на тему: «Проект установки каталитического крекинга мощностью 1,5 млн.
тонн в год с оптимизацией технологического режима»

по образовательной программе 5B072100 – Химическая технология
органических веществ

Выполнил выпускник

Аугалиев Д.Б.

Научный руководитель,
Доктор Ph.D.,
ассоц.профессор.

Хабиев А.Т.

Алматы 2019

РЕФЕРАТ

Работа содержит 42 страниц, 4 рисунков, , 19 таблицы и 29 источников.

Ключевые слова: каталический крекинг, катализатор крекинга, лифт реактор, регенерация катализатора.

Цель проекта заключается в разработке технологического процесса установки каталитического крекинга вакуумного газойля с расчетом материальных, тепловых потоков и расчетом основного и вспомогательного оборудования.

Использованные методы и аппаратуры: Практической базой для выполнения дипломного проекта установки каталитического крекинга вакуумного газойля принята действующая установка АО «Павлодарского нефтехимического завода».

Результаты работы: В проекте каталитического крекинга предлагаем использовать добавку к катализатору для удаления металлических загрязняющих примесей. Добавка представляет собой цеолит, пропитанный раствором соединений кальция и магния. Таким образом, образуется катализатор обладающий следующими свойствами: низкая плотность 0,50-0,1 г/см³, высокая пористость 0,70 см³/г, общая площадь поверхности 400 м²/г. Приготовленный таким способом катализатор способен избирательно абсорбировать загрязняющие примеси под воздействием пара и высокой температуры. Количество используемой добавки составляет примерно 5-30 % масс. от массы катализатора, что удешевляет процесс.

ABSTRACT

The work contains 42 pages, 4 figures, 19 tables and 29 sources.

Key words catalytic cracking, cracking catalyst, lift reactor, catalyst regeneration.

The aim of the work is to develop a process for the installation of catalytic cracking of vacuum gas oil with the calculation of material, heat flows and the calculation of the main and auxiliary equipment.

Used methods and equipment: the practical basis for the graduation project of a catalytic cracking unit for vacuum gas oil is the existing installation of Pavlodar Petrochemical Plant JSC.

Results: : in the project of catalytic cracking, we suggest using an additive to the catalyst to remove metal contaminants. The additive is a zeolite impregnated with a solution of calcium and magnesium compounds. Thus, a catalyst with the following properties is formed: low density 0.50-0.1 g / cm³, high porosity 0.70 cm³ / g, total surface area 400 m² / g. The catalyst prepared in this way is capable of selectively absorbing contaminants under the influence of steam and high temperature. The amount of the additive used is about 5-30% of the mass. by the mass of the catalyst, which reduces the cost of the process.

РЕФЕРАТ

Жұмыстың құрамында 42 бет, 4 сурет, 19 кесте және 29 дерек бар.

Негізгі сөздер: каталитикалық крекинг, крегинг катализаторы, лифт реактор, катализатордың қайта қалпына келуі.

Жұмыстың мақсаты Кatalитикалық крекинг қондырғының технологиялық режимімін оңтайландыру болып келеді.

Қолданылған әдістер мен аппаратуралар: Дипломдық жобаның практикалық нышаны болып, АО «Павлодар мұнайхимимиялық заводындағы» вакуумдық газойлдың катализикалық крекинг қондырғысы болып табылады.

Жұмыс нәтижелері: Металдық уландырғыш қоспаларды жою үшін, катализикалық крекинг қондырғысында катализаторға арнайы қоспа қосылады. Қоспа құрамы калций және магний қосылыстарға тұнықкан цеолит болып табылады. Соның салдарынан катализатор келесі қасиеттерге ие болады: төмен тығыздық $0,50\text{-}0,1 \text{ г}/\text{см}^3$, жоғары кеуектілікке $0,70 \text{ см}^3/\text{г}$, жалпы беттік ауданы $400 \text{ м}^2/\text{г}$. Осындай тәсілмен өндөлген катализатор ластаушы қоспаларды бу және жоғағы температура әсерінен абсорбциялана алады. Қолданылатын қоспаның көлемі шамамен катализатордың массасының 5-30 % құрайды.

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	7
1 Литературный обзор	8
2 Технологическая часть	11
2.1 Физико-химические основы процесса	11
2.2 Описание технологической схемы производства	15
3 Расчетная часть	17
3.1 Материальный баланс установки	17
3.2 Материальный баланс реактора	18
3.3 Тепловой баланс реактора	19
3.4 Тепловой баланс регенератора	21
4 Экономическая часть	22
4.1 Расчёт затрат на сырьё и энергоресурсы	22
4.2 Расчёт численности промышленно-производственного персонала	22
4.3 Расчет величины амортизационных отчислений	25
4.4 Расчет цеховых расходов	26
4.5 Расчет себестоимости продукции	27
4.6 Технико-экономические показатели	28
5 Охрана труда	30
6 Охрана окружающей среды	33
Заключение	35
Список использованных источников	36
Приложение	38

ВВЕДЕНИЕ

В дипломном проекте представлена установка каталитического крекинга мощностью 1,5 млн. тонн в год с использованием метода повышения активности отравленного катализатора.

Актуальность темы заключается в том, что в процессе каталитического крекинга вакуумного газойля используется способ повышения активности катализатора при использовании добавок, снижающих загрязнение катализатора металлами. Используемый в настоящее время катализатор отравляется ядами, в результате чего снижается его активность и как следствие – снижается выход продуктов крекинга. Поэтому используемого предлагаемого нами новшества повысит выход продукта в 1,5 раза и увеличит срок службы катализатора в 1,5 раза.

Цель дипломного проекта заключается в разработке технологического процесса установки каталитического крекинга вакуумного газойля с расчетом материальных, тепловых потоков и расчетом основного и вспомогательного оборудования.

Объектом дипломного проектирования является технологическая установка каталитического крекинга с использованием специальных добавок к катализатору, которые позволяют удалять отложения тяжелых металлов и кокса с его поверхности.

Каталитический крекинг является одним из важнейших процессов, обеспечивающих глубокую переработку нефти с получением продуктов меньшей молекулярной массы (компонентов высокооктановых бензинов, легкого газойля, углеводородных газов от пропановых до бутановых и др.). Основное достоинство процесса - большая эксплуатационная гибкость использования процесса в производстве, т.е. возможность перерабатывать практически любые нефтяные фракции в высококачественные продукты; сравнительная легкость совмещения с другими процессами, например, с алкилированием, гидрокрекингом, гидроочисткой, адсорбционной очисткой, деасфальтизацией и т.д.

Научная новизна проекта заключается в использовании специальной добавки к катализатору каталитического крекинга, позволяющей более свободно удалять отлагающиеся тяжелые металлы и кокс. Таким образом, увеличивается срок службы катализатора, повышается его активность и как следствие увеличивается выход и качество получаемых продуктов.

Практическая значимость проекта заключается в более глубокой переработке нефтяного сырья с получением высокооктановых бензинов и других дополнительных продуктов, используемых в органическом синтезе и других нефтехимических производствах.

Практической базой для выполнения дипломного проекта установки каталитического крекинга вакуумного газойля принята действующая установка АО «Павлодарского нефтехимического завода».

1 Литературный обзор

На ранних стадиях развития нефтеперерабатывающей промышленности потребности в автомобильном бензине росли быстрей, чем потребности в тяжелом жидкокомпоненте, и соответственно росло количество сырой нефти, которую нужно было превратить в бензин. Нефтепереработчикам стало ясно, что если производить прямогонный бензин в количестве, достаточном для удовлетворения потребности рынка, то рынок будет одновременно затоварен тяжелым топливом. Экономическим следствием сложившейся ситуации стал постоянный рост цен на бензин при падении цен на более тяжелые фракции.

Каталитический крекинг - термокатализитическая переработка нефтяного сырья с целью получения продуктов меньшей молекулярной массы - компонентов высокооктановых бензинов, легкого газоилья, углеводородных газов и др.

Процесс разработан так, чтобы особым образом содействовать протеканию крекинга. Задача состоит в том, чтобы превратить тяжелые фракции в бензин. В идеале температуры кипения продуктов крекинга должны лежать в интервале, соответствующем бензину, но технология не бывает идеальной. Во время работы установки происходит несколько процессов.

При каталитическом крекинге образуется значительное количество газа, богатого пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракциями (сырье для производства высокооктанового эфира - метилтретбутилового эфира, алкилата и других ценных компонентов моторного топлива). Установки каталитического крекинга являются так же поставщиком сырья для производства высококачественного кокса для завода технического углерода.

Процесс каталитического крекинга вакуумного газоилья в кипящем слое микросферического цеолитсодержащего алюмосиликатного катализатора является одним из наиболее крупнотоннажных процессов нефтепереработки и в значительной мере определяет технико-экономические показатели современного НПЗ топливного профиля. Этот процесс актуален ещё и потому, что, являясь вторичным, существенно влияет на глубину переработки нефти и позволяет получить суммарный выход светлых нефтепродуктов до 85-87% за счёт выработки компонентов высокооктанового бензина, дизельного топлива, бутан-бутиленовой и пропан-пропиленовой фракций, а также сухого газа (фр. C₁-C₂) используемого в качестве топлива для нужд НПЗ.

Отработанный катализатор непрерывно выводят из реакторов и подвергают регенерации путем выжига кокса в отдельном аппарате. Типичные для обеих модификаций процесса рабочие параметры: температура соответственно в реакторе и регенераторе от 450 до 520°C и от 650 до 750°C соответственно; давление до 0,4 МПа; время контакта углеводородного сырья с микросферическим катализатором около 3 секунд; объемная скорость подачи сырья для каталитического крекинга с шариковым

катализатором от 1 до 3 ч⁻¹; массовое соотношение катализатор:сырье, или кратность циркуляции катализатора, от 3:1 до 8:1; расход катализатора от 0,3 до 0,4 кг/т сырья

В качестве сырья в процессе каталитического крекинга в течение многих десятилетий традиционно использовали вакуумный дистиллят (газойль) широкого фракционного состава (350 - 500°C).

