

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ
ФЕДЕРАЦИИ

федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и инженерной экологии

(наименование института полностью)

Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

(наименование кафедры)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Химическая технология органических веществ

(направленность (профиль)/специализация)

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему «Оптимизация процесса термического крекинга на предприятии
«Сызранский НПЗ»»

Студент

Д.А. Коржевский

(И.О.Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

И.В. Цветкова

(И.О.Фамилия)

(личная подпись)

Допустить к защите

Заведующий кафедрой д.х.н., профессор Г.И. Остапенко

(ученая степень, звание, И.О. Фамилия)

(личная подпись)

«__» _____ 2019 г.

Тольятти 2019

АННОТАЦИЯ

Выпускная квалификационная работа 61 с., 13 рисунков, 4 таблицы, использовано 21 источников, 17 л. графического материала.

ПЕЧЬ, ТЕРМИЧЕСКИЙ КРЕКИНГ, ПАРАМЕТРЫ ПРОЦЕССА, ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ.

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

Цель работы - Оптимизация процесса термического крекинга на Сызранском НПЗ.

Графическая часть выполнена на 17 листах и включает химизм превращений при термическом крекинге, технологическую схему установки термического крекинга, расчетные таблицы и таблицы характеристики сырья и продукции.

В теоретической части рассмотрены теоретические основы термического крекинга, технологические условия и его факторы. Проведен поиск технических решений по теме исследования.

Проведены расчеты материального и теплового баланса при работе установке после переобвязки, также проведен технологический расчет реакционной камеры.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	4
1. ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ.....	6
1.1 Теоретическое основы термического крекинга.....	6
1.2 Технологическая установка ТК-3.....	7
1.3 Каталитическая депарафинизация.....	9
1.4 Физико-химические основы процесса.....	11
1.5 Катализаторы процесса.....	19
1.6 Механизм процесса.....	21
2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ.....	23
2.1 Характеристика сырья и его подготовка.....	23
2.2 Технологическая схема установки термического крекинга ТК-3 после переобвязки колонны и ее описание.....	30
2.3 Технологические решения по повышению производительности (оптимизации) установки.....	31
3. РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ.....	35
3.1 Материальный баланс реакционного блока установки ТК-3 при существующей обвязке реакционной камеры К-1 и после.....	35
3.2 Технологический расчет печи П-1 установки ТК-3.....	38
3.3 Тепловой баланс реакционной камеры установки ТК-3.....	41
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	43
СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ.....	45
ПРИЛОЖЕНИЯ.....	48

ВВЕДЕНИЕ

Нефтепереработка основана на неких превращениях нефти, а также ее фракции в пригодную для дальнейшего использования. Данное производство предоставляется в виде сложной системы, на которой физические и химико-технологические процессы и операции содержат в себе подготовку сырья, а также первичную и вторичную переработку ее.

Самые первые установки первичной переработки нефти были соответственно сформированы в виде кубов периодического действия. В данной установке целевым продуктом являлся, всеми нами известный осветительный керосин. А другие продукты, которые были получены параллельно – сжигались. Одним из способов переработки является термический крекинг.

В данной работе мы рассматриваем установку ТК-3 (термического крекинга). Установка ТК-3 ее фракция заключается в переработке смесей гудрона с тяжелым каталитическим газойлем и тяжелыми нефтяным дистиллятом. Сырье данной установки является остатки первичной перегонки нефти – гудрон, тяжелые газойли каталитического крекинга, обезвоженный нефтеловушечный продукт. Процесс висбрекинга протекает при давлении не больше 50 кгс/см и температуре не более 500 градусов Цельсия и значительном пребывании сырья в зоне реакции.

До сих пор многие промышленные предприятия ищут способы улучшения качества и количественного получения продукции при термическом крекинге, так как значительная часть продукции все же теряется, по этому наша тема является без сомнения актуальной и на сегодняшний день.

Цель данной выпускной квалификационной работы – это «Оптимизация процесса термического крекинга на Сызранском НПЗ».

Для достижения поставленной цели, были отмечены следующие задачи данной бакалаврской работы:

- Изучить и рассмотреть литературный образ по вышеуказанной теме исследования;
- Проанализировать теоретические основы процесса термического крекинга;
- Рассмотреть и описать технологическую схему ТК-3;
- Предложить технологические решения оптимизации установки ТК-3 на Сызранском НПЗ;
- Изучить физико-химические основы данного технологического процесса;
- Изучить химизм процесса и основные реакции технологической установки ТК-3;
- Сделать материальный расчет реакционного блока ТК-3 и тепловой баланс реакционной камеры ТК-3;
- Сделать соответствующие выводы по проделанной работе.

1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1 Теоретические основы термического крекинга

К так таковым термическим процессам именно вторичной переработки нефти относится следующее:

- термический крекинг нефтяных остатков под высоким давлением;
- термический крекинг нефтяных остатков при атмосферном давлении (коксование);
- пиролиз жидкого и газообразного сырья.

Вышеуказанные процессы характеризуются значительно высокими температурами, а именно от 450 до 1200 °С, так же стоит отметить, что направленность их переменна, то есть различна. Итак, первая из указанных видов процесса- это термический крекинг под давлением, используется для относительно легких видов сырья (мазатов прямой перегонки, вакуумных газойлей), следует отметить, что он проводится под давлением от 2 до 4 МПа, температуре 450-510 °С именно с целью производства газа и жидких продуктов (в частности бензиновых фракций). Данный процесс со временем утратил свое значение благодаря развитию такого процесса, как каталитический крекинг.

На сегодняшний день термический крекинг все еще сохранился для переработке тяжелых нефтяных остатков вакуумной перегонки и направлен преимущественно на получение котельного топлива за счет снижения вязкости исходного сырья. При этом так же получается некоторое количество газа и бензиновых фракций. Остальные фракции сохраняются в составе остаточного продукта. Эта разновидность термического крекинга носит название висбрекинг и проводится в мягких условиях (температура 450-470 °С, давление 2-2.5 МПа). Степень конверсии сырья при этом не глубокая [10, с.5].

1.2 Технологическая установка ТК-3

Установка термического крекинга ТК-3 в значительной степени предназначена именно для переработке смесей гудрона с тяжелым каталитическим газойлем и тяжелых дистиллятов.

С целью предотвращения высокотемпературной коррозии предусматривается возможность использования ингибитора коррозии.

А так же для снижения сероводорода в крекинг остатке возможно применение сероводорода.

Технологические расчёты колонного оборудования производились в специализированном программном обеспечении HYSYS (Aspentech) на основании доступных конструктивных данных по внутренним устройствам.

Конструктивные параметры колонного оборудования принимались на основании данных паспортов. Для колонн К-3 и К-4 установки ТК-3 параметры внутренних устройств принимались в соответствии с чертежами компании GTC.

Результаты расчётов представлены в Таблице 8.2. Полный поверочный расчет внутренних устройств колонны К-3 и К-4 может быть выполнен поставщиком ВУ с учетом индивидуальных эмпирических зависимостей показателей работы данного вида ВУ, недоступных в открытых источниках.

Необходимая сепарация паров и жидкой фазы в К-2 подтверждается низкими средними значениями скорости паров менее 0,1 м/с при соответствующем факторе F_s менее $0,4 \text{ Па}^{0,5}$. Также и средняя скорость жидкости в кубовой части колонны не превышает 0,01 м/с, что обеспечивает условия для всплытия пузырьков паровой фазы.

Результаты расчётов по К-3 и К-4 представлены в Таблице 8.2.

Значения факторов захлёбывания свидетельствует, что пропускная способность внутренних устройств (ВУ) достаточна для работы на текущем режиме по производительности 82,5-83,1% от номинальной.

Необходимо обратить внимание на низкие нагрузки по жидкости в колонне К-3 особенно на нижних тарелках на установке ТК-3 – возможно частичное обсыхание или даже закоксовывание тарелок при колебаниях режима. К сожалению на данном этапе нет возможности порекомендовать увеличение флегмы в К-3, так как это приведёт к увеличению вязкости остатка.

Также при увеличении производительности до 100% возможно повышение перепада давления в колоннах К-4, так как скорость жидкости в переливе тарелок близка к захлёбыванию (жидкость будет

частично увлекать за собой пузырьки паровой фазы). Рекомендуется контролировать перепад давления по колонне при работе на 100% производительности и ограничивать температуру сырья колонны из куба К-2.

1.3 Каталитическая депарафинизация

Процесс каталитической депарафинизации, который углубляет переработку нефти, востребован для получения дизельных топлив с улучшенными низкотемпературными свойствами.

В процессе каталитической депарафинизации происходит уменьшение количества *n*-парафиновых углеводородов в дизельной фракции, за счет их избирательного гидрокрекинга на цеолитном катализаторе с преобразованием в более низкокипящие компоненты, такие как газ и бензин [1]. Основное направление развития процесса каталитической депарафинизации связано с разработкой и внедрением новых процессов, выбором оптимальных схем процессов, зависящих от состава сырья и количества в нем серу- и азотсодержащих соединений [23], разработкой новых высокоактивных и селективных катализаторов, а также продлением срока их службы.

Важнейшие характеристики дизельного топлива, которые обеспечивают хорошую работу двигателя при низких температурах, это низкотемпературные свойства. Они зависят от химического состава топлива: температура помутнения, предельная температура фильтруемости, температура застывания. Температура помутнения на прямую зависит от распределения *n*-парафиновых углеводородов по молекулярным массам и соотношений их с углеводородами изостроения, низкокипящими нормальными парафинами $C_{10}-C_{15}$ и ароматическими углеводородами, являющиеся растворителями.

В работе [24] показано, если увеличить суммарное содержание твердых углеводородов в летнем дизельном топливе с 5 до 30 % мас. температура застывания повысится с -15°C до -2°C . В зимнем и арктическом дизельном топливе даже малое количество нормальных парафинов $C_{15}-C_{18}$ (2 % мас.) заметно увеличивает температуру помутнения и незначительно сказывается на температуре застывания и предельной температуре фильтруемости.

1.4 Физико-химические основы процесса

На процесс каталитической депарафинизации влияние оказывает ряд факторов: температура, расход сырья, расход водородсодержащего газа, состав сырья. Рассмотрим влияние каждого из них на процесс.

Влияние температуры на процесс депарафинизации дизельного топлива представлено на рис. 1-5.

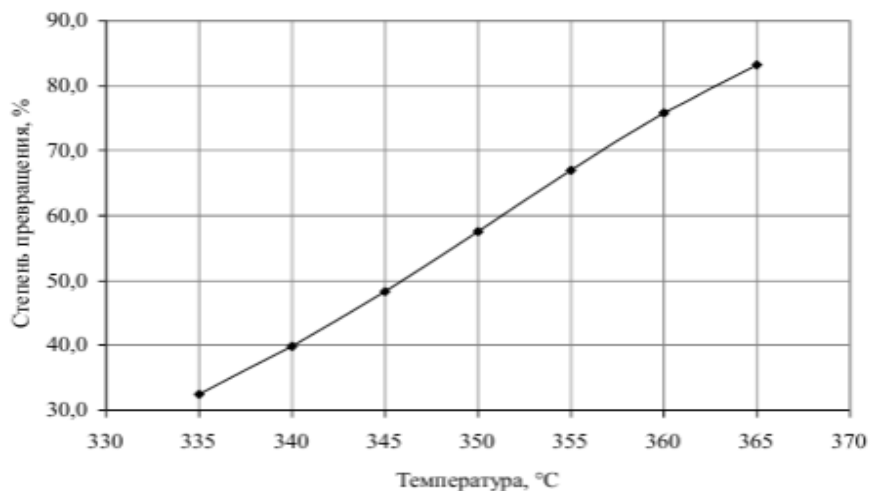


Рисунок 1 - Зависимость степени превращения n-парафинов C₁₀-C₂₇ от температуры.

Из рис. 1 видно, что при повышении в реакторе депарафинизации температуры от 335 °C до 365 °C увеличивается степень превращения высокомолекулярных парафинов нормального строения на 50,8% - от 32,0 до 83,0%.