Количество и качество продуктов крекинга зависят от характера сырья, типа катализатора и технологического режима процесса. При этом влияние заданных параметров (давление, температуры нагрева сырья в трубчатой печи и реакторе, а также время контакта исходной фракции с катализатором) оценивают обычно по изменению степени превращения сырья. Выбор температуры определяется характеристиками катализатора и сырья и, прежде всего, временем их контакта, технологической схемой и назначением процесса, устройством реакторного блока. Повышение температуры способствует возрастанию глубины конверсии сырья, постепенному уменьшению выхода бензина, усилению коксообразования, а также увеличению степени ароматизации продуктов крекинга, что приводит к повышению октанового числа бензина и снижению цетанового числа компонентов дизельного топлива. Максимальный выход газоильевых фракций достигается при сравнительно низких температурах крекинга, бензина и углеводородов - при высоких.

Процесс проводят в лифт-реакторах, в которые сырье и катализатор обычно поступают снизу, а продукты вместе с катализатором удаляются сверху. Для обеспечения потока и равномерного перемешивания катализатор должен иметь малый размер частиц. Изготавливают микросферические частицы, средний диаметр которых составляет 60 мкм. Частицы размером до 40 и выше 105 мкм удаляют, так как слишком малые частицы будут уноситься из реактора, а крупные не обладают прочностью, достаточной для избежания истирания в потоке. За счет протекающих одновременно с крекингом процессов полимеризации образуется кокс и катализатор теряет активность, поэтому время пребывания в реакторе ограничено секундами. Для обеспечения максимального выхода целевых продуктов и минимального количества побочных, а также для достижения высоких технико-экономических показателей процесса, катализатор крекинга должен иметь следующие основные свойства:

- высокую активность, способствующую большей глубине превращения исходного сырья при прочих равных условиях;
- высокую селективность, которая оценивается способностью катализатора ускорять реакции получения бензина и снижать скорость побочных реакций: образования газа и кокса;
- стабильность активности, селективности и механических свойств катализатора в процессе эксплуатации особенно важна в системах с кипящим слоем катализатора, так как катализатор должен быть стойким к истиранию, растрескиванию и давлению вышележащих слоев, а также не

должен истирать аппаратуру;

– высокие регенерационные свойства, характеризующиеся способностью быстро и многократно восстанавливать свою активность и селективность при окислительной регенерации без нарушения поровой структуры и разрушения частиц.

Обратимыми ядами для алюмосиликатных катализаторов являются азотистые основания: они прочно адсорбируются на кислотных активных центрах и блокируют их. При одинаковых основных свойствах большее дезактивирующее действие на катализатор оказывают азотистые соединения большей молекулярной массы. После выжига кокса активность отравленного азотистыми основаниями катализатора полностью восстанавливается. Цеолитсодержащие катализаторы, благодаря молекулярно- ситовым свойствам, отравляются азотом в значительно меньшей степени, чем аморфные алюмосиликатные.

Металлоорганические соединения, содержащиеся преимущественно в высококипящих и особенно остаточных фракциях нефти, относят к необратимо дезактивирующему компонентам сырья крекинга. Блокируя активные центры катализатора, они отрицательно влияют не только на его активность, но и на селективность. Так, по мере увеличения содержания никеля и ванадия, являющихся, как известно, дегидрирующими металлами, интенсивно возрастает в продуктах крекинга выход водорода и сухих газов, а выход бензина существенно снижается.

Активным компонентом катализаторов крекинга является цеолит, который осуществляет вторичные катализические превращения углеводородов сырья с образованием конечных целевых продуктов.

Эффективность цеолитсодержащих катализаторов во многом объясняется их химическим составом и строением. Основными элементами структуры цеолитов, определяемыми типом исходного минерала, являются полости, соединенные между собой окнами и каналами. Обычно полости имеют больший диаметр, чем каналы (или окна). Пересеченные сети пор и полости способствуют лучшему диффузионному обмену между парами сырья и продуктами реакции. В ходе проведения патентного поиска был выявлен патент № 2376061, в котором предлагается в процессе катализического крекинга использовать добавку к катализатору для удаления металлических загрязняющих примесей. Добавка представляет собой цеолит, пропитанный раствором соединений кальция и магния. Таким образом, образуется катализатор обладающий следующими свойствами: низкая плотность 0,50-0,1 г/см³, высокая пористость 0,70 см³/г, общая площадь поверхности 400 м²/г. Приготовленный таким способом катализатор способен избирательно абсорбировать загрязняющие примеси под воздействием пара и высокой температуры. Количество используемой добавки составляет примерно 5-30 % масс. от массы катализатора, что удешевляет процесс.

2 Технологическая часть

2.1 Физико-химические основы процесса

При высокой температуре в присутствии катализаторов все классы углеводородов, содержащиеся в сырье, подвергаются изменениям.

Большинство из этих реакций в условиях крекинга протекает до определенного равновесного состояния.

Основные реакции крекинга эндотермичны (т.е. идут с поглощением тепла) и для проведения процесса надо затрачивать тепло. В случае очень глубокой конверсии процесс может идти с выделением тепла, что связано с преобладанием реакций перераспределения водорода, циклизации, полимеризации олефинов, алкилирования и других, которые являются экзотермическими (т.е. идут с выделением тепла).

Теплота каталитического крекинга в промышленных условиях обычно составляет 150-250 кДж/кг. Тепло, необходимое для осуществления крекинга, вносится в реактор циркулирующим в системе горячим катализатором.

Реакции протекают на разделе двух фаз: твёрдой (катализатор) и паровой или жидкой (сырьё); в этой связи решающее значение имеют структура и поверхность катализатора.

Процесс каталитического крекинга на катализаторе протекает постадийно. На первой стадии происходит диффузия сырья к поверхности катализатора, внешняя диффузия, далее идет процесс проникновения молекул сырья в поры катализатора (внутренняя диффузия). Попав к полостям активных центров, молекулы сырья удерживаются ими, образуя слой в котором и происходит химическая реакция.

Реакции крекинга катализируются твердыми кислотами, которыми являются алюмосиликаты, и протекают с образованием карбоний-ионов в качестве промежуточных частиц.

Карбоний-ионы образуются при гетеролитическом разрыве связи С-Н в молекуле углеводорода (рисунок 1)

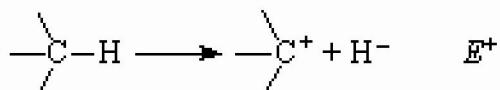


Рисунок 1. Гетеролитический разрыв связи

Затем неустойчивые ионы карбония стремятся перейти в более устойчивые формы.

Для ионов карбония наиболее характерны следующие превращения.

1. Перегруппировка атомов в молекуле с перемещением водорода или метильных групп, т.е., скелетная изомеризация, приводящая к образованию изомерного иона (рисунок 2).

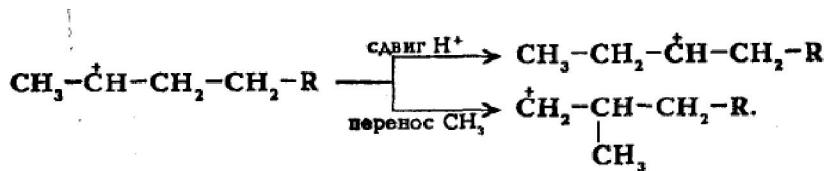


Рисунок 2. Перегруппировка атомов в молекуле с перемещением водорода или метильных групп.

2. Взаимодействие с нейтральными молекулами с образованием новых ионов карбония и новых молекул как предельных, так и непредельных.

Следовательно, ион карбония может либо отнимать протон от других молекул, либо передавать свой протон олефинам, превращаясь при этом в стабильный олефин.

3. Распад С-С-связи карбений иона является одной из наиболее важных целевых реакций, приводящих к образованию низкомолекулярных топливных фракций и C₃-C₄ углеводородов в газах каталитического крекинга.

Факторами процесса каталитического крекинга называются параметры технологического режима, которые определяют выход и качество получаемых продуктов, экономические показатели производства и его экологическую характеристику. Пределы их значений зафиксированы в технологическом регламенте установки. В процессе ее эксплуатации эти параметры поддерживаются на постоянном уровне при условии неизменного состава сырья и катализатора.

Основными факторами процесса являются:

- физико-химические свойства сырья,
- температура в реакторе
- кратность циркуляции катализатора
- давление в рабочей зоне реактора
- время контакта сырья с катализатором
- расход водяного пара в реактор
- рециркуляция газойля.

Температура в реакторе. В процессе каталитического крекинга основные химические реакции протекают с поглощением теплоты и по этой причине температура продуктов крекинга снижается по мере их продвижения от зоны контакта сырья с катализатором до выхода из реактора. Перепад температуры по высоте реактора может достигать 30-40°C. Ее значения контролируются в нескольких точках, расположенных по высоте и сечению реактора. В рабочем режиме установки она изменяется в пределах 490-530°C. С ее ростом до 530°C (рисунок 3) увеличивается выход бензина (н.к. - 195°C) и его октановое число по исследовательскому методу.