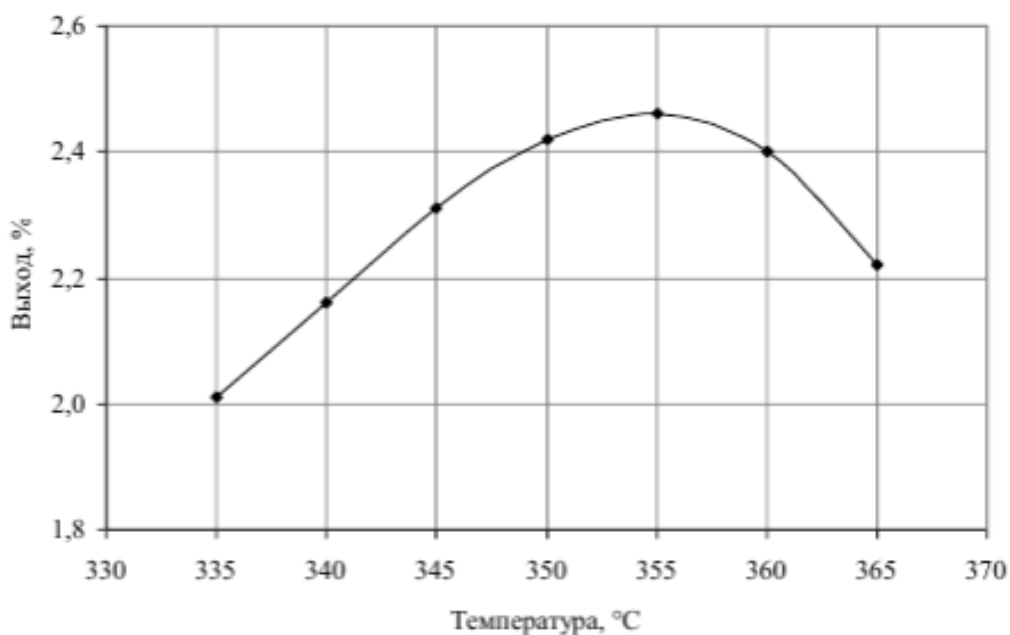


Рисунок 2 - Зависимость выхода n-парафинов C₅-C₉ от температуры

По рис. 2 видно, что при повышении температуры от 335 °С до 355 °С выход парафинов нормального строения увеличивается примерно на 0,45% от 2,0% до 2,45%. Увеличение же температуры выше 355 °С влечет за собой снижение выхода н-парафинов, это связано с возрастающей скоростью реакции крекинга парафинов с образованием газов.

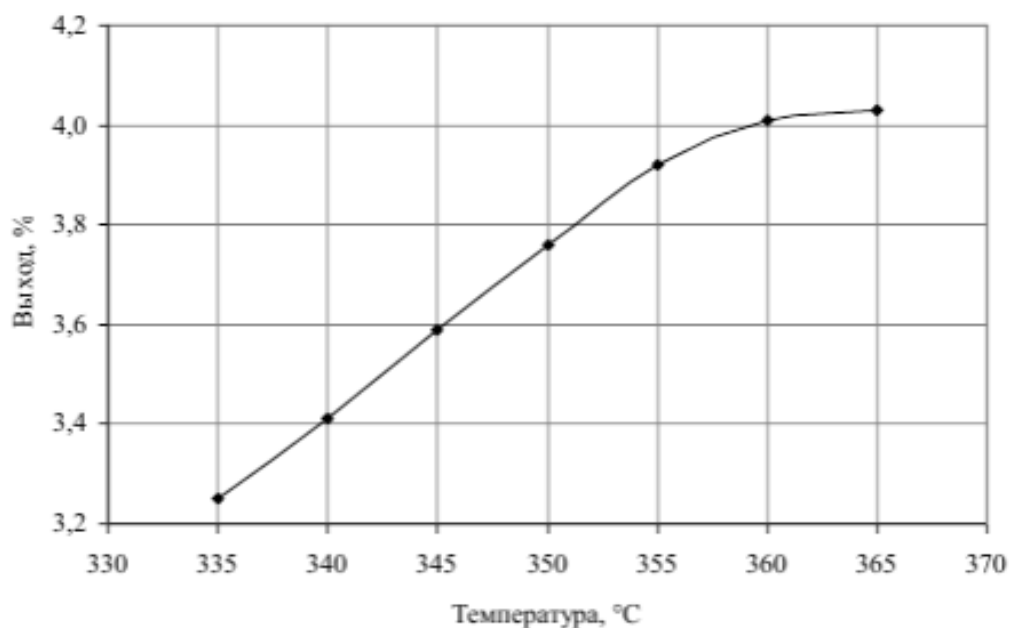


Рисунок 3 - Зависимость выхода олефинов от температуры

При повышении температуры, выход олефинов, изопарафинов, нафтенов и сероводорода возрастает.

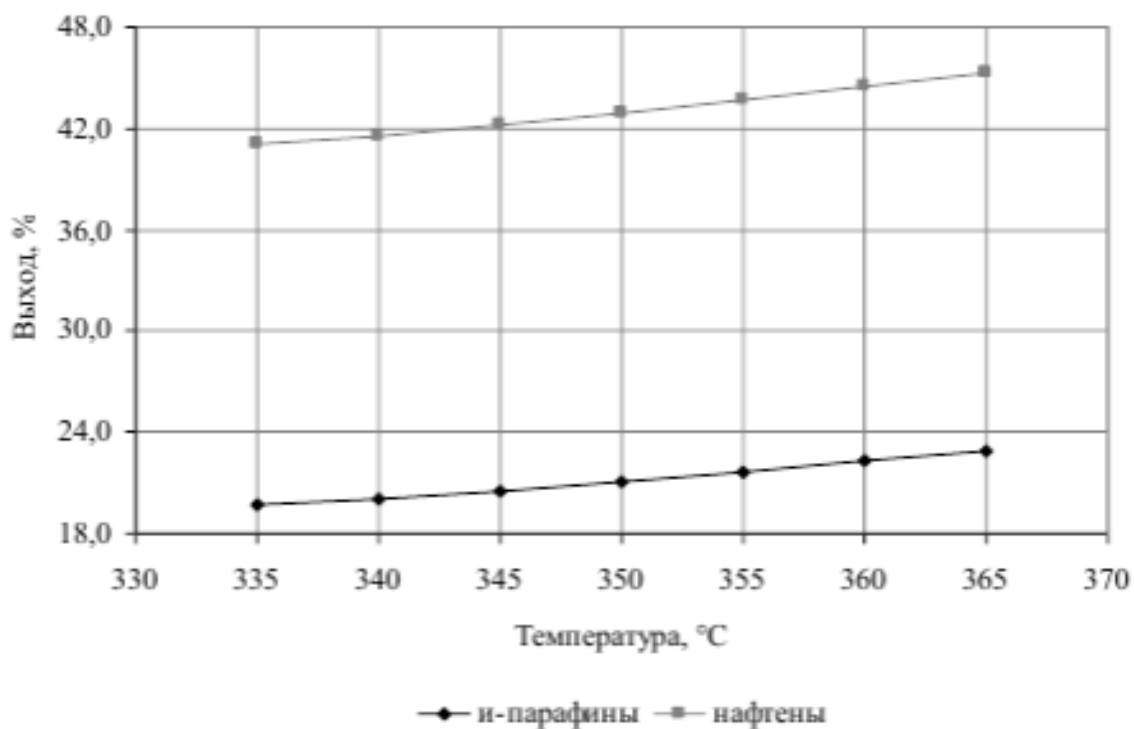


Рисунок 4 - Зависимость выхода и-парафинов и нафтенов от температуры.

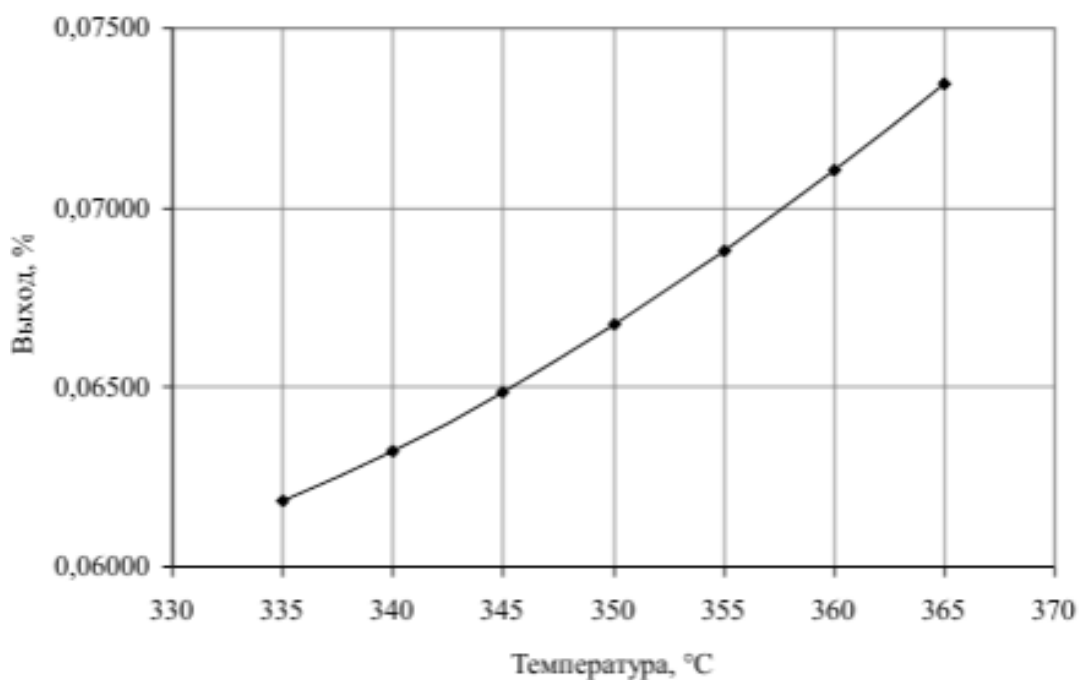


Рисунок 5 - Зависимость выхода сероводорода от температуры

Увеличение температуры в реакторе депарафинизации приводит к тому, что скорость реакции гидрокрекинга высокомолекулярных парафинов

нормального строения повышается, и увеличивается степень их конверсии, что приводит к росту числа низкомолекулярных н-парафинов и олефинов в продукте депарафинизации, а также увеличению выхода и-парафинов и нафтенов. Так как реакция гидрокрекинга и гидроизомеризации протекают через стадии образования, изомеризации и гидрирования олефинов, повышение температуры влечет за собой увеличение количества олефинов в реакционной смеси, а также повышение скорости их взаимодействия с сероводородом на катализаторе депарафинизации. В результате реакции образуются меркаптаны, которые в свою очередь гидрируются на катализаторе гидроочистки и образуют сероводород.

Таким образом, при увеличении температуры увеличивается степень превращения н-парафинов $C_{10}-C_{27}$, но и увеличивается образование сероводорода.

Влияние расхода исходной углеводородной фракции и водородсодержащего газа (ВСГ) на процесс депарафинизации представлен на рис. 6-10.

Увеличение расхода сырья приводит к уменьшению степени превращения олефинов. Это объясняется повышением объемной скорости подачи сырья, что ведет к уменьшению времени контакта сырья и катализатора.

Выход сероводорода снижается, при увеличении расхода сырья из-за уменьшения контакта катализатора и сырья.

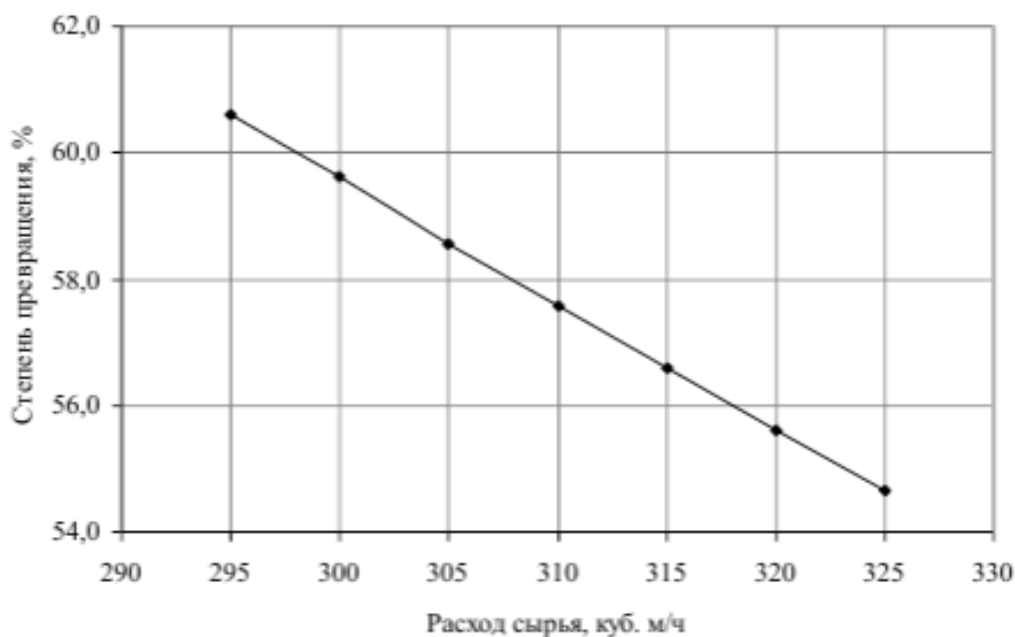


Рисунок 6 - Зависимость степени превращения н-парафинов $C_{10}-C_{27}$ от расхода сырья.

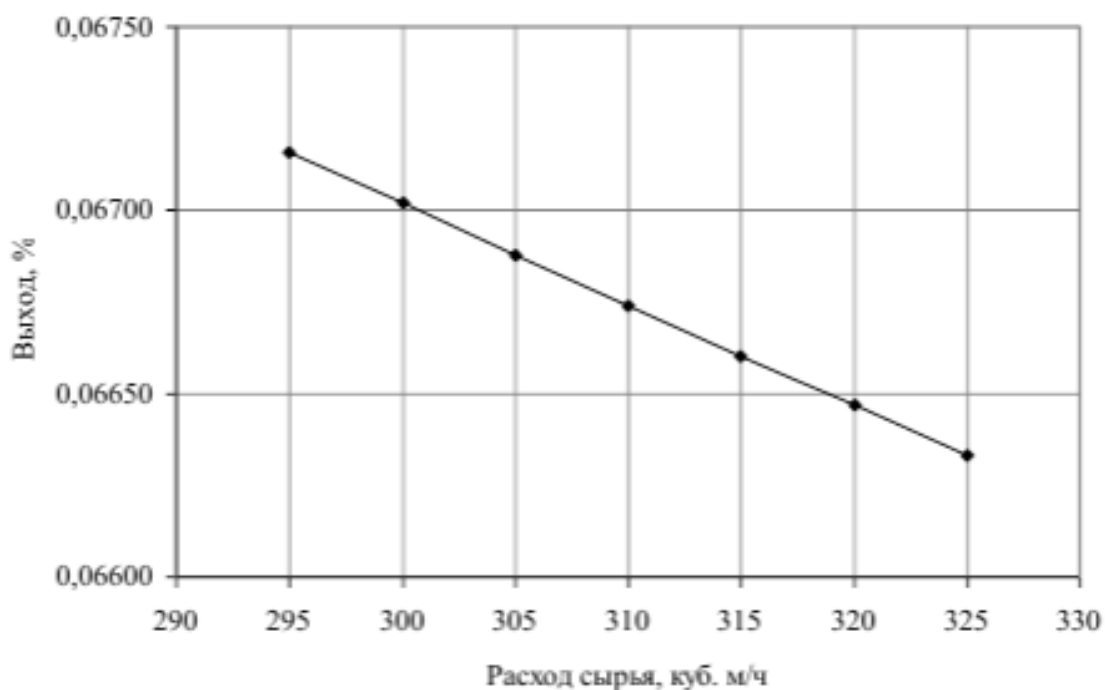


Рисунок 7 - Зависимость выхода сероводорода от расхода сырья

Степень превращения высокомолекулярных н-парафинов увеличивается, при увеличении расхода ВСГ в реакторе депарафинизации. Так как водород является ключевым реагентом в процессе каталитической

депарафинизации реакциях гидрокрекинга и гидроизомеризации при увеличении расхода водород содержащих газов, гидрокрекинг проходит с увеличенной конверсией.

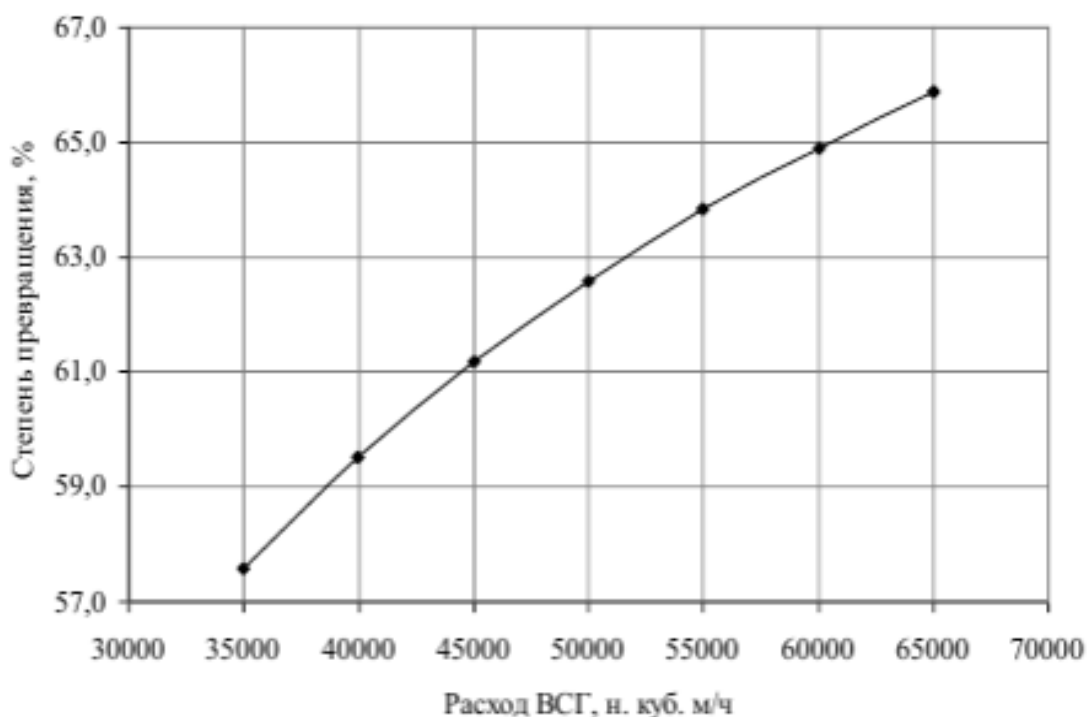


Рисунок 8 - Зависимость степени превращения n-парафинов C₁₀-C₂₇ от расхода ВСТ

Нормальные парафины C₅-C₉ и олефины вступают в реакции дегидрирования и гидрирования, и в то же время они являются промежуточными продуктами реакций гидрокрекинга и гидроизомеризации, следовательно, их выход практически не меняется при увеличении расхода ВСТ в реакторе депарафинизации (рис. 9).

Выход сероводорода снижается, при повышении расхода ВСТ в реакторе депарафинизации. Это происходит за счет незначительного снижения содержания олефинов в ходе реакций их изомеризации и гидрирования.

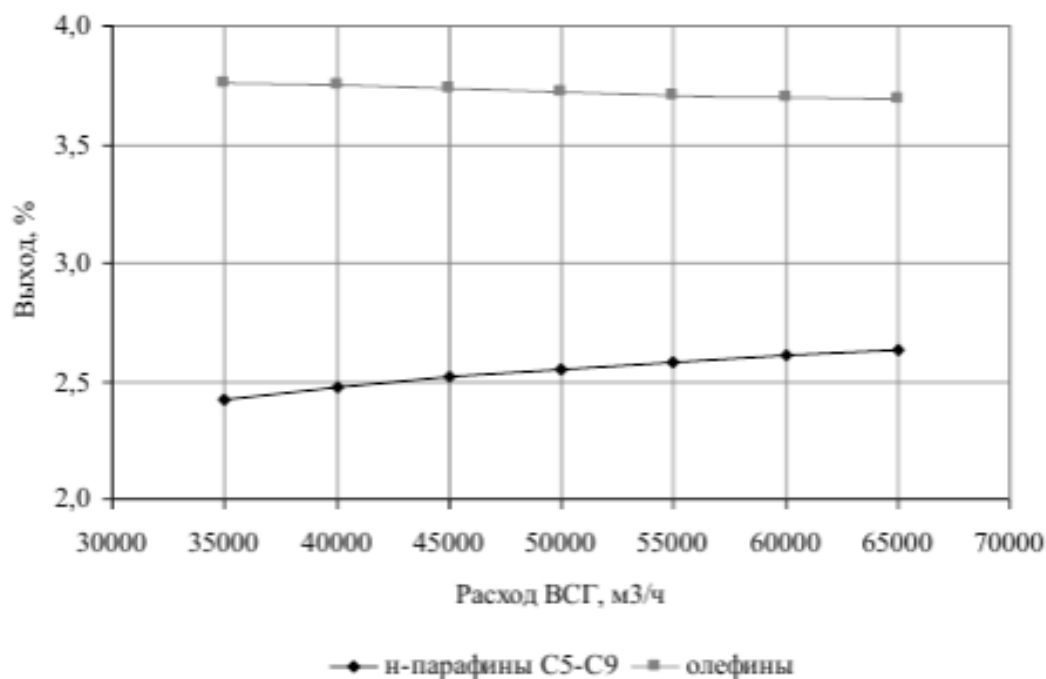


Рисунок 9 - Зависимость выхода н-парафинов C₅-C₉ и олефинов от расхода ВСГ

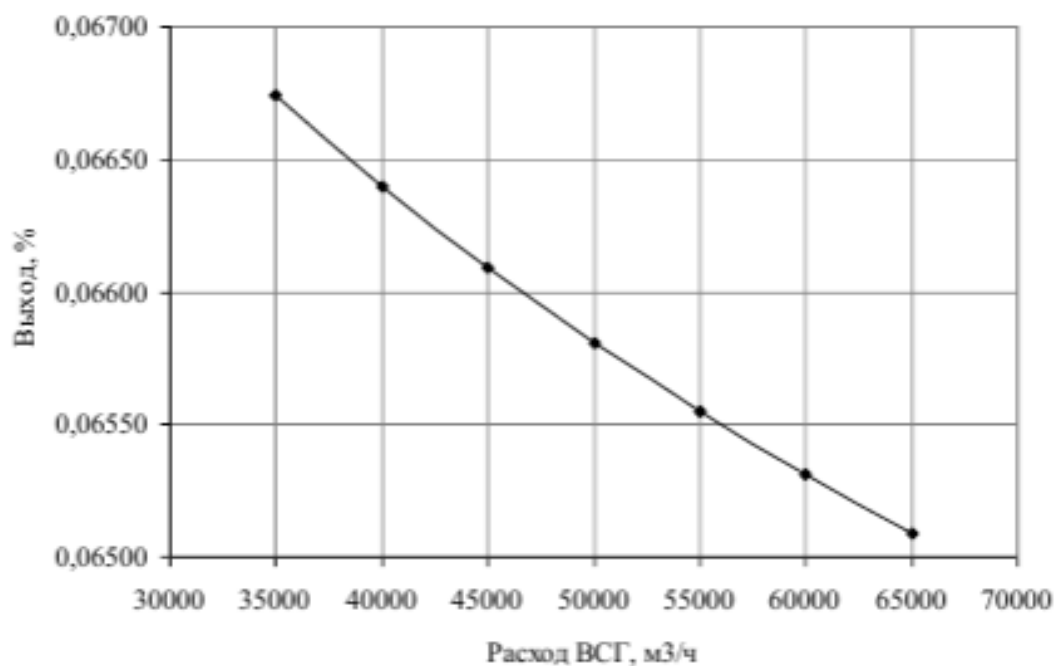


Рисунок 10 - Зависимость выхода сероводорода от расхода ВСГ

При переработке сырья, в котором содержится большое количество н-парафинов C₁₀-C₂₇, повышение температуры выше оптимальной приводит к

уменьшению выхода дизельных фракций. Таким образом, увеличение температуры выше оптимальной не целесообразной. [24]

1.5 Катализаторы процесса

Процесс проводят на бифункциональных катализаторах, в их составе находится металл, который выполняет гидрирующую функцию, а также носитель цеолит или цеолитоподобные структуры, которые являются кислотными центрами катализатора. Он обеспечивает функцию избирательного гидрокрекинга парафинов нормального строения [22].

Также структурированные мезопористые алюмосиликаты, являются перспективными компонентами катализаторов [6]. Например, катализатор на основе мезопористых молекулярных сит типа AlSBA-15 (PtMo/AlSBA-15) проявляет лучшую активность в сравнении с платиновым катализатором на основе $\text{SiO}_2\text{Al}_2\text{O}_3$ [26].

В последнее десятилетие в процессах гидроконверсии n-парафинов были изучены мезопористые молекулярные сита, такие как ZSM-5, ZSM-23, ZSM-22, SAPO-11, MCM-22, BEA, MCM-41 [26].

В процессах гидроизомеризации распространены катализаторы превращения n-парафинов в основную, которых, являются высококремнеземные цеолиты ZSM, обладающие ярко выраженными молекулярно-ситовыми свойствами.

Введение платины (Pt 0,5 % мас.) на пористый носитель на основе цеолита SAPO-11, (Pt/SAPO-11) помогает повысить конверсию n-додекана и улучшить каталитическую активность, а также снизить выход продуктов крекинга, это объясняется наличием иерархической пористости и благоприятно влияет на доступ реагентов к активным центрам катализатора [9]. При этом каталитическая активность SAPO-11 катализаторов, уменьшается в порядке $\text{Pt/SAPO-11} > \text{Pd/SAPO-11} > \text{Ni/SAPO-11} > \text{Ru/SAPO-11}$ что объясняется разной гидрирующей-дегидрирующей способностью этих металлов [27].

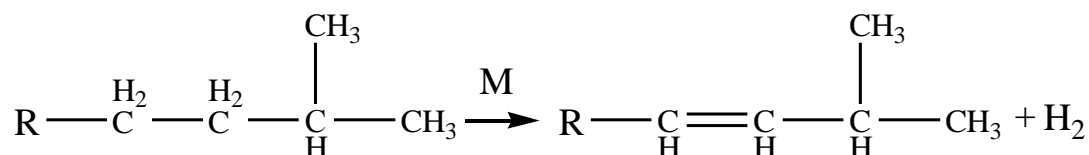
Оптимальной активности и стабильности алюмосиликатный катализатор достигается при содержании Pt 0,2 % мас., при $t=250\text{ }^{\circ}\text{C}$ и составе катализатора 12 % Ni, 10 % W и 0,2 % Pt. Степень конверсии в процессе гидроизомеризации н-декана составила 47 %.