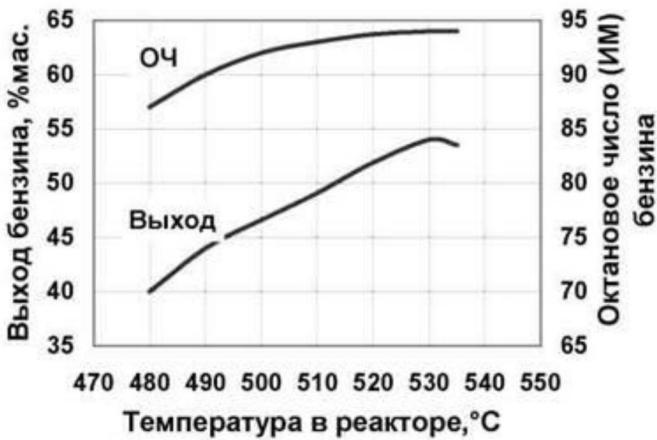


Рисунок 3. Зависимость выхода бензина и его октанового числа (ИМ) от температуры в реакторе

При температуре выше 530°C количество образующегося бензина уменьшается, так как начинают разлагаться углеводороды, входящие в его состав. Это явление называют перекрекингом. Он приводит к образованию избыточных количеств газа и кокса. Максимальный выход бензина достигается при температурах 520-530°C и, при прочих равных условиях, определяется физико-химическими свойствами сырья и активностью катализатора. С увеличением температуры в реакторе октановое число бензина возрастает за счет повышения в нем содержания олефиновых и ароматических углеводородов. Однако при значениях выше 530°C рост октанового числа бензина прекращается, вследствие устанавливющегося равновесия между изомерами углеводородов, входящих в его состав.

Таким образом, температура в реакторе является главнейшим параметром процесса, который, при данном сырье, катализаторе и производительности определяет оптимальный выход бензина с заданным октановым числом.

Давление в пределах 0,1-0,3 МПа создается исключительно для создания направленного движения потоков сырья и катализатора.

Для самого процесса каталитического крекинга повышение давления нежелательно, так как это усиливает реакции конденсации и адсорбцию тяжелых компонентов на катализаторе.

Время контакта сырья изменяет соотношение продуктов крекинга. Кратность циркуляции катализатора оказывает на конверсию сырья и выход продуктов влияние, аналогичное времени контакта. Под кратностью циркуляции понимают количество катализатора, воспринимающего единицу количества сырья. Увеличение кратности циркуляции приводит к возрастанию коксообразования.

На глубину конверсии сырья в значительной степени оказывает влияние газодинамический режим контактирования сырья с катализатором, осуществляемый в реакторах различных типов.

В реакторах с псевдоожженным (кипящим) слоем микросферического катализатора катализ, тепло- и массообмен

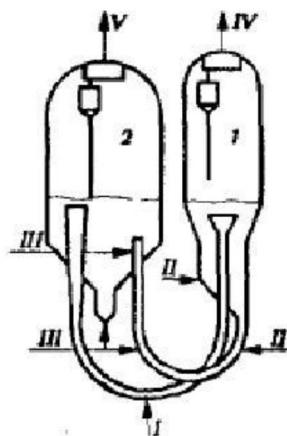
осуществляются при идеальном перемешивании реагентов с катализатором. Как наиболее значимые достоинства реакторов этого типа следует отметить:

- высокую их удельную производительность;
- легкость транспортирования микросферического катализатора и регулирования технологического режима;
- осуществление каталитического процесса в области, близкой к чисто кинетической;
- отсутствие градиента температуры в кипящем слое и некоторые другие.

Как недостатки реакторов с кипящим слоем можно указать на следующие:

- неравномерность времени пребывания сырья в зоне реакции, в результате некоторая часть сырья подвергается чрезмерному крекированию до газа и кокса, а другая часть - легкому крекингу;
- среднее фиктивное время контакта, хотя и меньше, чем в реакторах с движущимся слоем шарикового катализатора, но недостаточно малое (3-15 мин), чтобы обеспечить максимально высокую селективность крекинга.

Реакторы каталитического крекинга перечисленных выше двух типов в последние годы постепенно вытесняются более совершенными типами - прямоточными реакторами с восходящим потоком газокатализаторной смеси (лифт-реактор) (рисунок 4).



1-реактор, 2-регенератор; I-сырец, II-водяной пар, III-воздух, IV- продукты крекинга, V-дымовые газы

Рисунок 4. Схема реакторного блока отечественных установок каталитического крекинга с псевдоожженным слоем катализатора

По газодинамическим характеристикам этот реактор приближается к реакторам идеального вытеснения, являющимися более эффективными для каталитического крекинга по сравнению с реакторами с псевдоожженным слоем катализатора. Высокая термостабильность современных катализаторов (редкоземельных обменных форм цеолитов или безцеолитных ультрастабильных и др.) позволяет проводить реакции крекинга при

повышенных температурах и исключительно малом времени контакта, то есть осуществить высокоинтенсивный («скоростной») жесткий крекинг (подобно процессам пиролиза).

2.2 Описание технологической схемы производства

Реакторный блок. Сырьем секции является смесь вакуумных дистиллятов фракции от 350 до 500°C, полученных при вакуумной перегонке мазута секции и установки по производству битумов, а также легкого и тяжелого газойлей коксования прошедших процесс гидроочистки и стабилизации.

Допускается вовлекать в сырьё легкий каталитический газойль (фракция 195 до 270°C) собственной выработки.

Подача сырья в реактор поз. Р-1 осуществляется основным потоком в узел смешения с катализатором. Схемой предусмотрена подача сырья в реактор поз. Р-1 через сырьевые форсунки, в количестве до 30 % массовых от общей загрузки и расположенных на высоте 8,1 м от низа лифт-реактора.

В качестве сырья используется гидроочищенный вакуумный дистиллят (фракция от 350 до 500°C) в смеси с затемненным продуктом (фракция от 450 до 500°C) установки получения битумов. Использование тяжелых фракций в качестве сырья крекинга при неработающем блоке гидроочистки и работа комплекса в целом определяется качеством товарных продуктов.

Подача сырья в реактор поз. Р-1 стабилизирована регулятором расхода, клапан которого установлен на выкиде насосов поз. Н-2, Н-2р, Н-2/1.

Для обеспечения оптимальной скорости газокатализаторного потока нижняя часть лифт-реактора выполнена уменьшенного диаметра: диаметр прямоточной части на высоту 8,1 м сужен с диаметра 1400 до 1200 мм путем утолщения слоя торкрет-бетона.

Для обеспечения более качественного смешения сырья с катализатором, подача сырья в реактор (основной поток) выполнена через 7 форсунок тонкого распыла диаметром 90 мм (сопла Вентури). Форсунки такого же типа диаметром 50 мм, смонтированы на высоте 8,1 м - пять штук и по одной за номерами 6,7,8 на высотах 11,2; 18,9 и 23,5 м.

Технологическая схема позволяет осуществлять подачу дистиллятов в каждую из трех форсунок, расположенных на указанных отметках лифт-реактора.

Катализатор с адсорбированными на его поверхности продуктами крекинга поступает в зону десорбции реактора, где осуществляется отпарка продуктов крекинга от катализатора с помощью водяного пара, подаваемого в два коллектора зоны десорбции поз. Р-1.

Закоксованный катализатор за счет разности статических напоров катализатора в реакторе-регенераторе самотеком по наклонному

транспортному трубопроводу поступает на регенерацию в зону выжига кокса регенератора поз. Р-2. Регенерация катализатора осуществляется при температуре до 690°C и давлении 1,7 кгс/см².

Для обеспечения глубокой регенерации катализатора вводы (коллекторы) для подачи воздуха в регенератор оборудованы перфорированными лучами (маточниками), обеспечивающими равномерное распределение воздуха в кипящем слое катализатора по всему объему регенератора.

3 Расчетная часть

3.1 Материальный баланс установки

M – заданная мощность установки, равная 1500000 т/год;

365 – количество рабочих дней в году (так как установка работает непрерывно), дни;

Выход продуктов на установке каталитического крекинга вакуумного газойля составляет (проценты массовые):

- сухой газ – 3,5;
- пропан-пропиленовая фракция и бутан-бутиленовая фракция – 12,8;
- бензин (фракция от н.к. до 205°C) – 50,4;
- легкий газойль – 15,6;
- тяжелый газойль – 14,6;
- кокс – 3,1.

Примем такой же выход продуктов и рассчитаем материальный баланс установки (см. таблицу 1).

Таблица 1

Материальный баланс установки каталитического крекинга вакуумного газойля

Приход			Расход		
наименование потока	% (масс.)	кг/час	наименование потока	% (масс.)	кг/час
1	2	3	4	5	6
Сырье (фракция от 350 до 500 °C)	100	170765,03	Сухой газ	3,5	5976,78
Рециркулят	10	17076,5	Пропан-пропиленовая и бутан-	12,8	21857,9
			бутиленовая фракции		
			Бензин (фракция от н.к. до 205 °C)	50,4	85382,52
			Лёгкий газойль	15,6	26639,34
			Тяжёлый газойль	14,6	24931,69
			Кокс	3,1	5976,8
			Рециркулят	10	17076,5
Итого:	110	187841,53	Итого:	110	251141,55

3.2 Материальный баланс реактора

Реактор на действующей установке катализитического крекинга работает непрерывно, при этом соблюдаются технологические показатели, представленные в таблице 2.

Таблица 2

Технологические показатели работы установки катализитического крекинга вакуумного газойля.

Показатель	Значение
1. Содержание фракции до 350°C в гидроочищенном сырье, % (об.)	от 18 до 20
2. Расход шлама, % (масс.) на сырьё	от 6 до 7
3. Температура, °C: - в реакторе - в регенераторе - ввода сырья в реактор	от 540 до 500 от 640 до 650 340
4. Давление, МПа: - в реакторе - в регенераторе	от 0,18 до 0,22 от 0,18 до 0,24
5. Содержание кокса, % (масс.): - на регенерированном катализаторе - на закоксованном катализаторе	от 0,5 до 0,6 от 0,05 до 0,

Для дальнейшего расчета примем к проектированию такие же показатели. Расход исходных потоков в реакторе и выход получаемых потоков в реакторе примем как на действующей установке. Физико-химические характеристики и выход получаемых продуктов (в процентах массовых) приведен в таблице 3.

Таблица 3

Физико-химические характеристики, расход сырьевых потоков и выход получаемых продуктов.