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

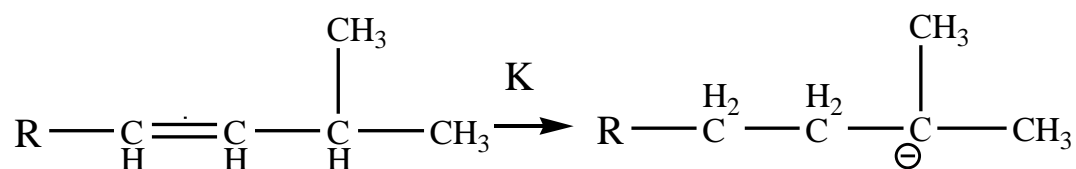
1.6 Механизм процесса

Каталитическая депарафинизация осуществляется бифункциональных цеолитных катализаторах в составе которых есть никель. На них проходит селективный гидрокрекинг высокомолекулярных парафинов нормально и слабо разветвленно строения последующей гидроизомеризацией. На металлических центрах катализатора проходит гидрирование и дегидрирование, а на кислотных центрах - изомеризация [11].

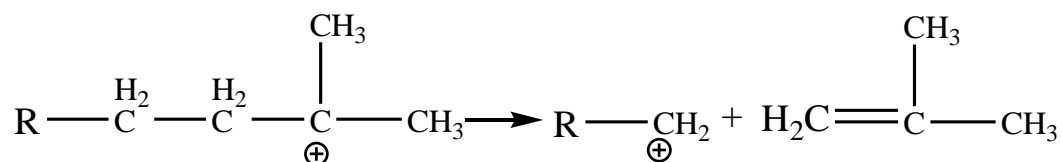
Механизм реакций на катализаторе состоит из нескольких стадий. Сначала на металлических центрах проходит дегидрирование с образованием промежуточных олефинов:



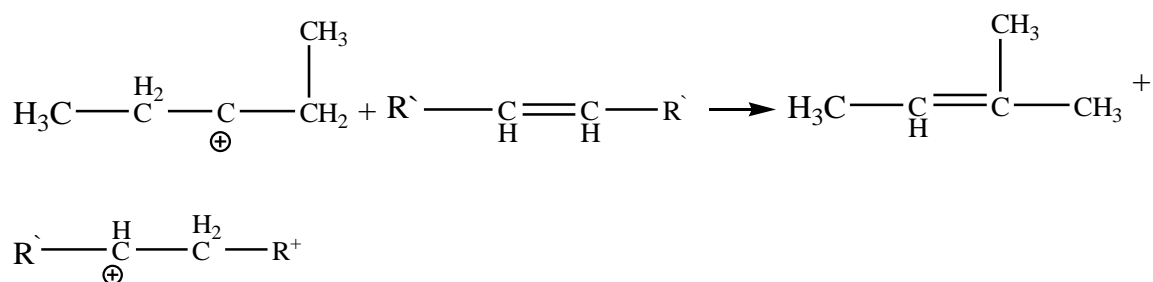
Олефины быстро присоединяют протоны на кислотных центрах, образуя при этом карбениевые ионы. После этого протекает ряд реакций изомеризации и образуются более стабильные третичные карбениевые ионы:



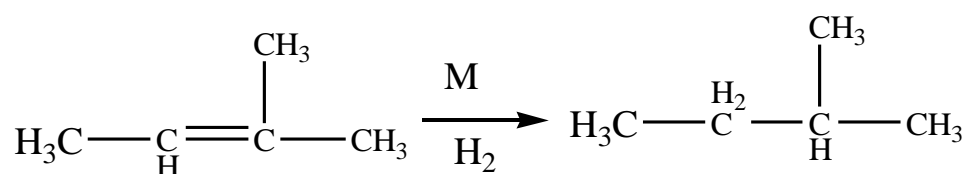
Затем крекинг до парафинов:



Карбениевый ион отдает протон и образует промежуточный олефиновый продукт:



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



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

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

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

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья и его подготовка

В таблице 2.1 приведена подробнейшим образом характеристика сырья и его подготовка.

Таблица 2.1 – Характеристика исходного сырья, материалов, реагентов, полуфабрикатов, готовой продукции, обращающихся в технологическом процессе

№ п/ п	Наименование сырья, материалов, реагентов, катализаторов, изготавливаемой продукции	Номер государственного или отраслевого стандарта, тех. усл.	Показатели качества, обязательные для проверки	Норма	Область применения
Сырье:					
1	Нефтепродукт ловушечный	П1-02 СД-074 ЮЛ-039	1.Массовая доля воды после очистки, %, не более 2.Содержание ВКЦ	0,5 отсутст.	
2	Гудрон		1.Плотность при 20°С, кг/м ³ , 2.Вязкость условная при 80°С, с, -сырье ТК-3, ТК-		

			<p>4, компонент СБ 20/40 и топочного мазута -сырье битумной 3.Температура вспышки, определяемая в открытом тигле, °С, не ниже 4.Содержание водорастворимых кислот и щелочей -компонент топочного мазута</p>	<p>20÷40 35÷60 190 отсутст.</p>	
3	Тяжелый вакуумный газойль		<p>1.Коксуемость по Конрадсону, % масс., не более 2.Цвет, ед. ЦНТ, не более -сырье установок ТК и компонент топочного мазута</p>	<p>0,3 5,5 Не нормируется отсутст.</p>	

			3.Содержание воды		
4	Тяжелый газойль каталитического крекинга		1.Плотность при 20°С, кг/м ³ , не ниже 2.Температура вспышки, определяемая в открытом тигле, °С, не ниже -для компонента топочного мазута	905 110	
№ п/п	Наименование сырья, материалов, реагентов, катализаторов, изготавливаемой продукции	Номер государственного или отраслевого стандарта, тех. усл.	Показатели качества, обязательные для проверки	Норма	Область применения
Получаемые продукты:					
5	Газ сухой установки ТК-4		1.Углеводородный состав, % масс.: -содержание C ₄ , не более -содержание C ₅ и	26,0 5,0	Сырье сероочистки

			выше, не более		
6	Рефлюкс установок ТК-3, ТК-4	П1-02 СД-074 ЮЛ-039	1. Углеводород. состав, %масс, н/б: -содержание ΣC_2 -содержание ΣC_4	1,0 30,0 не норм.	Сырье ГФУ
			-содержание ΣC_5 и выше		
7	Бензин установок ТК-3, ТК-4		1. Фракционный состав, °С, не выше -конец кипения 2. Испытание на медной пластинке	190 выдерж.	
8	Топливо дизельное установок ТК-3, ТК-4	1. Плотность при 20°С, кг/м ³ , н/б 2. Температура вспышки в закрытом тигле, °С, не ниже 3. Температура застывания, °С,	860 не норм. не норм. 2,0	Сырье гидроочистки	

			н/в 4.Цвет, ЦНТ, не более		
9	Крекинг – остаток установок ТК-3, ТК-4		1.Вязкость условная, ВУ °Е, не более -при 100 °С -при 80 °С 2.Температура вспышки, определяемая в открытом тигле, °С, не ниже -для марки М-100	4,3 8-14 110	Компонент топочного мазута
Вспомогательные материалы:					
1	Газ сухой очищенный	П1-02 СД-081 ЮЛ-039	1.Содержание сероводорода, % масс., не более	0,004	Топливо для технологических печей
2	Топливо газообразное (газ сухой)		1.Углеводородный состав -содержание суммы C ₅ , н/б	% масс. 2,4	

№ п/ п	Наименование сырья, материалов, реагентов, катализаторов, изготавливаемой продукции	Номер государственного или отраслевого стандарта, тех. усл.	Показатели качества, обязательные для проверки	Норма	Область применения
			2.Содержание водорода,		
			н/б	3,0	
			3.Мех.примеси	отсутст.	
			4.Содержание воды	отсутст.	
3	Топливо жидкое		1.Плотность при 20°С, г/см ³ 2.Тем-ра застывания, °С, в пределах 3.Тем-ра вспышки в закр. Тигле, °С, н/м	0,89-0,925 28-30 90	
4	Азот технический			Ааж-0,65	ПСН-30
			1.Содержание азота, % об.	99,9	99,3
			2.Содержание	-	0,5

			кислорода, %, н/б		
			3.Влажность по точке росы, °С, н/в	-	(-40)
Реагенты:					
10	Едкий натр	ГОСТ 2263	1.Массовая доля гидроксида натрия, % не менее -сорт высший -сорт первый 2.Внешний вид	44 46 Бесцветная или окрашенная жидкость. Допускается выкристаллизова нный ппосадок	При защелачивании готовится раствор меньшей концентрации по инструкции РХ

2.2 Технологическая схема установки термического крекинга ТК-3 после переобвязки колонны и ее описание

В качестве сырья используют тяжелые нефтепродукты мазут и гудрон ЭЛОУ АВТ 5,6 в резервуар №13 и 14, тяжелый газойль каталитического крекинга в резервуар №109, нефтеловушечный продукт в резервуар №331,332.

Мазут с гудроном с резервуара №13,14 подается на прием сырьевого насоса Н-2а, Н-1а, Н-2 после чего происходит ряд теплообменников Т-1, Т-1а, Т-2, Т-2а, где сырье нагревается до 240°С и поступает в ректификационную колонну К-3 на 20-тарелку.

Тяжелый газойль с резервуара №109 поступает на прием насоса Н-1 и подается №13,14 либо так же может подаваться в прием насоса для сырья Н-2а, Н-1а, Н-2. Нефтеловушечный продукт из резервуара №331,332 насосом Н-23 принимается на прием насоса Н-2а, Н-1а, Н-2.

В ректификационной колонне К-3 происходит процесс разделения сырья на фракции иначе говоря, отпарка легкой фракции. С низа колонны отпаренное сырье от легкой фракции отправляется на прием печного насоса Н-9,Н-9а и распределяется на 2 потока перед входом в технологическую печь П-1, где сырье нагревается до 485 °С и перетекает в реакционную камеру К-1, где происходит продолжение процесса термического крекинга.

2.3 Технологические решения по повышению производительности (оптимизации) установки

Процесс термического крекинга включает в себя переработку тяжелых фракций, для дальнейшего получения высококачественной продукции согласно ГОСТу.

Весь имеющийся технологический процесс происходит при высокой температуре и при высоком давлении.

Сам термический крекинг начинается в технологической печи П-1, где сырье только начинает реагировать, то есть вступать в реакцию. Далее, нагретое сырье до температуры 485 °С отправляется в колонну пустотелую, для продолжения процесса разложения.

Проблема конструкции данной колонны заключалась в том, что сырье подаваемое сверху – вниз не успевала полностью прореагировать, в следствии мы получали невысокий выход светлых нефтепродуктов, и продукты крекинга были низкого качества, по сравнению после переобвязки данной колонны, то есть ее оптимизации (модернизации).

Для достижения нашей цели, было предложено нами техническое изменение в конструкции К-1: сделать ввод сырья не сверху – вниз, а снизу – вверх, чтобы сырье больше задерживалось в данной колонне, и тем самым сам процесс крекинга происходил дольше, а выход светлых нефтепродуктов увеличился и само качество основного продукта – крекинг – остатка было больше.

Проведено численное моделирование реакционной камеры К-1 установок висбрекинга ТК-3 при переобвязке с изменением существующей схемы (вход сверху, выход снизу) на новую (вход снизу, выход сверху). В приложении 3 представлено избыточное

давление в реакционной камере при движении потока снизу вверх.

Давление на входе составляет 9,4 атм.

В приложении 4 представлены плотности газовой и жидкой фаз. Плотность жидкой фазы увеличивается по мере протекания реакции и разложения наиболее легких фракций гудрона.

В приложении 5 представлен профиль объемной доли газовой фазы в реакторе и график значений вдоль оси симметрии (белая линия по центру). Значение объёмной доли газовой фазы в штуцере выхода Д – 0.86.

Из приложения 5 видно, что образование газовой фазы происходит достаточно равномерно по высоте реактора.

Для иллюстрации распределения доли отгона по поперечному сечению реактора в приложении 6 представлены профили доли газовой фазы вдоль поперечной линии на высоте 7 метров. Интервал между кадрами составляет одну секунду.

Видны незначительные отклонения в диапазоне значений 0,785-0,795. В приложении 7 представлены профили скоростей жидкой и газовой фазы вдоль той же линии в аналогичный промежуток времени.

В приложении 8 представлен профиль доли газовой фазы вдоль поперечной линии на высоте 4 метра. По оси абсцисс расстояние вдоль диаметра реактора, а по оси ординат значение объёмной доли. Значения объёмной доли газовой фазы со временем изменяются в диапазоне 0.68 – 0.69.

В приложении 9 представлен профиль вертикальных скоростей жидкой и газовой фазы вдоль той же линии в аналогичный промежуток времени.

В приложении 10 представлен профиль доли газовой фазы вдоль поперечной линии на высоте 10 метров. По оси абсцисс расстояние вдоль диаметра реактора, а по оси ординат значение объёмной доли. Значения объёмной доли газовой фазы со временем изменяются в диапазоне 0.83 – 0.84.

В приложении 11 представлены профили вертикальных скоростей жидкой и газовой фазы вдоль той же линии в аналогичный промежуток времени.