Наименование потока	Плотность, ρ_4^{20} , г/см ³	Молекулярная масса, Mr, кг/кмоль	Расход сырья и выход продукта, % (масс.)
1	2	3	4
Приход			
Сырье	0,897	350	100
Рециркулят	0,937	360	10
Расход			
Газ (фракция от C ₁ до C ₄)	-	32	12

Наименование потока	Плотность, ρ_4^{20} , г/см ³	Молекулярная масса, Mr, кг/кмоль	Расход сырья и выход продукта, % (масс.)
1	2	3	4
Бензин (фракция от C ₅ до 195 °C)	0,735	112	46,3
Лёгкий газойль	0,898	240	24
Тяжёлый газойль	0,937	360	11,1
Кокс		-	6
Потери		-	0,6
Рециркулят	0,937	360	10

Коэффициент рециркуляции в реакторе равен 1,1; давление в реакторе и регенераторе - 180 кПа; катализатор в реакторе - микросферический цеолитсодержащий, с равновесной активностью 44 %.

При этих условиях выход отдельных продуктов крекинга, их характеристики приведены в таблице 4.

Таблица 4

Материальный баланс реактора

Приход			Расход		
компоненты	M, кг/кмоль	кг/ч	компоненты	M, кг/кмоль	кг/ч
1	2	3	4	5	6
Сырьё	350	170765,03	Газ	32	20491,8
Рециркулят	360	17076,5	Бензин	112	79064,2
			Легкий газойль	240	40983,6
			Тяжелый газойль	360	18954,92
			Кокс	-	10245,9
			Потери	-	1024,61
			Рециркулят	360	17076,5
Итого		187841,53	Итого		187841,53

3.3 Тепловой баланс реактора

Целью расчета теплового баланса является определение количества циркулирующего регенерированного катализатора, которое можно определить из общего уравнения теплового баланса

$$Q_{\text{изд}} = Q_{\text{дан}}, \quad (1)$$

где $Q_{\text{прих}}$ - количество тепла, пришедшее с исходными потоками, кДж/час;

$Q_{\text{расх}}$ - количество тепла, уносимое выходящими потоками, кДж/час

Содержание кокса на отработанном катализаторе не превышает предела от 0,8 до 1,8 %, поэтому расчёт произведен правильно. Полученные расчетные данные сведем в таблицу 5.

Таблица 5

Тепловой баланс реактора.

Приход			Расход		
наименование	$t, ^\circ\text{C}$	$Q, \text{кДж/час}$	наименование	$t, ^\circ\text{C}$	$Q, \text{кДж/час}$
1. Тепло, пришедшее с жидким сырьём	300	118664619,3	1. Тепло, ушедшее с газовой фракцией	490	37459010,4
2. Тепло, пришедшее с рециркулятом	340	13567279,3	2. Тепло, ушедшее с парами бензина	490	123806630,8
3. Тепло, пришедшее с регенерированным катализатором	600	982385685,6	3. Тепло, ушедшее с парами лёгкого газойля	490	60192613,32
4. Тепло, пришедшее с водяным газом	470	69957768,52	4. Тепло, ушедшее с парами тяжёлого газойля	490	27490320,5
			5. Тепло, ушедшее с парами рециркулята	490	24766047,95
			6. Тепло, ушедшее с водяным паром	490	7293469,48
			7. Тепло, ушедшее с катализатором	490	848870539,97
			8. Тепло, ушедшее с коксом	490	9836064
			9. Тепло, выделившееся при реакции		35860656,3
Итого		1184575352,72	10. Потери тепла		9000000
			Итого		1184575352,72

3.4 Термический баланс регенератора

Для составления термического баланса регенератора примем следующие данные:

- расход воздуха ≈ 12 кг на 1 кг сжигаемого кокса;
- теплота сгорания кокса 30000 кДж/кг [13];
- массовый расход катализатора в регенератор (согласно действующим данным) – 1872105,9 кг/час.

Таблица 6

Термический баланс регенератора.

Приход	Q, кДж/час	Расход	Q, кДж/час
1. Тепло, пришедшее с катализатором	988471915,2	1. Тепло, ушедшее с регенерированным циркулирующим катализатором	1235589894
2. Тепло, пришедшее с коксом	9836064	2. Тепло, ушедшее с дымовыми газами	53074205,1
3. Тепло, пришедшее с воздухом	122950,8	3. Избыток тепла	20709404,1
4. Тепло при сгорании кокса	307377000		
Итого:	1309373503,2	Итого:	1309373503,2

4.Экономическая часть

Экономическая часть дипломного проекта сводится к расчету технико-экономических показателей.

Один из технико-экономических показателей - производственная мощность, определяющая объем продукции, который может произвести отделение за год при полном использовании оборудования по производительности и по времени.

4.1 Расчёт затрат на сырьё и энергоресурсы

Расчет затрат на сырье и энергоресурсы представлен в таблице 7.

Таблица 7

Расчёт затрат на сырьё и энергоресурсы

Наименование материалов	Расход		Цена в тенге	Общая сумма затрат, тыс. тенге
	на единицу продукции (на одну тонну)	на весь объём		
Сырье:				
Фракция 350-500 ⁰ С	1	1500000,0	13000	19500000,00
Катализатор «Спектра»	0,035	52500,0	17408,3	913935,75
Итого:				20413935,75
Энергозатраты:				
Электроэнергия, т*кВт/ч	90	135000000,0	8,08	1090800,00
Пар, г/кал	0,5	750000,0	3970	2977500,00
Воздух, тНм ³	0,71	1065000,0	520,32	554140,80
Оборотная вода, тм ³	4	6000000,0	16,9	101400,00
ППВ,тм ³	0,000125	187,5	10000	1875,00
Пар собственной выработки, г/кал	0,085	127500,0	1000	127500,00
Топливо, кг	0,018	27000,0	30000	810000,00
Итого:				5663215,80
Всего:				26077151,55

4.2 Расчёт численности промышленно-производственного персонала

4.2.1 Расчет численности промышленного производственного персонала.

Рассчитываем явочный, штатный и списочный составы. Явочный состав – численность рабочих в смену, необходимая для обеспечения обслуживания всего оборудования.

Явочный состав рассчитывается по формуле

$$U_{\text{яб}} = \frac{H_{\text{об}}}{T_{\text{см}}}, \quad (2)$$

где $H_{\text{об}}$ – суммарная норма обслуживания оборудования, которую принимаем равной 60 часов;
 $T_{\text{см}}$ – рабочее время одной смены, которое составляет 12 часов при 5-ти бригадной сменности.

где $H_{\text{об}}$ – суммарная норма обслуживания оборудования, которую принимаем равной 60 часов;
 $T_{\text{см}}$ – рабочее время одной смены, которое составляет 12 часов при 5-ти бригадной сменности.

$$U_{\text{яб}} = \frac{60}{12} = 5 \text{ человек}$$

Полученное значение явочной численности распределяем по профессиям и разрядам рабочих и определяем штатный состав, полученные данные сводим в таблицу 8.

Таблица 8

Расчет штатной численности

Профессия	Разряд	Сменность	Норма штатов	Штатный состав
Оператор ТУ	IV	5	1	5
Оператор ТУ	V	5	2	10
Оператор ТУ	VI	5	1	5
Машинист компрессорных установок	V	5	1	5
Итого			5	25

4.2.3. Расчет численности вспомогательных рабочих.

Вспомогательными являются рабочие обслуживающие основной производственный процесс: слесари-ремонтники, электромонтеры, слесари КИПиА. Явочная численность вспомогательных рабочих установки каталитического крекинга на действующем производстве составляет 85 % от явочного состава. Явочная численность рассчитывается по формуле

$$Q_{\text{всп.раб}} = Q_{\text{раб}} \cdot 0,85, \quad (3)$$

где $Q_{\text{всп.раб}}$ – явочная численность вспомогательных рабочих, человек;
 $Q_{\text{раб}}$ – явочная численность основных рабочих, человек.

$$Q_{\text{всп.раб}} = 5 \cdot 0,85 = 4,25 \text{ человека}$$

Дробная численность означает, что какой-то рабочий на данном участке занят не полностью. Принимаем 5 человек. Полученное значение численности вспомогательных рабочих распределяем по профессиям, разрядам и определяем штатный состав. Полученные данные сводим в таблицу 9.

Таблица 9

Расчет численности вспомогательных рабочих

Профессия	Разряд	Норма штатов, человек	Количество бригад, шт.	Штатный состав, человек
1.Слесарь-ремонтник(бригадир)	6	2	5	10
2.Электромонтер	4	1	5	5
3.Слесарь КИПиА	4	1	5	5
4.Слесарь-ремонтник	4	1	5	5
Итого:		5		25

Подмена для вспомогательных рабочих не предусматривается.

4.2.4. Расчет численности служащих.

Служащие выполняют технические и административные функции, требующие специальных инженерных знаний(начальник установки, технолог, механик установки, мастер смены и т.д) . Численность служащих составляет 10 % от численности основных и вспомогательных рабочих и рассчитывается по формуле

$$Q_{\text{служ}} = (Q_{\text{сп.осн.}} + Q_{\text{всп.раб}}) \cdot K_{\text{служ}}, \quad (4)$$

где $Q_{\text{служ}}$ – численность служащих, человек;
 $Q_{\text{сп.осн.}}$ – списочная численность основных рабочих с учетом подмены, человек;
 $Q_{\text{всп.раб}}$ – списочная численность вспомогательных рабочих, человек;
 $K_{\text{служ}}$ – коэффициент для определения численности служащих, ед.

$$Ч_{\text{сум}} = (29 + 25) \cdot 0,1 = 5,4 \approx 6 \text{ человек}$$

Структура численности служащих представлена в таблице 10.

Таблица 10

Численность и квалификация служащих

Должность	Разряд	Численность, человек
1. Начальник установки	14	1
2. Технолог	13	1
3. Механик установки	12	1
4. Мастер смены	10	1
5. Энергетик	12	1
6. Табельщик	6	1
Итого:		6

4.3 Расчет величины амортизационных отчислений

Расчет амортизационных отчислений, затрат на содержание, и текущий ремонт основных фондов рассчитываем в следующем порядке: устанавливаем величину основных производственных фондов предприятия; определяем структуру и состав основных производственных фондов; устанавливаем нормы амортизационных отчислений на определенные составляющие основных производственных фондов согласно "Единых норм амортизационных отчислений на полное восстановление основных фондов"; устанавливаем затраты на содержание основных фондов; устанавливаем затраты на текущий ремонт основных фондов.

Стоимость основных фондов определяем по удельным капитальным затратам.

$$\Phi = g * M , \quad (5)$$

где Φ - стоимость основных фондов;

M - производительность блока, равная 1500000 тонн в год;

g - стоимость основных фондов на одну тонну проектной мощности, равная 0,45

Амортизационные отчисления определим по формуле

$$C = H * \Phi , \quad (6)$$

где C - амортизационные отчисления;

H - норма амортизации в %.

Итоги представлены в таблицах 11, 12.

Таблица 11

Расчёт стоимости ОПФ

Наименование	%	Значения, тенге
Здания	33,5	28642500
Сооружения	14,7	12568500
Передаточные устройства	12,3	10516500
Силовые машины	2,8	2394000
Транспортные средства	1,8	1539000
Рабочие машины	31,4	26847000
Измерительные приборы	2,1	1795500
Прочие	1,4	1197000
Итого:	100	85500000

Таблица 12

Расчёт амортизационных отчислений, затрат на содержание и текущий ремонт

Состав основных фондов	Стоймость ОПФ, тнг	Амортизация		Содержание		Текущий ремонт	
		сумма, тнг	%	сумма, тнг	%	сумма, тнг	%
Здания	301500	8442	2,8	4522,5	1,5	3015	1
Сооружения	132300	6879,6	5,2	2646	2	1323	1
Передаточные устройства	110700	5756,4	5,2	2214	2	1107	1
Силовые машины	25200	2343,6	9,3	1260	5	1764	7
Транспортные средства	16200	1506,6	9,3	810	5	1134	7
Рабочие машины	282600	38716,2	13,7	11304	4	14130	5
Измерительные приборы	18900	3591	19	378	2	756	4
Прочие	12600	2394	19	252	2	504	4
Итого:	900000	69629,4		23386,5		23733	

4.4 Расчет цеховых расходов

В составе общепроизводственных расходов, ведется расчет цеховых расходов. Цеховые расходы представляют собой расходы, связанные с обслуживанием оборудования, зданий цеха, их ремонт и содержание, а также

расходы на управление цехом. Цеховые расходы – это расходы, связанные с обслуживанием, организацией расходов в цехе. Цеховые расходы представлены в таблице 13.

Таблица 13

Смета цеховых расходов

Статьи затрат	Сумма, тенге
1.Полная заработка плата служащих	7291080
2.Полная заработка плата вспомогательных рабочих	27280861,48
3.Отчисления от заработной платы (11 % от статей 1 и 2)	3802913,56
4.Расходы на охрану труда и технику безопасности (12 % от статей 1 и 2)	4148632,98
5.Содержание зданий, сооружений, расходы на хозяйствственные нужды (7 % от стоимости зданий и сооружений)	30366
6.Текущий ремонт зданий и сооружений	4338
7.Амортизация зданий, сооружений и инвентаря	69629,4
8.Расходы на опытные работы, изобретения и т.п (2 % от статей 1 и 2)	691438,83
9.Прочие расходы (10 % от всех расходов)	4331926,03
Итого:	47651186,28

4.5 Расчет себестоимости продукции

Таблица 14

Плановая калькуляция себестоимости продукции

Смета затрат	Затраты на годовой выпуск		Затраты на единицу продукции (на 1 т)		
	кол-во, т	сумма затрат, тыс.тнг	стоимость единицы, тенге	кол-во	Сумма затрат, тнг
1 Сырьё и материалы:					
Фракция 350-500 ⁰ С	1500000	19500000,00	13000	1	13000,00
Катализатор «Спектра»	52500	913935,75	17408,3	0,035	609,29
2 Энергоресурсы:					
Электроэнергия, т [*] кВт/ч	135000000	1090800,00	8,08	90	727,20
Пар, г/кал	750000	2977500,00	3970	0,5	1985,00
Воздух, тНм ³	1065000	554140,80	520,32	0,71	369,43
Оборотная вода, тм ³	6000000	101400,00	16,9	4	67,60
ППВ,тм ³	187,5	1875,00	10000	0,000125	1,25
Пар собственной выработки, г/кал	127500	127500,00	1000	0,085	85,00
Топливо, кг	27000	810000,00	30000	0,018	540,00
Итого		26161009,12			17440,67

4.6 Технико-экономические показатели

Прибыль представляет собой разницу между выручкой от реализации продукции по оптовым ценам предприятия и ее полной себестоимостью. Максимальная цена за одну тонну готовой продукции составляет 21700 тенге

$$Пр = (I - C) \cdot Q_{\text{мес}}, \quad (7)$$

где I – максимальная цена за единицу продукции, тенге;
 C – себестоимость единицы продукции, тенге.

$$\text{Пр} = (21700 - 17440,67) \cdot 1500000 = 6388995000 \text{ тенге}$$

$$O = \frac{I_{\min} \cdot Q_{\text{мес}}}{C_{\text{пол}}}, \quad (8)$$

где O – окупаемость, год;
 I_{\min} – минимальная цена единицы продукции, тенге.
 $Q_{\text{мес}}$ – товарный выпуск продукции, тонн в год;
 $C_{\text{пол}}$ – себестоимость полной программы, тенге в год.

$$\hat{I} = \frac{18900 \cdot 1500000}{26161009120} = 1,1 \text{ года}$$

Рассчитаем рентабельность. Рентабельность показывает сколько тенге дает производство прибыли с тенге затрат. Рентабельность определим по формуле

$$P = \frac{(I_{\max} - C) \cdot Q_{\text{мес}}}{C_{\text{пол}}} \cdot 100, \% \quad (9)$$

где P – рентабельность, %;
 I_{\max} – максимальная цена единицы продукции, тенге.
 C – себестоимость единицы продукции, тенге;
 $Q_{\text{мес}}$ – товарный выпуск продукции, тонн в год;
 $C_{\text{пол}}$ – себестоимость полной программы, тенге в год.

$$D = \frac{(21700 - 17440,67) \cdot 1500000}{26161009120} \cdot 100 = 24,42\%$$

Технико-экономические показатели представлены в таблице 15.

Таблица 15

Обобщённые расчётные показатели по установке

Показатель	Величина показателя
1	2
Годовой выпуск продукции, т	1500000
Стоимость ОПФ, тенге	900000
Ежегодные амортизационные отчисления, тенге	69629,4
Общая численность ППП, чел	60
в том числе: - служащих, чел	6
- рабочих, чел	54
Производственная себестоимость переработки 1 т товарной продукции, тенге	17440,67
Баланс рабочего времени одного рабочего, ч	1368
Прибыль, тенге/год	6388995000
Окупаемость проекта, год	1,1
Рентабельность, %	24,42
Годовой фонд заработной платы, тенге	67190304,81
в том числе: - служащих, чел	7291080,0
- основных рабочих, чел	32618363,33
- вспомогательных рабочих, чел	27280861,48

Вывод: процесс каталитического крекинга вакуумного газойля с получение высокооктановых бензинов является одним из самых экономичных способов получения топлива, позволяющий квалифицированно переработать нефть и увеличить глубину ее переработки.

Установка каталитического крекинга позволяет получить годовую прибыль 6388995000 тенге при себестоимости единицы продукции в размере 17440,67 тенге за тонну. Рентабельность производства составляет 24,42 %.

Данный показатель рентабельности соответствует среднеотраслевому и определяет эффективность производства и окупаемости проекта 1,1 год.

В проекте каталитического крекинга предлагаем использовать добавку к катализатору для удаления металлических загрязняющих примесей. Добавка представляет собой цеолит, пропитанный раствором соединений кальция и магния. Таким образом, образуется катализатор обладающий следующими свойствами: низкая плотность 0,50-0,1 г/см³, высокая пористость 0,70 см³/г, общая площадь поверхности 400 м²/г. Приготовленный таким способом катализатор способен избирательно абсорбировать загрязняющие примеси под воздействием пара и высокой температуры. Количество используемой добавки составляет примерно 5-30 % масс. от массы катализатора, что удешевляет процесс.

5 Охрана труда

На предприятиях руководство работой по производственной безопасности и безопасности труда осуществляют: в целом по предприятию - директор и главный инженер цехах, отделах, лабораториях, на производственных участках - их руководители. Руководители предприятий, цехов, производств, инженерно-технический персонал предприятий обеспечивают: безопасность технологических процессов и оборудования, своевременность освидетельствования, ремонта и замены вышедших из строя средств безопасности и производственной санитарии; соблюдение действующих и внедрение новых отраслевых стандартов безопасности труда, а также стандартов безопасности труда на предприятиях, правил и норм по технике безопасности и производственной санитарии.

Основными задачами отдела охраны труда являются организация работы по охране труда на предприятии и контроль за соблюдением государственных и отраслевых стандартов по безопасности труда, правил и норм по технике безопасности и производственной санитарии. Отдел совместно с другими подразделениями предприятия разрабатывает текущие и перспективные планы внедрения современных технических средств безопасности.

На предприятиях проводятся:

- обучение рабочих, ИТР и служащих правилам и нормам по охране труда для ознакомления работников с новыми законодательными и нормативными документами;
- изучение безопасных приемов труда по данной специальности и других специальных вопросов техники безопасности, производственной санитарии и пожарной безопасности.

В соответствии с установленным порядком рабочие основных и вспомогательных производств при поступлении на работу, а затем с определенной периодичностью проходят различные виды инструктажа.