В приложении 12 представлена зависимость вертикальной составляющей скорости жидкой и газовой фаз в реакторе по центральной оси (высоте). Среднее значение вертикальной скорости жидкости из расчёта составляет приблизительно 0.06 м/с. Отсюда, по

грубой оценке, время пребывания жидкой фазы в реакторе около 217 секунд.

Оценка времени пребывания по объёмному расходу, приведенная в таблице 2.2, даёт значение около 230 секунд. Из этого можно сделать вывод, что реактор будет работать в режиме, близком к реактору идеального вытеснения.

Таблица 2.2 - Оценка времени пребывания реакционной смеси в реакторе

Параметр	Вход
Средний расход жидкой фазы, т/ч	100
Средняя плотность, кг/м ³	692
Средний объёмный расход, м ³ /ч	144
Объём реактора до штуцера, м ³	9,3
время пребывания, с	232

В приложении 13 представлены линии тока, рассчитанные по скорости

жидкой и газовой фаз. На представленных слева линиях тока газовой фазы, видно достаточно равномерное течение, траектории пузырьков имеют классический зигзагообразный вид. Максимальное значение скорости газовой фазы в потоке (не в струе) составляет 0.2 м/с. По траекториям линий тока жидкости на входе в реактор видна

циркуляционная зона, вызванная узлом ввода сырья. Выше, поток выравнивается и линии тока начинают обрываться, что соответствует испарению жидкости. Максимальные значения вертикальной составляющей скорости жидкости достигают величины 0.1 м/с и выше.

По результатам гидродинамического моделирования К-1 при переобвязке снизу вверх средняя скорость восходящего потока жидкости составила 0,033м/с, соответствующее данной скорости время пребывания жидкости 360-390с хорошо коррелирует с оценкой времени пребывания по модели сокинг-камеры технологического расчёта.

Аналогичная скорость жидкости при текущей обвязке К-1 сверху-вниз составляет около 3м/с, что ограничивает время пребывания сырья в зоне реакции несколькими секундами, что показано в следующем разделе.

3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

3.1 Материальный баланс реакционного блока ТК-3 при существующей обвязке реакционной камеры К-1 и после

Цель расчета материального баланса – определение расходных коэффициентов продуктов и полупродуктов установки секций реакторно-регенераторного блока и основной колонны. На таблице 3.1 представлен материальный баланс секции реакционного блока ТК-3.

Таблица 3.1 – Сводный материальный баланс реакционного блока ТК-3 при существующей обвязке реакционной камеры К-1 и после

Статья прихода	т/год	кг/ч	масс., %	Статья расхода	т/год	кг/ч	масс., %
Текущий режим							
Сырье: гудрон	526400	65800	100	Сухой газ	13581,12	1697,64	2,58
				Бензин	14160,16	1772,36	2,69
				Соляр	-		
				Крекинг – остаток	498658,72	62350	94,76
Итого:	526400	65800	100	Итого:	526400	65820	100
После переобвязки							
Статья прихода	т/год	кг/ч	масс., %	Статья расхода	т/год	кг/ч	масс., %
Сырье: гудрон	526400	65800	100	Сухой газ	5895,68	744	1,12
				Бензин	16002,56	2268	3,04
				Соляр	3211,04	434	0,61
				Крекинг – остаток	501290,72	62354	95,23
Итого:	526400	65800	100	Итого:	526400	65800	100

Нефть западно-сибирского типа имеет выход гудрона в среднем 14% (450-600 °С). Время работы в среднем 8000 ч/год. Режим работы установки – круглосуточный, непрерывный.

Производительность установки по нефти в среднем 3.760.000 т/год.

Степень превращения сырья (К):

$$K = m_1 / m_2$$

где, m_1 – масса сырья, превращенного в готовый продукт,

m_2 – масса сырья введенного.

Отсюда,

$$m_1 = K * m_2 = (14 * 3.760.000) / 100 = 526.400 \text{ т/год по (гудрону)}$$

Далее находим производительность для всех продуктов (П):

Текущий режим:

1. Сырье – Гудрон имеет выход: 100%, следовательно, его производительность (П) равна:

$$\text{Производительность (П) в т/год: } P = (100 * 526.400) / 100 = 526.400 \text{ т/год}$$

$$\text{Производительность (П) в кг/ч: } P = (526.400 * 1000) / 8000 = 65.800 \text{ кг/ч}$$

2. Сухой газ имеет выход: 2,58%, следовательно, его производительность (П) равна:

$$\text{Производительность (П) в т/год: } P = (2,58 * 526.400) / 100 = 13.581,12 \text{ т/год}$$

$$\text{Производительность (П) в кг/ч: } P = (13.581,12 * 1000) / 8000 = 1697,64 \text{ кг/ч}$$

3. Бензин имеет выход: 2,69%, следовательно, его производительность (П) равна:

$$\text{Производительность (П) в т/год: } P = (2,69 * 526.400) / 100 = 14.160,16 \text{ т/год}$$

$$\text{Производительность (П) в кг/ч: } P = (14.160,16 * 1000) / 8000 = 1772,36 \text{ кг/ч}$$

4. Крекинг-остаток имеет выход: 94,76%, следовательно, его производительность (П) равна:

$$\text{Производительность (П) в т/год: } P = (94,76 * 526.400) / 100 = 498.658,72 \text{ т/год}$$

т/год

$$\text{Производительность (П) в кг/ч: } P = (498.658,72 * 1000) / 8000 = 62.350 \text{ кг/ч}$$

После переобвязки:

1. Сырье – Гудрон имеет выход: 100%, следовательно, его производительность (П) равна:

$$\text{Производительность (П) в т/год: } P = (100 * 526.400) / 100 = 526.400 \text{ т/год}$$

$$\text{Производительность (П) в кг/ч: } P = (526.400 * 1000) / 8000 = 65.800 \text{ кг/ч}$$

2. Сухой газ имеет выход: 1,12%, следовательно, его производительность (П) равна:

$$\text{Производительность (П) в т/год: } P = (1,12 * 526.400) / 100 = 5895,68 \text{ т/год}$$

$$\text{Производительность (П) в кг/ч: } P = (5895,68 * 1000) / 8000 = 744 \text{ кг/ч}$$

3. Бензин имеет выход: 3,04%, следовательно, его производительность (П) равна:

Производительность (П) в т/год: $P=(3,04*526.400)/100=16.002,56$ т/год

Производительность (П) в кг/ч: $P=(16.002,56*1000)/8000=2268$ кг/ч

4. Соляр имеет выход: 0,61%, следовательно, его производительность (П) равна:

Производительность (П) в т/год: $P=(0,61*526.400)/100=3211,04$ т/год

Производительность (П) в кг/ч: $P=(3211,04*1000)/8000=434$ кг/ч

5. Крекинг-остаток имеет выход: 95,23%, следовательно, его производительность (П) равна:

Производительность (П) в т/год: $P=(95,23*526.400)/100=501.290,72$
т/год

Производительность (П) в кг/ч: $P=(501.290,72*1000)/8000=62.354$ кг/ч

3.2 Технологический расчет печи П-1 установки ТК-3

Расчет велся на данные, отобранные 06-07.02.2019.

Температура и давление ввода и вывода сырья принималась по результатам расчета теплообменников.

Температура перевала принималась по результатам измерений и корректировалась в соответствии с результатами расчета.

Температура дымовых газов на выходе из конвекции принималась по результатам расчета.

Доля тепловых потерь излучением со стенок печи при расчете КПД печи принималась в соответствии с подразделом 8.1.1. – 3,25% (см. ниже).

Коэффициент избытка воздуха подбирался таким образом, чтобы доля кислорода в сухих дымовых газах соответствовала результатам измерений от 06 – 07.02.2019, составив:

$\alpha = 1,43$ для печи П-1 ТК-3 (доля O_2 в сухих дымовых газах – 6,8%) $\alpha = 1,52$. Результаты расчета представлены в Таблице 3.2.

В результате проведенного расчета установлено, что при изменении схемы обвязки сокинг-камер КПД печей составляет 70-76%. Нагрузка на печи находится в пределах регламентных значений на всем диапазоне производительности.

Вместе с тем, максимальная температура наружной стенки труб радиантного змеевика печи П-1 установки ТК-3 при расчете на чистые трубы превышает 500 °С. При увеличении полезной мощности печи более, чем на 30% по сравнению с приведенными в таблице значениями, а также при росте отложений на внутренних стенках труб из-за коксования продукта, температура может превысить значение 600-650 °С. После ремонта для змеевика печи П-1 установки ТК-3 были использованы трубы из стали 15Х5М, которая имеет предел применения 650 °С, однако необратимые изменения в структуре материала (подкаливание) начинаются при длительной эксплуатации труб уже при температурах 620-640 °С. Таким образом, при увеличении мощности печи, длительный межрегламентный пробег приведёт к выходу труб из строя из-за перегрева стенки трубы.

Согласно паспорту печь П-1 установки ТК-3 рассчитана на работу на проектной теплопроизводительности 16 Гкал/ч. КПД такой печи в имеющейся технологической схеме даже при условии хорошо отлаженного процесса горения (т. Е. коэффициента избытка воздуха на уровне $\alpha = 1,25-1,3$, что соответствует содержанию кислорода в сухих дымовых газах не выше 4,5-4,7 %) не превышает 72-73%, что

обусловлено конструктивными особенностями печи (центральной конвективной камерой). Таким образом, номинальная полезная мощность печи по проекту составляет 11,5-12 Гкал/ч, при температуре дымовых газов на перевале – 800-850 °С.

В настоящее время печь эксплуатируется с полезной нагрузкой < 8 Гкал/ч, т. Е. в полтора раза меньше проектной, при этом температура перевала составляет 700 °С. При повышении теплопроизводительности до проектной, максимальная температура стенок змеевика при расчете на чистые трубы вырастет до 540-560 °С. При запланированной безостановочной работе 1 год, неизбежно образование отложений на внутренних стенках трубы из-за образования кокса. В результате температура стенок змеевика в отдельных местах может превысить 640-650 °С. При такой температуре начинается подкаливание стали с интенсивным окалинообразованием, что приводит к образованию отдулин и, в перспективе, прогару труб. Для змеевиков, работающих в таких условиях, рекомендуется применение труб из стали 12Х18Н10Т.

Таблица 3.2 – Результаты поверочного расчета печей П-1 установки
ТК-3

	Печь П-1 ТК-3
Расход сырья на левый поток, кг/ч	38920
Расход сырья на правый поток, кг/ч	38920
Полезная тепловая мощность на левый поток, Гкал/ч	3,896
Полезная тепловая мощность на правый поток, Гкал/ч	3,896
Температура сырья на входе в печь, левая половина печи, °С	284
Температура сырья на входе в печь, правая половина печи, °С	284
Температура сырья на входе в радиантный змеевик, левая половина печи, °С	313
Температура сырья на входе в радиантный змеевик, правая половина печи, °С	313
Температура сырья на выходе из печи, °С	440,5
Давление сырья на входе в печь, кг/см ² (абс.)	15,8
Давление сырья на выходе из печи, левый поток, кг/см ² (абс.)	11,8
Давление сырья на выходе из печи, правый поток кг/см ² (абс.)	11,8
Перепад давления в змеевике левой половины печи, кг/см ²	4,0
Перепад давления в змеевике правой половины печи, кг/см ²	4,0
Температура дымовых газов на перевале, левая половина печи, °С	710
Температура дымовых газов на перевале, правая половина печи, °С	700
Температура дымовых газов на выходе из печи, °С	468

Доля тепла, снимаемая в радиации левой половины печи, %	0,798
Доля тепла, снимаемая в радиации правой половины печи, %	0,798
Максимальная температура стенки чистых труб змеевика левого потока, °С	505
Максимальная температура стенки чистых труб змеевика правого потока, °С	505
Максимальная линейная скорость потока в левом змеевике, м/с	2,5
Максимальная линейная скорость потока в правом змеевике, м/с	2,5
Среднее поверхностное теплонапряжение труб левого радиантного змеевика, ккал/м ² *ч	10340
Среднее поверхностное теплонапряжение труб правого радиантного змеевика, ккал/м ² *ч	10340
Среднее поверхностное теплонапряжение труб левого (нижнего) конвективного змеевика, ккал/м ² *ч	3670
Среднее поверхностное теплонапряжение труб правого (верхнего) конвективного змеевика, ккал/м ² *ч	3670
КПД, %	70,28
Количество кислорода в сухих д. г., %	6,8

3.3 Тепловой баланс реакционной камеры установки ТК-3

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

Составим тепловой баланс реакционной камеры установки ТК-3, из которого определим температуру сырья на входе в узел смешения с катализатором.

Уравнение теплового баланса реактора:

$$Q_c + Q'_{изг} = Q_{сгр} + Q''_{изг} + Q_{зр} + Q_{п.}$$

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

Так как количество тепла, вносимое коксом на регенерированном катализаторе, мало, то в расчетах его можно не учитывать.

Таблица 3.3 -Тепловой баланс реакционной камеры установки ТК-3

Поток	Агрегатное	t, °C	Удельная	Энтальпия,		Количество,	Количество
	состояние		теплоемкость,				
			Дж/кг*°C				кДж/с
Приход:							
Сырье гудрон	т	450	9108,89	4099,0	52083,33	14,47	17327,76
Итого:				4099			17327,76
Расход:							
Газ до C ₄	г	500	3330,00	1665,0	3541,7	0,98	1638,02
Бензин C ₄ - 205°		345	4057,68	1399,9	17187,5	4,77	6683,42
Крекинг- остаток	п	600	1723,50	1034,1	31354,2	8,71	9006,31
Итого:			9111,18	4099,0	52083,33	14,47	17327,76

Тепловой эффект реакций крекинга рассчитывается по формуле

$$Q_{э,р} = q_{э,р} \cdot (G_{ст} + G_{шф} + G_{бф} + G_{б} + G_{из}),$$

где $q_{э,р}$ – тепловой эффект реакций крекинга на 1 кг продуктов реакций, принимается $q_{э,р} = 200$ кДж/кг.

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

Потери тепла в окружающую среду:

$$Q_{ок} = 0,005 \cdot Q'_{кат};$$

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

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

$$Q_i = G_i \cdot h_i,$$

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

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

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

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

До сих пор, как говорилось выше, многие промышленные предприятия ищут способы улучшения качественного и количественного получения продукции при термическом крекинге, так как значительная часть продукции все же теряется, по этому наша тема без сомнения.

Наша цель достигнута, так как после оптимизации установки термического крекинга – переобвязки установки, производительность

получаемых продуктов значительно повысилась, так же и качество. Об этом говорят нам расчеты, предоставленные в данной работе.

Поэтому мы считаем, что нашему технологическому решению имеет место быть и в последствии должно быть использовано на предприятиях, занимающихся нефтепереработкой, так как это позволит увеличить и улучшить качество получаемой продукции.

На Этапе №1 данной работы численное моделирование кинетических и гидродинамических процессов в реакционной камере К-1 установок висбрекинга ТК-3 показало, что:

1. Режим течения парожидкостного потока вспененный и однородный.
2. Установка дополнительных распределительных устройств на входе (нижнем штуцере) не требуется.
3. Время пребывания жидкости в реакторе составляет более 300 секунд.
4. Переобвязка камер по схеме «снизу-вверх» увеличит время пребывания сырья в зоне реакции на два порядка и позволит снизить температуру выхода из печи П-1 до 435-441°С без ущерба для степени конверсии и достижения показателей по вязкости остатка

На Этапе №2 создание адекватной модели текущей работы реакторных

блоков и модели работы блоков после переобвязки сокинг-камер снизу вверх показало, что:

1. После переобвязки сокинг-камер К-1 на установках ТК-3 и ТК-4 сокращается расход топлива на печах в соответствии с сокращением полезной нагрузки более чем на 1,0 Гкал/ч суммарно на ТК-3 и ТК-4.

2. Более мягкий режим крекирования приводит к сокращению выхода сухого газа при суммарном выводе соляра до 1,5т/ч суммарно с ТК-3 и ТК-4.

3. Повышение температуры выхода из сокинг-камер К-1 сверх 430°C приводит к увеличению конверсии сырья при одновременном росте расчётной вязкости остатка более 90сСт.

4. Температуры в сепараторах К-2 обеих установок ТК-3 и ТК-4, а также температура сырья (гудрона) на входе в К-3 ТК-3 оказывают существенное влияние на вязкость остатка висбрекинга. Нежелательно повышение температуры в К-2 сверх 405-410°C и снижение температуры сырья (гудрона) в К-3 ниже 210°C.

СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Федеральный закон РФ «О промышленной безопасности опасных производственных объектах», №116-ФЗ от 21.07.1997г. с изменениями, в редакциях от 10.01.2003 №15-ФЗ, от 22.08.2004 №122-ФЗ, от 09.05.2005 №45-ФЗ, от 18.12.2006 №232-ФЗ, от 30.12.2008 №309-ФЗ, от ЗОЛ 2.2008 №313-ФЗ;
2. Технологический регламент ТК-3 «Сызранского НПЗ», г. Сызрань. – 2012г;
3. Desikan P., Amberg CM., Can. J. Chem., 41, 1996-1963;
4. Kolboe ., Amberg C.H., Can. J. Chem., 44, 2623-1966;
5. Givens E.S., Venuto P.B., Prep. Am. Chem. Soc. Div. Pet. Chem., 16(4)-1970. 8
6. Frye C.G., Liosby J.F., Chem. Eng. Prog., 63(9), 66-1967
7. ГОСТ 12.1.004-91 Пожарная безопасность. Общие требования;
8. ГОСТ 12.2.063-81 Арматура промышленная трубопроводная. Общие требования безопасности;

9. ГОСТ 1510-84 Нефть и нефтепродукты. Маркировка, упаковка, транспортировка и хранение;
10. ГОСТ Р 51330.19-99 Электрооборудование взрывозащищённое. Часть 10. Классификация взрывоопасных зон;
11. ВНТП 81-85 Нормы технологического проектирования предприятий по переработке и производству продуктов органического синтеза;
12. Абубакарова З.Ш. Становление промышленных процессов термического крекинга на Кавказе: дис. Канд. Техн. Наук. Уфа, 2007. 225 с.
13. Авторский коллектив РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина под руководством к.т.н Л.Н. Багдасарова, Популярная нефтепереработка, «Газпром нефть», 2017-17 с.;
14. Ахметов С.А. Технология глубокой переработке нефти и газа. Уфа: Гилем, 2002;
15. Ахметов С.А., Физико-химическая технология глубокой переработке нефти, ч. 1, Уч. пос.-Уфа: УГНТУ, 1997.-304 с.;
- 16.. Ахмадова Х.Х., Сыркин А.М., Мовсумзаде Э.М. Предпосылки создания процесса термического крекинга: моногр. Красноярск: Научно-инновационный центр, 2011. Кн. 3. С. 58-104.
17. Ахмадова Х.Х. Становление и развитие отечественных систем термического крекинга: дис. Докт. Техн. Наук. Уфа, 2014. 457 с.
18. Бэлл Г.С. Американские методы переработки нефти / пер. с англ. Под общ. Ред. К.В. Кострина и Н.Ф. Седых. Ч. 1. М.;Л.: ГНТНИ, 1933. 317 с.
19. Бэлл Г.С. Американские методы переработки нефти / пер. с англ. Под общ. Ред. К.В. Кострина и Н.Ф. Седых. Ч. 1. М.;Л.: ГНТНИ, 1933. 317 с.
20. Крылов О.В., Гетерогенный катализ, «Академкниг», 2004.-679 с.

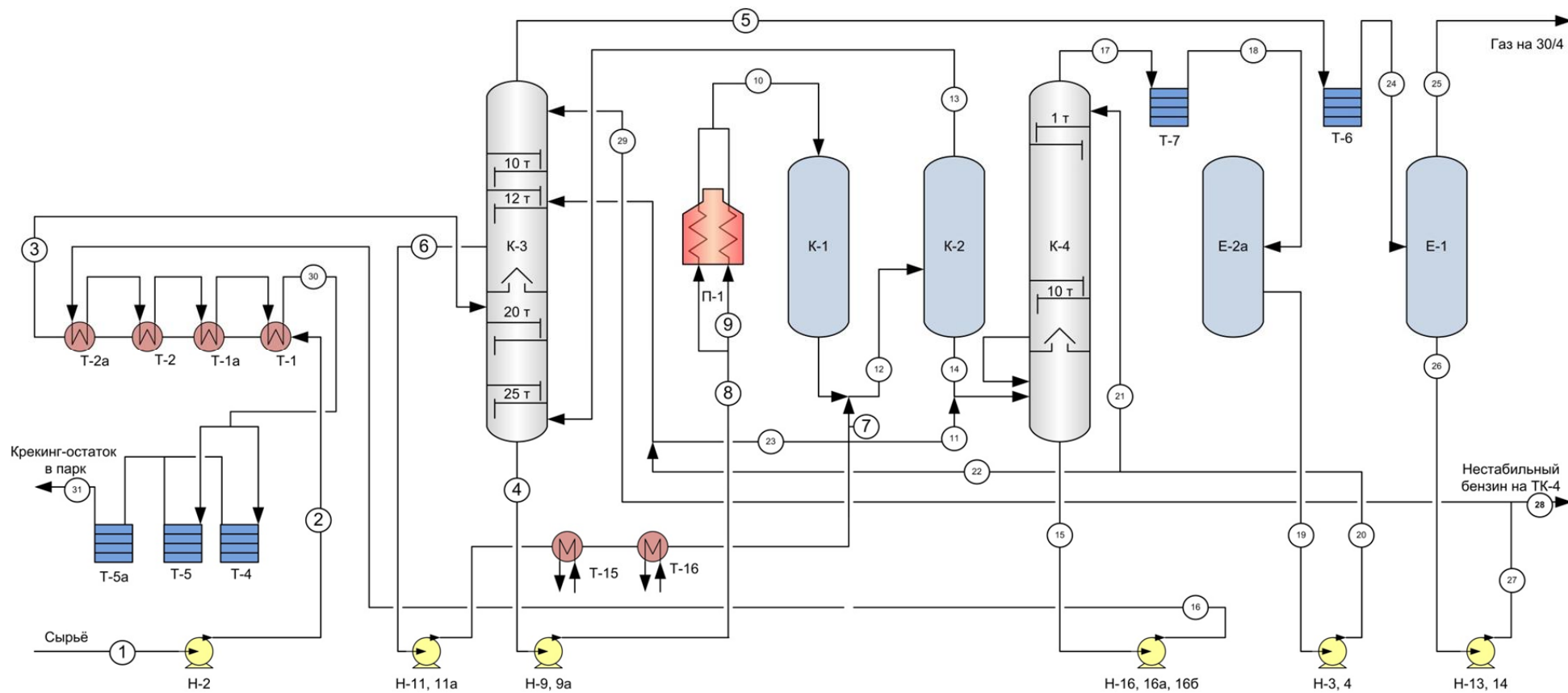
21. Мовсумзаде Э.М., Абубакарова З.Ш., Сыркин А.М. Зарождение и становление промышленных процессов термического крекинга в Баку // История науки и техники. 2005. № 4. С. 72-78.
22. А.И. Груданова, В.А. Хавкин, Л.А. Гуляева Перспективные процессы производства дизельных топлив для холодного и арктического климата с улучшенными экологическими и эксплуатационными характеристиками, Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний. 2013. №12.-3-7с.
23. Б.Л. Лебедев, И.П. Афанасьев, А.В. Ишмурзин, С.Ю. Талаев. Производство зимнего дизельного топлива в России.
24. Нефтепереработка и нефтехимия-2015-№4- 19-27с. Б.А. Энглин. Применение жидких топлив при низких температурах. Химия, 1980г-208с.
25. В.А. Остроумова Гидроизомеризация высших n-алканов и дизельных фракций на бифункциональных катализаторах, содержащих мезопористые алюмосиликаты-МГУ имени Ломоносова-Москва, 2012г.-132с.
26. В.А. Остроумова Гидроизомеризация высших n-алканов и дизельных фракций на бифункциональных катализаторах, содержащих мезопористые алюмосиликаты-МГУ имени Ломоносова-Москва, 2012г.-132с. Mihalyi R.M., Lonyi F., Beyer H.K., Szegedi A., Kollar M., n-Hertanehydroconversion over nickel-loaded aluminum-and/or boron-containing BEA zeolites prepared by recrystallization of magadiite varieties// Journal Molecular Catalysis, Chemical-Vol.367.-2013.-P.77-88
27. Белинская Н.С. Совершенствование работы сопряженной системы «реактор – колонна стабилизации» процесса каталитической депарафинизации дизельных фракций нефти методом

математического моделирования/Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук. Томск, 2015.