Вводный инструктаж (при поступлении на работу) проводится в отделе охраны труда, первичный инструктаж - на рабочем месте. Внеплановый инструктаж проводится в тех случаях, когда внесены изменения в технологический процесс, в должностные и производственные инструкции; обнаружены нарушения работающими правил и инструкций; произошли несчастные случаи, вызванные недостаточным инструктажем; получены сведения об авариях и несчастных случаях на аналогичных производствах. Специальный инструктаж и проверка знаний осуществляются при направлении работающего по производственной необходимости на выполнение разовой или временной работы.

На предприятиях нефтехимической промышленности осуществляется административно-общественный контроль за состоянием охраны труда.

Процесс катализического крекинга бензиновых фракций связан с переработкой легковоспламеняющихся жидкостей до 0,18 МПа и температуре до 700°C. Процесс идет с образованием горючих газов и паров.

По взрыво- и пожаро-опасности установки каталитического крекинга относятся к категории А. В соответствии с нормами проектирования СНИП-П-92-76 установки каталитического крекинга относятся к группе производственного процесса - Шб. По ПУЭ помещения газовых компрессорных относятся к классу В-1а, открытых насосных и наружной аппаратуры - к классу В-1г, операторных и трансформаторных подстанций - к невзрывоопасным и непожарным помещениям.

Работники установки в качестве защитной одежды от воздействия нефтепродуктов, химических реагентов, тепла должны применять индивидуальную специальную одежду, хлопчатобумажные рукавицы, защитные приспособления, резиновые технические перчатки, специальную обувь, ботинки подбитые гвоздями не дающими искры, резиновые сапоги, искомофоны, антифоны для машинистов, противотуманные, противоударные каски.

Нахождение обслуживающего персонала на рабочем месте без специальной одежды и специальной обуви не допускаются.

Весь обслуживающий персонал установки обязан иметь на рабочем месте фильтрующий противогаз марки "БКФ" защищающий органы дыхания от паров углеводородов и кислых газов, а при выполнении технологических операций в помещениях или аппаратном дворе иметь при себе индивидуальный противогаз.

На установке должны находиться шланговые противогазы марок ГПП-1 или ПШ-2, которые применяются при содержании кислорода в воздухе менее 18 % (об.) и содержании вредных газов выше предельно-допустимых концентраций, предусмотренных нормами, при работе внутри аппаратов, в колодцах, лотках.

Кроме индивидуальных противогазов на установке в специальном опломбированном шкафу должен храниться аварийный комплекс газоспасательных средств защиты. В комплект входят фильтрующие и шланговые противогазы марки ГТШ-1. Аварийный запас противогазов из расчета наибольшего количества людей, работающих в смену.

Стирка специальной одежды производится централизовано в заводской прачечной. Запрещается стирать специальную одежду легковоспламеняющимися и другими жидкостями и сушить на территории установки во избежание отравления и пожара.

Обеспечение устойчивости экзотермических процессов в слое катализатора при любых гидродинамических условиях - важный фактор бесперебойной и безопасной работы .

При неодинаковой плотности слоя катализатора фильтрация газа может быть неравномерной. Во избежание нарушения режима гранулометрический состав зерен катализатора поддерживают постоянным. При загрузках катализатора мелкую пыль отсеивают, чтобы не создавать плотной закупорки, а следовательно, и опасности увеличения времени контакта и перегрева.

Активность катализатора с течением времени снижается, и требуется его замена или регенерация, что связано с опасностью загораний, отравлений и термических ожогов.

При длительной работе катализатора и редкой замене его аппарат подвергают продувке для удаления опасных газов, охлаждают и вскрывают. Выгрузка катализатора проводится пневматически через бункера и циклоны, загрузка - из переносных бункеров, которые транспортируют с помощью кранов.

Если требуется частая замена катализатора, установки обычно представляют собой блок сопряженных аппаратов. Контактный узел состоит из печи и теплообменников для подогрева сырья, реактора, котла-utiлизатора; регенераторный узел включает воздухонагревательную печь, регенератор, бункера для отработанного и регенерированного катализатора и транспортные устройства.

В таких установках большую опасность представляет прорыв паров органических продуктов в регенератор и бункера. Для обеспечения безопасности большое значение имеет надежность отключения отдельных участков с помощью запорных приспособлений и блокировочные устройства, исключающие ошибочные действия обслуживающего персонала.

Для предотвращения попадания горючих газов в бункера в последние непрерывно подают инертный газ. В некоторых системах (например, каталитического крекинга) для предупреждения прорыва паров в бункера давление в реакторе и уровень катализатора в бункере поддерживаются автоматически в необходимых пределах. Загрузочная труба, по которой засыпается катализатор, присоединяется к отсасывающему устройству и в ней поддерживается небольшое разрежение.

Отсасываемые из бункеров и загрузочной трубы газы проходят через конденсаторы холодильника и пылеулавливающие устройства и выбрасываются в атмосферу.

Многие каталитические процессы сопровождаются углеродистыми отложениями на поверхности катализатора, и для восстановления его активности в том же аппарате эти отложения выжигают путем периодического продувания через катализатор воздуха или кислорода при высоких температурах. Циклы контактирования и регенерации следуют один за другим. Поэтому необходимо строгое соблюдения правил безопасности, действующих на предприятии, а также должностных инструкций .

6 Охрана окружающей среды

Предприятия химической и нефтехимической промышленности выбрасывают в атмосферу значительные количества газов и пыли. К вредным веществам, загрязняющим атмосферу относят: оксид углерода, сероводород, углероды и их производные, сероуглерод, соединения азота, дымовые газы от сжигания топлива в трубчатых печах, газы регенерации.

Для защиты атмосферы от промышленных выбросов применяют различные способы. В соответствии с санитарными нормами промышленные предприятия в частности Павлодарский Нефтехимических завод, располагают по отношению к населенному пункту с подветренной стороны и отделяют саниарно-защитной зоной.

Степень загрязнения атмосферного воздуха зависит также от высоты выброса. Поэтому все организованные выбросы следует направлять выше зоны аэродинамической тени. При этом приземные концентрации вредных веществ уменьшаются примерно в 6 раз. С увеличением высоты выброса степень рассеивания загрязняющих веществ возрастает и может быть доведена до предельно допустимой.

Выбросные трубы располагают на возвышенных местах, хорошо обдуваемых ветром. Высоту дымовых и выбросных труб рассчитывают с учетом скорости и направления господствующих ветров, рельефа местности, температуры выброса и воздуха.

Отработанные газы сбрасывают на свечу. Факельные системы являются значительными источниками загрязнения атмосферного воздуха. На факельные установки направляют «сдувки» с предохранительных клапанов и с других предохранительных устройств, токсичные газы и пары. Кроме того. На факел направляют газы и пары в аварийных случаях, в период пуска оборудования, при остановке оборудования на ремонт и наладке технологического режима (технологический сброс).

В основы гигиенического критерия вредности сброса сточных вод положена степень ограничения водопользования, вызванная загрязнением, создающим опасность для здоровья населения или ухудшающим санитарные условия жизни. В качестве ПДК вредного вещества в воде водных объектов принимается максимальная концентрация, которая не оказывает прямого или непосредственного влияния на состояние здоровья настоящего и последующих поколений. Поэтому очень важное значение имеет место очистки сточных вод с предприятий нефтеперерабатывающей промышленности.

На данной установке также имеются отходы, требующие утилизации. Характеристика отходов производства приведена в таблице 16.

Таблица 16
Отходы производства

Наименование отхода	Куда складируются транспорт	Периодичность образования	Условия и место захоронения, обезвреживания, утилизации	Кол-во	Примечание
Твердые отходы					
Микросферический цеолит-содержащий катализатор крекинга	Накапливается в бункере электрофильтра, вывозится цементовозом в бункерный склад предприятия	Выгрузка 1 раз в сутки	Используется как наполнитель асфальта	133 кг/сут.	Удельная норма расхода катализатора на тонну сырья 0,5 кг/тн. Максимальная производительность установки 380 м ³ /час
Жидкие отходы					
Технологический конденсат	Метод очистки основан на окислении кислородом сульфидсодержащих веществ в менее вредные тиосульфаты	постоянно	В канализацию и направляется на очистные сооружения завода	54,9 м ³ /ч	- содержание нефтепродуктов не более 100 мг/л - значение pH 6,5-8,5 ед pH - содержание фенолов 300 мг/л - содержание аммонийного азота не более 500 мг/л - содержание сульфидной серы - отсутствует

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Увеличение объема производства нефтепродуктов, расширение их ассортимента и улучшение качества - основные задачи, поставленные перед нефтеперерабатывающей промышленностью в настоящее время. Решение этих задач в условиях, когда непрерывно возрастает доля переработки сернистых и высокосернистых, а за последние годы и высокопарафинистых нефти, потребовало изменения технологии переработки нефти. Большое значение приобрели вторичные и, особенно, каталитические процессы. Производство топлив, отвечающих современным требованиям, невозможно без применения каталитического крекинга.

Каталитический крекинг представляет собой современный процесс превращения высококипящих нефтяных фракций в базовые компоненты высококачественных авиационных и автомобильных бензинов и в средние дистиллятные фракции - газойли.

В дипломном проекте представлена установка каталитического крекинга вакуумного газойля мощность 1,5 млн. тонн в год с повышением активности отработанного катализатора.

В ходе дипломного проектирования был проведен обширный литературный обзор по существующим способам проведения каталитического крекинга, в ходе которого был выявлен процесс каталитического крекинга, протекающий в лифт-реакторе (реактор-регенератор). Основное достоинство процесса - большая эксплуатационная гибкость использования процесса в производстве.

Установка каталитического крекинга позволяет получить годовую прибыль 6388995000 тенге при себестоимости единицы продукции в размере 17440,67 тенге за тонну. Рентабельность производства составляет 24,42 %.

В проекте каталитического крекинга предлагаем использовать добавку к катализатору для удаления металлических загрязняющих примесей. Добавка представляет собой цеолит, пропитанный раствором соединений кальция и магния. Таким образом, образуется катализатор обладающий следующими свойствами: низкая плотность 0,50-0,1 г/см³, высокая пористость 0,70 см³/г, общая площадь поверхности 400 м²/г. Приготовленный таким способом катализатор способен избирательно абсорбировать загрязняющие примеси под воздействием пара и высокой температуры. Количество используемой добавки составляет примерно 5-30 % масс. от массы катализатора, что удешевляет процесс.

Этот способ позволяет получать продукт, отвечающий требованиям зарубежных стандартов и нормам законодательства по охране окружающей среды, а также сократить расход катализатора и уменьшить коксовую нагрузку регенератора.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

- 1) Баннов П.Г. Процессы переработки нефти: учебник / П.Г. Баннов. – Ч. 2. – М.: Химия, 2001. – 224 с.
- 2) Ластовкин Г.А. Справочник нефтепереработчика / Г.А. Ластовкин. – М.: Химия, 1986. – 258 с.
- 3) Магарил Р.З. Теоретические основы химических процессов переработки нефти: Учебное пособие для вузов / Р.З. Магарил. - Л.: Химия, 1985. - 280с.
- 4) Смидович Е.В. Технология переработки нефти и газа / Е.В. Смидович. – Ч. 2. – М.: Химия, 1980.
- 5) Гуревич И.Л. Технология переработки нефти и газа, Ч.1. / И.Л Гуревич. - М.: Химия, 1972г. - 352 с.
- 6) Павлодарский нефтехимический: история и современность. – Павлодар, 2003. – 345 с.
- 7) Рудин М.Г. Краткий справочник нефтепереработчика / М.Г. Рудин, А.Е. Драбкин. – Ленинград: Химия, 1980. – 367с.
- 8) Регламент технологической установки каталитического крекинга вакуумного газойля АО ПНХЗ, 2005. – 187 с.
- 9) Рабинович В.А., Хавин З.Я. Краткий химический справочник / В.А. Рабинович, З.Я. Хавин. - Л.: Химия, 1977. – 443 с.
- 10) Судаков Е.Н. Расчёты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности / Е.Н. Судаков. – М.: Химия, 1974.
- 11) Сарданашвили А.Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа / А.Г. Сарданашвили., А.И.Львова. – М.: Химия, 1980. – 400 с.
- 12) Танатаров М.А. Технологические расчеты установок переработки нефти: учебное пособие для вузов / М.А.Танатаров, М.Н. Ахматина. – М.: Химия, 1987. – 352с.
- 13) Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии / И.Л.Иоффе. – Ленинград: Химия, 1991.- 352 с.
- 14) Кувшинский М.Н. Курсовое проектирование по предмету «Процессы и аппараты химической промышленности» / М.Н. Кувшинский. – М.: Высшая школа, 1980. – 223 с.
- 15) Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Ю.И. Дытнерский. - М.: Химия, 1983. – 272 с.
- 16) Соколов Р.С. Химическая технология: Учебное пособие для студентов высших учебных заведений / Р.С. Соколов. – М.: Высшая школа, 2000. – 368 с.
- 17) Черножуков Н.И. Технология переработки нефти и газа. Ч.3 / Н.И. Черножуков. - М.: Химия, 1978. - 424с.
- 18) Жигач К. Нефтехимия, переработка нефти и газа / К. Жигач. -

Государственное научно-техническое издательство нефтяной и горнотопливной литературы, 1960. – с.

19) Итинская Н.И., Кузнецов Н. Справочник по топливу, маслам и техническим жидкостям / Н.И. Итинская, Н. Кузнецов. - М.: Колос, 1982. – 208с.

20) Куатова Д.Я. Экономика предприятия / Д.Я. Куатова. - М-во образ. и науки РК; Каз. экономич. ун-т им. Т. Рыскулова. – Алматы : Экономика, 2005. – 106 с.

21) Скляренко В.А. Экономика предприятия / В.А. Скляренко. – М.: Инфа-М, 2006. – 528 с.

22) Кузьмин С.Т. Промышленные приборы и средства автоматизации в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности / С.Т. Кузьмин М.: Химия, 1987. – 272с.

23) Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза / Н.Н. Лебедев. - М. : Химия, 1971. – 840с.

24) Мановян А.К. Технология первичной переработки нефти и природного газа / А.К. Мановян. - М. : Химия, 2001. – 568с.

25) Роздин И.А. Безопасность производства и труда на химических предприятиях /И.А. Роздин. – М.: Химия, КолосС, 2005. – 254 с.

26) Соловьев Н.В. Охрана труда в химической промышленности / Н.В. Соловьев. – М.: Химия, КолосС, 2005. – 453 с.

27) Нефедов Б.К. Катализаторы процессов углубленной переработки нефти / Б.К.Нефедов. -М. : Химия, 1992. – 272с.

28) Романков М.И., Курочкина Н.С. Примеры и задачи по курсу : процессы и аппараты химической промышленности / М.И. Романков, Н.С. Курочкина. - Л.: Химия, 1984. – 232с.

29) Танатаров М.А. и др. Проектирование установок первичной переработки нефти / М.А. Танатаров и др. - М.: Химия, 1976. – 200с.

Эрих В.Н., Расина М.Г. Химия и технология нефти и газа / В.Н. Эрих, М.Г. Расина. - Л. : Химия, 1977. – 424с.

Приложение А
Характеристика исходного сырья, материалов, реагентов,
катализаторов, изготавляемой продукции

Таблица 17

Характеристика исходного сырья, материалов, реагентов, катализаторов, изготавляемой продукции

Наименование сырья, материалов, реагентов, катализаторов, изготавляемой продукции	Показатели качества, обязательные для проверки	Норма по ГОСТ, ОСТ, СТП, ТУ	Область применения изготавляемой продукции
1	2	3	4
1. Смесь гидроочищенного вакуумного дистиллята (фракция от 350 до 500 ⁰ C) гидроочистки вакуумного газойля и затемнённого продукта (фракции от 450 до 500 ⁰ C) перед узлом подачи сырья в поз. Р-1	1) Плотность при 20 ⁰ C, кг/м ³ 2) Фракционный состав: - выход фракции до 350 ⁰ C, % (об.), не более ; - 50% перегоняется при температуре, ⁰ C, не менее. 3) Коэффициент рефракции при 20 ⁰ C 4) Содержание серы, % (вес.), не более 5) Содержание металлов, прт. (суммарно никель и ванадий), не более 6) Коксуемость, % (масс.), не более 7) Цвет, ед. ЦНТ. 8) Содержание воды, % (вес.)	от 895 до 930 10 400 не нормируется не нормируется 0,5 6,0 0,02 следы	Используется в качестве сырья катализического крекинга
2. Затемнённый продукт секции вакуумной перегонки мазута (фракция от 450 до 500 ⁰ C)	1) Плотность при 20 ⁰ C, кг/м ³ 2) Фракционный состав: - содержание фракции до 500 ⁰ C, % (об.), не более; 3) Коксуемость, % (масс.), не более 4) Содержание металлов (никель, ванадий), прт., не более	930 70 8,0 15	
3. Затемнённый продукт установки производства битума (фракция от 450 до 500 ⁰ C)	1) Плотность при 20 ⁰ C, кг/м ³ 2) Фракционный состав: - начало кипения, ⁰ C, не менее - конец кипения, ⁰ C, не более 3) Испытание на медной пластинке 4) Содержание серы, % (вес.), не более 5) Октановое число, пунктов 6) Концентрация фактических смол, мг в 100 см ³ топлива	740 35 205 выдерживается 0,8 от 60 до 65 не нормируется	Используется как компонент сырья, подаётся в реактор поз. Р-1 через отдельную форсунку
Продолжение таблицы 17			
Наименование сырья,	Показатели качества, обязательные	Норма по ГОСТ,	Область

материалов, реагентов, катализаторов, изготавляемой продукции	для проверки	ОСТ, СТП, ТУ	применения изготавляе- мой продукции
1	2	3	4
4. Жирный газ	1) Плотность при 20 ⁰ С, кг/м ³ 2) Компонентный состав, % (масс.) - сумма C ₅ и выше, не более	не нормируется 20	
5. Нестабильный бензин	1) Фракционный состав: - температура начала перегонки, ⁰ С - 90% перегоняется при температуре, ⁰ С, не более . - конец кипения, ⁰ С, не более - остаток в колбе, % (масс.), не более	не нормируется 180 210 1,5	Используется в качестве сырья секции абсорбции и газофрак- циониро- вания
6. Фракция от 195 до 270 ⁰ С	1) Плотность при 20 ⁰ С, кг/м ³ 2) Фракционный состав: - начало кипения, ⁰ С, не менее - конец кипения, ⁰ С, не более 3) Испытание на медной пластинке 4) Содержание серы, % (вес.), не более 5) Содержание воды, % (вес.) 6) Температура вспышки в закрытом тигле, не менее 7) Температура застывания, не выше	940 180 от 320 до 360 выдерживается 0,7 отсутствует 80 минус 10	Разрешается вовлекать фракцию от 195 до 270 ⁰ С