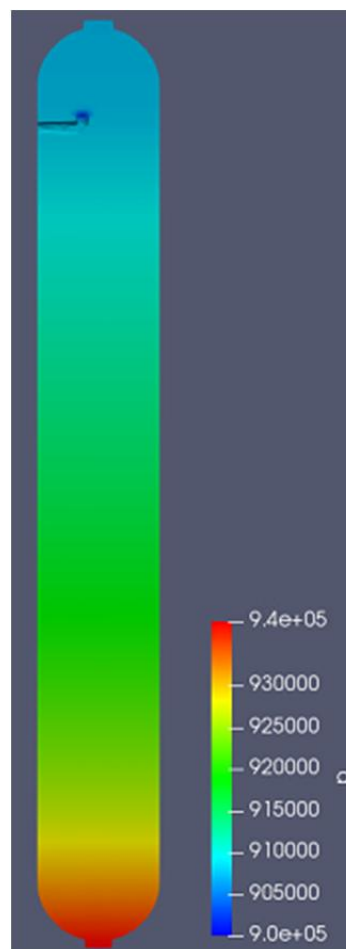
ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение 1

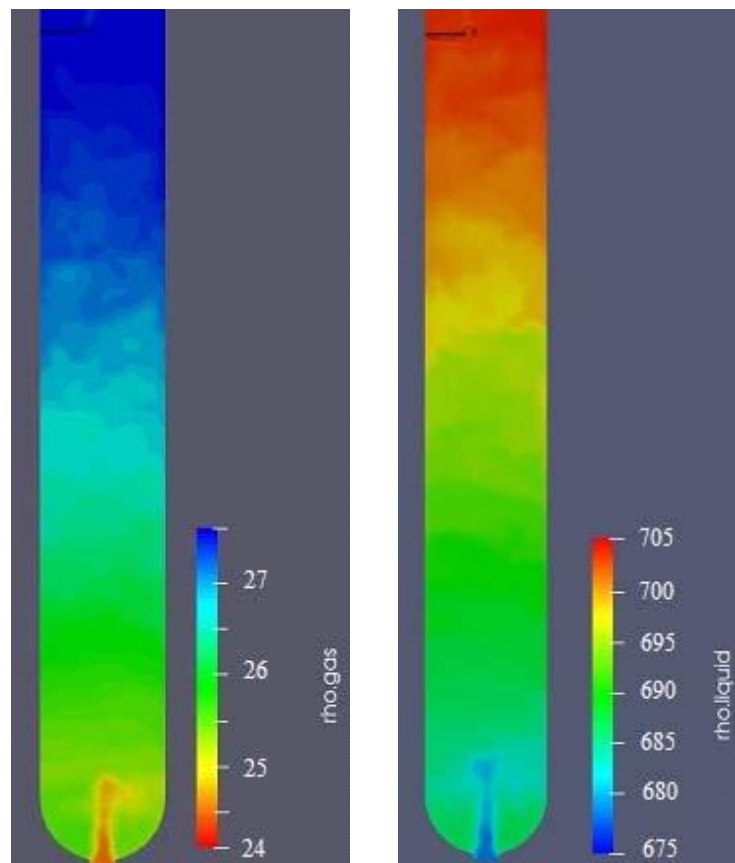
Технологическая схема установки термического крекинга ТК-3 до переобвязки колонны



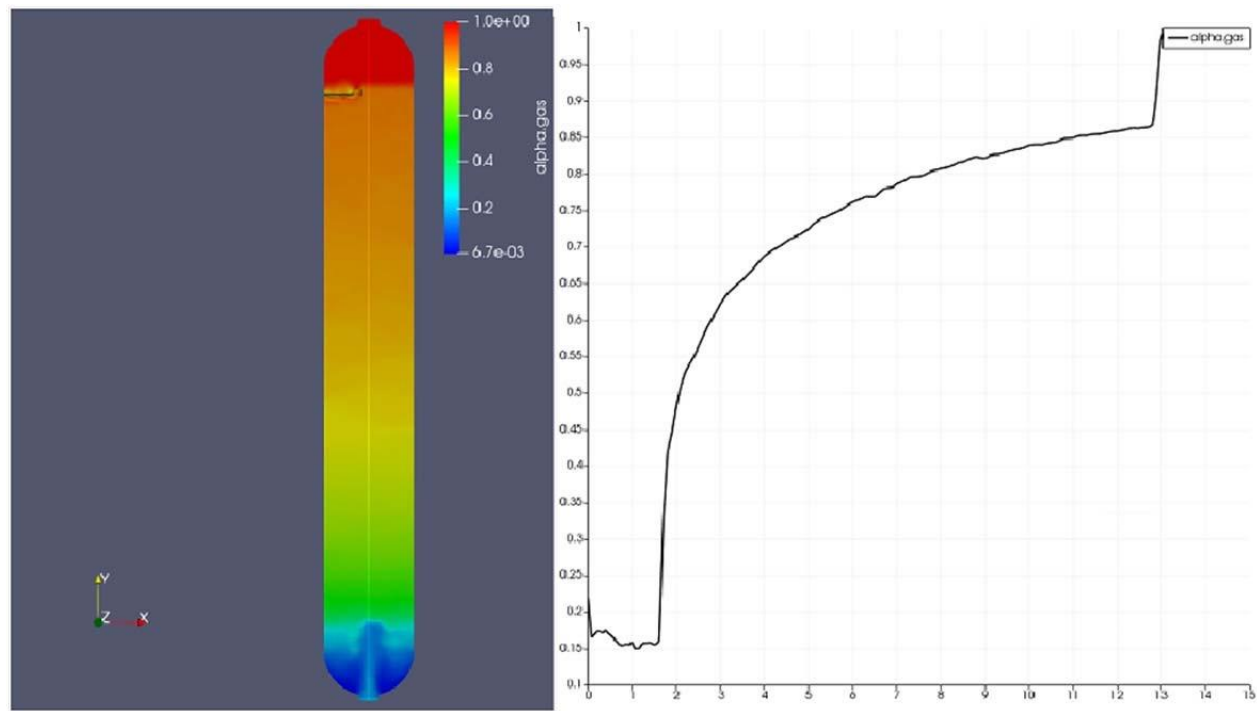
Избыточное давление в реакторе при движении снизу вверх



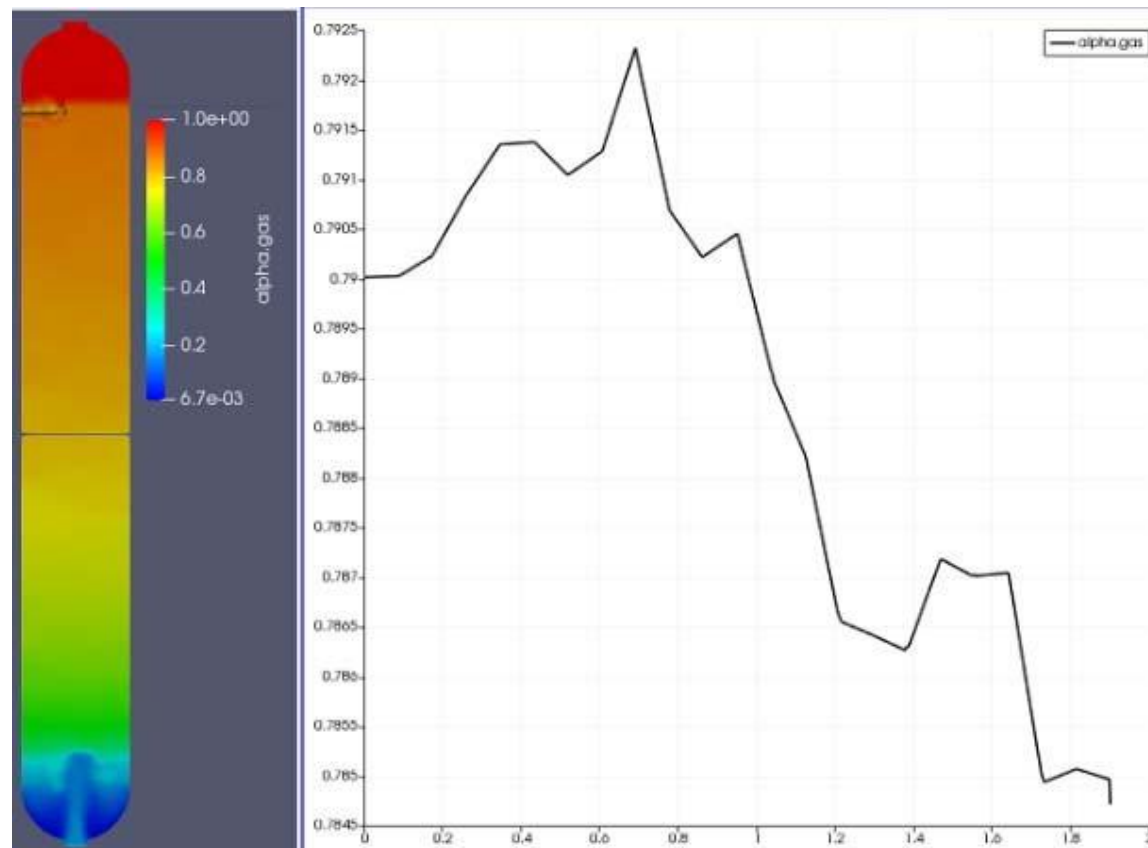
Плотность газовой (а) и жидкой (б) фаз (б)



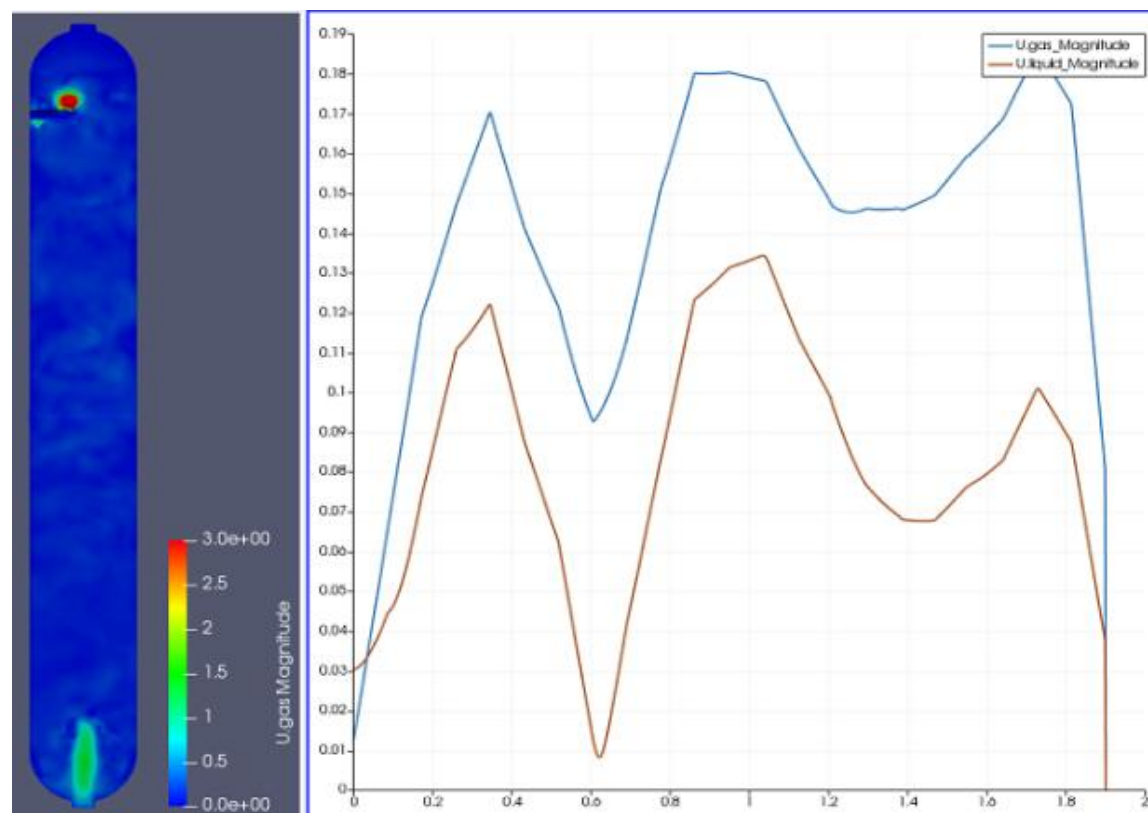
Объемная доля газовой фазы в реакторе и зависимость по центральной оси



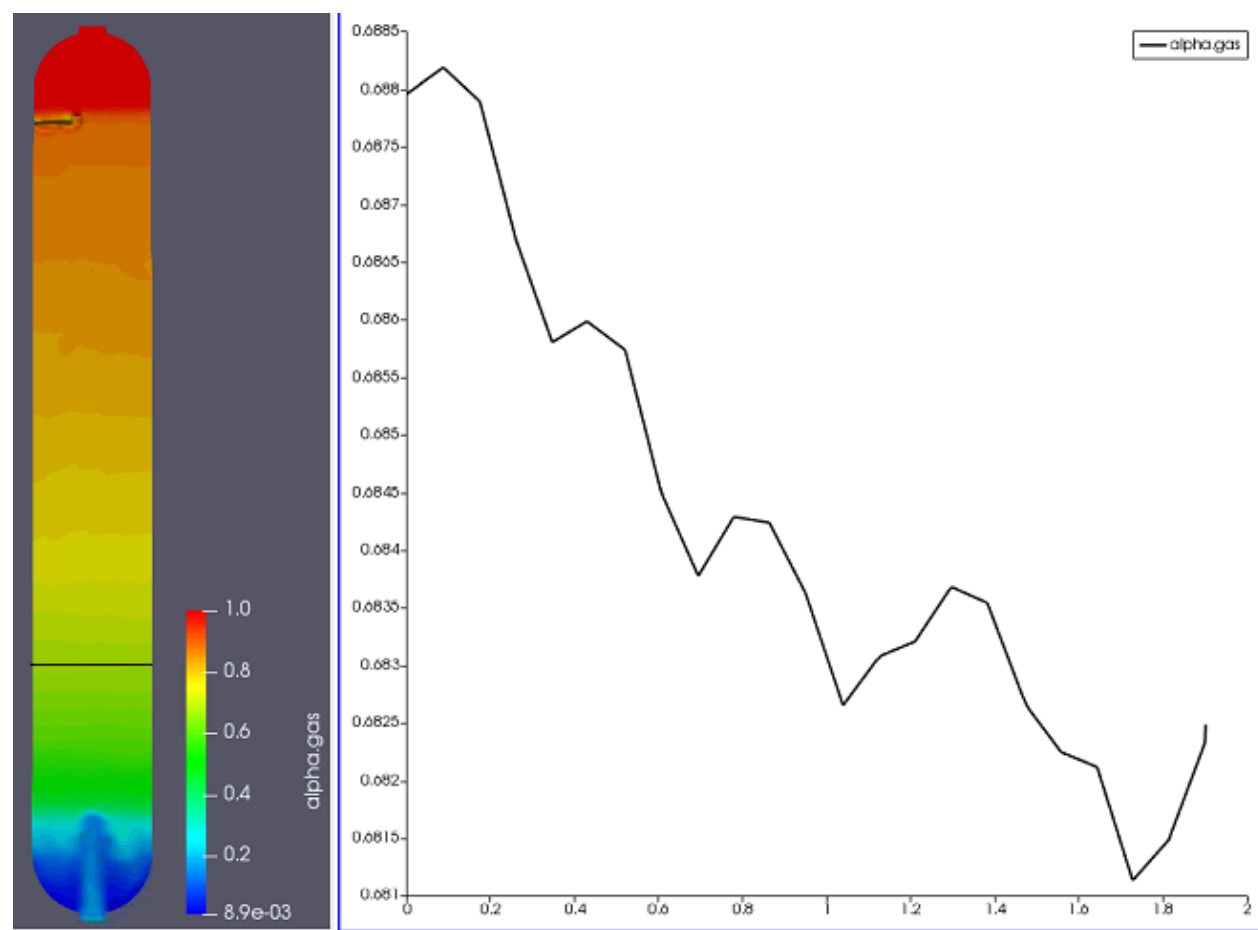
Профиль доли газовой фазы вдоль поперечной линии на высоте 7 м



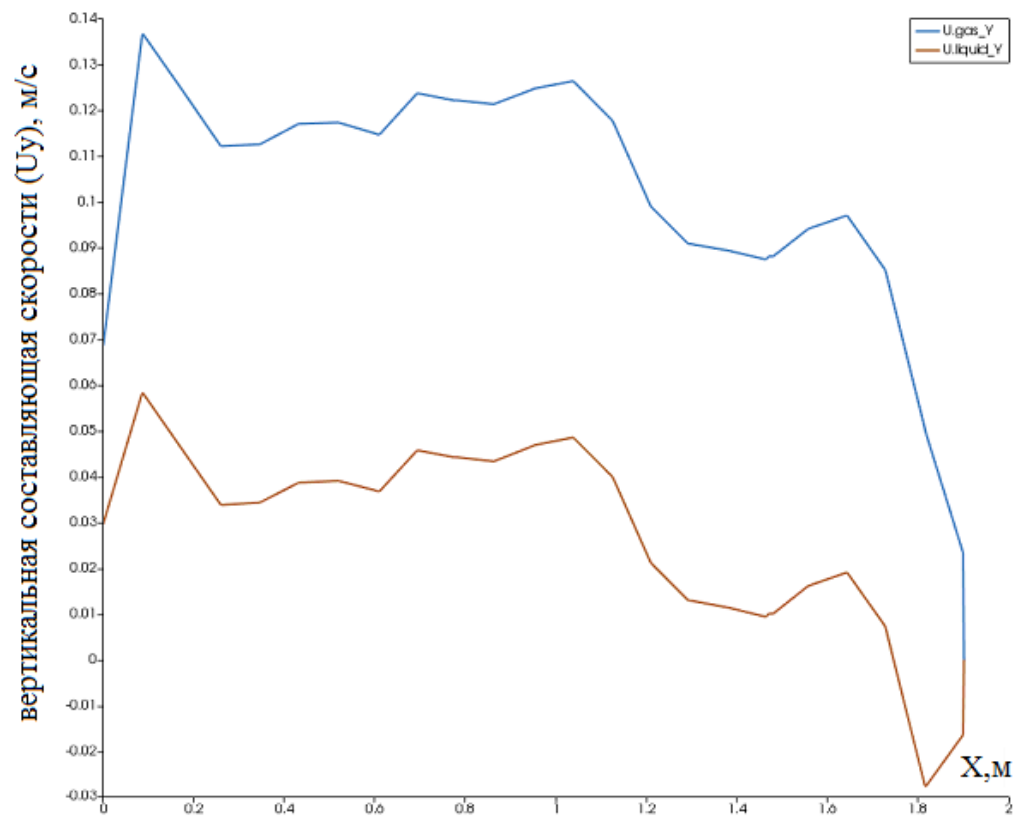
Профиль вертикальной составляющей скорости жидкой и газовой фаз вдоль поперечной линии на высоте 7 м



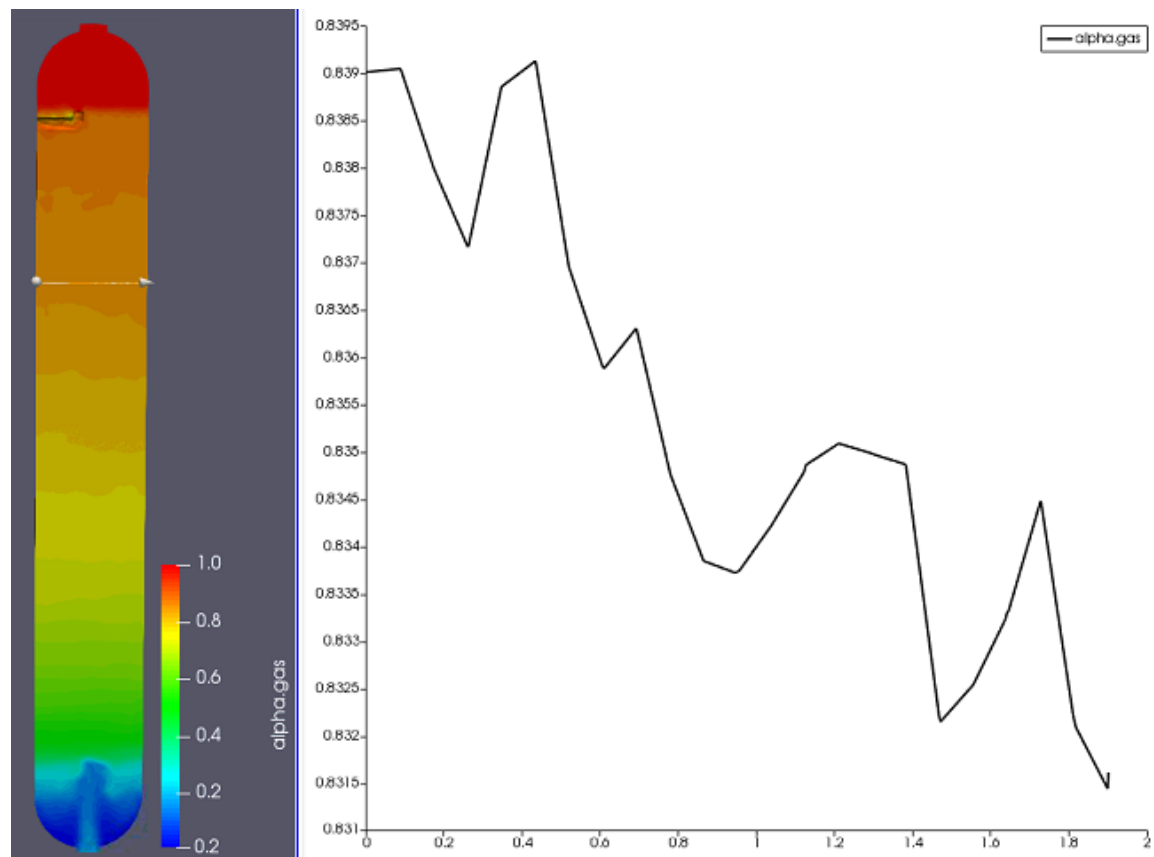
Профиль доли газовой фазы вдоль поперечной линии на высоте 4м



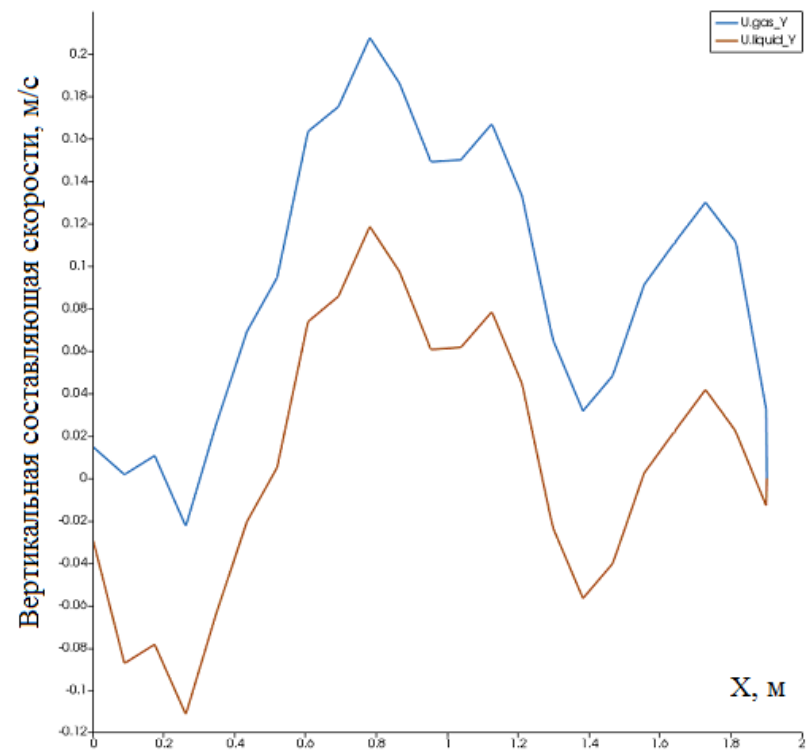
Профиль вертикальной составляющей скорости жидкой и газовой фазы вдоль поперечной линии на высоте 4м



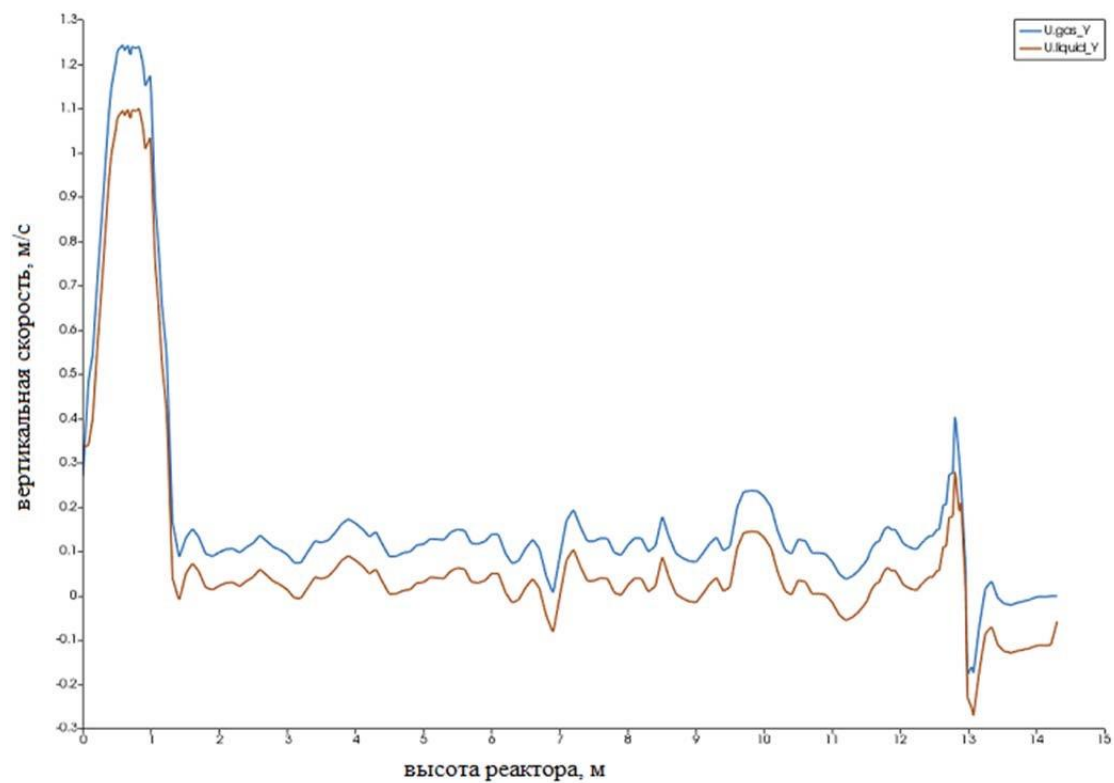
Профиль доли газовой фазы вдоль поперечной линии на высоте 10м



Профили вертикальной составляющей скорости жидкой фазы вдоль поперечной линии на высоте 10 м



Зависимость вертикальной составляющей скорости фаз в реакторе по центральной оси (высоте)



Линии тока газовой (а) и жидкой (б) фаз со значениями вертикальной скорости