Приложение Б

Характеристика регулирующих клапанов

Таблица 18

Характеристика регулирующих клапанов

Место установки регулирующего клапана	Назначение клапана	Обоснование выбора типа клапана (при исчезновении питающего воздуха)
1	2	4
на линии входа ВЦО в поз. T-9/1,2	Стабилизация расхода верхнего циркуляционного орошения в колонну поз. K-1 с коррекцией по температуре верха	Предотвращает повышение температуры верха поз. K-1
на линии входа I ПЦО в поз. T-2	Стабилизация температуры в поз. K-1 в зоне вывода фракции от 195 до 270°C	Стабилизируется температура на 13 тарелке. Предотвращается повышение температуры на 14 тарелке
на линии входа II ПЦО в поз. T-3	Стабилизация температуры в колонне поз. K-1 в зоне вывода фракции 270-420°C	Стабилизируется температура на 3 тарелке поз. K-1. Предотвращается повышение t°C на 4 тарелке -
на линии подачи ВЦО на 25 тарелку	Стабилизация температуры в зоне вывода ВЦО колонны поз. K-1	Предотвращается возможность повышения температуры ВЦО конденсата
на байпасной линии I ПЦО мимо поз. T-2	Стабилизация температуры охлаждения I промежуточного циркуляционного орошения колонны поз. K-1	Обеспечивается возможность максимального охлаждения II промышленным ЦО
на байпасной линии II ПЦО мимо поз. T-3	Стабилизация температуры охлаждения II промежуточного циркуляционного орошения колонны поз. K-1	Обеспечивается возможность максимального охлаждения II промышленным ЦО
линия сброса газа из поз. O-1 на факел низкого давления	Стабилизация давления газа каталитического крекинга в пусковой период	Исключается превышение давления в системе поз. P-1, K-1
на линии подачи фракции 270-420°C в поз. T-4	Стабилизация расхода фракции 270-420°C из отпарной колонны поз. K-2/2	Предотвращается повышение уровня в колонне поз. K-2/2
на линии подачи водяного пара в поз. K-2/1	Стабилизация расхода водяного пара в поз. K-2/1	Предотвращается возможность повышения температуры вспышки фракции 195-270°C
на линии подачи водяного пара в поз. K-2/2	Стабилизация расхода водяного пара в поз. K-2/2	Предотвращается возможность повышение температуры вспышки фракции 270-420°C
на линии подачи бензина в поз. P-1	Стабилизация расхода прямоточного бензина в поз. P-1	Обеспечивается постоянный расход нестабильного бензина в поз. P-1

Продолжение таблицы 18

Место установки регулирующего клапана	Назначение клапана	Обоснование выбора типа клапана (при исчезновении питающего воздуха)
1	2	3
	1 в поз. Р-1	поз. Р-1
на линии выхода ПЦО из поз. Т-5/1,2	Стабилизация расхода нижнего циркуляционного орошения поз. К-1	Обеспечивается постоянный съем тепла колонны поз. К-1
на линии вывода фракции более 420°C из поз. К-201	Стабилизация уровня в поз. К-1	Исключается возможность переполнения поз. К-1
на линии входа фракции 195-270°C в поз. К-2/1	Стабилизация уровня в колонне поз. К-2/1	Предотвращается падение уровня в поз. К 2/1 и обеспечивается постоянный съем тепла в поз. К-1
на линии входа фракции 270-420°C в поз. К-2/2	Стабилизация уровня в колонне поз. К-2/2	Предотвращается падение уровня в поз. К 2/2 и обеспечивается постоянный съем тепла в поз. К-1
на линии сброса конденсата из поз. О-1 в поз. Е-9	Стабилизация уровня раздела фаз в поз. О-1	Предотвращаются потери бензина с технологическим конденсатом
на линии подачи конденсата из в поз. К-3	Стабилизация уровня емкости поз. Е-9	Сохраняется постоянное поступление технологического конденсата в десорбер поз. К-3
на линии подачи нестабильного бензина в поз. Е-37	Стабилизация уровня бензина в поз. О-1	Обеспечивается постоянное поступление бензина на стабилизацию
на линии откачки бензина из камеры углеводородов поз. Е-9 в поз. О-1	Стабилизация уровня в камере углеводородов поз. Е-9	Предотвращается попадание бензина в поз. К-3 и в поз. П-2
на линии подачи бензина в К-1	Стабилизация температуры верха К-1	Обеспечивается постоянный расход, для повышения t°C верха К-1
на линии фр. 270-420°C на прием Н-71	Стабилизация расхода фракции 270-420°C на прием Н-71	Исключает превышение давления в приемном трубопровода Н-71
линия подачи воздуха в периферийную зону воздухораспределителя Р-202	Стабилизация подачи воздуха во II зону выжига кокса регенератора Р-2	Исключается возможность повышения давления в Р-2 и дожига СО в CO2 в отстойной зоне Р-2
на линии подачи воздуха в центральную зону воздухораспределителя Р-2	Стабилизация подачи воздуха в I зону выжига кокса регенератора Р-2	Исключается возможность повышения давления в Р-2 и дожига СО в CO2 в отстойной зоне Р-2
на линии подачи топлива в П-1	Стабилизация температуры воздуха на выходе из топки П-1 -	Вид действия клапана на линии топлива в топку определяется требованиями техники безопасности
Байпас мимо Т-12	Стабилизация температуры охлаждения вакуум - дистиллята на входе в Р-1	Предотвращается переохлаждение вакуум -дистиллята

Продолжение таблицы 18

Место установки	Назначение клапана	Обоснование выбора типа клапана
-----------------	--------------------	---------------------------------

регулирующего клапана		(при исчезновении питающего воздуха)
1	2	3
на линии подачи пара на РБ	стабилизация давления водяного пара, поступающего на реакторный блок	исключается возможность прекращения подачи пара в аппараты Р-1, Р-2
на линии подачи жидкого топлива к топливному кольцу Р-2	стабилизация давления в линии жидкого топлива в регенератор Р-2 (разогрев в период пуска)-	исключается повышение давления в топливном кольце Р-2
на линии сырья Р-1	стабилизация расхода вакуумного дистиллята в реактор в поз. Р-1	исключается подача сырья в Р-1 в аварийном случае при направлении воздуха КИП
на линии подачи аварийного пара в Р-1	стабилизация подачи аварийного пара в Р-1	При отсутствии воздуха КИП продолжается циркуляция катализатора в системе Р-2, Р-1
на линии пара на форсунки вторичного сырья	стабилизация расхода пара на распыл вторичного сырья	исключается возможность забивания форсунок катализатором в аварийной ситуации
на линии подачи пара в верхнюю часть десорбера Р-1	стабилизация расхода водяного пара в верхнюю часть зоны десорбции реактора Р-1	обеспечивается постоянная отпарка катализатора
на линии подачи пара в ЗУР-1	стабилизация расхода водяного пара на распыл сырья и рисайкла реактора Р-1	предотвращается возможность забивания ЗУ катализатором и поддерживает катализатор в псевдожиженном состоянии
на линии пара в нижнюю часть зоны десорбции	стабилизация расхода водяного пара в нижнюю часть зоны десорбции реактора Р-1	предотвращается слеживание и уплотнение катализатора
на линии пара в низ прямотока	стабилизация расхода водяного пара в прямоточный реактор Р-1 и на сырьевые форсунки	обеспечивается постоянный транспорт сырьевой смеси и распыл сырья
на линии подачи шлама в Р-1	стабилизирует расход шлама в Р-1	При отсутствии воздуха КИП, исключает подачу шлама в Р-1
на линии подачи сырья на сырьевые форсунки Р-1	стабилизация подачи сырья на форсунки Р-1	исключает подачу сырья, при исчезновении воздуха КИП
на линии подачи в ХВ-2	стабилизация расхода ВЦО К-1	предотвращается повышение $t^{\circ}\text{C}$ верха К-1
на линии подачи пара в Т-8	стабилизация температуры в верха десорбера поз. К-3	предотвращается повышение $t^{\circ}\text{C}$ верха К-3

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

КАЗАХСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ К.И. САТПАЕВА

**ОТЗЫВ
НАУЧНОГО РУКОВОДИТЕЛЯ**

на дипломную работу Аугалиев Дияр Болатканович

специальность 5B072100- Химическая технология органических веществ

**Тема: Проект установки каталитического крекинга мощностью 1,5 млн.
тонн в год с оптимизацией технологического режима**

Выполненный Аугалиевым Д. Б. дипломный проект посвящен процессу каталитического крекинга вакуумного газойля, а также изучению процесса на установке мощностью 1,5 млн. тонн в год.

Студент детально раскрыл актуальность темы дипломного проекта. Актуальность данной темы является то, что в процессе каталитического крекинга вакуумного газойля используется способ повышения активности катализатора с использованием добавок, снижающих загрязнение катализатора металлами.

Студентом Аугалиевым Д. Б. на высоком профессиональном уровне были проведены соответствующие технологические расчеты установки каталитического крекинга, рассчитаны ее технико-экономические показатели, изучено влияние процесса на экологию.

В процессе работы над дипломным проектом студент проявил трудолюбие, усердие, аналитические и творческие способности, большую самостоятельность в принятии проектных решений, проявила отличные знания по профессиональным дисциплинам, ответственность в подготовке текстовых и графических материалов.

Дипломный проект выполнен на высоком научно-техническом уровне и заслуживает высокой оценки, а студент Аугалиев Д. Б. присвоения степени бакалавра по специальности 5B072100 – «Химическая технология органических веществ».

Научный руководитель

Доктор Ph.D., ассоц.проф. Хабиев А.Т.

«21» 05 2019 г.

Отчет подобия



Университет:

Satbayev University

Название:

Проект установки каталитического крекинга мощностью 1,5 млн. тонн в год с оптимизацией технологического режима Аугалиев Дияр Болатканович

Автор:

Алибек Хабиев

Координатор:

2019-05-20 17:35:08

Дата отчета:

0,2%

Коэффициент подобия № 1:

0,0%

Длина фразы для коэффициента подобия № 2:

25

Количество слов:

16 298

Число знаков:

135 084

Адреса пропущенные при проверке:

Количество завершенных проверок:

39



К вашему сведению, некоторые слова в этом документе содержат буквы из других алфавитов. Возможно - это попытка скрыть позаимствованный текст. Документ был проверен путем замещения этих букв латинским эквивалентом. Пожалуйста, уделите особое внимание этим частям отчета. Они выделены соответственно.

Количество выделенных слов 3



Самые длинные фрагменты, определенные, как подобные